

ESTUDIO DE VIABILIDAD DE LA INCORPORACIÓN
DE LA FRACCIÓN ORGÁNICA DE
LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS (FORSU) AL
TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES
MEDIANTE LA TECNOLOGÍA DE BIOREACTOR DE
MEMBRANAS ANAEROBIAS (AnMBR)



Tesis doctoral en Ingeniería del Agua y Medio Ambiente

Patricia Moñino Amorós

Dirigida por Ramón Barat Baviera y Daniel Aguado García

Marzo, 2017



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA HIDRÁULICA Y
MEDIO AMBIENTE

ESTUDIO DE VIABILIDAD DE LA
INCORPORACIÓN DE LA FRACCIÓN ORGÁNICA
DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS (FORSU)
AL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES
MEDIANTE LA TECNOLOGÍA DE BIOREACTOR DE
MEMBRANAS ANAEROBIAS (AnMBR).

Memoria que, para optar al grado de Doctor por la Universitat Politècnica de València,
presenta PATRICIA MOÑINO AMORÓS

València, marzo de 2017

Nunca dejes que el miedo entorpezca tu camino. No tengas miedo de seguir adelante aun cuando parezca imposible, aun cuando digan que es imposible. No tengas miedo de ser independiente, de ser diferente, de equivocarte, de cometer y admitir errores, porque sólo quienes se atreven a fallar a lo grande pueden conseguir algo grande.

– Margaret Hamilton

AGRADECIMIENTOS

El respeto hacia el entorno que nos rodea, la curiosidad científica y las ganas de cambiar la dirección hacia a la que nos conduce esta sociedad me llevaron a encaminarme hacia la investigación en medio ambiente, culminando, por el momento, en esta tesis doctoral. Un largo camino, una gran experiencia, que no hubiera sido posible sin muchas personas a las que quiero agradecer en las líneas previas a la presentación de este trabajo.

A Ramón y Daniel, mis directores, que me han ayudado infinitamente, os agradezco vuestra confianza y apoyo, vuestros buenos consejos y vuestro esfuerzo para que esta tesis doctoral saliera adelante.

A José Ferrer y Aurora Seco, por haberme permitido formar parte del grupo de investigación Calagua, donde he crecido como investigadora, ingeniera y persona. A la Generalitat Valenciana, por el respaldo económico recibido durante estos años.

A Silvia, Ruth, Tao y Álex, por todos los momentos vividos, en la planta y fuera de ella, ¡pero sobretodo en la planta! Interminables jornadas, muchas risas y algunas lágrimas, pero sobretodo compañerismo y amistad. Especialmente a Silvia, con la que he pasado más horas estos cuatro años que con otra persona, me has ayudado mucho, muchas gracias.

A Juan, Ángel y Freddy, que me enseñaron todo lo que sabían de la planta, que me animaron a perder el miedo a destripar una válvula o a realizar una instalación eléctrica. A Emérita, un GRAN apoyo en los primeros años y a Maria Pachés, que le tomó el relevo, os admiro a las dos como personas y como profesionales. Al resto del grupo: Vicky Núria, Alberto, Luis, Ana Ruiz, Javi, por los momentos vividos y los consejos como doctores. Y como no, los compañeros de despacho, planta y quedadas ‘after-work’, Josué, Mónica, Rafa, Rebecca, Dani Garcia, Berta, Ana Peral y muchos otros que han pasado por el despacho de becarios.

A mis padres y mi hermano, porque siempre han confiado en mí, han apoyado mis decisiones y me han ayudado a seguir adelante. A mis tios José y Rafa, porque sé que más de una vez han ayudado a que mis padres apoyen mis decisiones.

A mi segunda familia, Juanma, Paula y Núria, que han vivido mis momentos de euforia por la vocación científica, que han escuchado mil historias de la planta, pero que también han estado en los momentos de ansiedad, nervios e incluso locura transitoria, que esta tesis me ha generado en ocasiones. Sin vosotros a mi lado, mi vida no sería igual, os quiero siempre ahí, y no dudéis que yo también estaré para vosotros.

Però no soles han estat elles: Lola, Fiona, Pau, Serra, Júlia, Dani, Bèlia, Asier, heu aparegut i m’heu fet la vida més bonica. Toni, Raquel, Marina, Laura, Sonia, amistats de més de deu anys, que sé que continuaran per molt lluny que estem. Josep, ara sí, el món ens espera.

Gràcies, vos duc al cor a totes.

Resumen.

El volumen de residuos sólidos urbanos (RSU) y aguas residuales urbanas (ARU) aumenta drásticamente a nivel mundial por el aumento de población y de actividades en las áreas urbanas. La contaminación del agua y la excesiva producción de residuos, que a su vez conlleva la escasez de recursos naturales, precisa de innovaciones en el tratamiento de los residuos. Estas innovaciones se deben sustentar sobre las bases de un nuevo paradigma: de una filosofía de gestión de residuos a una filosofía de gestión de recursos. A través de la recuperación de materiales y de energía, se considera que los residuos son un recurso que puede y debe aprovecharse, siendo esto el concepto de la valorización.

Esta Tesis Doctoral tiene como objetivo principal estudiar el tratamiento conjunto de las aguas residuales urbanas (ARU) y la fracción orgánica de los RSU (FORSU), aunando los tratamientos para su valorización energética. En concreto, se evalúa la viabilidad del tratamiento conjunto mediante la tecnología AnMBR (Anaerobic Membrane BioReactor), obteniendo como producto el biogás, rico en metano, que puede ser utilizado en motores de combustión para la producción de electricidad. Para ello, se realizó una caracterización exhaustiva de la FORSU, y mediante un montaje experimental con un triturador de residuos de comida (TR) se incorporó la FORSU a una planta piloto AnMBR, en la que se realizó un estudio experimental a nivel biológico y un estudio de viabilidad económica. La planta piloto está situada en la EDAR del Carraixet (Alboraia, València) y es alimentada con el efluente del desarenador y la fracción orgánica de los residuos producidos en los restaurantes de la Universidad Politécnica de València.

El uso de TR en los domicilios supone un consumo extra de agua poco significativo (del 1,9%, según el presente estudio). La caracterización físico-química de la FORSU pone de manifiesto una elevada concentración de materia orgánica (medida como DQO) de la FORSU ($59400 \pm 14000 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$), cien veces mayor respecto de los valores medios de ARU que se introducen en la planta piloto AnMBR o de un ARU típica. Por ello, se espera un notable aumento de la producción de biogás. Además, la concentración de sulfato, se mantiene en unos rangos de concentración similares a los del ARU, de forma que la relación DQO/S-SO_4 aumenta, favoreciendo a las *Archaea* metanogénicas (AM) en su competición por el sustrato disponible contra las bacterias sulfatoreductoras. La concentración de nitrógeno total es casi el doble de la del ARU afluente y 10 veces mayor en el caso del fósforo total.

En el estudio de distribución de tamaño de partículas, se refleja que sólo el 13% de las partículas se eliminarán tras un pretratamiento restrictivo, como es el tamizado por 0,5 mm. Por lo tanto, la mayor parte de la materia orgánica pasa a través del proceso de tamizado y alcanza el reactor anaerobio para su valorización. La biodegradabilidad anaerobia de la FORSU, obtenida a partir de ensayos de BMP, es del $72 \pm 3\%$.

Durante los 536 días de operación desarrollada a escala de planta piloto, se estudian seis periodos distintos modificando el tiempo de retención celular (TRC) y el factor de penetración (FP) de la FORSU. Se observa que la adición de la FORSU no afecta a la estabilidad del proceso, tal y como lo muestra la ausencia de AGV en el efluente de AnMBR y la baja relación de alcalinidad.

El aporte de DQO debido a la adición de la FORSU implica un notable incremento de la carga orgánica en la entrada al reactor AnMBR. La proporción de FORSU respecto al caudal total (1,1 %) provoca un efecto de dilución que hace que el aporte de nutrientes por parte de los residuos prácticamente no se aprecie. Así, la relación

DQO/S-SO₄ se ve incrementada de 5,1 en el Periodo 1 (TRC de 40 días y 0% de FP) a 8,0 en el Periodo 5 (TRC de 70 días y 80% de FP).

La producción de metano durante el tratamiento conjunto es notablemente mayor que en los periodos donde sólo se trata ARU (Periodos 1 y 6), alcanzando un incremento de casi un 200% cuando se trabaja con un FP del 80% en el Periodo 5 con respecto de la producción en el Periodo 1. En general, la producción de metano es mayor cuanto mayor es el TRC. Con un mismo FP del 40%, se consigue una mayor producción en el Periodo 4, con 70 días de TRC (114,9 L·kg⁻¹ DQO eliminada) que en el Periodo 2, con 40 días (80,4 L·kg⁻¹ DQO eliminada). Sin embargo, la producción en el Periodo 3, operado sin purga de fango, es solamente un 5% mayor que la obtenida a TRC de 70 días, mientras que la concentración de sólidos en el reactor en el Periodo 3 dobla la concentración del Periodo 4 (28943 mg·L⁻¹ y 15484 mg·L⁻¹, respectivamente), lo cual sugiere que TRCs superiores a 70 días no suponen un incremento significativo en la producción de biogás. Por otro lado, al incrementar el FP de la FORSU al doble, se observa un aumento del 30% en la producción de metano y casi de un 200% al comparar con el periodo previo al tratamiento conjunto.

El efluente obtenido es rico en nutrientes, y, gracias al efecto de las membranas, no hay presencia de sólidos suspendidos o patógenos, dotando al efluente de una gran calidad, por lo que puede ser utilizado como agua de riego. Además, se cumplieron los límites de vertido de DQO durante todo el experimento.

La incorporación de la FORSU y el incremento del TRC provocan un cambio poblacional en el reactor anaerobio por el incremento de población de bacterias encargadas de la hidrólisis y la fermentación y de AM, traduciéndose en una mayor biodegradabilidad de la materia orgánica. Tras la calibración del modelo BNRM2, las simulaciones realizadas confirman esta mayor biodegradabilidad durante los periodos con adición de la FORSU.

Durante los diferentes periodos, el ensuciamiento de las membranas fue mínimo, la presión transmembrana (PTM) en el módulo de membranas de $-0,131 \pm 0,06$ bar está muy alejada de la PTM límite ($-0,40$ bar). En el estudio económico de la operación, el menor coste se dio en el Periodo 5 (con TRC de 70 días y 80% de FP), consiguiendo un beneficio debido a la producción de biogás de $0,022 \text{ €} \cdot \text{m}^{-3}$ tratado, frente al coste del Periodo 1 (con TRC de 40 días y sin FORSU) de $0,039 \text{ €} \cdot \text{m}^{-3}$ tratado, bajo condiciones óptimas de filtración, demostrando que el tratamiento conjunto de la FORSU en un AnMBR reduce el coste de operación.

La presente Tesis Doctoral ha demostrado la viabilidad técnico-económica del tratamiento conjunto de aguas residuales y FORSU con la tecnología AnMBR y el gran interés de este tratamiento como una opción de futuro dentro del concepto actual de transformar las estaciones de tratamiento de aguas residuales en estaciones de recuperación de recursos.

Resum.

El volum de residus sòlids urbans (RSU) i aigües residuals urbanes (ARU) augmenta dràsticament a nivell mundial per l'augment de població i d'activitats en les àrees urbanes. La contaminació de l'aigua i l'excessiva producció de residus, que al seu torn comporta l'escassetat de recursos naturals, precisa d'innovacions en el tractament dels residus. Aquestes innovacions s'han de sustentar sobre les bases d'un nou paradigma: d'una filosofia de gestió de residus a una filosofia de gestió de recursos. A través de la recuperació de materials i d'energia, es considera que els residus són un recurs que poden i han d'aprofitar-se, sent aquest el concepte de la valorització.

Aquesta Tesi Doctoral té com a objectiu principal estudiar el tractament conjunt de les aigües residuals urbanes (ARU) i la fracció orgànica dels RSU (FORSU), unint els tractaments per a la seua valorització energètica. En concret, s'avalua la viabilitat del tractament conjunt mitjançant la tecnologia AnMBR (Anaerobic Membrane BioReactor), obtenint com a producte el biogàs, ric en metà, que pot ser utilitzat en motors de combustió per a la producció d'electricitat. Així, es va realitzar una caracterització exhaustiva de la FORSU, i mitjançant un muntatge experimental amb un triturador de residus de menjar (TR) es va incorporar la FORSU a una planta pilot AnMBR, en la qual es va realitzar un estudi experimental a nivell biològic i un estudi de viabilitat econòmica. La planta pilot es situa en la EDAR del Carraixet (Alboraia, València) i s'alimenta amb l'efluent del desarenador i la fracció orgànica dels residus produïts en els restaurants de la Universitat Politècnica de València.

L'ús de TR en els domicilis suposa un consum extra d'aigua poc significatiu (de l'1,9%, segons el present estudi). La caracterització físic-química de la FORSU posa de manifest una elevada concentració de matèria orgànica (mesurada com a DQO) de la FORSU ($59400 \pm 14000 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$), cent vegades major respecte dels valors mitjans de ARU que s'introdueixen en la planta pilot AnMBR o d'un ARU típica. Per aquest motiu, s'espera un notable augment de la producció de biogàs. A més, la concentració de sulfat, es manté en uns rangs de concentració similars als del ARU, de manera que la relació $\text{DQO}/\text{S}-\text{SO}_4$ augmenta, afavorint a les *Archaea* metagèniques (AM) en la seua competició pel substrat disponible contra els bacteris reductors de sulfat. La concentració de nitrogen total és quasi el doble de la del ARU afluent i 10 vegades major en el cas del fòsfor total.

En l'estudi de distribució de grandària de partícules, es reflecteix que només el 13% de les partícules s'eliminaran després d'un pretractament restrictiu, com és el tamisat per 0,5 mm. Per tant, la major part de la matèria orgànica pansa a través del procés de tamisat i aconsegueix el reactor anaerobi per a la seua valorització. La biodegradabilitat anaeròbia de la FORSU, obtinguda a partir d'assajos de BMP, és del $72 \pm 3\%$.

Durant l'operació desenvolupada a escala de planta pilot, per un període de 536 dies, s'estudien sis períodes diferents modificant el temps de retenció cel·lular (TRC) i el factor de penetració (FP) de la FORSU. S'observa que l'addició de la FORSU no afecta l'estabilitat del procés, com demostra l'absència de AGV en l'efluent i la baixa relació d'alcalinitat.

L'aportació de DQO a causa de l'addició de la FORSU implica un notable increment de la càrrega orgànica en l'entrada al reactor AnMBR. La proporció de FORSU respecte al cabal total (1,1 %) provoca un efecte de dilució que fa que l'aportació de nutrients per part dels residus pràcticament no s'aprecie. Així, la relació $\text{DQO}/\text{S}-\text{SO}_4$ es veu incrementada de 5,1 en el Període 1 (TRC de 40 dies i 0% de FP) a 8,0 en el Període 5 (TRC de 70 dies i 80% de FP).

La producció de metà durant el tractament conjunt és notablement major que en els períodes on només es tracta ARU (Períodes 1 i 6), aconseguint un increment de quasi un 200% quan es treballa amb un FP del 80% en el Període 5 respecte a la producció en el Període 1. En general, la producció de metà és major com més gran és el TRC. Amb un mateix FP del 40%, s'aconsegueix una major producció en el Període 4, amb 70 dies de TRC ($114,9 \text{ L}\cdot\text{kg}^{-1}$ DQO eliminada) que en el Període 2, amb 40 dies ($80,4 \text{ L}\cdot\text{kg}^{-1}$ DQO eliminada). No obstant açò, la producció en el Període 3, operat sense porga de fang, és solament un 5% major que l'obtinguda a TRC de 70 dies, mentre que la concentració de sòlids en el reactor en el Període 3 doblega la concentració del Període 4 ($28943 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ i $15484 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivament), la qual cosa suggereix que TRCs superiors a 70 dies no suposen un increment significatiu en la producció de biogàs. D'altra banda, en incrementar el FP de la FORSU al doble, s'observa un augment del 30% en la producció de metà i quasi d'un 200% en comparar amb el període previ al tractament conjunt.

L'efluent obtingut és ric en nutrients, i, gràcies a l'efecte de les membranes, no hi ha presència de sòlids suspesos o patògens, dotant a l'efluent d'una gran qualitat, per la qual cosa pot ser utilitzat com a aigua de reg. A més, es van complir els límits d'abocament de DQO durant tot l'experiment.

La incorporació de la FORSU i l'increment del TRC provoquen un canvi poblacional en el reactor anaerobi per l'increment de població de bacteris encarregats de la hidròlisi i la fermentació i d'AM, traduint-se en una major biodegradabilitat de la matèria orgànica. Després del calibratge del model BNRM2, les simulacions realitzades confirmen aquesta major biodegradabilitat durant els períodes amb addició de la FORSU.

Durant els diferents períodes, l'embrutiment de les membranes va ser mínim, la pressió transmembrana (PTM) en el mòdul de membranes de $-0,131\pm 0,06$ bar està molt allunyada de la PTM límit ($-0,40$ bar). En l'estudi econòmic de l'operació, el menor cost es va donar en el Període 5 (amb TRC de 70 dies i 80% de FP), aconseguint un benefici a causa de la producció de biogàs de $0,022 \text{ €}\cdot\text{m}^{-3}$ tractat, enfront del cost del Període 1 (amb TRC de 40 dies i sense FORSU) de $0,039 \text{ €}\cdot\text{m}^{-3}$ tractat, sota condicions òptimes de filtració, demostrant que el tractament conjunt de la FORSU en un AnMBR redueix el cost d'operació.

La present Tesi Doctoral ha demostrat la viabilitat tècnic-econòmica del tractament conjunt d'aigües residuals i FORSU amb la tecnologia AnMBR i el gran interès d'aquest tractament com una opció de futur dins del concepte actual de transformar les estacions de tractament d'aigües residuals en estacions de recuperació de recursos.

Abstract.

Wastewater (WW) and municipal solid waste (MSW) volume coming from domestic activities is dramatically increasing, due to the increment in worldwide population and activities in the urban areas. Water pollution and overproduction of waste, which lead to shortages in natural resources, requires innovations in waste treatment. These innovations must be based on a new paradigm: from a waste management to a resource management philosophy. Through energy and material retrieval, wastes are considered to be a resource that can and must be drawn upon, which is the concept of waste recovery.

This Ph.D. thesis has as the overall objective the study of the joint treatment of WW and the organic fraction of the MSW (OFMSW), combining both treatments for energy recovery. Specifically, evaluates the joint treatment feasibility of using the AnMBR (Anaerobic Membrane BioReactor) technology, obtaining methane-enriched biogas as a product, which could be used in combustion engines to produce electricity. For this purpose, an exhaustive OFMSW characterization was carried out. An experimental device with a food waste disposer (FWD) was used to incorporate the OFMSW to the AnMBR pilot plant, where an experimental study to a biological level and an economic feasibility study was carried out. The pilot plant is located in Carraixet WWTP (Alboraia, València) and is fed with the degritter's effluent and the organic fraction of the waste produced in the UPV restaurants.

FWD use in households entails a negligible extra water consumption (1.9%, according to this study). OFMSW physicochemical characterization revealed that OFMSW COD concentration ($59400 \pm 14000 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$) is a hundred times higher than the average values of COD in the WW fed on the AnMBR pilot plant or a typical WW. Therefore, an important increment in biogas production is expected. Besides that, OFMSW and WW sulphate concentration has similar concentration ranges, so COD/S-SO₄ ratio increases and methanogenic *Archaea* (MA) is favoured in its competition for the available substrate against sulphate-reducing bacteria (SRB). OFMSW total nitrogen concentration is two times higher than in the WW. OFMSW total phosphorous concentration, is 10 times higher in comparison to WW.

The particle size distribution study says that only 13% of the particles will be removed in a restrictive pre-treatment, as a 0.5 mm fine screening membrane protector. Therefore, most of the organic matter will pass through the sieving process and will be fed into the anaerobic digester for valorisation. OFMSW anaerobic biodegradability, obtained from BMP tests, is $72 \pm 3\%$.

The pilot-plant was operated for 536 days, during which six different periods can be distinguished according to different sludge retention times (SRT) and OFMSW penetration factor (PF). OFMSW addition did not affect the process stability, as the absence of VFA in the effluent and the low ratio VFA Alkalinity per Total Alkalinity demonstrated.

OFMSW COD concentration increases the organic load of the influent which feeds the AnMBR reactor. OFMSW proportion with regard to the total flow (1,1%) has a dilution effect that makes no change in nutrient concentration. Therefore, COD/S-SO₄

ratio increases from 5.1 in Period 1 (40 days of SRT and 0% PF) to 8.0 in Period 5 (70 days of SRT and 80% PF).

Methane production during joint treatment is significantly higher compared to Periods when only treating WW (Periods 1 and 6), reaching a 200% increment at 80% PF (Period 5) compared to Period 1. As expected, the longer the SRT the higher methane production with the same PF. At 40% PF and 70 days of SRT in Period 4, production is higher than 40 days SRT in Period 2 (114,9 L·kg⁻¹ removed COD vs 80,4 L·kg⁻¹ removed COD, respectively). However, production in Period 3, where no sludge is purged, is only 5% higher than the obtained in Period 4, while solids concentrations in the reactor doubled its value (28943 mg·L⁻¹ and 15484 mg·L⁻¹, respectively). This fact suggests that an SRT longer than 70 days does not yield higher methane production. Furthermore, doubling PF increased methane production by 30% (Period 4 vs Period 5) and by nearly 200% between P5 and P1 (from 0 to 80% PF).

Effluent obtained in the AnMBR is nutrient-enriched and, thanks to the membrane effect, there are no suspended solids or pathogens in it, becoming a high-quality effluent, which could be used as irrigation water. Besides that, COD concentrations were lower than the limit concentration allowed to accomplish the discharge requirements (125 mg COD ·L⁻¹).

OFMSW addition and SRT increment results in a population change in the anaerobic reactor because of the increment in the bacterial population in charge of hydrolysis and fermentation and also in MA, leading to a higher organic matter biodegradability. After the calibration of the BNRM2 model, the performed simulations confirmed this higher biodegradability during the joint treatment periods.

Membrane fouling was minimum during the different periods, transmembrane pressure (TMP) in the membrane was significantly low (-0.131±0.06 bar) compared to the limit TMP (-0.40 bar). Regarding the economic study of the operation, the lower cost was found in Period 5 (70 days of SRT and 80% PF), achieving a benefit of 0.022 €·m⁻³ treated, due to the biogas operation against Period 1 (40 days of SRT and 0% PF) with an operation cost of 0.039 €·m⁻³ treated, under optimal filtration conditions, demonstrating that the joint treatment of OFMSW in an AnMBR reduces the operation costs.

This Ph.D. thesis has demonstrated the technical and economic feasibility of the joint treatment of WW and OFMSW by using the AnMBR technology and the considerable interest in this treatment as a future option to convert the waste water treatment plants to water resource recovery facilities.

Índice de contenidos

1. INTRODUCCIÓN	19
1.1. LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS. FRACCIÓN ORGÁNICA	21
1.1.1. Problemática socioambiental asociada	22
1.1.2. Situación actual de la gestión de la FORSU	23
1.1.3. Características de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos.....	27
1.1.4. Tipos de tratamiento	28
1.1.4.1. Compostaje	29
1.1.4.2. Incineración	30
1.1.4.3. Pirólisis y gasificación.....	31
1.1.4.4. Producción de biogás en vertedero.....	31
1.1.4.5. Digestión anaerobia o biometanización.....	32
1.2. LAS AGUAS RESIDUALES URBANAS	35
1.2.1. Problemática socioambiental asociada	37
1.2.2. Situación actual de la gestión de las aguas residuales urbanas	39
1.2.3. Características de las aguas residuales urbanas	40
1.2.4. Tipos de tratamiento	41
1.3. FILOSOFÍA DEL RESIDUO COMO RECURSO. PROPUESTA DE TRATAMIENTO.....	47
1.3.1. El proceso anaerobio de degradación de la materia orgánica	49
1.3.1.1. Procesos biológicos asociados.....	50
1.3.1.2. Microbiología del proceso anaerobio	52
1.3.1.3. El rol del azufre en los procesos anaerobios.....	54
1.3.1.4. Sustancias inhibidoras del proceso anaerobio	56
1.3.2. Propuesta para el tratamiento de la FORSU	59
1.3.2.1. Efecto de la implantación de trituradores de residuos de comida	60
1.3.2.1.1. Consumo adicional de agua.....	60
1.3.2.1.2. Efecto en la red de saneamiento.....	62
1.3.2.1.3. Efecto en las plantas de tratamiento.....	63
1.3.2.2. Experiencias de tratamiento conjunto de la FORSU	64
1.3.2.3. Implicaciones del tratamiento conjunto frente a la gestión de RSU convencional	70
1.3.2.4. Ventajas e inconvenientes de la propuesta de tratamiento conjunto	73
1.3.2.5. Viabilidad energética y económica de la propuesta de tratamiento conjunto	74

2. OBJETIVOS	79
3. MATERIALES Y MÉTODOS	83
3.1. CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN ORGÁNICA DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS.....	83
3.1.1. Origen de la FORSU	83
3.1.2. Pretratamiento de la FORSU	84
3.1.3. Rutina de analíticas	86
3.1.4. Determinación de la distribución de tamaños de partícula	86
3.1.5. Ensayos de sedimentación	87
3.1.6. Determinación de la biodegradabilidad	88
3.2. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA PILOTO PARA EL TRATAMIENTO CONJUNTO DE LA FORSU Y EL ARU.....	91
3.2.1. Elementos que componen la planta piloto AnMBR	93
3.2.1.1. Rotofiltro (RTF)	93
3.2.1.2. Tanque de regulación (TR).....	93
3.2.1.3. Reactor anaerobio (AnR).....	93
3.2.1.4. Tanque de membranas (TM)	93
3.2.1.5. Tanque de limpieza in situ (CIP).....	94
3.2.1.6. Sistema de impulsión de agua y de fango.....	94
3.2.1.7. Sistema de distribución de biogás	95
3.2.1.8. Instrumentación para la automatización y control de la planta	95
3.2.2. Etapas de operación de los módulos de membranas	97
3.2.3. Adaptación de la planta piloto al tratamiento de la FORSU.....	99
3.2.4. Condiciones de operación de la planta piloto AnMBR	103
3.2.4.1. Puesta en marcha del tratamiento conjunto de FORSU y ARU	105
3.2.5. Seguimiento analítico del proceso biológico	106
3.2.5.1. Rutina de analíticas.....	106
3.2.5.2. Balance de DQO	106
3.2.5.3. Balance de sólidos volátiles.....	109
3.2.5.4. Dinámica poblacional de la microbiología del sistema	110
3.3. PROCEDIMIENTOS ANALÍTICOS	111
3.3.1. Determinación de materia orgánica medida como DQO	111
3.3.2. Determinación de sólidos.....	111
3.3.3. Determinación de nutrientes	112
3.3.4. Determinación de ácidos grasos volátiles y alcalinidad	114
3.3.5. Actividad Metanogénica Específica (SMA) del Fango	114

3.4.	SIMULACIÓN DEL TRATAMIENTO CONJUNTO DE FORSU Y ARU	117
3.5.	VIABILIDAD ECONÓMICA DEL TRATAMIENTO CONJUNTO DE LA FORSU Y EL ARU	119
3.5.1.	Valoración energética del proceso biológico y filtración de las membranas.	119
3.5.2.	Evaluación económica del proceso.....	122
4.	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	127
4.1.	CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS DE LA FRACCIÓN ORGÁNICA DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS.	127
4.1.1.	Afección del proceso de trituración de la FORSU al consumo de agua.....	127
4.1.2.	Caracterización química de la FORSU	128
4.1.2.1.	Acondicionamiento de la muestra de FORSU para su caracterización química	129
4.1.2.1.1.	Materia orgánica.....	132
4.1.2.1.2.	Sólidos.....	135
4.1.2.1.3.	Nutrientes	135
4.1.2.1.4.	Ácidos grasos volátiles y alcalinidad	137
4.1.3.	Caracterización física de la FORSU	139
4.1.3.1.	Distribución de tamaños de partícula de la FORSU.....	139
4.1.3.2.	Ensayos de sedimentación.....	140
4.1.4.	Ensayos de determinación de la biodegradabilidad anaerobia	146
4.1.5.	Estimación del potencial de metano	151
4.2.	TRATAMIENTO CONJUNTO DE LA FORSU Y EL ARU: EXPERIENCIA EN PLANTA PILOTO. ESTUDIO DE VIABILIDAD DEL PROCESO BIOLÓGICO	153
4.2.1.	Estabilidad del proceso anaerobio	154
4.2.2.	Establecimiento de los periodos pseudo-estacionarios. Balance de DQO..	156
4.2.3.	Efecto sobre la DQO del afluente y la carga orgánica (OLR)	159
4.2.4.	Efecto sobre la concentración de nutrientes.....	163
4.2.5.	Evolución de los sólidos del reactor	167
4.2.6.	Evolución de la producción de biogás	172
4.2.7.	Evolución de las características del efluente	177
4.2.8.	Dinámica poblacional en la microbiología del sistema	179
4.3.	MODELIZACIÓN MATEMÁTICA DEL PROCESO	186
4.3.1.	Simulación del tratamiento conjunto de FORSU y ARU.....	186
4.4.	VIABILIDAD ECONÓMICA DEL TRATAMIENTO CONJUNTO DE LA FORSU Y EL ARU	193

4.4.1.	Valoración energética del proceso biológico y de filtración de las membranas.	193
4.4.1.1.	Consideraciones previas: análisis del proceso de filtración.	193
4.4.1.2.	Valoración energética.	196
4.4.2.	Evaluación económica del proceso.	200
5.	CONCLUSIONES	207
6.	DESARROLLOS FUTUROS.....	215
7.	BIBLIOGRAFÍA	219
8.	ANEXOS	235
8.1.	ANEXO I.- DISTRIBUCIÓN DE PARTÍCULA	235
8.2.	ANEXO II.- MODELOS MATEMÁTICOS DE SEDIMENTACIÓN	241
8.2.1.	Modelo de Vesilind.....	241
8.2.2.	Modelo de Kynch.....	241
8.2.3.	Aplicación de los modelos de sedimentación	242
8.3.	ANEXO III.- PRODUCCIÓN DE METANO ESPERADA	245
8.4.	ANEXO IV.- CARACTERIZACIÓN DE LAS CORRIENTES DE ENTRADA 249	
8.5.	ANEXO V.- MODELO MATEMÁTICO BNRM2.....	253
8.5.1.	Componentes del modelo.....	253
8.5.2.	Procesos del modelo	254
8.6.	ANEXO VI.- ANÁLISIS ESTADÍSTICOS DE LOS RESULTADOS	261

Índice de figuras

Figura 1. 1. Composición de los residuos sólidos urbanos en España (Fuente: Plan Nacional Integrado de Residuos para el periodo 2008-2015).....	21
Figura 1. 2. Clasificación de los biorresiduos domésticos en función de su gestión (Fuente: MAGRAMA).....	22
Figura 1. 3. Composición promedio del contenedor “resto”. (Fuente: PEMAR, 2016). 26	
Figura 1. 4. Distribución de la recogida de residuos en 2012 (último dato disponible. Fuente: PEMAR, 2016).	26
Figura 1. 5. Recogida y tratamiento de aguas residuales en España (INE: últimos datos disponibles).....	39
Figura 1. 6. Usos del agua reutilizada en España durante los años 2011, 2012 y 2013 (INE: últimos datos disponibles).	40
Figura 1. 7. Pirámide de prioridades de gestión de la FORSU.....	48
Figura 1. 8. Proceso anaerobio de degradación de materia orgánica.....	51
Figura 1. 9. Caudal de entrada a la EDAR de Gagliole a lo largo del día, antes (Q_e (pre-T)) y después (Q_e (post-T)) de la instalación de trituradores de residuos de comida con un factor de penetración del 67% (Battistoni et al., 2007).....	61
Figura 1. 10. Evolución de la concentración de los AGV. Digestor AC1 para 1 habitante-equivalente y digestor AC2 para 4 habitante-equivalente (Kujawa-Roeleveld et al., 2003).	65
Figura 1. 11. Balance de materia orgánica a la entrada y a la salida de los distintos experimentos llevados a cabo por Wendland et al. (2006) a TRH de 20 días.....	67
Figura 1. 12. Evolución de la concentración de los AGV con distintas proporciones de residuos de comida y de agua residual procedente de una granja de cerdos (Zhang L. et al., 2011).	68
Figura 1. 13. Tasa de producción de metano para distintas proporciones de residuos de comida y de agua residual procedente de una granja de cerdos (Zhang L. et al, 2011). 69	
Figura 1. 14. Composición del contenedor “resto” y destinos de cada componente según la gestión actual.....	71

Figura 1. 15. Composición del contenedor “resto” y destinos de cada componente según la gestión propuesta.....	72
Figura 3. 1. Montaje para la trituración previa de la FORSU.....	84
Figura 3. 2. Equipo utilizado en la determinación del Potencial Bioquímico de Metano.	89
Figura 3. 3. Vista general de la planta piloto AnMBR (a) y diagrama de flujo del proceso (b).....	92
Figura 3. 4. Macro para análisis de datos monitorizados: plantilla de importación de datos.	97
Figura 3. 5. Secuencia de las diferentes etapas de operación de los módulos de membranas.	99
Figura 3. 6. Rotofiltro de tamaño de paso de 0,5 mm, utilizado para el pretratamiento de la FORSU.....	100
Figura 3. 7. Tanque de co-sustrato: (a) vista exterior (b) detalle del interior del TC, donde se puede ver el agitador y los difusores de membrana.....	100
Figura 3. 8. (a) Pantalla principal del programa de control de la alimentación de la FORSU (b) ejemplo de alimentación del tanque de co-sustrato obtenido mediante la macro.....	102
Figura 3. 9. Diagrama de flujo de la planta piloto.	103
Figura 3. 10. Esquema del balance de DQO utilizado para comprobar el funcionamiento y evolución del proceso biológico.	108
Figura 4. 1. Consumo de agua de trituración por kilogramo de FORSU triturada.	128
Figura 4. 2. Detalle de colmatación de filtro para la determinación de sólidos suspendidos.	130
Figura 4. 3. Procedimiento seguido para la caracterización química de la FORSU.....	131

Figura 4. 4. Concentración de DQO en la FORSU de acuerdo a los distintos pretratamientos utilizados para su determinación (a: aireación y licuado; b: distintos tamaños de paso).....	134
Figura 4. 5. Evolución temporal de los AGV (a) y del pH (b) en dos muestras de FORSU conservadas a temperatura ambiente.	138
Figura 4. 6. Distribución de los tamaños de partícula de las muestras de la FORSU...	140
Figura 4. 7. Altura de la interfase, en cm (a) y en mL (b), en función del tiempo para distintas concentraciones de la mezcla ARU+FORSU.....	143
Figura 4. 8. Modelización de la velocidad de sedimentación de la FORSU, en $\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$ (a) y en $\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$ (b).	145
Figura 4. 9. Volúmenes de producción de metano, obtenidos y esperados, en los experimentos de BMP con fango de digester anaerobio mesofílico y FORSU tamizada por 5 mm (E1) y por 0,5 mm (E2). Se muestra además, el porcentaje de biodegradabilidad obtenido en cada experimento.	148
Figura 4. 10. Volúmenes de producción de metano, obtenidos y esperados, en los experimentos de BMP con fango de la planta piloto AnMBR y FORSU tamizada por 5 mm (E3) y por 0.5 mm (E4). Se muestra además, el porcentaje de biodegradabilidad obtenido en cada experimento.	149
Figura 4. 11. Volúmenes de producción de metano, obtenidos y esperados, en los experimentos de BMP con fango de la planta piloto AnMBR adaptada al tratamiento conjunto de FORSU y agua residual, con muestra tamizada por 0,5 mm (E5) y la fracción soluble (E6). Se muestra además, el porcentaje de biodegradabilidad obtenido en cada experimento.....	150
Figura 4. 12. Evolución de la relación de alcalinidad y de los AGV en el efluente de la planta piloto AnMBR durante todo el periodo de experimentación.	155
Figura 4. 13. Evolución de los sólidos en el reactor AnMBR. Los periodos estacionarios se encuentran sombreados.....	156
Figura 4. 14. Carga de DQO a la entrada y a la salida del sistema AnMBR y distribución de la eliminación de la DQO en los distintos periodos pseudo-estacionarios.	159

Figura 4. 15. Concentración de DQO aportada por el ARU y por la mezcla de ARU y FORSU durante el estudio de tratamiento conjunto.	160
Figura 4. 16. Carga orgánica a la entrada de la planta piloto AnMBR, dividida entre la carga consumida por las SRB, la que se encuentra disponible procedente del ARU para las AM y la que es aportada por la FORSU disponibles para las AM durante los periodos pseudo-estacionarios de tratamiento conjunto.	162
Figura 4. 17. Concentración de nitrógeno amoniacal aportada por el ARU y por la mezcla de ARU y FORSU durante el estudio de tratamiento conjunto.	164
Figura 4. 18. Concentración de fósforo aportada por el ARU y por la mezcla de ARU y FORSU durante el estudio de tratamiento conjunto.	165
Figura 4. 19. Concentración de sulfato aportada por el ARU y por la mezcla de ARU y FORSU durante el estudio de tratamiento conjunto.	166
Figura 4. 20. Evolución de los sólidos del reactor durante el estudio. Las áreas sombreadas corresponden a los estados estacionarios identificados.	168
Figura 4. 21. Relación entre el promedio de sólidos hidrolizados por día y el <i>methane yield</i>	175
Figura 4. 22. Producción de metano obtenida experimentalmente (biogás + disuelto) en comparación con la producción estimada en caso de ausencia de sulfatos en el ARU afluente de la planta piloto AnMBR.	176
Figura 4. 23. Concentración de DQO del efluente de la planta piloto AnMBR y porcentaje de eliminación respecto del afluente para cada uno de los periodos pseudo-estacionarios del estudio.	177
Figura 4. 24. Concentración de N-NH ₄ , P-PO ₄ y S-SO ₄ del efluente de la planta piloto AnMBR para cada uno de los periodos del estudio.	178
Figura 4. 25. Evolución del dominio Archaea y el orden Methanosaeta, la SMA (a) y la eliminación de DQO debido a la producción de metano (b) (periodos 1, 4, 5 y 6).	181
Figura 4. 26. Órdenes de Archaea identificados en los periodos 1, 4, 5 y 6 en la planta piloto AnMBR. Se especifica el porcentaje de organismos metanogénicos acetotróficos (correspondiente al orden de Methanosarcinales) y el porcentaje de organismos	

metanogénicos hidrogenotróficos, (formado por los órdenes Methanobacteriales, Methanomicrobiales y Methanopyrales), por separado y en total.	182
Figura 4. 27. Géneros destacables entre los más abundantes del total de las secuencias identificadas en los periodos 1, 4, 5 y 6. Se especifica el porcentaje de abundancia relativa.....	185
Figura 4. 28. Relación entre los tres géneros más abundantes identificados tras el tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU y la eliminación de DQO debido a la producción de metano (periodos 4, 5 y 6). Se especifica el porcentaje de abundancia relativa y el porcentaje de eliminación de DQO.....	185
Figura 4. 29. Valores experimentales y simulados con los datos de partida de la DQO del reactor anaerobio (a) y del caudal de metano producido (b).	189
Figura 4. 30. Valores experimentales frente a los simulados tras la calibración del modelo de: variables medidas en el efluente (a) y de las medidas en el reactor anaerobio (b).	191
Figura 4. 31. Evolución de la PTM. (a) Evolución de la PTM en el TM1 y de los sólidos del reactor a lo largo de la experiencia en planta piloto. (b) Detalle de la evolución de la PTM en el TM1 en función de las fases. (Fases: 0 = Filtración; 1 = Relajación, 2 = Contralavado; 3 = Ventilación, 4 = Degasificación, 5 = Standby).....	195
Figura 4. 32. Potencia consumida del sistema AnMBR resultantes de cada uno de los periodos estudiados en base a datos experimentales: (a) condiciones reales y (b) condiciones críticas de filtración.	198
Figura 4. 33. Coste de operación del AnMBR para cada uno de los periodos evaluados en base a la concentración de sulfato afluente al sistema: (S1) 105 mg S-SO ₄ ·L ⁻¹ ; (S2) 52,5 mg S-SO ₄ ·L ⁻¹ ; y (S3) 10,5 mg S-SO ₄ ·L ⁻¹	202
Figura II. 1. Altura de la interfase en función del tiempo para las distintas concentraciones de la FORSU planteadas (100, 85, 75, 60 y 50%).....	242
Figura II. 2. Ajuste de los modelos de Vesilind (arriba) y Kynch (abajo).....	243
Figura VI. 1. Medias de Biodegradabilidad Anaerobia según tamaño de paso.....	263

Figura VI. 2. Medias de Biodegradabilidad Anaerobia según Inóculo.....	264
Figura VI. 3. Medias de OLR total según periodos	265
Figura VI. 4. Medias de OLR disponible para SRB según periodos	266
Figura VI. 5. Medias de OLR disponible para AM según periodos	267
Figura VI. 6. Medias de OLR ARU según periodos.....	268
Figura VI. 7. Medias de OLR FORSU según periodos	269
Figura VI. 8. Medias de ST reactor según periodos	270
Figura VI. 9. Medias de la producción de fangos según periodos.....	271
Figura VI. 10. Medias del ratio DQO/S-SO ₄ según periodos	272
Figura VI. 11. Medias del metano total según periodos	273

Índice de tablas

Tabla 1. 1. Caracterización de la FORSU realizada por distintos autores.	27
Tabla 1. 2. Requisitos de vertido de ARU (a). Exigencias extra en zonas sensibles en relación a la eliminación de nutrientes (b).	36
Tabla 1. 3. Características típicas de un ARU (Tchobanoglous, 2003).	41
Tabla 1. 4. Consumo de agua observado por diferentes autores a causa de la utilización de trituradores de residuos de comida.	61
Tabla 1. 5. Porcentaje de eliminación de DQO, SSV y COT para distintos TRH (Wendland et al., 2006).	66
Tabla 3. 1. Tipo de residuo y frecuencia con la que apareció en el muestreo.	83
Tabla 3. 2. Especificaciones del triturador de restos de comida InSinkErator® - Evolution 100.	85
Tabla 3. 3. Descripción de experimentos de BMP llevados a cabo con FORSU.	89
Tabla 3. 4. Condiciones de operación en la planta piloto AnMBR durante los seis periodos de estudio.	104
Tabla 3. 5. Concentraciones utilizadas para la preparación del medio de cultivo (Ozgun et al., 2014)	115
Tabla 3. 6. Criterios seguidos para el cálculo de los costes asociados a la operación del AnMBR.	123
Tabla 4. 1. Resultados de la caracterización química de la FORSU, obtenidos en el presente estudio y resultados de la caracterización química de ARU, obtenidos en Giménez et al. (2014).	132
Tabla 4. 2. Resultados obtenidos en los ensayos de sólidos sedimentables.	141
Tabla 4. 3. Velocidad de sedimentación (v_{sed}) en función de la concentración de la mezcla ARU+FORSU.	144
Tabla 4. 4. Características y resultados obtenidos en los seis experimentos de BMP. .	147

Tabla 4. 5. Estimación mediante balance de materia del efecto sobre la calidad del afluente al sistema AnMBR de la mezcla de la FORSU con FP 100% con el ARU (promedio±desviación estándar).....	151
Tabla 4. 6. Condiciones de operación en la planta piloto AnMBR durante los seis periodos de estudio.	153
Tabla 4. 7. Concentraciones de AGV ($\text{mg HAC}\cdot\text{L}^{-1}$) en el reactor de la planta piloto AnMBR (Promedio \pm Desviación Estándar) y relación de alcalinidad en los períodos estacionarios del estudio.	156
Tabla 4. 8. Concentraciones de DQO ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$) en el ARU y en la mezcla de FORSU y ARU a la entrada de la planta piloto AnMBR durante los períodos estacionarios del estudio (Promedio \pm Desviación Estándar).....	160
Tabla 4. 9. Promedio y desviación estándar de la OLR total, la OLR disponible para SRB y para AM, y el aporte de ARU y FORSU para las AM durante los periodos pseudo-estacionarios del estudio ($\text{g DQO}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{día}^{-1}$).	163
Tabla 4. 10. Concentraciones de N-NH_4 y P-PO_4 ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$) en afluente y efluente de la planta piloto AnMBR y en el ARU durante los distintos períodos pseudo-estacionarios del estudio (Promedio \pm Desviación Estándar).....	165
Tabla 4. 11. Concentraciones de S-SO_4 ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$) en el ARU y en el afluente de la planta piloto AnMBR y relación DQO/S-SO_4 durante los distintos periodos pseudo-estacionarios del estudio (Promedio \pm Desviación Estándar).....	167
Tabla 4. 12. Concentración de sólidos en el reactor, porcentaje de sólidos hidrolizado y producción de fangos durante los distintos periodos pseudo-estacionarios del estudio.....	170
Tabla 4. 13. Producción de metano en los distintos periodos pseudo-estacionarios del estudio.....	173
Tabla 4. 14. Concentraciones de nutrientes en el efluente en los distintos periodos pseudo-estacionarios del estudio (Promedio \pm Desviación Estándar).....	179
Tabla 4. 15. Proporción de <i>Archaea</i> y <i>Methanosaeta</i> respecto del total de secuencias identificadas ⁽¹⁾ y proporción de <i>Methanosaeta</i> respecto del dominio <i>Archaea</i> ⁽²⁾	180

Tabla 4. 16. Porcentaje de abundancia de los diez géneros más abundantes en los periodos 1, 4, 5 y 6 del estudio; entre paréntesis se encuentra el phylum al cual pertenece.	183
Tabla 4. 17. Caracterización de las fracciones de materia orgánica (X_s y X_i) y biodegradabilidad ($Biod$) del afluente de cada periodo experimental. Se muestran los valores de partida (subíndice 0) y los utilizados tras la calibración del modelo (subíndice cal)	187
Tabla 4. 18. Resultados experimentales (Exp) y simulados (Sim) inicialmente de los distintos periodos experimentales.	188
Tabla 4. 19. Resultados experimentales (Exp) y simulados (Sim) tras la calibración del modelo de los distintos periodos experimentales.....	190
Tabla 4. 20. Biodegradabilidad de la materia orgánica suspendida utilizada como punto de partida para las simulaciones ($Biod_0$) y tras la calibración del modelo ($Biod_{cal}$).....	192
Tabla 4. 21. Condiciones de operación en cada uno de los periodos establecidos para evaluar el consumo energético de la planta.	194
Tabla 4. 22. Consumos de energía en condiciones reales (a) y óptimas (b) de filtración en los distintos periodos de estudio.	199
Tabla 4. 23. Costes de operación del AnMBR en cada uno de los periodos evaluados para tres posibles concentraciones de sulfato afluente al sistema: 105, 52,5 y 10,5 mg S-SO ₄ ·L ⁻¹ bajo condiciones reales (a) y óptimas (b) de filtración.....	204
Tabla II. 1. Parámetros del Modelo de Vesilind y Kynch expresados en altura y en volumen.....	243
Tabla V. 1. Componentes particulados (X) del modelo BNRM2 ampliado	253
Tabla V. 2. Componentes solubles (S) del modelo BNRM2 ampliado	254
Tabla V. 3. Procesos biológicos, físicos y químicos del modelo BNRM2 ampliado ...	255
Tabla V. 4. Ecuaciones de continuidad del modelo BNRM2 ampliado.	256
Tabla V. 5. Matriz estequiométrica del proceso de hidrólisis.....	256

Tabla V. 6. Matriz estequiométrica de los procesos en los que están involucradas las bacterias acidogénicas.....	258
Tabla V. 7. Matriz estequiométrica de los procesos en los que están involucradas las bacterias acetogénicas.....	259
Tabla V. 8. Matriz estequiométrica de los procesos en los que están involucradas los organismos productores de metano.....	259
Tabla V. 9. Matriz estequiométrica de los procesos en los que están involucradas los organismos reductores de sulfato.....	260
Tabla VI. 1. Tabla ANOVA para Biodegradabilidad Anaerobia según tamaño de paso	263
Tabla VI. 2. Pruebas de Múltiple Rangos para Biodegradabilidad según tamaño de paso	263
Tabla VI. 3. Tabla ANOVA para Biodegradabilidad Anaerobia según Inóculo	264
Tabla VI. 4. Pruebas de Múltiple Rangos para Biodegradabilidad Anaerobia según Inóculo	264
Tabla VI. 5. Tabla ANOVA para OLR total según periodos.....	265
Tabla VI. 6. Pruebas de Múltiple Rangos para OLR total según periodos	265
Tabla VI. 7. Tabla ANOVA para OLR disponible para SRB según periodos.....	266
Tabla VI. 8. Pruebas de Múltiple Rangos para OLR disponible para SRB según periodos	266
Tabla VI. 9. Tabla ANOVA para OLR disponible para AM según periodos.....	267
Tabla VI. 10. Pruebas de Múltiple Rangos para OLR disponible para AM según periodos	267
Tabla VI. 11. Tabla ANOVA para OLR disponible para AM procedente del ARU (OLR ARU) según periodos.....	268
Tabla VI. 12. Pruebas de Múltiple Rangos para OLR ARU según periodos.....	268

Tabla VI. 13. Tabla ANOVA para OLR disponible para AM procedente del FORSU (OLR FORSU) según periodos.....	269
Tabla VI. 14. Pruebas de Múltiple Rangos para OLR FORSU según periodos	269
Tabla VI. 15. Tabla ANOVA para ST reactor según periodos	270
Tabla VI. 16. Pruebas de Múltiple Rangos para ST reactor según periodos	270
Tabla VI. 17. Tabla ANOVA para la producción de fangos según periodos	271
Tabla VI. 18. Pruebas de Múltiple Rangos para la producción de fangos según periodos.....	271
Tabla VI. 19. Tabla ANOVA para el ratio DQO/S-SO ₄ según periodos.....	272
Tabla VI. 20. Pruebas de Múltiple Rangos para el ratio DQO/S-SO ₄ según periodos .	272
Tabla VI. 21. Tabla ANOVA para el metano total según periodos	273
Tabla VI. 22. Pruebas de Múltiple Rangos para el metano total según periodos	273

Introducción.

1. INTRODUCCIÓN

El volumen de residuos sólidos urbanos (RSU) y de aguas residuales urbanas (ARU) procedentes de actividades domésticas está aumentando drásticamente a nivel mundial como consecuencia del aumento de población y de actividades en las áreas urbanas. La contaminación del agua y la excesiva producción de residuos, que a su vez lleva consigo la escasez de recursos naturales, precisa de innovaciones en el tratamiento de los residuos. Estas innovaciones se deben sustentar sobre las bases de un cambio de paradigma: de una filosofía de gestión de residuos a una filosofía de gestión de recursos. A través de la recuperación de materiales y de energía, se considera que los residuos son un recurso que puede y debe aprovecharse, siendo éste el concepto de la valorización.

La valorización es una opción cada vez más utilizada dado que se da un valor económico a los residuos (ya sean residuos sólidos o aguas residuales), se consigue reducir el volumen de residuos acumulados, susceptibles de contaminar el entorno y provocar enfermedades a la población, consiguiendo alcanzar un mayor grado de sostenibilidad. Además, se reduce el consumo de los recursos naturales disponibles y se obtiene energía a partir de recursos ya utilizados, aumentando su ciclo de vida útil.

Desde la *Water Environmental Federation* (WEF) se propone un cambio en la terminología de las plantas de tratamiento de aguas residuales. Este cambio consiste en pasar del concepto clásico de *Waste Water Treatment Plant* (WWTP) a *Water Resource Recovery Facility* (WRRF). El cambio de nombre refleja el cambio de paradigma, la búsqueda de una sociedad sostenible, basada en la conservación y el aprovechamiento óptimo de los recursos naturales.

1.1. LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS. FRACCIÓN ORGÁNICA

Desde el Ministerio de Agricultura, Alimentación y Medio Ambiente (MAGRAMA) se define Residuo Sólido Urbano, también llamado Residuo doméstico, como todo residuo generado en los hogares como consecuencia de las actividades domésticas. Se consideran también residuos domésticos los similares a los anteriores generados en servicios e industrias.

Según el Plan Nacional Integrado de Residuos para el período 2008-2015, la composición de los residuos sólidos urbanos se clasifica según el gráfico de la Figura 1. 1. El Real Decreto 1481/2001, exige la elaboración de un programa de actuaciones para reducir los residuos biodegradables destinados a vertedero. Se observa cómo la materia orgánica supone cerca de la mitad de los residuos generados. Por ello, tal y como se desarrolla en la presente tesis, este estudio se centra en una propuesta de un nuevo modelo de tratamiento de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (FORSU) frente a los modelos de gestión actuales.

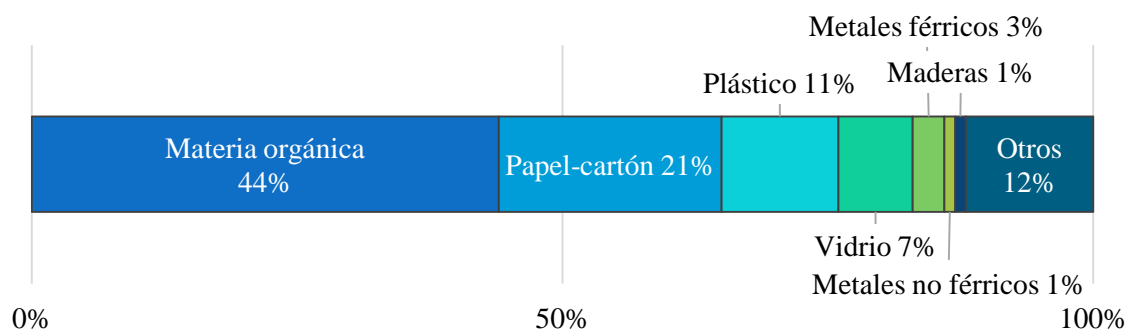


Figura 1. 1. Composición de los residuos sólidos urbanos en España (Fuente: Plan Nacional Integrado de Residuos para el periodo 2008-2015).

En la directiva 2008/98/CE se define la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (denominada biorresiduo en esta directiva) como residuo biodegradable de jardines y parques, residuos alimenticios y de cocina procedentes de hogares, restaurantes, servicios de restauración colectiva y establecimientos de consumo al por menor, y residuos comparables procedentes de plantas de transformación de alimentos.

Según el MAGRAMA, el biorresiduo se puede clasificar, según su naturaleza, tal y como se describe en la Figura 1. 2, la fracción orgánica y la fracción vegetal no leñosa pueden ser gestionadas de forma conjunta; la poda, sin embargo, requiere una gestión

específica distinta a las otras dos fracciones, por cuestiones relacionadas con logística de recogida, el tratamiento y la temporalidad de generación (frecuencia y periodo).

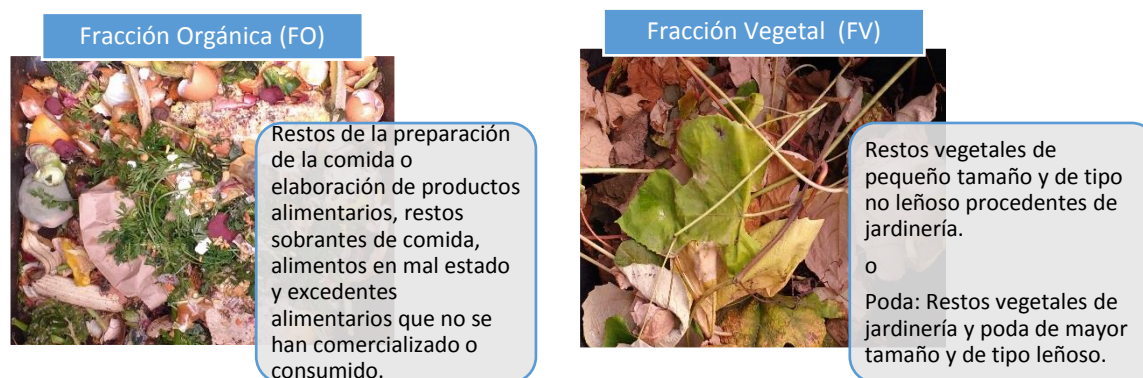


Figura 1. 2. Clasificación de los biorresiduos domésticos en función de su gestión (Fuente: MAGRAMA).

De acuerdo a lo estipulado en el Plan Nacional Integrado de Residuos (PNIR) (2008-2015), en el año 2004, se producían 526 kg de RSU por habitante y año, siendo la fracción orgánica un 44%, la generación de FORSU en España es de 0,63 kilogramos por habitante y día. Según el Plan Integral de Residuos de la Comunidad Valenciana (PIRCV), el 94% de la FORSU corresponde a los residuos de comida y el 6% a los residuos de poda.

1.1.1. Problemática socioambiental asociada

Las alteraciones ecológicas provocadas por la inmensa cantidad de residuos generados en las grandes ciudades, traen como consecuencia diversos cambios que empeoran el nivel de vida de determinadas zonas y desencadenan efectos que pueden resultar perniciosos para la salud humana y el medio ambiente (Colomer, 2007). Entre los distintos problemas ambientales que puede generar la FORSU se encuentran:

- **Contaminación de aguas superficiales.** El contacto de residuos a través de las escorrentías puede arrastrar los residuos hacia cursos de agua superficial como ríos, ramblas, acequias o canales de regadío (Colomer, 2007).
- **Emisiones atmosféricas.** Si no se realiza una combustión controlada del metano producido en los vertederos, éste pasa directamente a la atmosfera contribuyendo, unas 20 veces más que el CO₂, al efecto invernadero y siendo a su vez más persistente que este último (Colomer, 2007).

- **Contaminación de suelos y acuíferos subterráneos.** El vertido de residuos orgánicos provoca que se generen lixiviados que contaminan el suelo y los acuíferos subterráneos (Palmiotto, 2014).
- **Riesgo de incendio.** En los vertederos incontrolados, se pueden originar incendios espontáneos, ya sea por la presencia de materia combustible, o por explosiones debidas al metano producido por fermentación anaerobia de los residuos orgánicos (Colomer, 2007).

Por otro lado, la gestión incontrolada de los residuos en estos vertederos acarrea consigo una problemática social, ocasionando:

- **Proliferación de vectores sanitarios.** Se denomina vector sanitario a un organismo vivo capaz de transmitir enfermedades a la población. Son vectores sanitarios que suelen desarrollarse a raíz del depósito incontrolado de residuos orgánicos artrópodos como mosquitos, piojos, pulgas, moscas y cucarachas que pueden transmitir diarreas, fiebres, paludismo, sarna y fiebre amarilla y mamíferos como ratas y ratones, que pueden transmitir salmonelosis, peste y rabia (Colomer, 2007).
- La degradación ambiental, el aspecto del paisaje, ruido, polvo, humos y emisiones de olores, hacen de los vertederos un factor de **estrés ambiental** con un impacto negativo en la calidad de vida de las comunidades aledañas (Downey y Van Willigen, 2005).
- La ingestión de agua obtenida de acuíferos contaminados por lixiviados de FORSU puede provocar multitud de **enfermedades** debido a los diferentes patógenos presentes en los residuos sólidos (virus como Hepatitis A y B, bacterias como *E.Coli*, *Salmonella thyphi* o *Vibrio cholerae*, que causan diarreas, fiebre tifoidea y cólera, respectivamente) (Colomer, 2007).

1.1.2. Situación actual de la gestión de la FORSU

El desmesurado desarrollo urbanístico, industrial y poblacional de los países occidentales ocasionado a causa del modelo socioeconómico mundial actual obliga a establecer medidas de control mediante legislación tanto de la producción de residuos como de su posterior gestión y tratamiento.

Desde la Unión Europea se marcan Directivas comunes a todos los Estados miembros para la gestión de los residuos. Concretamente, para la FORSU, se exige el cumplimiento de los siguientes objetivos en la Directiva 2008/98/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 19 de noviembre de 2008 sobre los residuos:

- Potenciar su recogida separada con vistas al compostaje y la digestión de los mismos.
- Potenciar su tratamiento, para lograr un alto grado de protección del medio ambiente.
- Promover el uso de materiales ambientalmente seguros producidos a partir de la FORSU.

La transposición en la legislación española de esta directiva es la Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados, la cual incorpora un artículo específico para los biorresiduos según el cual las autoridades ambientales promoverán medidas para impulsar:

- La recogida separada de biorresiduos para destinarlos al compostaje o a la digestión anaerobia. En particular, la recogida de la fracción vegetal, los biorresiduos de grandes generadores y los biorresiduos generados en los hogares.
- El compostaje doméstico y comunitario.
- El tratamiento de biorresiduos recogidos separadamente sin que se produzca la mezcla con otros residuos a lo largo del proceso.
- El uso del compost producido a partir de biorresiduos y ambientalmente seguro en el sector agrícola, la jardinería o la regeneración de áreas degradadas, en sustitución de otras enmiendas orgánicas y fertilizantes minerales.

Además, el Real Decreto 1481/2001, transposición de la Directiva Europea 1999/31/EC, por el que se regula la eliminación de residuos mediante depósito en vertedero exige la elaboración de un programa de actuaciones para reducir los residuos biodegradables destinados a vertedero, mediante reciclado, compostaje y otras formas de valorización, como producción de biogás mediante digestión anaerobia. El objetivo establecido es reducir los residuos biodegradables destinados a vertedero, respecto a los generados en 1995, hasta un 35%, para el 16/07/2016.

Dicho programa de actuaciones se materializó en el Plan Nacional Integrado de Residuos para el período 2008-2015 (PNIR), con los siguientes objetivos respecto a la FORSU:

- Aumentar el compostaje y la biometanización de la fracción orgánica recogida selectivamente.
- Incrementar la cantidad de fracción orgánica recogida selectivamente como mínimo a 2 millones de toneladas para destinarla a instalaciones de compostaje o biometanización de la FORSU durante el periodo de vigencia del Plan.

Cumpliendo con estas Directivas, se cumpliría también con las *Recomendaciones de la Estrategia Temática sobre el Uso Sostenible de Recursos Naturales*, propuestas por la Comisión Europea el 21 de diciembre de 2005, donde se promueve el cierre del ciclo de materiales, usando eficientemente los recursos existentes y cumpliendo con la necesidad de parar la degradación de nuestros sistemas ecológicos por sobreexplotación, volviendo al funcionamiento cíclico que enseña la naturaleza; con los objetivos del *Programa Europeo sobre el Cambio Climático*, donde se considera el papel de la materia orgánica en el suelo (en forma de compost) como sumidero de carbono, y la sustitución de fertilizantes químicos y con los objetivos de la *Política Energética Europea*, ayudando en el cumplimiento de los objetivos de producción de energía renovables a través de la producción de biogás.

En base a esta legislación, la situación actual (últimos datos disponibles: 2012) viene descrita en el *Plan Estatal Marco de Gestión de Residuos*, y es la siguiente:

En cuanto a la generación de residuos, se ha pasado de 526 kg por habitante en 2004 ($0,63 \text{ kg}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{dia}^{-1}$), a 463 kg por habitante en 2012 ($0,53 \text{ kg}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{dia}^{-1}$). Desde este plan, se apunta que el descenso en la generación de residuos aparece en 2008 debido a la situación de crisis económica del país, y a las medidas de prevención que se están implantando.

La recogida separada de los biorresiduos se ha duplicado desde 2006 a 2012 (de aproximadamente 400.000 toneladas a algo más de 800.000 toneladas, PEMAR 2016-2022). A ello ha contribuido fundamentalmente, la implantación obligatoria de la recogida separada de materia orgánica en todos los municipios de Cataluña desde 2008. En cuanto a la composición promedio de los residuos recogidos en el contenedor de

materia orgánica en el estado español, el 88 % son los residuos solicitados, de los que el 65 % son restos de alimentos, el 20% restos de jardinería, el 2,7% celulósicos y el 0,3% restante otros biorresiduos. La composición de los residuos recogidos en el contenedor “resto”, se puede observar en la Figura 1. 3. Cerca del 50% de estos residuos son biodegradables, sin embargo, se encuentran mezclados con una gran variedad de residuos que dificultan su tratamiento y valorización.

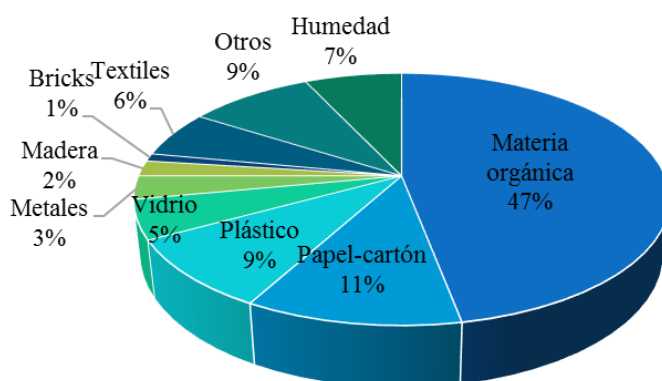


Figura 1. 3. Composición promedio del contenedor “resto”. (Fuente: PEMAR, 2016).

Del total de 21,9 millones de toneladas de residuos generados en 2012 en España, casi 4 millones de toneladas de residuos se recogieron de forma separada, es decir, el 18 % del total. En la Figura 1. 4 se puede observar la distribución de los residuos recogidos separadamente, donde el 20% es fracción orgánica. Es decir, de 21,9 millones de toneladas, se recogieron 788.400 toneladas de la FORSU de forma separada, un 8% del total de la fracción orgánica.

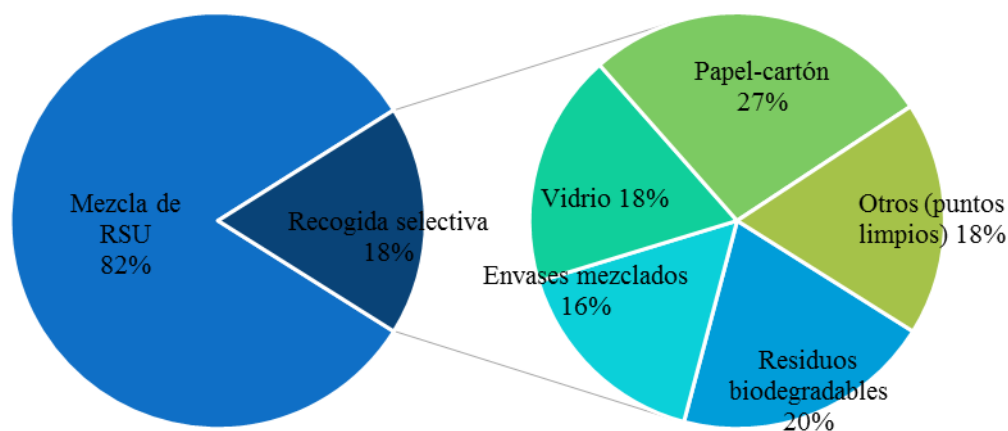


Figura 1. 4. Distribución de la recogida de residuos en 2012 (último dato disponible. Fuente: PEMAR, 2016).

Es evidente que resulta necesario un mayor esfuerzo para cumplir con los objetivos marcados por la legislación europea, como por ejemplo, el objetivo marcado para 2016, de reducción de los residuos biodegradables destinados a vertedero, a un 35% respecto a los generados en 1995. En 1995 se depositaron casi 12 millones de toneladas de la FORSU en vertedero (11.934.142 toneladas). Siendo el último dato conocido, de 2012, 5.632.390 toneladas, lo que supone una reducción del 47% respecto al dato de 1995, quedando todavía un largo camino para el cumplimiento de este objetivo.

1.1.3. Características de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos

En la Tabla 1. 1, se recogen distintas caracterizaciones realizadas por diversos autores en los últimos años para la FORSU, incluyendo la demanda química de oxígeno (DQO) total y soluble, sólidos suspendidos totales (SST) y volátiles (SSV), nitrógeno Kjeldahl total (NKT) y potencial bioquímico de metano (BMP). Como se puede observar, la variabilidad de resultados entre los distintos estudios y los diferentes orígenes de las muestras de la FORSU, confirma la necesidad de realizar una caracterización intensiva del sustrato empleado en el presente estudio con objeto de analizar el potencial del mismo en un tratamiento anaerobio. Dhamodaran *et al.* (2015) afirman, además, que las muestras analizadas variaban entre sí cada día, debido a la variedad de tipos de comida. El porcentaje de sólidos volátiles frente a los totales si es un dato que coincide en los distintos estudios, siendo éste superior al 90% en la mayoría de ellos. El valor del BMP, también es bastante regular, con un rango de entre 401 y 529 mL CH₄·g⁻¹ SV.

Tabla 1. 1. Caracterización de la FORSU realizada por distintos autores.

Origen	DQO total (g·L ⁻¹)	DQO soluble (g·L ⁻¹)	SST	% SSV	NKT (g·L ⁻¹)	BMP (mL CH ₄ ·g ⁻¹ SV)
Alibardi y Cossu, (2015)				93%		430
Browne y Murphy, (2013)			31,50%	91%		467-529
Cecchi <i>et al.</i> (2003)	117 g·kg ⁻¹		223 g·kg ⁻¹	49%	12 g·kg ⁻¹	401-489
Dhamodharan <i>et al.</i> (2015)		78,4	24,60%	82%	4	

Kawai <i>et al.</i> (2014)	FORSU procedente de la empresa de residuos Ohmura Co. Ltd. de Saitama, Japan	97	22		96%		435
Kujawa-Roeleveld <i>et al.</i> (2003)	Residuos de comida procedentes del restaurante de un hospital de Wageningen, Holland.	65,4	26	47,7 g·L ⁻¹	93%	2,1	
Nayono <i>et al.</i> (2010)	Residuos de comida procedentes de restaurantes, cafeterías, supermercados y hospitales de Karlsruhe, Alemania.	350	120	255 g·L ⁻¹	88%	7,8	
Rajagopal <i>et al.</i> (2013)	Residuos de comida procedentes de una cantina universitaria en Nanyang Technological University, Singapore.	394		295 g·L ⁻¹	94%		
Zhang L. <i>et al.</i> (2011)	Residuos de comida procedentes de una cantina universitaria de Myongji, South Korea.	238,5	106,6	18,10%	94%	5,4	455
Zhou <i>et al.</i> (2014)	Residuos de comida procedentes de una cantina universitaria en Beijing University of Chemical Technology (China).	199		22,71%	91%	2,6	

1.1.4. Tipos de tratamiento

En la Directiva 2008/98/CE, transpuesta en España en la Ley 22/2011 de 28 de julio de residuos y suelos contaminados, se considera que es importante favorecer la valorización de los residuos y la utilización de materiales valorizados a fin de preservar los recursos naturales. Se especifica, como primera operación de valorización, y entre muchas otras la “Utilización principal como combustible u otro modo de producir energía”. Así, se han clasificado los distintos tipos de tratamiento según el criterio de valorización. En adelante, se describirá únicamente las opciones existentes para el tratamiento de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos.

Tratamiento sin valorización

Consiste en el depósito en vertedero, ya sea controlado o no, en el que no se realiza la recuperación del biogás producido por la descomposición de la FORSU.

Tratamiento con valorización

Se consideran dos tipos de valorización, material o energética, según se transforme el residuo en un recurso material o en un recurso energético. En el caso de la FORSU, la valorización material se lleva a cabo mediante el tratamiento del compostaje, obteniendo compost, que se puede utilizar como enmienda orgánica, mientras que la valorización energética presenta distintas posibilidades de tratamiento, según sean procesos termoquímicos o biológicos. Dentro de los procesos termoquímicos, se diferencian la

incineración, la pirolisis y la gasificación (Colomer, 2007). Dentro de los procesos biológicos pueden encontrarse la producción de biogás en vertedero y la digestión anaerobia o biometanización.

1.1.4.1. Compostaje

El compostaje consiste en la reacción microbiana de mineralización y humificación parcial de la materia orgánica. Se caracteriza por el predominio de los metabolismos respiratorios aerobios y alterna etapas mesotérmicas (10-40°C) con termogénicas (40-75°C), se requieren condiciones aerobias para llevar a cabo este proceso.

La gran cantidad de residuos orgánicos generados obligan a realizar el proceso de compostaje en plantas industriales (plantas de compostaje). Los sistemas utilizados pueden ser abiertos (no intensivos) o cerrados (intensivos) (JR, 1998):

- Los sistemas no intensivos consisten en pilas de residuos en montones con diferentes sistemas de aireación (mediante retroexcavadoras o por aireación forzada). Se controla la humedad, la temperatura y el oxígeno. La disposición sobre el suelo obliga a tratar los lixiviados posteriormente.
- Los sistemas intensivos realizan el proceso de compostaje en tambor, en contenedor, en túnel, o en nave. Tienen mayores costes de instalación, pero son más rápidos, y requieren menos espacio para tratar el mismo volumen de residuos. Se acelera el proceso regulando las condiciones (temperatura, humedad, caudal de ventilación, presión) consiguiendo que la materia orgánica se descomponga más rápidamente (10 a 14 días). Posteriormente se le somete a un proceso de compostaje en pilas de 6-8 semanas, hasta alcanzar un correcto estado de maduración.

El compost es un excelente fertilizante natural, mejora la estructura del suelo y sirve de protección contra posibles plagas (JR, 1998). Sin embargo, debido a que en España se realiza una recogida mixta de los RSU con posterior separación mecánica (aunque se dé recogida selectiva de papel, plástico y vidrio), resulta difícil obtener una calidad competitiva para el mercado de las enmiendas orgánicas. Esta mezcla puede originar problemas como:

- Si el compost no es estable, puede dar problemas de inhibición de la germinación de las semillas (Sæbø y Ferrini, 2006).

- El contenido en metales pesados también es un factor que afecta de manera negativa al uso del compost, y nunca debe exceder el límite estipulado por la Orden de 28 de Mayo 1998, sobre fertilizantes y afines (BOE 2 Junio 1998).
- El contenido excesivo en sales (conductividades de más de 5 mS/cm) pueden aumentar el efecto de las infecciones (Hoitink y Krause, 2003) y disminuir la disponibilidad de agua en el suelo. La mezcla con otros composts puede contribuir a la reducción de esta salinidad hasta niveles aceptables (2-3 mS·cm⁻¹) (Watson, 2003).

En conclusión, el compostaje es una buena opción para el reciclaje y valorización de la FORSU, siempre que se consiga que éste tenga una buena calidad, en especial, estabilidad y bajo contenido en metales y sales. El mejor método para mejorar la calidad del compost procedente de la FORSU es la separación en origen del resto de residuos (Hargreaves *et al.*, 2008). Además, para que el proceso resulte rentable, deberá existir una demanda en zonas próximas a la planta de tratamiento, para evitar el encarecimiento debido al transporte.

1.1.4.2. Incineración

La incineración es un método de valorización que permite la reducción en volumen del residuo por combustión quedando éste reducido a cenizas. Se requiere un exceso de oxígeno durante la combustión, el 6% con respecto al estequiométrico (Colomer, 2007) para asegurar una completa oxidación y una temperatura de combustión comprendida entre los 900°C y 1200°C (Seco *et al.*, 2004).

Como resultado del proceso de incineración se obtienen gases de combustión, los cuales se emplean para la generación de electricidad mediante intercambiadores de calor. La producción de energía varía según el tipo de residuos, en el caso de la FORSU, debido al relativamente alto contenido de humedad de residuos de comida no resulta indicada para tratamientos térmicos (Zhang *et al.*, 2007).

Se requieren altos costes de inversión y mantenimiento, puesto que precisa de sistemas anticontaminantes, ya que también se generan gases ácidos y cenizas volantes muy nocivos para la salud y de una gran cantidad de oxígeno para la combustión. Además, el residuo sólido generado (un 80-85% del residuo total, llamado escoria) se

puede usar para relleno de carreteras o diques, pero si no se le encuentra aplicación debe ir a vertedero (Colomer, 2007).

1.1.4.3. Pirólisis y gasificación

La pirólisis se define como la descomposición térmica de un material en ausencia de oxígeno o cualquier otro reactante. Esta descomposición se produce a través de una serie compleja de reacciones químicas y de procesos de transferencia de materia y calor. Se lleva a cabo a temperaturas entre 400 y 800°C, obteniendo como productos, principalmente gases (CO, CO₂, CH₄, C₂H₆ (etano) y pequeñas cantidades de hidrocarburos ligeros), pero también líquidos (cetonas, ácido acético y compuestos aromáticos) y sólidos, el residuo carbonoso remanente puede ser utilizado como combustible o para la producción de carbón activo. A partir de todos estos productos se puede obtener energía, la cual es almacenable.

La gasificación es un tratamiento pirolítico con oxidación parcial, la cual se consigue restringiendo el nivel de oxígeno o aire en la cámara de combustión. Si el oxidante usado es aire, el gas producido se llama “gas pobre” y su poder calorífico es menor al 25% del gas natural. Si se utiliza oxígeno puro se consigue entre el 25 y el 40% del gas natural.

Tanto de la pirólisis como de la gasificación puede obtenerse energía, subproductos valorizables y recuperar metales ferrosos. Sin embargo, se requiere una alta inversión para la instalación de estas plantas, las cuales llevan asociado un consumo energético elevado. Además, debe realizarse un tratamiento posterior de los subproductos, ya que pueden contener altos niveles de contaminantes tóxicos.

1.1.4.4. Producción de biogás en vertedero

En un vertedero correctamente gestionado, tras el sellado del mismo y según el RD 1481/2001, por el que se regula la eliminación de residuos mediante depósito en vertedero, se debe instalar un sistema de extracción para evitar combustiones espontáneas con el consiguiente riesgo de incendio y posibles emisiones de contaminantes a la atmósfera. Es necesaria también una impermeabilización de las paredes y de la celda (Seco *et al.*, 2004).

El biogás producido en estas instalaciones puede ser canalizado hasta un sistema de cogeneración para su valorización como combustible de un motor de combustión interna para producción de electricidad. La viabilidad del tratamiento vendrá dada por la

cantidad de gas generado. Hay que tener en cuenta que la producción de biogás varía a lo largo de la vida útil de un vertedero. La velocidad de producción de gas llega a su cima en los 2 primeros años y después baja lentamente, pudiendo durar más de 25 años (Seco *et al.*, 2004).

Actualmente se está investigando la operación de las celdas del vertedero como digestores anaerobios. El residuo orgánico se deposita en la celda, hasta su degradación, con la consecuente valorización en forma de biogás y se vuelve a utilizar de nuevo. Clarke *et al.* (2015) realizaron distintas pruebas controlando las condiciones de humedad y temperatura mediante inundaciones y drenajes repetidos en las celdas, para acelerar el proceso de digestión anaerobia.

1.1.4.5. Digestión anaerobia o biometanización

En los procesos de digestión anaerobia, la producción de biogás se lleva a cabo en un reactor anaerobio o digestor en vez de en el propio vertedero. A pesar del gran rango de valores encontrados tras realizar una revisión bibliográfica de más de 70 estudios de caracterización de la FORSU, Fisgativa *et al.* (2015) concluyeron que los residuos de comida presentan un gran potencial para su tratamiento mediante un proceso anaerobio, especialmente por sus características en cuanto a demanda química de oxígeno (DQO), sólidos volátiles (SV) y potencial bioquímico de metano (BMP).

Con este tratamiento de la FORSU, el biogás es recuperado en continuo, sin necesidad de esperar al sellado del vertedero y con una producción estable. Esta opción permite la co-digestión de la FORSU junto con otro/s tipo/s de residuos orgánicos: ganaderos, de industrias agroalimentarias, glicerinas, etc. Actualmente, se necesita de la recogida selectiva de esta fracción y su transporte en “seco” para su tratamiento en la instalación de biometanización de forma independiente o combinado con otros residuos orgánicos (biomasa, fangos de EDAR,...).

Uno de los grandes inconvenientes que presentan todas las alternativas de tratamiento de residuos, es la necesidad de la gestión de recogida y transporte de residuos a la planta de tratamiento, de elevado coste económico y ambiental, debido a las emisiones de gases de efecto invernadero a la atmósfera, generadas por el uso de combustibles fósiles.

Sin embargo, otra opción, la cual se plantea en esta tesis doctoral, consistiría en la trituración en el propio domicilio y transporte por vía húmeda, a través de la red de saneamiento, generando una corriente de agua muy cargada de materia orgánica, formada por la FORSU y las aguas residuales urbanas.

1.2. LAS AGUAS RESIDUALES URBANAS

Según la Directiva 91/271/CEE del Consejo, de 21 de mayo de 1991, sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas, se definen las aguas residuales urbanas como las aguas residuales domésticas o la mezcla de las mismas con aguas residuales industriales y/o aguas de escorrentía pluvial.

Cabe decir que las aguas residuales domésticas son las aguas residuales procedentes de zonas de vivienda y de servicios y generadas principalmente por el metabolismo humano y las actividades domésticas y las aguas residuales industriales son todas las aguas residuales vertidas desde locales utilizados para efectuar cualquier actividad comercial o industrial, que no sean aguas residuales domésticas ni aguas de escorrentía pluvial.

Se definen dos tipos de zonas de vertido del agua residual tratada, en función de las cuales se establecen unos requisitos de vertido más o menos restrictivos:

- Zona sensible: Se considerará que un medio acuático es zona sensible si puede incluirse en uno de los siguientes grupos:
 - Lagos, lagunas, embalses, estuarios y aguas marítimas que sean eutróficos o que podrían llegar a ser eutróficos en un futuro próximo si no se adoptan medidas de protección.
 - Aguas continentales superficiales destinadas a la obtención de agua potable que podrían contener una concentración de nitratos superior a la que establecen las disposiciones pertinentes del Real Decreto 927/1988.
 - Masas de agua en las que sea necesario un tratamiento adicional al tratamiento secundario según lo establecido en el artículo 5 del Real Decreto-ley 11/95.
- Zona menos sensible: Un medio o zona de agua marina podrá catalogarse como zona menos sensible cuando el vertido de aguas residuales no tenga efectos negativos sobre el medio ambiente debido a la morfología, hidrología o condiciones hidráulicas específicas existentes en esta zona. Al determinar las zonas menos sensibles, se tomará en consideración el riesgo de que la carga vertida pueda desplazarse a zonas adyacentes y ser perjudicial para el medio ambiente. Para determinar las zonas menos sensibles se tendrán en cuenta los siguientes elementos:

- o Bahías abiertas, estuarios y otras aguas marítimas con un intercambio de agua bueno y que no tengan eutrofización o agotamiento del oxígeno, o en las que se considere que es improbable que lleguen a desarrollarse fenómenos de eutrofización o de agotamiento del oxígeno por el vertido de aguas residuales urbanas.

Los límites de vertido establecidos por la legislación se muestran en la Tabla 1. 2 (a). En el caso de vertido a zona sensible, la normativa vigente exige además los requisitos de vertido para nutrientes que se muestran en la Tabla 1. 2 (b):

Tabla 1. 2. Requisitos de vertido de ARU (a). Exigencias extra en zonas sensibles en relación a la eliminación de nutrientes (b).

	Concentración	% Reducción
DBO ₅	25 mg O ₂ ·L ⁻¹	70-90
DQO	125 mg O ₂ ·L ⁻¹	75
SS	35 mg·L ⁻¹ (más de 100.000 h-e)	90
	60 mg·L ⁻¹ (de 2.000 a 10.000 h-e)	70
(a)		
	Concentración	% Reducción
P total	2 mg·L ⁻¹ (10.000-100.000 h-e)	80
	1 mg·L ⁻¹ (>100.000 h-e)	
N total	15mg·L ⁻¹ (10.000-100.000 h-e)	70-80
	10 mg·L ⁻¹ (>100.000 h-e)	
(b)		

Se exige además un tratamiento previo del vertido de las aguas residuales industriales con el objetivo de:

- Proteger la salud del personal que trabaje en los sistemas colectores y en las instalaciones de tratamiento.
- Garantizar que los sistemas colectores, las instalaciones de tratamiento y los equipos correspondientes no se deterioren.
- Garantizar que no se obstaculice el funcionamiento de las instalaciones de tratamiento de aguas residuales.
- Garantizar que los vertidos de las instalaciones de tratamiento no tengan efectos nocivos sobre el medio ambiente y no impidan que las aguas receptoras cumplan los objetivos de calidad de la normativa vigente.

- Garantizar que los fangos puedan evacuarse con completa seguridad de forma aceptable desde la perspectiva medioambiental. En ningún caso se autorizará su evacuación al alcantarillado o al sistema colector.

1.2.1. Problemática socioambiental asociada

El agua es un elemento esencial de la naturaleza, contribuye al bienestar general del hombre, de los animales y de las plantas. Es uno de los pocos elementos sin los cuales no podría mantenerse la vida en el planeta.

La contaminación hídrica se entiende como la acción de introducir algún material en el agua alterando su calidad y su composición química. Según la Organización Mundial de la Salud el agua está contaminada “cuando su composición se haya modificado de modo que no reúna las condiciones necesarias para el uso, al que se le hubiera destinado en su estado natural”. El agua que procede de ríos, lagos y acuíferos subterráneos es objeto de una severa contaminación, la mayor parte de las veces, producto de las actividades del hombre.

Existen varias fuentes de contaminación hídrica a causa de actividades domésticas, industriales o agrícolas. Los principales contaminantes del agua son:

- **Materia orgánica.** Normalmente las aguas naturales tienen una concentración baja de materia orgánica debida a la descomposición de los seres vivos presentes en las mismas, la materia orgánica de origen antropogénico (ya sea por actividades domésticas, agropecuarias o industriales) ocasiona problemas de sabor y olor, disminución del oxígeno en el medio (por la descomposición aerobia de la materia orgánica) y proliferación de patógenos (Ferrer y Seco, 1992).
- **Nutrientes.** El nitrógeno y el fósforo procedentes sobre todo de la agricultura, pero también de actividades domésticas e industriales son vertidos en ríos, lagos y mares hasta niveles excesivos. Esto puede generar problemas de eutrofización en las masas de agua, un fenómeno que consiste en una excesiva proliferación de microalgas por la excesiva concentración de nutrientes (Nyenje, 2010). Dicha proliferación provoca que la luz no alcance el fondo de las masas de agua, impidiendo la fotosíntesis de las algas de la superficie marina, generando la muerte de éstas y la proliferación de agentes descomponedores (PNUMA, 2010a). A largo plazo, la eutrofización puede causar la disminución del nivel de oxígeno, eliminando especies con requerimientos altos de oxígeno y afectando a la estructura de diversos ecosistemas (Carpenter *et al.*, 1998).

- Temperatura. La temperatura es de gran influencia en los procesos biológicos, reacciones químicas que se dan en el agua, así como en la solubilidad de los gases (Ferrer y Seco, 1992). El aumento de la temperatura disminuye la cantidad de oxígeno en el agua, vulnerando la supervivencia de los organismos acuáticos.
- Sustancias químicas inorgánicas procedentes de actividades humanas, principalmente metales pesados y sustancias orgánicas sintéticas procedentes de detergentes, pesticidas y disolventes orgánicos (Ferrer y Seco, 1992).
- Contaminantes biológicos. Organismos patógenos procedentes de la descomposición que pueden provocar enfermedades (Ferrer y Seco, 1992).

Puesto que “la calidad del agua es vital para la supervivencia de todos los organismos vivientes y el funcionamiento de los ecosistemas, de las comunidades y de la economía”, tal y como se destacó en la declaración del Programa de la ONU para el Agua o PNUMA (2010b), el problema de contaminación del agua tiene consecuencias sociales tan graves como las que se detallan a continuación:

- En torno a 1.100 millones de personas, según un informe del Banco Mundial, no tienen acceso a aguas que ofrezcan unas mínimas garantías sanitarias, mientras que 2.600 millones no disponen de sistemas de saneamiento de las aguas residuales.
- A causa de la contaminación del agua, cada año se producen 4.000 millones de casos de diarrea, que causan la muerte a 1,8 millones de personas, principalmente a niños menores de cinco años.
- Según las Naciones Unidas, cada año mueren más personas a causa de un agua insalubre que por muerte violenta, incluida la guerra.

Es por todo ello que la protección y descontaminación de este recurso debe ser una prioridad para los Gobiernos y la población mundial en general, es muy necesaria una conciencia del problema a nivel global, y una legislación muy restrictiva para industrias y municipios, con el objetivo de que las aguas naturales permanezcan inalteradas y las aguas contaminadas o residuales sean tratadas de modo que no atenten a la salubridad de las personas ni perjudiquen al medio ambiente.

Según el Programa de la ONU para el Agua hay tres soluciones fundamentales: prevención de la contaminación, tratamiento de las aguas y restauración de los ecosistemas. Señala que para conseguirlo hay que mejorar en la comprensión de lo que significa la calidad

del agua, ampliar la comunicación y educación al respecto, mejorar el enfoque económico y financiero, extender el uso de tecnologías eficaces y tener herramientas legales, institucionales y reguladoras apropiadas.

1.2.2. Situación actual de la gestión de las aguas residuales urbanas

Los datos disponibles respecto al tratamiento de las aguas residuales, recogidos por el Instituto Nacional de Estadística (INE) son los reflejados en la Figura 1. 5. Se observa como de 2004 a 2007, prácticamente el 90% de las aguas residuales fueron tratadas. A partir de 2008, dejan de publicarse los datos de agua no tratada, pero el volumen de agua residual tratada sigue aproximadamente en los mismos niveles. El porcentaje de agua reutilizada es muy reducido, un 10% del total, siendo un 57% de las aguas tratadas vertidas a un cauce fluvial y el 32% al mar (INE, último dato disponible: 2013).

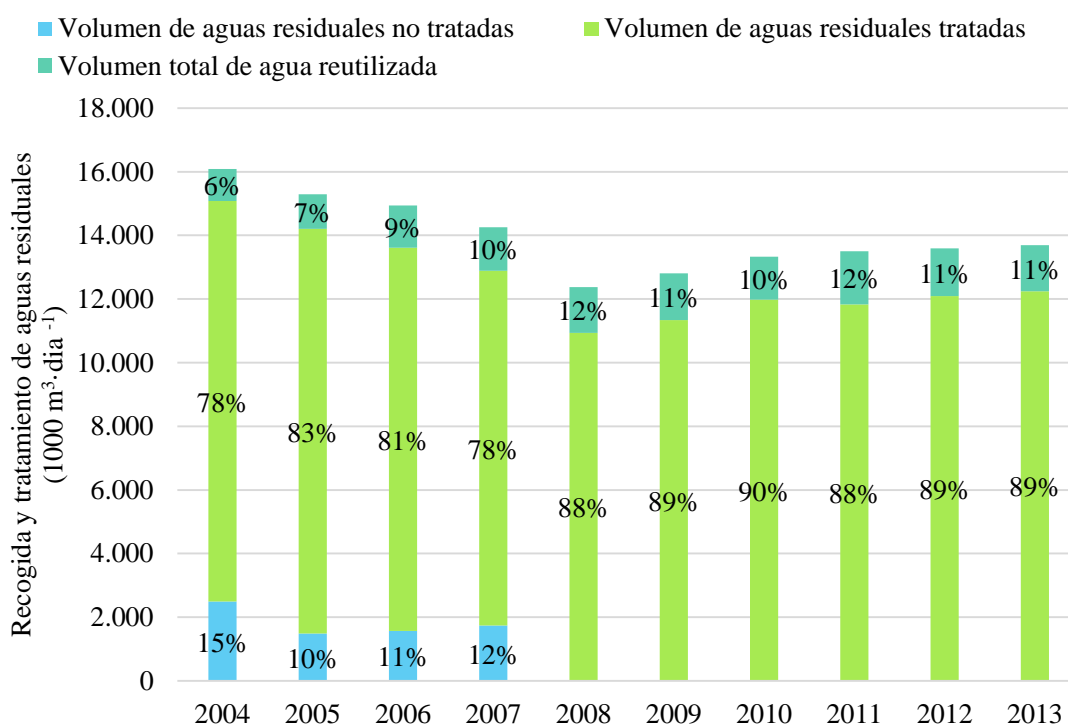


Figura 1. 5. Recogida y tratamiento de aguas residuales en España (INE: últimos datos disponibles).

En la Figura 1. 6 se muestran los usos dados al agua reutilizada, siendo en su mayoría utilizada para la agricultura en primer lugar y para el riego de jardines y zonas deportivas de ocio en segundo lugar.

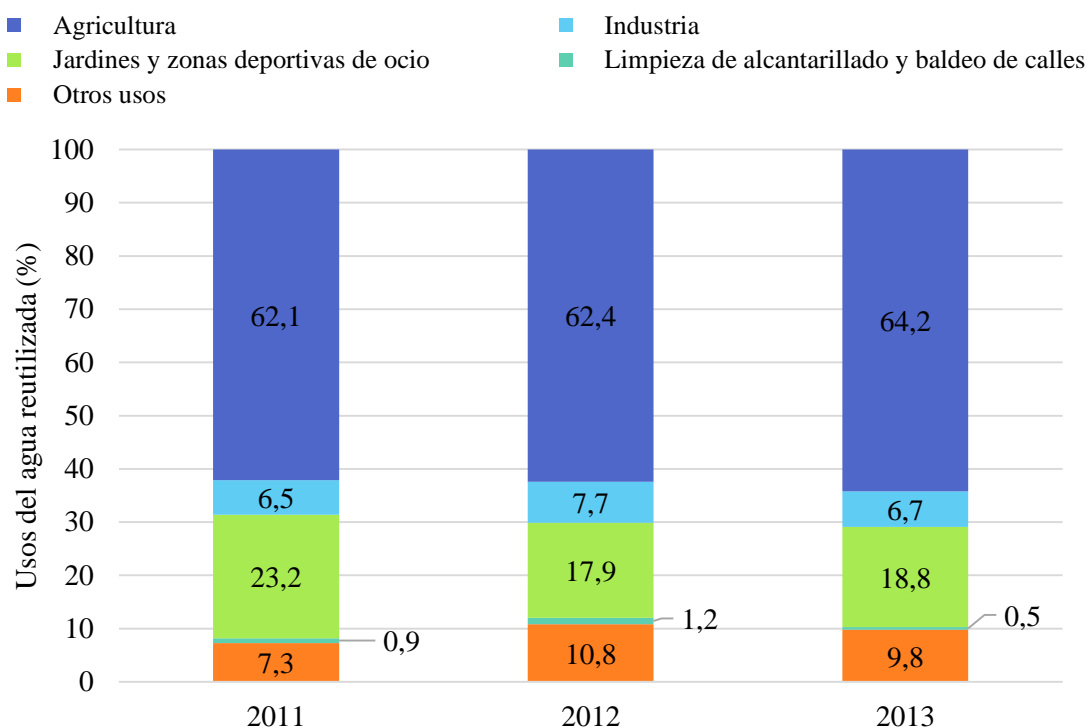


Figura 1. 6. Usos del agua reutilizada en España durante los años 2011, 2012 y 2013 (INE: últimos datos disponibles).

La gran mayoría de EDARs funcionan según el sistema convencional, de fangos activados. Sin embargo, se está realizando una profunda investigación hacia métodos más innovadores, como procesos MBR, sistemas de desodorización, recuperación de nutrientes y tratamiento sostenible de otros contaminantes (metales pesados, contaminantes orgánicos, micro-contaminantes, contaminantes emergentes), procesos de desinfección para regeneración, tecnologías para pequeñas EDAR mediante depuración descentralizada y filtros verdes y nuevas tecnologías de depuración (bioelectrogénesis, tratamiento con algas, uso de nanopartículas, transformación de materia orgánica en polímeros), con la consideración del agua residual como una fuente de recursos (IDIAGUA, 2015)

1.2.3. Características de las aguas residuales urbanas

En la Tabla 1. 3, se pueden ver las características típicas de un agua residual urbana según Tchobanoglous (2003). En función de la concentración (débil, media o fuerte) se precisará de un mayor esfuerzo para la eliminación de los contaminantes con el objetivo de cumplir con los límites de vertido, establecidos en la Directiva 91/271/CEE. La concentración de cloruros y sulfatos se verá modificada en función de la zona geográfica y sus características geológicas. En el estudio realizado en esta tesis doctoral, por ejemplo, la

concentración de sulfatos es más elevada a la establecida en los valores típicos, como se verá más adelante.

Tabla 1. 3. Características típicas de un ARU (Tchobanoglous, 2003).

Contaminantes	Unidades	Concentración		
		Débil	Media	Fuerte
Sólidos totales (ST)	mg ST·L ⁻¹	350	720	1200
Sólidos disueltos totales (SDT)	mg SDT·L ⁻¹	250	500	850
Fijos	mg SDT·L ⁻¹	145	300	525
Volátiles	mg SDT·L ⁻¹	105	200	325
Sólidos en suspensión (SS)	mg SS·L ⁻¹	100	220	350
Fijos	mg SS·L ⁻¹	20	55	75
Volátiles	mg SS·L ⁻¹	80	165	275
Sólidos Sedimentables (SSed)	mg SSed·L ⁻¹	5	10	20
Demanda Biológica de Oxígeno (DBO ₅)	mg O ₂ ·L ⁻¹	110	220	400
Carbono Orgánico Total (COT)	mg C·L ⁻¹	80	160	290
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	mg O ₂ ·L ⁻¹	250	500	1000
Nitrógeno total	mg N·L ⁻¹	20	40	85
Orgánico	mg N·L ⁻¹	8	15	35
Amoníaco libre	mg N·L ⁻¹	12	25	50
Nitritos	mg N·L ⁻¹	0	0	0
Nitratos	mg N·L ⁻¹	0	0	0
Fósforo total	mg P·L ⁻¹	4	8	15
Orgánico	mg P·L ⁻¹	1	3	5
Inorgánico	mg P·L ⁻¹	3	5	10
Cloruros*	mg Cl·L ⁻¹	30	50	100
Sulfatos*	mg S·L ⁻¹	20	30	50
Alcalinidad	mg CaCO ₃ ·L ⁻¹	50	100	200

* Los valores se deben aumentar en la cantidad en que estos compuestos se hallen presentes en las aguas de suministro.

1.2.4. Tipos de tratamiento

El objetivo en el tratamiento de aguas residuales urbanas es la eliminación o reducción de la carga de elementos contaminantes presentes en éstas para mejorar la calidad de esta corriente antes de ser vertida y evitar daños en el medio receptor. Los contaminantes presentes en este tipo de agua residual son, principalmente, materia orgánica, sólidos en suspensión, determinados nutrientes (fósforo, nitrógeno) y patógenos.

En función de las características del agua a tratar, así como del punto donde se vaya a realizar el vertido, se diseña para cada caso el proceso específico de depuración. Cada proceso de depuración está constituido por una serie de operaciones unitarias físicas,

químicas o biológicas encaminadas a la eliminación de estos contaminantes. Las operaciones físicas se realizan en el pretratamiento y el tratamiento primario de las estaciones depuradoras de agua residual (EDAR), se eliminan gravas, arenas y sólidos suspendidos en general (con su correspondiente materia orgánica asociada). Las operaciones químicas se utilizan sobre todo en tratamientos de eliminación de nutrientes por precipitación, de desinfección y potabilización (Ferrer y Seco, 1992). El objetivo inicial de los tratamientos biológicos era la eliminación de la materia orgánica contenida en las aguas residuales. Posteriormente, debido a los problemas de exceso de nutrientes en los vertidos y el aumento de los problemas de eutrofización en las masas de aguas superficiales susceptibles a estos (denominadas "zonas sensibles"), se desarrollaron también sistemas biológicos para la eliminación de nutrientes.

El tratamiento biológico se basa en la acción de distintos microorganismos sobre la materia orgánica y nutrientes, reduciendo la concentración de dichos contaminantes en las aguas. El tipo de tratamiento seleccionado para la EDAR, proporcionará las condiciones controladas, que fomenten la correcta proliferación de la biomasa necesaria para la eliminación de los contaminantes seleccionados. En función del aceptor de electrones los microorganismos que intervienen en los procesos biológicos de depuración de aguas residuales se clasifican en (Ferrer y Seco, 2007):

- Biomasa aerobia. Emplean oxígeno como aceptor de electrones.
- Biomasa facultativa. Son capaces de crecer a partir de oxígeno como fuente de electrones, y en déficit de este, a partir de otro tipo de aceptores (nitrito, nitrato, etc.).
- Biomasa anaerobia. Estos microorganismos no precisan de oxígeno, ni de nitrato o similares, como aceptor de electrones.

El proceso biológico más utilizado para el tratamiento de ARU es el aerobio, en el cual los microorganismos utilizan la materia orgánica como fuente de carbono para la síntesis de nueva biomasa y como fuente de energía para su metabolismo. De esta forma, los microorganismos forman flóculos que, posteriormente, se eliminan mediante sedimentación y oxidan la materia orgánica biodegradable, descomponiéndola en moléculas más simples hasta estabilizarla. Dentro de los tratamientos aerobios, el proceso más extendido, caracterizado por su facilidad de diseño y operación y elevada capacidad de tratamiento,

corresponde con el conocido sistema de fangos activados, el cual se desarrolla habitualmente en dos cámaras separadas (Ferrer y Seco, 2007):

- Un reactor biológico, que consiste en un tanque agitado, aireado y alimentado con el agua residual, en el que se produce la degradación de la materia orgánica por parte de las bacterias aerobias;
- y un decantador secundario, que consiste en un tanque en el que sedimenta el fango producido el cual es purgado para la eliminación de la cantidad producida en exceso, obteniendo un efluente sin materia orgánica.

Existen múltiples ventajas asociadas a este tipo de tratamiento, como el buen funcionamiento a temperatura ambiente y la alta velocidad de crecimiento que presentan las bacterias aerobias (Durán, 2013). Esto conlleva que se consigan altas eficiencias de depuración con bajos tiempos de retención hidráulico y celular. Además, es posible la eliminación de nutrientes mediante la alternancia de zonas anóxicas o anaerobias. Sin embargo, estos sistemas se caracterizan por presentar un elevado consumo energético debido a las necesidades de aireación (que supone entre el 50 y el 60% del consumo energético total de una EDAR según Metcalf y Eddy, 2003), no valorizar la materia orgánica contenida en el agua residual y, además, conllevan la generación de emisiones de gases de efecto invernadero a la atmósfera y la producción de elevadas cantidades de fango biológico, el cual necesariamente ha de ser sometido posteriormente a un tratamiento de estabilización previo a su reutilización y/o eliminación.

Estos inconvenientes asociados a los procesos de tratamiento aerobio, junto con el cambio de mentalidad actual, en el que se busca la valorización del residuo para su uso como recurso o energía, han puesto de manifiesto la necesidad de implementar nuevos sistemas de tratamiento más sostenibles, de menor coste económico y energético, y de menor impacto ambiental. El cambio a procesos de tratamiento anaerobios de aguas residuales urbanas supone una alternativa más sostenible que el tradicional sistema de tratamiento aerobio.

Los tratamientos anaerobios se caracterizan por la ausencia de oxígeno o nitrato en el cultivo. En este proceso un amplio grupo de microorganismos (bacterias y *Archaea*) actúan de forma simbiótica para descomponer la materia orgánica, transformándola en diversos gases, de entre los cuales destaca el metano, por su potencial para la valorización como energía (Ferrer y Seco, 2007). Este proceso biológico es la base en la cual se apoya el

presente estudio, de modo que se encuentra ampliamente detallado en el apartado 1.3.1 (ver página 49) y sus subapartados.

En contraposición a los sistemas de tratamiento aerobios, el tratamiento anaerobio presenta una serie de ventajas (Ho y Sung, 2010):

- Mínima producción de fangos, debido al bajo rendimiento de la biomasa anaerobia, reduciendo los costes de gestión, estabilización y disposición final de los mismos.
- Baja demanda energética, ya que no requiere de aireación para la degradación de la materia orgánica.
- Recuperación de energía en forma de metano, que puede ser utilizada para cubrir los requerimientos energéticos del proceso.

Existen también una serie de limitaciones en el proceso que reducen su eficiencia, las cuales se describen a continuación:

- La biomasa anaerobia presenta un lento crecimiento respecto de la biomasa aerobia, lo cual obliga a operar a altos tiempos de retención celular. Por otro lado, la elevada producción de ARU por habitante en la mayoría de países desarrollados, exige bajos tiempos de retención hidráulicos, ya que los caudales de tratamiento son elevados (Giménez *et al.*, 2014). Por consiguiente, se necesita utilizar reactores de gran tamaño para almacenar estos elevados caudales el tiempo suficiente para el crecimiento de la biomasa anaerobia.
- El bajo grado de eficacia en la separación de la biomasa. La separación física por sedimentación resulta compleja, en comparación con los tratamientos aerobios, debido a que los flóculos de fango anaerobio son de menor tamaño, y por tanto, su velocidad de sedimentación es menor (Robles, 2010).

Actualmente, existen diferentes tecnologías para el tratamiento anaerobio de aguas residuales que permiten retener la biomasa dentro del sistema en mayor o menor medida. La retención de la biomasa suele conseguirse de diferentes maneras: mediante su inmovilización en gránulos con buenas características de sedimentación (UASB, EGSB), mediante la aplicación de un soporte que facilite la adherencia de los microorganismos (USSB), o mediante la imposición de una barrera física que posibilite la separación sólido-líquido (AnMBR) (Giménez, 2014).

En este sentido, la tecnología AnMBR es capaz de retener la totalidad de la biomasa, además de ofrecer un efluente de elevada calidad, por el uso de las membranas. Así, permite mantener elevados tiempos de retención celular (TRCs), independientemente del tiempo de retención hidráulico (TRH) al que se desee operar (Giménez *et al.*, 2014), pudiendo tratar un mayor caudal sin necesidad de aumentar el volumen del reactor, quedando los microorganismos retenidos dentro del sistema. Además, la separación mediante el uso de membranas resuelve la segunda limitación mencionada, consiguiendo un eficiente grado de separación de la biomasa.

Un reactor anaerobio de membranas, AnMBR, se caracteriza por realizar un tratamiento biológico en ausencia de oxígeno y por el uso de una membrana para realizar la separación sólido-líquido.

El uso de membranas permite que los microorganismos queden confinados dentro del sistema, fijando el tiempo de retención celular con alta precisión y proporcionando un efluente libre de material particulado y, en algunos casos (dependiendo del tamaño de poro), de virus y patógenos, consiguiendo la desinfección del efluente (Ferrer y Seco, 2007). La elevada retención de sólidos permite lograr una mayor biodiversidad, ya que incluso los organismos que no forman flóculos son retenidos, al contrario que en las tecnologías basadas en la separación por gravedad. Así, se puede aplicar esta tecnología a una gran variedad de aguas residuales, incluso con contaminantes persistentes o difíciles de degradar (Giménez, 2014).

Según la configuración de las membranas encontramos tres tipos de reactores AnMBR (Liao *et al.*, 2006), siendo la membrana un elemento externo al reactor (configuración de membrana externa de flujo tangencial) o encontrándose sumergidas en el propio reactor biológico (configuración sumergida interna) o en un reactor aparte para las membranas (configuración sumergida externa). En la Figura 1. 7 se encuentran representadas estas tres configuraciones.

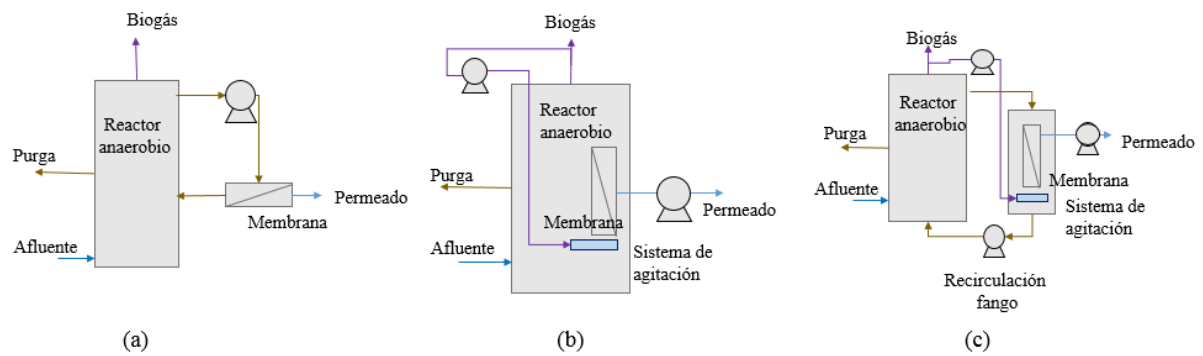


Figura 1. 7. Configuraciones de AnMBR: (a) externa; (b) sumergida interna; (c) sumergida externa.

En la configuración de membrana externa de flujo tangencial, la membrana está unida al reactor mediante una bomba que generalmente trabaja en flujo tangencial. La bomba opera a altas velocidades de flujo con el fin de reducir la acumulación de sólidos sobre la superficie de la membrana (*fouling*). El *fouling* se previene también con altas tasas de recirculación, operando a altas presiones transmembrana, lo que conlleva altos consumos energéticos.

Los AnMBR con membranas sumergidas realizan la filtración mediante la generación de vacío del lado del permeado, obteniendo unas presiones transmembranas mucho menores, minimizando así el consumo energético. El *fouling* se previene mediante el burbujeo de biogás a través de la superficie de la membrana. De las dos configuraciones sumergidas presentadas, la configuración sumergida externa tiene la ventaja de facilitar la limpieza de las membranas mediante el aislamiento del reactor.

El principal inconveniente de esta tecnología, es el alto coste de inversión, especialmente en las membranas. Además, éstas conllevan unas necesidades exigentes de limpieza. Por otro lado, altas concentraciones de biomasa pueden dar lugar a problemas de aireación, concentraciones superiores a $25 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ dificultan la agitación del reactor y la filtración a través de la membrana (Ferrer y Seco, 2007).

1.3. FILOSOFÍA DEL RESIDUO COMO RECURSO. PROPUESTA DE TRATAMIENTO

Una vez que la población mundial ha tomado conciencia de la problemática socioambiental asociada a la contaminación del agua y la excesiva producción de residuos, que a su vez lleva consigo la escasez de recursos naturales, se produce el cambio de paradigma comentado anteriormente: de una filosofía de gestión de residuos a una filosofía de gestión de los recursos contenidos en los residuos. A través de la recuperación de materiales y de energía, se considera que los residuos son un recurso que debe valorizarse.

Mediante este cambio de filosofía se da un valor económico a los residuos (ya sean residuos sólidos o aguas residuales), se consigue reducir el volumen de residuos acumulados, susceptibles de contaminar el entorno y provocar enfermedades a la población, consiguiendo alcanzar un mayor grado de sostenibilidad. Además, se reduce el consumo de los recursos naturales disponibles y se obtiene energía a partir de recursos ya utilizados, aumentando su ciclo de vida útil.

Al escenario expuesto habría también que agregarle, para fortalecer aún más este nuevo paradigma, los desafíos vinculados con el cambio climático, el control de la emisión de gases de efecto invernadero y la crisis energética mundial a la que inexorablemente estamos expuestos.

En cuanto a la FORSU, se debe priorizar la prevención y fomentar su recogida separativa. El objetivo a largo plazo debe ser una sociedad del reciclado que se proponga, como meta, evitar la generación de residuos, y aquellos que no se haya podido evitar su generación, utilizarlos como recursos, es decir, contribuir al cierre de los ciclos de vida útil de los diferentes materiales. La jerarquía de gestión enfocada a la FORSU se traduciría en la pirámide de prioridades de gestión que se muestra en la Figura 1. 8 (MAGRAMA, 2013):

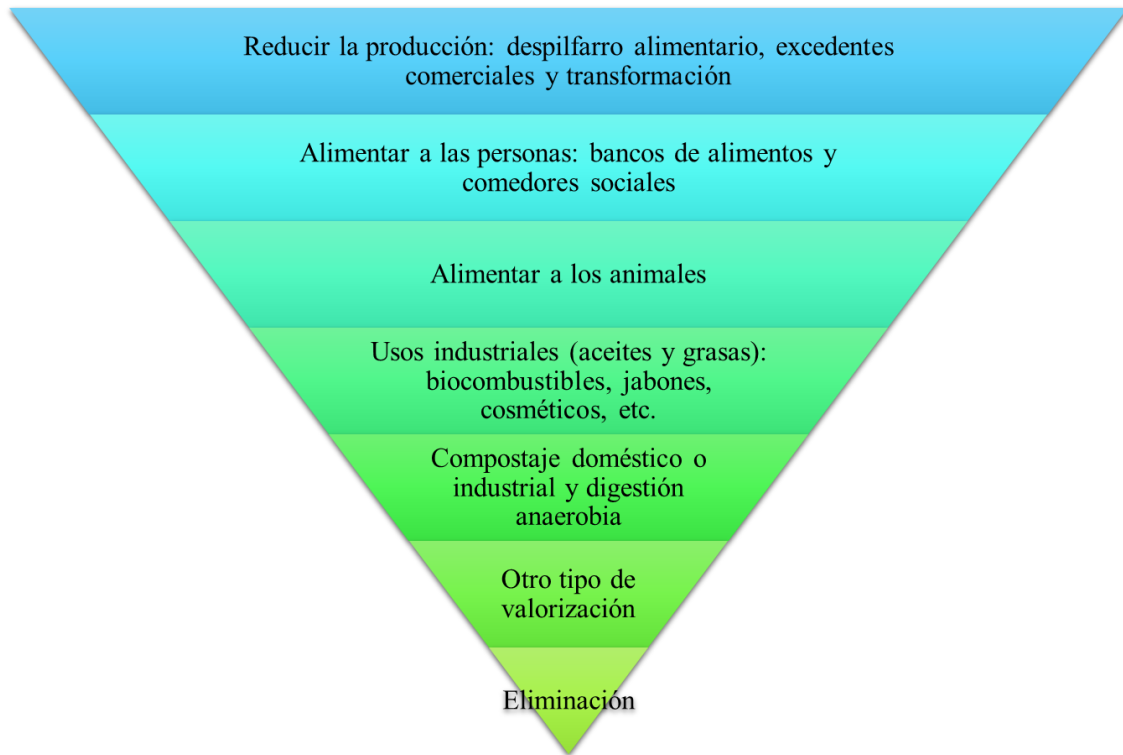


Figura 1. 8. Pirámide de prioridades de gestión de la FORSU.

En cuanto al ARU, se debe trabajar en esta misma dirección, hacia una filosofía del residuo como recurso. Esto se consigue mediante el uso de tecnologías de valorización de la materia orgánica, la recuperación de los nutrientes presentes en el agua residual, para su posterior uso como enmienda orgánica en suelos y la reutilización de las aguas obtenidas tras el tratamiento de depuración.

La valorización de la materia orgánica presente en las aguas residuales puede conseguirse realizando un tratamiento anaerobio de la misma, en lugar del convencional tratamiento aerobio, caracterizado por presentar un elevado consumo energético y la necesidad de un posterior tratamiento del fango previo a su reutilización/eliminación. Estos inconvenientes asociados a los procesos de tratamiento aerobio, junto con el cambio de mentalidad actual, en el que se busca la valorización del residuo para su uso como recurso o energía, han puesto de manifiesto la necesidad de implementar nuevos sistemas de tratamiento más sostenibles, de menor coste económico y energético, y de menor impacto ambiental. El cambio a procesos de tratamiento anaerobios de aguas residuales urbanas supone una alternativa más sostenible que el tradicional sistema de tratamiento aerobio.

La recuperación de nutrientes de las aguas residuales, posee múltiples ventajas ya que reduce la probabilidad de eutrofización a los cauces fluviales y además, se consigue la

valorización del residuo como fertilizante. Se ha investigado la recuperación del fósforo del sobrenadante de la línea de fangos de una EDAR mediante la cristalización de la estruvita, fosfato de magnesio y amonio, obteniendo una fuente alternativa de este nutriente que permita reducir su extracción mineral (Pastor, 2008). Otras tecnologías de recuperación de nutrientes (nitrógeno y fósforo) utilizan microalgas o filtros verdes para la eliminación biológica de los mismos. Los cultivos de microalgas permiten la recuperación de nutrientes, produciendo una biomasa cuya composición permite su uso para la producción de biogás mediante digestión anaerobia, la producción de biocombustibles, o la obtención de lípidos y proteínas (Viruela, 2014). Un filtro verde es un sistema natural de tratamiento por aplicación al suelo, constituido por una superficie de terreno sobre la que se establecen una o varias especies vegetales y a la que se aplica periódicamente el agua residual. Las especies vegetales son capaces de eliminar sólidos suspendidos, materia orgánica, nitrógeno, fósforo, elementos traza e incluso microorganismos, alcanzando rendimientos de depuración de hasta un 98% en los primeros centímetros del suelo (Álvarez, 2002).

Como se ha indicado anteriormente, la reutilización de las aguas residuales tratadas supone aproximadamente un 10% del total de aguas tratadas, por lo que debe reforzarse el uso de estas aguas, de acuerdo a la calidad obtenida tras el tratamiento en EDAR.

Puesto que el factor común en cuanto a alternativas de tratamiento para la FORSU y el ARU es el tratamiento anaerobio, a continuación se describirá el proceso anaerobio de degradación de la materia orgánica y se planteará la propuesta estudiada en esta tesis doctoral, el tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU mediante la tecnología de membranas anaerobias (AnMBR).

1.3.1. El proceso anaerobio de degradación de la materia orgánica

El proceso anaerobio de degradación de la materia orgánica sucede en la naturaleza mediante la acción coordinada de distintos grupos de microorganismos en ausencia de oxígeno (Appels *et al.*, 2008). Durante este proceso se generan distintos gases, especialmente, metano (CH₄) y dióxido de carbono (CO₂). Si se aplica este proceso natural a un tratamiento de valorización de materia orgánica, en un reactor completamente cerrado, los distintos gases generados pueden ser utilizados para la valorización energética del proceso. El gas producido en este proceso es una mezcla de metano, de dióxido de carbono y pequeñas cantidades de nitrógeno, hidrógeno, ácido sulfhídrico y oxígeno. El gas puede

utilizarse para producir calor, energía eléctrica o ambas cosas. Si el gas se quema el calor producido se puede utilizar para mantener la temperatura deseada en el tanque de digestión. La energía del CH_4 es de $38000 \text{ kJ}\cdot\text{m}^{-3}$ en condiciones normales, lo que equivale a unos $25000 \text{ kJ}\cdot\text{m}^{-3}$ para el biogás (Ferrer y Seco, 2007).

1.3.1.1. Procesos biológicos asociados

El proceso anaerobio se puede dividir en cuatro etapas: hidrólisis, acidogénesis o fermentación, acetogénesis y metanogénesis, tal y como se muestra en la Figura 1. 9.

La primera etapa es la hidrólisis, que consiste en la degradación enzimática de moléculas de gran tamaño hasta sus monómeros solubles. Principalmente, estas moléculas se identifican como carbohidratos, proteínas y lípidos, que mediante la hidrólisis dan lugar a azúcares, aminoácidos y ácidos grasos de cadena larga, respectivamente. Son los propios microorganismos que se benefician de estos productos solubles los que generan las enzimas que catalizan el proceso. Esta etapa suele ser la limitante del proceso, ya que supone la degradación de los compuestos de mayor complejidad. La velocidad de hidrólisis dependerá fundamentalmente del pH, de la temperatura, del tipo y naturaleza de sustrato, y de la concentración de material biodegradable (Martí, 2007).

En la acidogénesis, los compuestos formados en la hidrólisis, tales como azúcares, alcoholes, ácidos grasos y aminoácidos, son degradados a compuestos de menor complejidad como ácidos grasos volátiles (AGV), alcoholes, y los precursores directos de metano: ácido acético, dióxido de carbono e hidrógeno. Estas reacciones producen hidrógeno en menor proporción que el proceso de oxidación anaerobia (acetogénesis), y siempre a partir de procesos de des-hidrogenación (Robles, 2010).

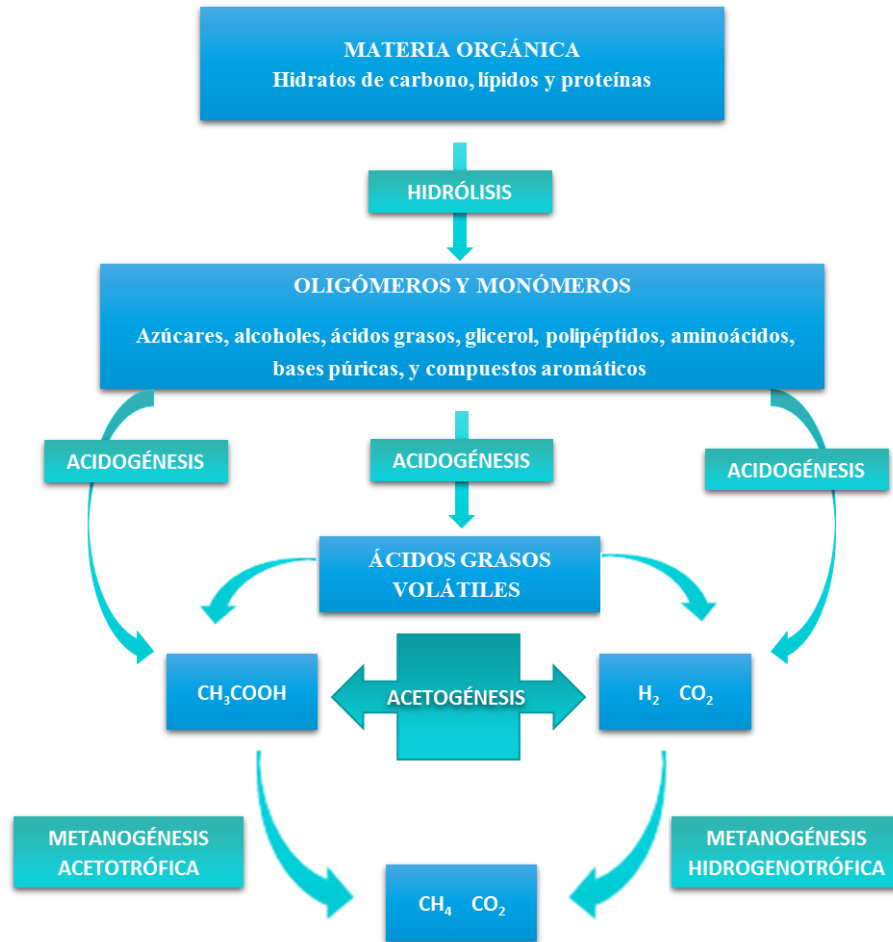


Figura 1. 9. Proceso anaerobio de degradación de materia orgánica.

La tercera etapa, la acetogénesis, engloba las reacciones de degradación de los diferentes ácidos grasos formados en las etapas anteriores, e incluye diferentes sub-procesos en función del sustrato a partir del cual se genera el ácido acético o acetato.

Oxidación anaerobia de ácidos grasos de cadena larga y alcoholes.

La degradación de los ácidos grasos de cadena larga (AGCL) no se realiza por medio de una fermentación, sino mediante una oxidación en la que no participan aceptores de electrones internos. Bajo condiciones anaerobias, los protones resultantes de la oxidación, pueden actuar como aceptor final de los electrones cedidos por los sustratos oxidados, dando lugar a una cantidad importante de hidrógeno.

Durante la oxidación anaerobia de AGCL, se debe mantener la presión parcial de hidrógeno baja, y esto se consigue mediante una cooperación simbiótica entre organismos acetogénicos productores obligados de hidrógeno y especies hidrogenotróficas, la cual recibe el nombre de sintrofismo. Los organismos acetogénicos productores obligados de hidrógeno no podrían crecer sin la cooperación sintrófica de los organismos hidrogenotróficos, dado

que la oxidación de ácidos grasos de cadena larga es endotérmica, y únicamente es termodinámicamente favorable si la presión parcial de hidrógeno se mantiene baja mediante la acción del segundo grupo. A su vez, los organismos hidrogenotróficos no dispondrían de sustrato si los organismos acetogénicos productores obligados de hidrógeno no llevasen a cabo la oxidación de los ácidos grasos de cadena larga, durante la cual se genera el hidrógeno (Giménez, 2014).

Oxidación anaerobia de productos intermedios.

Durante este proceso, los ácidos grasos volátiles (AGV) con más de dos átomos de carbono, formados en las etapas anteriores, se oxidan anaerobiamente para generar ácido acético e hidrógeno. Este proceso también depende de la presión parcial de hidrógeno, teniendo sólo lugar cuando la presión parcial de hidrógeno se mantiene baja.

Producción de acetato a partir de CO₂ e H₂.

La homoacetogénesis es un proceso en el cual se produce acetato de forma autotrófica, a partir de H₂ y CO₂. Los organismos homoacetogénicos producirán acetato cuando la concentración de hidrógeno sea alta, pero también son capaces de llevar a cabo la reacción inversa cuando la concentración de acetato es elevada (Castillo Rodríguez, 2005).

Por último, la producción de metano puede venir de dos rutas distintas según el sustrato y el grupo de microorganismos involucrado en el proceso:

- Metanogénesis acetotrófica, en la cual el ácido acético producido en las etapas anteriores es transformado a CH₄ y CO₂.
- Metanogénesis hidrogenotrófica, en la cual el hidrógeno actúa como dador de electrones y el CO₂ como aceptor para la formación de metano. Este proceso mantiene una sinergia con los procesos de acidogénesis y acetogénesis donde se produce hidrógeno, siendo vital para la regulación de la presión parcial de hidrógeno del proceso. Por tanto, solo será posible la producción de hidrógeno en aquellos momentos en los que la concentración de éste, gracias a ser consumido durante la metanogénesis hidrogenotrófica, sea lo bastante baja para el crecimiento de las bacterias acetogénicas, y viceversa (Robles, 2010).

1.3.1.2. Microbiología del proceso anaerobio

La estabilidad del proceso de degradación anaerobia depende del balance existente entre las velocidades de crecimiento simbióticas de los principales grupos metabólicos de microorganismos (Angelidaki *et al.*, 2006). A la hora de estudiar un proceso anaerobio hay que tener en cuenta que los microorganismos formadores de ácidos y los formadores de

metano difieren ampliamente en términos de fisiología, necesidad de nutrientes, cinéticas de crecimiento y sensibilidad a las condiciones ambientales (temperatura, pH, carga orgánica, alcalinidad, agitación,...). La dificultad de mantener el balance entre estos dos grupos de microorganismos es la primera causa de inestabilidad en un reactor anaerobio (Chen *et al.* 2008).

Leclerc *et al.* (2004) analizó el dominio *Archaea* en 44 digestores anaerobios distintos, localizados en ocho países diferentes, que trataban distintos sustratos y con diferentes configuraciones de reactor, encontrando que las secuencias más frecuentes pertenecían a *Methanosaeta* (orden *Methanosarcinales*). Las otras secuencias eran miembros de los órdenes *Methanobacteriales* y *Methanomicrobiales*, correspondientes a metanogénicas hidrogenotróficas. Díaz *et al.* (2006) afirma que las *Archaea* metanogénicas acetotróficas, comprenden únicamente *Methanosarcina* y *Methanosaeta* correspondientes al orden *Methanosarcinales*. El género *Methanosarcina* posee una menor afinidad por el acetato que el género *Methanosaeta*.

En cuanto al dominio *Bacteria*, los *phylum* más frecuentemente encontrados en fangos anaerobios de aguas residuales son *Proteobacteria*, *Chloroflexi*, *Firmicutes*, *Spirochaetes*, y *Bacteroidetes* (Sekiguchi y Kamagata, 2004). Destaca el *phylum Chloroflexi*, frecuentemente encontrado en ambientes anaerobios en gran abundancia (Sekiguchi y Kamagata., 2004; Diaz *et al.*, 2006; Roest *et al.*, 2005; Yamada *et al.*, 2005), el cual ha sido caracterizado en detalle, observando que la familia más abundante, *Anaerolinea*, posee géneros (*Levilinea*, *Leptolinea*) con las mismas características morfológicas, cuyos sustratos son hidratos de carbono y levaduras (Narihiro y Sekiguchi, 2007). Esto sugiere que los miembros de la clase *Anaerolinea* podrían jugar un papel clave en la degradación primaria de carbohidratos y materiales celulares como aminoácidos en los procesos de digestión metanógena.

Cada grupo de microorganismos posee un rango óptimo de pH. Las *Archaea* metanogénicas son extremadamente sensibles a las variaciones de pH, con un óptimo entre 6,5 y 7,2 (Boe, 2006). Los microorganismos fermentativos, sin embargo, poseen un mayor rango de sensibilidad: entre 4,0 y 8,5 (Hwang *et al.*, 2004): a pHs bajos, los productos más favorecidos son el ácido acético y el butírico, mientras que a pHs cercanos a 8 se genera sobretodo acético y propiónico (Boe, 2006). Los AGVs producidos durante el proceso anaerobio tienden a bajar el pH, pero esta bajada suele estar regulada por la actividad

metanogénica, que produce alcalinidad en forma de CO_2 y bicarbonato, aumentando la capacidad tamponadora del sistema (Turovskiy y Mathai, 2006).

1.3.1.3. El rol del azufre en los procesos anaerobios

Las características del suelo en zonas de costa mediterránea, el cual contiene altas concentraciones de sulfato, contribuyen a la presencia de este compuesto en el suministro de agua potable, y, a su vez, en las aguas residuales. En los tratamientos anaerobios, las bacterias y *archaeas* sulfatorreductoras (SRB y SRA) reducen el sulfato a sulfuro (Hilton y Oleszkiewicz, 1988), para lo cual necesitan un sustrato como fuente de energía. La reducción del sulfato se puede llevar a cabo por dos vías: la oxidación incompleta, que utiliza ácidos grasos volátiles y los reduce a acetato, y la oxidación completa, que utiliza el acetato como fuente de energía y lo convierte en CO_2 y HCO_3^- . De este modo, la presencia de sulfato en el proceso anaerobio comporta una doble inhibición para la producción de metano, en primer lugar, debido a la competencia por los sustratos orgánicos e inorgánicos comunes de SRB y SRA (Harada *et al.*, 1994) y en segundo lugar, debido a la toxicidad del sulfuro a distintos grupos de bacterias (Anderson *et al.*, 1982; Oude Elferink *et al.*, 1994; Colleran *et al.*, 1998).

El balance entre la competición de los microorganismos sulfatorreductores y otros microorganismos anaerobios determina la concentración de sulfuro presente en el sistema (Winfrey y Zeikus, 1977; Karhadkar *et al.*, 1987; McCartney y Oleszkiewicz, 1991; Okabe *et al.*, 1995). El sulfuro es tóxico tanto para los metanógenos como para los propios sulfatorreductores. Por tanto, la concentración de sulfuro y la sensibilidad de los microorganismos anaerobios al sulfuro modifican continuamente la competencia entre SRB, SRA y otros microorganismos anaerobios.

Los microorganismos sulfatorreductores no son capaces de degradar biopolímeros como almidón, proteínas o lípidos, por lo que en la fase de hidrólisis no existe ningún tipo de competición (Hansen, 1993). Tampoco existe en la acidogénesis, ya que los microorganismos sulfatorreductores no pueden competir efectivamente contra los microorganismos fermentativos de rápido crecimiento que aparecen en la etapa de degradación de monómeros (Postgate, 1984).

Para el resto de etapas de degradación anaerobia sí existe una clara competición entre microorganismos que ha sido ampliamente estudiada por diversos autores:

Competición entre organismos sulfatorreductores y organismos acetogénicos

Desde un punto de vista puramente cinético y termodinámico, los organismos sulfatorreductores poseen una ventaja competitiva frente a los organismos acetogénicos (Oude Elferink *et al.*, 1994; Colleran *et al.*, 1995; O'Flaherty *et al.*, 1998). En la práctica, sin embargo, se deben tener en cuenta factores como el ratio DQO/SO₄, la proporción de población de cada grupo de microorganismos y su sensibilidad hacia el sulfuro presente en el agua para establecer qué grupo de organismos serán más competitivos. Es por esto, que la bibliografía presenta grandes contradicciones entre los diferentes estudios. En general, en exceso de sulfato ($\text{DQO/S-SO}_4 < 2 \text{ mg DQO}\cdot\text{mg}^{-1} \text{ S}$), los organismos sulfatorreductores crecen mucho más rápido que los organismos acetogénicos (Muyzer y Stams, 2008).

En presencia de microorganismos sulfatorreductores, diversos estudios confirman la importancia de estos en la degradación del ácido propiónico (Colleran *et al.*, 1994, 1998; O'Flaherty *et al.*, 1997, 1998) y del ácido butírico y el etanol (Visser *et al.*, 1993; Colleran *et al.*, 1998; O'Flaherty *et al.*, 1998).

Competición entre organismos sulfatorreductores y organismos metanogénicos hidrogenotróficos

Desde un punto de vista termodinámico, los organismos sulfatorreductores deberían aventajar a los organismos metanogénicos hidrogenotróficos en la competición por el hidrógeno, puesto que obtienen mayor energía a partir de su consumo (McCartney y Oleszkiewicz, 1993). Visser *et al.* (1993) detectaron el cese completo de la actividad de los organismos metanogénicos hidrogenotróficos en reactores anaerobios tras pocas semanas de la adición de sulfato, plantearon que esto era debido a que los organismos sulfatorreductores son capaces de mantener la concentración de hidrógeno por debajo de la concentración umbral mínima a partir de la cual los organismos metanogénicos hidrogenotróficos son capaces de obtener energía.

Competición entre organismos sulfatorreductores y organismos metanogénicos acetoclásticos

Desde un punto de vista termodinámico, los organismos sulfatorreductores acetoclásticos obtienen una mayor cantidad de energía a partir del consumo de acetato que los organismos metanogénicos acetoclásticos (Colleran *et al.*, 1995; Oude Elferink *et al.*, 1994). Además, los organismos sulfatorreductores acetoclásticos suelen presentar mayores tasas de crecimiento, especialmente en reactores anaerobios operando a bajas concentraciones de acetato, por lo que cuando hay suficiente sulfato presente, es de esperar

que los organismos sulfatorreductores acetoclásticos aventajen a los metanogénicos acetoclásticos en la competición por el acetato (Visser *et al.*, 1993).

Colleran y Pender (2002) concluyeron que los microorganismos acetoclásticos predominaron por tener una mayor afinidad al acetato que las SRB y SRA. Bajo condiciones limitantes de sulfato, el acetato es el sustrato menos favorable para la reducción a sulfuro (Uberoi y Bhattacharya, 1995).

Como puede observarse, la competición por ácido acético presenta muchas contradicciones en la bibliografía. Choi y Rim (1991) atribuyen la competencia al ratio DQO/SO₄. Con ratios superiores a 2,7 predominan las acetogénicas, inferiores a 1,7 predominan SRB y para el rango intermedio existe una muy fuerte competencia.

1.3.1.4. Sustancias inhibidoras del proceso anaerobio

Una sustancia inhibitoria se identifica con un descenso de la tasa de producción de metano en estado estacionario y la acumulación de ácidos orgánicos (Chen *et al.*, 2008). Existen ciertas sustancias inhibitorias de la actividad bacteriana presentes en concentraciones significativas en las aguas residuales.

Amoníaco

Las dos principales formas de nitrógeno amoniacal en solución acuosa son el amoníaco libre (NH₃) y el ion amonio (NH₄⁺). El amoníaco libre es la forma más inhibitoria. Las *Archaea* metanogénicas son las menos tolerantes a la presencia de amoníaco. Koster y Lettinga (1988), comprobaron que para concentraciones de NH₃ entre 4051 y 5734 mg NH₃·L⁻¹, las bacterias acidogénicas no se vieron apenas afectadas mientras que las metanogénicas perdieron el 56.5% de la actividad. Generalmente, concentraciones menores de 200 mg·L⁻¹ de amoníaco son beneficiosas para la digestión anaerobia, puesto que el nitrógeno es un nutriente esencial para los microorganismos anaerobios (Liu y Sung, 2002). El rango de concentraciones de inhibición del 50% de actividad de la población metanogénica varía en función en diferentes sustratos e inóculos, las condiciones climáticas y los periodos de aclimatación (Chen *et al.*, 2008).

Además, una concentración alta de NH₃ va asociada a un aumento del pH, lo que aumenta la inhibición de la actividad bacteriana, haciendo que se acumulen los ácidos grasos volátiles, que a su vez hacen que el pH descienda, desplazando el equilibrio entre amoníaco y amonio. Lo que resulta de todo esto, es un “estado estacionario inhibido”, dónde el proceso

es estable pero con un rendimiento en la producción de metano muy bajo. Se requiere un control de pH para reducir la toxicidad del amoníaco y conseguir un óptimo de crecimiento. Debe tenerse en cuenta que las distintas poblaciones de bacterias también tienen su óptimo de pH, por lo que a pesar de estar manteniendo los niveles de amoníaco en un rango seguro, la producción de metano no tiene por qué ser la óptima (Chen *et al.*, 2008).

Metales

Ciertos metales ligeros (sodio, aluminio, calcio, magnesio y potasio) están presentes en el agua residual por ser liberados en la degradación de la materia orgánica o añadidos para el ajuste de pH. Concentraciones moderadas estimulan el crecimiento bacteriano, ya que son micronutrientes, pero concentraciones altas pueden ser inhibitorias e incluso tóxicas (Soto *et al.*, 1993).

Los metales pesados, por otro lado, son los mayores causantes de fallo en el proceso de digestión anaerobia por su toxicidad. No son biodegradables por lo que se acumulan muy fácilmente llegando a concentraciones tóxicas, las cuales provocan la disrupción de la función y la estructura enzimática (Chen *et al.*, 2008).

Compuestos orgánicos

Una amplia variedad de compuestos orgánicos pueden inhibir los procesos anaerobios. En general, compuestos orgánicos que son poco solubles en agua o que son adsorbidos en la superficie del fango pueden acumularse a niveles altos en los digestores. Ejemplos: alquilbencenos, bencenos halogenados, nitrobencenos, fenoles y fenoles de alquilo, fenoles halogenados, nitrofenoles, alcanos, compuestos alifáticos halogenados, alcoholes, alcoholes halogenados, aldehídos, éteres, cetonas, acrilatos, ácidos carboxílicos, aminas, nitrilos, amidas, y la piridina y sus derivados, ácidos grasos de cadena larga, tensioactivos y detergentes (Chen *et al.*, 2008).

1.3.2. Propuesta para el tratamiento de la FORSU

Esta tesis doctoral propone el tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU mediante la tecnología de membranas anaerobias (AnMBR). El tratamiento anaerobio de las aguas residuales urbanas permite la valorización energética de la materia orgánica por su transformación a metano en un sistema cerrado. Para ser competitivo, este tratamiento debe vencer las limitaciones anteriormente comentadas, desarrollando sistemas que permitan operar a elevados tiempos de retención celular, minimizando la pérdida de biomasa (Lin *et al.*, 2010).

En este sentido, la tecnología AnMBR es capaz de retener la totalidad de la biomasa, además de ofrecer un efluente de elevada calidad, por el uso de las membranas. Permite mantener elevados tiempos de retención celular (TRCs), independientemente del tiempo de retención hidráulico (TRH) al que se desee operar (Giménez *et al.*, 2014). Este sistema permite tratar un mayor caudal sin necesidad de aumentar el volumen del reactor, quedando los microorganismos retenidos dentro del sistema.

En la mayoría de los países desarrollados, el agua residual urbana se caracteriza por un bajo contenido en materia orgánica (Pons *et al.*, 2004), siendo el potencial de recuperación de energía menor que el de otro tipo de corrientes en las que normalmente se realiza un tratamiento de digestión anaerobia, como la digestión de fangos o el tratamiento de agua residual industrial. Bolzonella *et al.* (2003) afirmaron que aumentar el contenido en materia orgánica era posible mediante el tratamiento conjunto de la FORSU, mediante el uso de trituradores de comida. Los trituradores de residuos de comida son unos equipos que se instalan inmediatamente debajo del fregadero de la cocina y se conectan al sistema de saneamiento. Estas unidades están diseñadas para triturar residuos orgánicos biodegradables como carnes, vegetales, frutas e incluso huesos (Nilsson *et al.*, 1990). Estos trituradores son una forma práctica de conseguir una correcta separación de los residuos de comida (que supone un 94% de la FORSU, según el PIRCV) respecto del resto de residuos (Marashlian y El-Fadel, 2005), evitando las pérdidas que se generan en la recogida y transporte a una planta de tratamiento. Kujawa-Roeleveld y Zeeman (2006), realizaron una distribución de la DQO en las distintas corrientes de un domicilio y obtuvieron que un 33% de la DQO corresponden a los residuos de comida.

A continuación, se detallan diferentes aspectos a tener en cuenta si esta propuesta es

llevada a cabo. En primer lugar, cómo afecta la implantación de los trituradores de residuos de comida a diferentes niveles, ya que antes de llegar a la planta de tratamiento, los residuos pasarán por el sistema de saneamiento, con un consumo adicional de agua de suministro debido a las características de funcionamiento de estos aparatos, que deben utilizarse siempre con una corriente de agua. Posteriormente, qué experiencias existen en la bibliografía y los resultados obtenidos. El cambio en el tratamiento conlleva un cambio significativo en la gestión de los residuos que también es analizado en este apartado, en comparación con el sistema de gestión de RSU actual. Así, se analizan las ventajas e inconvenientes a nivel global de la propuesta. Para finalizar, se remarca la importancia de que la propuesta sea viable, energética y económicamente.

1.3.2.1. Efecto de la implantación de trituradores de residuos de comida

El uso de trituradores de residuos de comida ha sido analizado por diversos autores, estudiando la influencia de los mismos en el sistema de saneamiento, el consumo de agua potable y el efecto de los residuos de comida en la planta de tratamiento de ARU. Muchos estudios introducen el término “factor de penetración” (FP), el cual se define como el porcentaje de población que incorpora la FORSU a la red de saneamiento mediante un triturador de residuos de comida.

1.3.2.1.1. Consumo adicional de agua

Uno de los posibles inconvenientes que plantea la implantación de trituradores de residuos de comida, es el uso adicional de agua que requiere su utilización: las recomendaciones de los distintos fabricantes de trituradores es la de abrir completamente el grifo mientras se realiza la trituración de los residuos de comida de manera que se genere una corriente que arrastre dichos residuos a través del sistema de saneamiento. Esta preocupación por si el uso de los trituradores supone un aumento significativo en el consumo de agua potable ha sido estudiada por diversos autores. En la Tabla 1. 4 se puede observar que los consumos varían entre 4,3 y 7,8 litros por habitante y día. Para expresar el consumo en unidades de litros por habitante, se ha tomado la referencia de producción de FORSU de $0,63 \text{ kg} \cdot \text{hab}^{-1} \cdot \text{día}^{-1}$.

Tabla 1. 4. Consumo de agua observado por diferentes autores a causa de la utilización de trituradores de residuos de comida.

	Consumo agua (L·kg ⁻¹ residuo triturado)	Consumo agua (L·hab ⁻¹)	Incremento respecto al consumo medio**
Nilsson <i>et al.</i> (1990)	---	4,3	3,3%
Wainberg <i>et al.</i> (2000)	12,4	7,8*	6,0%
Käppalaförbundet y SÖRAB (2009)	7,2	4,5*	3,5%
Bernstad <i>et al.</i> (2013)	12,0	7,6*	5,8%

*Este consumo se ha calculado utilizando la generación de residuos por habitante de 0,63 kg·hab⁻¹·día⁻¹. ** El incremento se ha calculado partiendo de que el consumo medio es 130 litros ·hab⁻¹·día⁻¹ (INE, 2013, último dato disponible).

Teniendo en cuenta que el consumo diario de agua potable por persona y día es de 130 litros ·hab⁻¹·día⁻¹ (INE, 2013, último dato disponible), el uso de los trituradores de residuos de comida, en función del máximo valor mencionado, supondría un aumento en el consumo de entre el 3,3 y el 6,0%. Este aumento, sucede de una forma repartida en el día, ya que Battistoni *et al.* (2007) compararon los patrones de consumo de agua potable típicos diarios y no observaron tendencias distintas o picos de caudal debido a la operación de los trituradores de residuos de comida, tal y como se muestra en la Figura 1. 10.

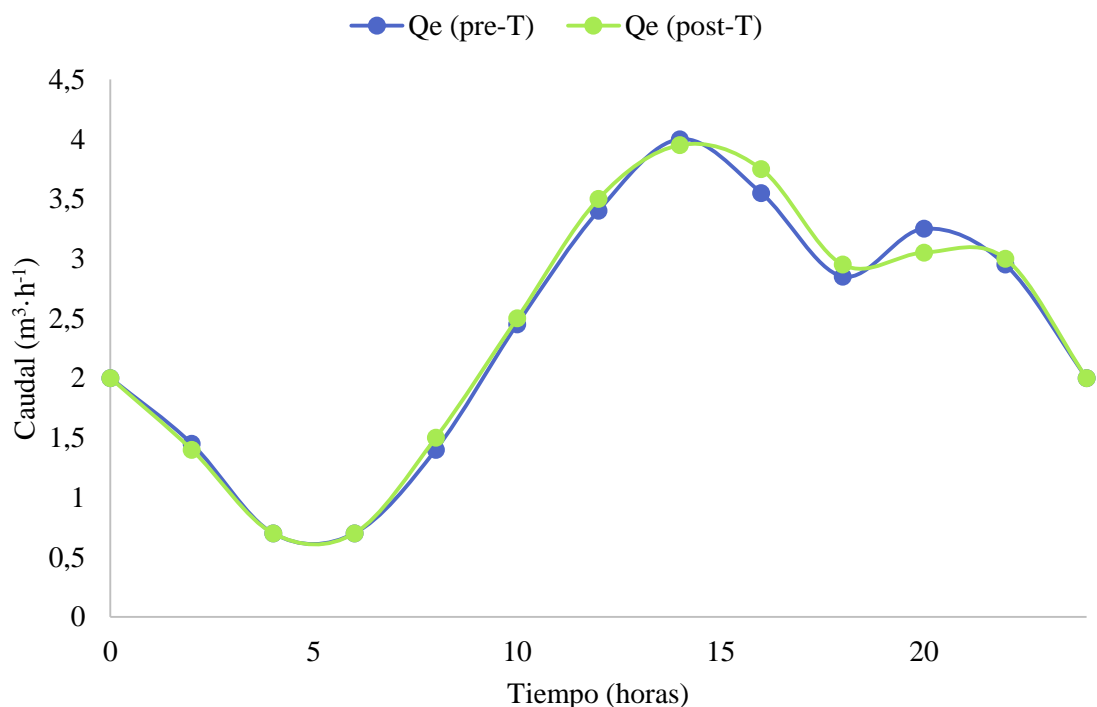


Figura 1. 10. Caudal de entrada a la EDAR de Gagliole a lo largo del día, antes (Qe (pre-T)) y después (Qe (post-T)) de la instalación de trituradores de residuos de comida con un factor de penetración del 67% (Battistoni et al., 2007).

Es destacable que existen estudios de larga duración, como el que realizaron Evans *et al.* (2010), en una ciudad de Suecia en el cual concluyeron que tras diez años de estudio en los cuales pasaron de un factor de penetración cero a que el 50% de la población dispusiera de un triturador de residuos de comida en su domicilio. En este estudio se observó que no existía un aumento en el caudal de agua suministrado debido al uso de los trituradores de residuos de comida. En general, el consumo de agua debido al uso de trituradores de residuos de comida se considera en la mayoría de estudios bajo e insignificante en comparación con el consumo por habitante y día (Mattson *et al.*, 2016).

1.3.2.1.2. Efecto en la red de saneamiento

Con el paso de los residuos de comida por la red de saneamiento, las partículas más grandes son susceptibles de sedimentar en el sistema y causar obstrucciones en tuberías o bombas. Este hecho ha sido ampliamente estudiado, por ser uno de los posibles inconvenientes de la implantación de los trituradores de residuos de comida.

Los trituradores de comida están diseñados para que la comida triturada sea transportada a través de la red de saneamiento, de modo que, en principio, no debería existir impacto en el mismo. Además, la red de saneamiento se diseña para eliminar las aguas residuales, con unos diámetros y pendientes de tubería que aseguren la auto-limpieza de las mismas. Las velocidades de diseño para la auto-limpieza de las tuberías varían entre 0,48 y 0,90 m·s⁻¹ (Ashley *et al.*, 2004). Durante los periodos del día con bajo caudal, es posible que suceda la sedimentación de algunos sólidos, pero éstos deberían resuspenderse con mayores velocidades, en los períodos del día de mayor caudal. Sin embargo, Nilsson *et al.* (1990) observaron que el uso de los trituradores de residuos de comida sucedía en periodos del día con caudales altos (correspondientes a las horas de las comidas), de modo que no existía sedimentación de residuos en la red.

De hecho, la instalación de videocámaras a lo largo de la red de saneamiento demostró que el uso de los trituradores, durante un período de 15 años, no mostró problemas operacionales dentro del sistema de saneamiento en la ciudad de Lund según Nilsson *et al.* (1990). La inspección regular y la grabación del sistema de tuberías revelaron que la red de alcantarillado de Surahammar (Suecia) tampoco sufrió problemas de sedimentación de residuos de comida, donde Evans *et al.* (2010) realizaron un seguimiento de 10 años, el cual comenzó con la instalación de los trituradores en 1998 y en 2008, se contaba con un factor de penetración del 50%, no observando problemas de sedimentación en el sistema de

saneamiento.

Para un uso seguro de los trituradores de residuos de comida, Rosenwinkel y Wendler (2001) recomiendan un buen estado de la red de saneamiento, lo que significa, que no existan fracturas, filtraciones o residuos sedimentados en ella, y que las tuberías tengan una pendiente mínima del 0,2%. El caso de la ciudad de Gagliole, en Italia, resulta interesante para conocer el efecto de la sedimentación de los residuos de comida, ya que la red de saneamiento, de 20 años de antigüedad pero en buenas condiciones, tenía un tramo de tubería de 75 m con una pendiente crítica (0,1%), la cual fue monitorizada e inspeccionada por Battistoni *et al.* (2007) en una experiencia de casi 300 días, donde se observó la red de saneamiento desde el periodo previo al comienzo de las instalaciones hasta llegar a un factor de penetración del 67%. A pesar de la recomendación de Rosenwinkel y Wendler, en este estudio tampoco se observaron residuos sedimentados ni en la mencionada zona crítica ni en el resto de la red. Sin embargo, tanto Yoshida *et al.* (2004) como Mattson *et al.* (2014) observaron cáscaras de huevo en la red de tuberías, por lo que sugirieron evitarlas, por no ser trituradas correctamente y tener una mayor tendencia a la sedimentación.

Evans *et al.* (2010) consideraron, además, la posibilidad de un aumento en la proliferación de vectores sanitarios debido a la implantación de los trituradores de residuos de comida. Adrian Meyer, miembro de la British Pest Control Association afirmaba en 2005, que la instalación de los trituradores conllevaría probablemente un descenso en la población de estas especies, debido a que los restos triturados no serían identificados por los animales como fuente de alimentación debido a su pequeño tamaño, además de que se reducirían los residuos de comida en las calles. Evans *et al.* (2010) afirman que no existió problema alguno por proliferación de roedores en 10 años de implantación de los trituradores.

Los estudios revisados indican que el efecto del uso de los trituradores de residuos de comida en la red de saneamiento no será significativo siempre que dicha red se encuentre en buen estado: sin fracturas, filtraciones u obstrucciones y que estén diseñadas con una pendiente que asegure la velocidad suficiente para la auto-limpieza de las tuberías.

1.3.2.1.3. Efecto en las plantas de tratamiento

La adición de la corriente de FORSU a la red de saneamiento de ARU mediante el uso de trituradores de residuos de comida supone un aumento de DQO a dicha corriente. Este aumento afecta a la planta de tratamiento de forma distinta según se base en un proceso

aerobio o anaerobio. Diversos autores han estudiado este efecto, como Marashilian y Fadel (2005) (que experimentaron incrementos en la DBO del 17% en un estudio con factor de penetración del 25% y del 62% con un factor de penetración del 75%), Rosenwinkel y Wendler (2001) (que detectaron incrementos de entre el 15 y el 30% en la DQO) y Nilsson *et al.* (1990) (que observaron un incremento del 50% en la DBO). Evans *et al.* (2010) no detectaron cambios significativos en los nutrientes, pero sí cambio en la relación DBO/N, favoreciendo la eliminación de nutrientes y se cumplieron las especificaciones de vertido. Rosenwinkel y Wendler (2001), sin embargo, sí observaron un ligero aumento en la concentración de nitrógeno (entre el 5 y el 10%) y de fósforo (entre el 7 y el 14%), y un positivo efecto, de nuevo, en la relación C/N.

En un sistema aerobio, como suele existir de forma convencional, este aumento de DQO que aporta la FORSU conlleva unas mayores necesidades de aireación para degradar la materia orgánica, y por tanto un mayor consumo de energía en el reactor biológico, lo cual genera un mayor impacto ambiental y hace que el tratamiento de ARU sea menos sostenible y menos viable económicamente. Por el contrario, un sistema anaerobio como base del tratamiento del agua residual, como el propuesto en esta tesis, se ve favorecido por el incremento de materia orgánica, ya que aumenta la posibilidad de recuperación de energía del sistema, la eficiencia del tratamiento y su sostenibilidad.

1.3.2.2. Experiencias de tratamiento conjunto de la FORSU

Existen multitud de estudios donde se realiza la co-digestión de la FORSU con fango de EDAR, de entre los más recientes, Cabbai *et al.* (2016) afirman que esta opción de tratamiento es una de las opciones más viables para optimizar la eficiencia de digestores anaerobios sobredimensionados. En este estudio, llevado a cabo en planta piloto, se tratan distintas cargas de FORSU, obteniendo que la mayor carga de FORSU ($3,20 \text{ Kg SV} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) conlleva la mayor producción de biogás ($0,95 \text{ Nm}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) con una reducción del 67,3% de los sólidos volátiles. Silvestre *et al.* (2015) buscan la optimización de la co-digestión de la FORSU y fango de EDAR mediante el estudio de diferentes formas de recogida de la FORSU, obteniendo mejores resultados en las muestras recogidas mediante un sistema puerta-a-puerta frente a la recogida en contenedor, siendo la mayor diferencia entre ambos la proporción de material inerte presente.

Sin embargo, la incorporación del FORSU a la corriente de agua residual y el tratamiento conjunto con la tecnología AnMBR que se presenta en esta tesis supone una

novedad, siendo los principales precedentes, presentados a continuación, con mayor detalle:

Kujawa-Roeleveld *et al.* (2003) llevaron a cabo un experimento en *batch* de co-tratamiento anaerobio de aguas negras y restos de comida con dos digestores, uno para 1 habitante-equivalente (AC1) y otro para 4 habitante- equivalente (AC2). Utilizaron dos digestores (que denominaron sistemas de acumulación) con periodo de estudio fue de alrededor de 150 días. Para ambos digestores, se observó una gran acumulación de AGV hasta el día 80 de ensayo. Esta acumulación de AGV se podría evitar con un inóculo inicial adecuado, como puede ser fango del decantador primario digerido, evitando el lento arranque del proceso anaerobio, como se observa en la Figura 1. 11. Se consiguió una producción de biogás de $30 \pm 22 \text{ L}\cdot\text{día}^{-1}$ en el primer digestor y $119 \pm 45 \text{ L}\cdot\text{día}^{-1}$ en el segundo con un contenido en metano del 70%.

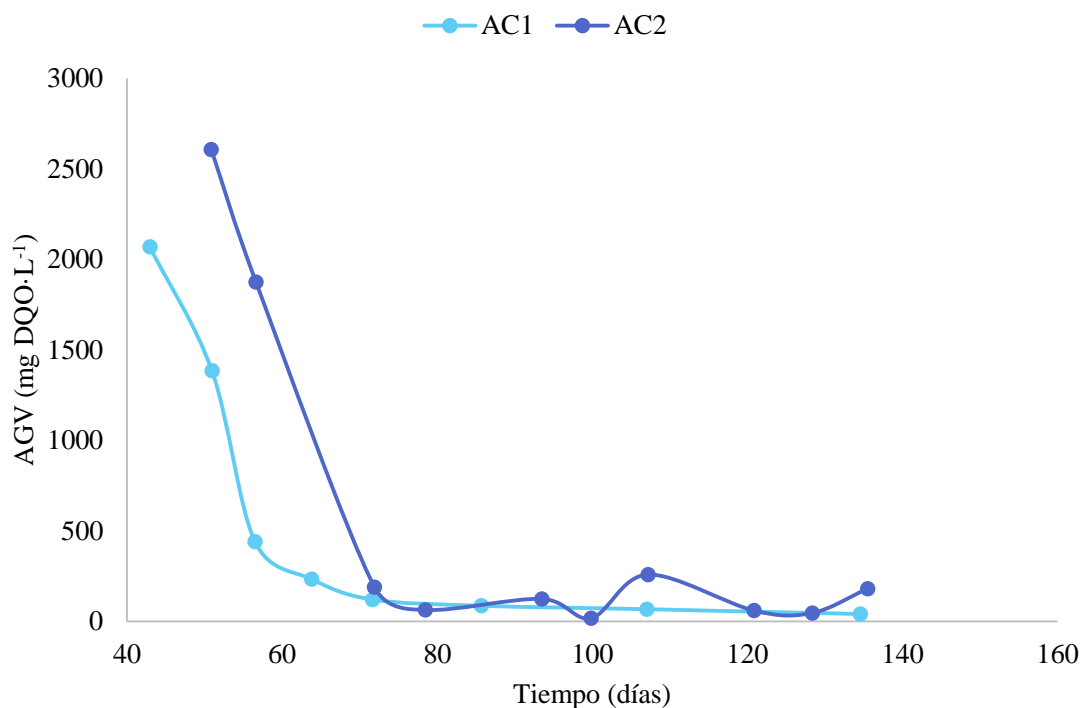


Figura 1. 11. Evolución de la concentración de los AGV en digestor AC1 para 1 habitante-equivalente y digestor AC2 para 4 habitantes-equivalentes (Kujawa-Roeleveld *et al.*, 2003).

Otros estudios, como el de Kujawa-Roeleveld *et al.* (2005), donde se tienen dos reactores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), uno a 15°C de temperatura y otro a 25°C, evidencian que a mayores temperaturas, mayores eliminaciones de DQO, llegando a porcentajes de eliminación del 94% por co-tratamiento de aguas negras y residuos de comida. Esto es debido a que la constante de hidrólisis y de degradación metanogénica son altamente dependientes de la temperatura.

Posteriormente, en 2006, Kujawa-Roeleveld y Zeeman compararon los resultados entre estos sistemas de acumulación y reactores UASB (Kujawa-Roeleveld *et al.*, 2005). En el sistema de acumulación, AC1, se consiguió una metanización del 58%, con una producción de biogás de 30 L·día⁻¹ y un contenido en metano del 66%. Por otro lado, en los reactores UASB se consiguió una eliminación del 80% de la materia orgánica con una producción de biogás de 22 L·día⁻¹ y un contenido en metano del 66%.

Wendland *et al.* (2006) realizaron experimentos de co-digestión anaerobia de aguas negras con restos de comida. Para tiempos de retención hidráulico (TRH) de 20, 15 y 10 días, los porcentajes de eliminación son los que se muestran en la Tabla 1. 5. Relacionaron la DQO particulada con los SSV y la DQO total con el Carbono Orgánico Total (COT). En general, a mayor TRH, se observa mayor eliminación, ya que las bacterias disponen de mayor tiempo para llevar a cabo la degradación anaerobia.

Tabla 1. 5. Porcentaje de eliminación de DQO, SSV y COT para distintos TRH (Wendland *et al.*, 2006).

TRH (días)	10	15	20
DQO total	50%	75%	71%
DQO particulada	53%	67%	67%
COT	52%	71%	72%
SSV	51%	69%	65%

La Figura 1. 12 compara la fase 1 y 2 del experimento, ambas con TRH de 20 días. En la fase 1, se realiza la digestión de aguas negras y en la fase 2, se realiza una co-digestión de las aguas negras con restos de comida. Se pone de manifiesto la mejora en el rendimiento del proceso de digestión anaerobia con la adición de los restos de comida, ya que se observa una mayor eliminación de materia particulada, y una mayor producción de metano a la salida del reactor.

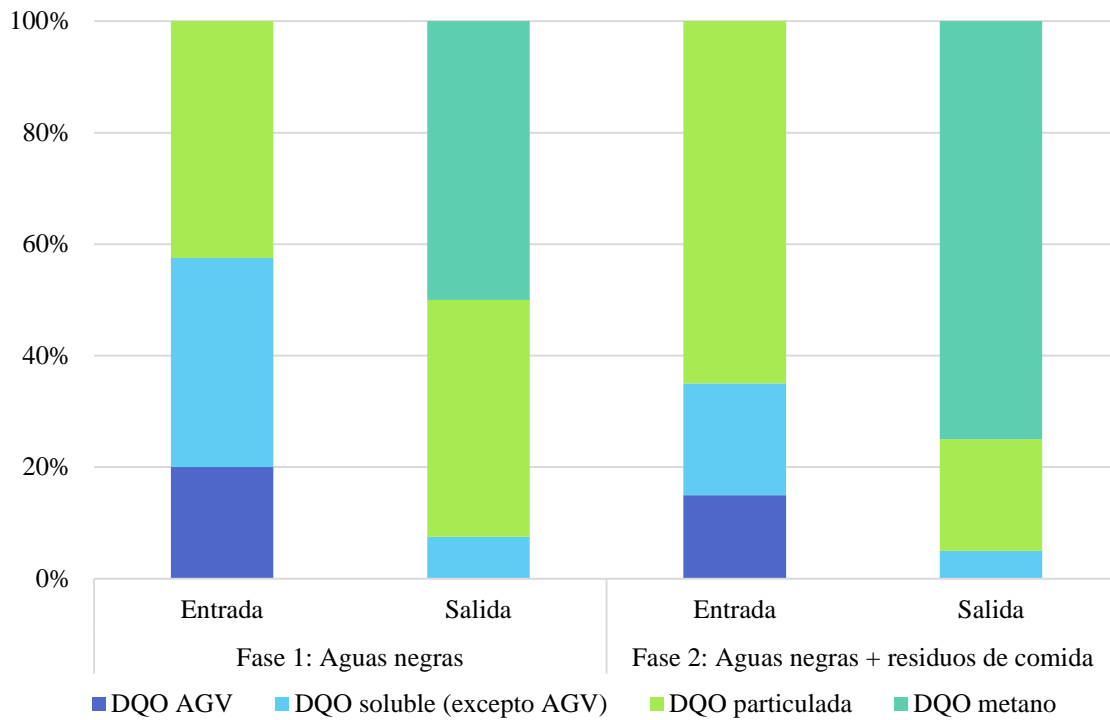


Figura 1. 12. Balance de materia orgánica a la entrada y a la salida de los distintos experimentos llevados a cabo por Wendland *et al.* (2006) a TRH de 20 días.

Luostarinen y Rintala (2007) realizaron también un estudio del efecto de la co-digestión con residuos de comida en las aguas negras. Como particularidad frente al resto de estudios, que trabajan a temperaturas mesofílicas, este estudio se realizó a bajas temperaturas (10 y 20°C), de manera que los valores de producción son menores que los de otros estudios. Lo que se puede observar es cómo la producción de biogás aumenta con la co-digestión de los residuos de comida en aproximadamente un 30%.

En sus ensayos de co-tratamiento de residuos de comida (RC) con agua residual procedente de una granja de cerdos (ARG), Zhang L. *et al.* (2011) observaron una gran acumulación de AGV al realizar la digestión individual de los restos de comida (18 g·L⁻¹), con el ácido propiónico como compuesto mayoritario (5 g·L⁻¹). Al añadir un pequeño porcentaje de agua residual (7% ARG + 93% RC o 17% ARG + 83% RC), esta acumulación desaparece notablemente, como se observa en la Figura 1. 13, sugiriendo el efecto sinérgico del tratamiento conjunto.

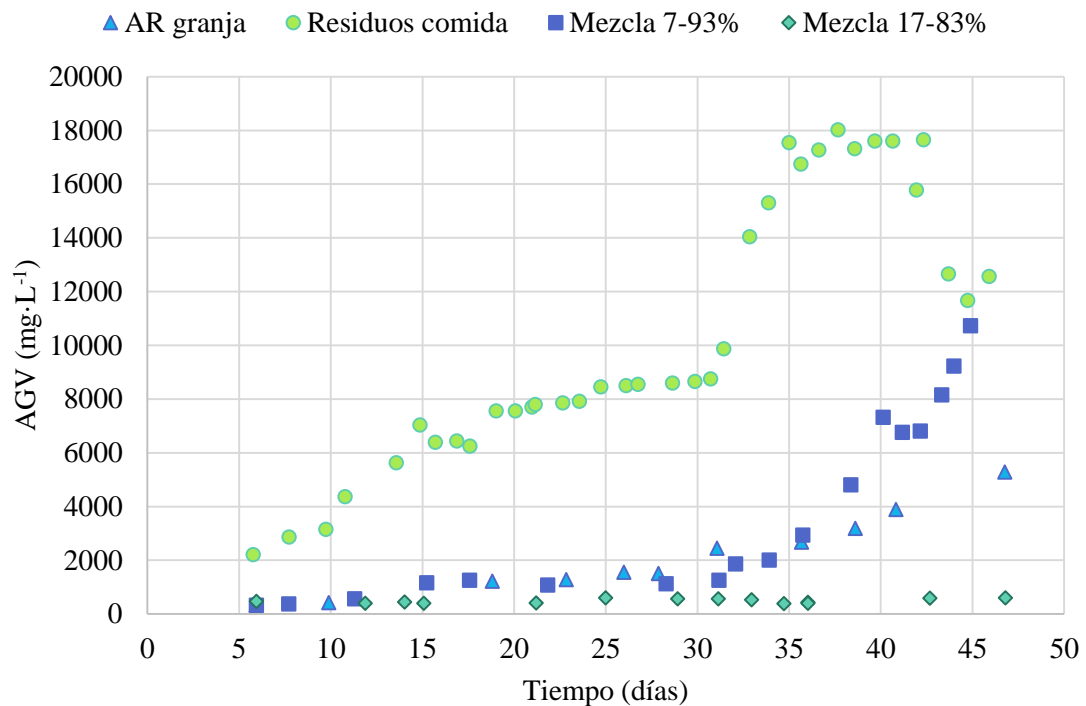


Figura 1. 13. Evolución de la concentración de los AGV con distintas proporciones de residuos de comida y de agua residual procedente de una granja de cerdos (Zhang L. *et al.*, 2011).

Del mismo modo, la tasa de producción de metano se vio favorecida con el tratamiento conjunto, como se puede observar en la Figura 1. 14. En el caso de la digestión de sólo los restos de comida se obtuvo una tasa de producción de metano que decrece de $1,35 \text{ L CH}_4 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ el día 18 del experimento a cero en el día 35. Sin embargo, al añadir agua residual y realizar co-tratamiento con los restos de comida, la producción aumenta y se mantiene en rangos de $1,50$ a $1,75 \text{ L CH}_4 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$. Además, se obtiene un rendimiento de metano de $479,5 \text{ mL CH}_4 \cdot \text{g}^{-1} \text{ SSV}$. Zhang destaca la importancia de los elementos “traza” y la necesidad del tratamiento conjunto, para compensar las carencias de cada tipo de sustrato y a la vez aprovechar la sinergia producida al realizar la co-tratamiento.

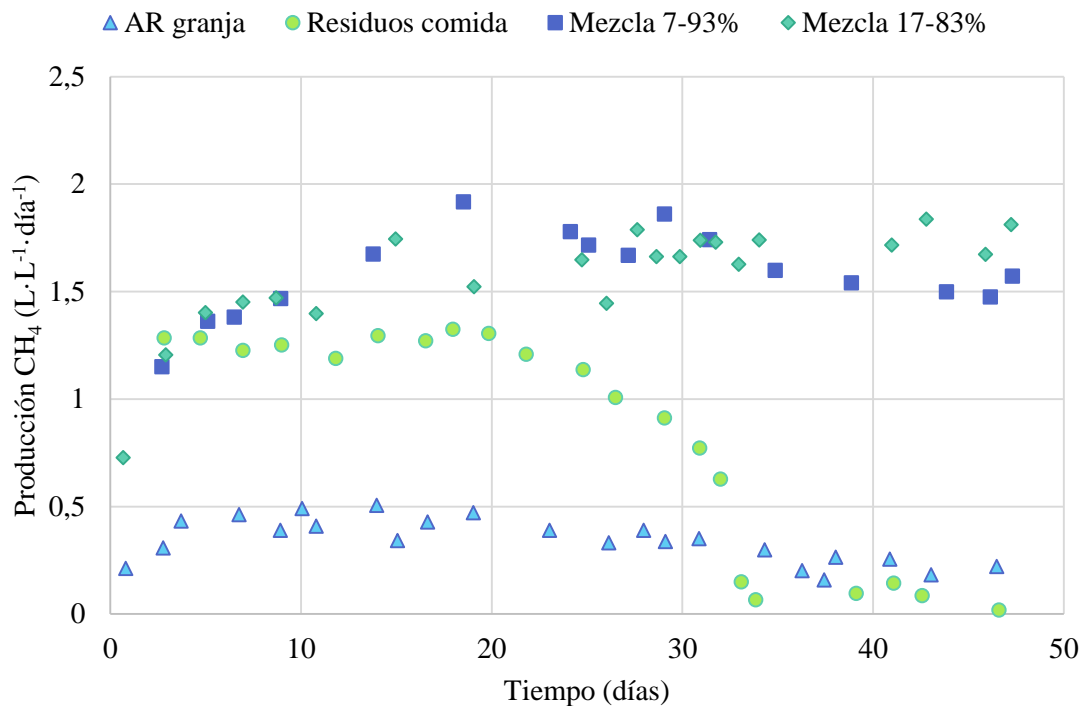


Figura 1. 14. Tasa de producción de metano para distintas proporciones de residuos de comida y de agua residual procedente de una granja de cerdos (Zhang L. *et al.*, 2011).

Rajagopal *et al.* (2012), estudiaron el tratamiento conjunto de residuos de comida con aguas marrones, comparando la eliminación de materia orgánica en un reactor continuo de tanque agitado (RCTA) de dos etapas (acidogénica y metanogénica) y en un reactor tipo *batch* de igual volumen de reacción. Se consiguieron eliminaciones del 68% en el RCTA y del 75% de la DQO total en el reactor de tipo *batch*.

Koppar y Pullammanappallil (2013) realizaron la digestión termofílica de residuos de fruta y agua residual procedente de una industria de procesamiento de cítricos en un reactor de 20 litros de capacidad, obteniendo, tras un análisis energético, que el biogás producido por la digestión de las corrientes de residuos era más que suficiente como para abastecer todas las demandas de combustible y electricidad de una planta que procesa 600 toneladas de fruta al día.

En todos estos estudios se opera a escala de laboratorio, mientras que en el presente estudio se realiza una operación a escala piloto y en continuo tratando un agua residual urbana real junto con la fracción orgánica de los residuos, por lo que se trata de un estudio sin precedentes y con un factor de variabilidad que aporta complejidad a la investigación.

La experiencia más cercana al tratamiento propuesto en este estudio, por la coincidencia

en el uso de la tecnología y el sustrato de la FORSU, la llevaron a cabo Trzcinski y Stuckey (2010), al operar un reactor AnMBR para tratar el lixiviado de un digestor anaerobio que trata FORSU, con las siguientes características de entrada: DQO total entre 1,3 y 11,8 g·L⁻¹ (promedio: 7,3 g·L⁻¹), DQO soluble entre 530 y 2840 g·L⁻¹ (promedio: 1410 g·L⁻¹) y pH entre 6,7 y 7,7. Los resultados conseguidos fueron una eliminación del 95% de la DQO soluble y una tasa de producción de biogás de 4,5 litros por día a 35°C y TRH de 1,1 días. La misma eliminación fue obtenida operando con el mismo TRH y a 20°C, pero con un descenso en la producción de biogás a entre 2,4 y 3 litros por día. A 10°C, la acumulación de ácidos grasos volátiles debido a las bajas tasas de crecimiento de las *Archaea* metanogénicas provocó la inhibición del proceso. De nuevo, la operación se realizó a escala de laboratorio, en un reactor de 3 litros.

1.3.2.3. Implicaciones del tratamiento conjunto frente a la gestión de RSU convencional

Como se ha introducido en el apartado anterior, se propone unir la corriente de residuos de comida a la de agua residual, realizando un tratamiento anaerobio, de forma que se consiga la valorización energética de ambas corrientes. Este cambio de tratamiento lleva implícito un gran cambio en la gestión de los residuos de comida, ya que la unión de las corrientes se lleva a cabo en el propio domicilio. En la Figura 1. 15 se puede observar la gestión actual de los residuos sólidos urbanos, recogidos en el contenedor “resto”. Según el Plan Integral de Residuos de la Comunidad Valenciana, este contenedor está formado por un 41% de fracción orgánica, un 29% de envases y un 30%, que es considerado como rechazo primario tras la selección en la planta de tratamiento. Estos datos difieren bastante de la composición que da el PEMAR (ver Figura 1. 3), pero coinciden en que la fracción orgánica es el componente más abundante (41% en el PIRCV, 47% en el PEMAR). En los cuadros blancos se muestran los productos valorizados en la gestión: del 41% de fracción orgánica, el 66% se destina a la fabricación de compost y el resto va a vertedero junto con el rechazo primario, donde se puede valorizar como biogás. No se han encontrado datos sobre los usos del compost o la generación de biogás de los vertederos.

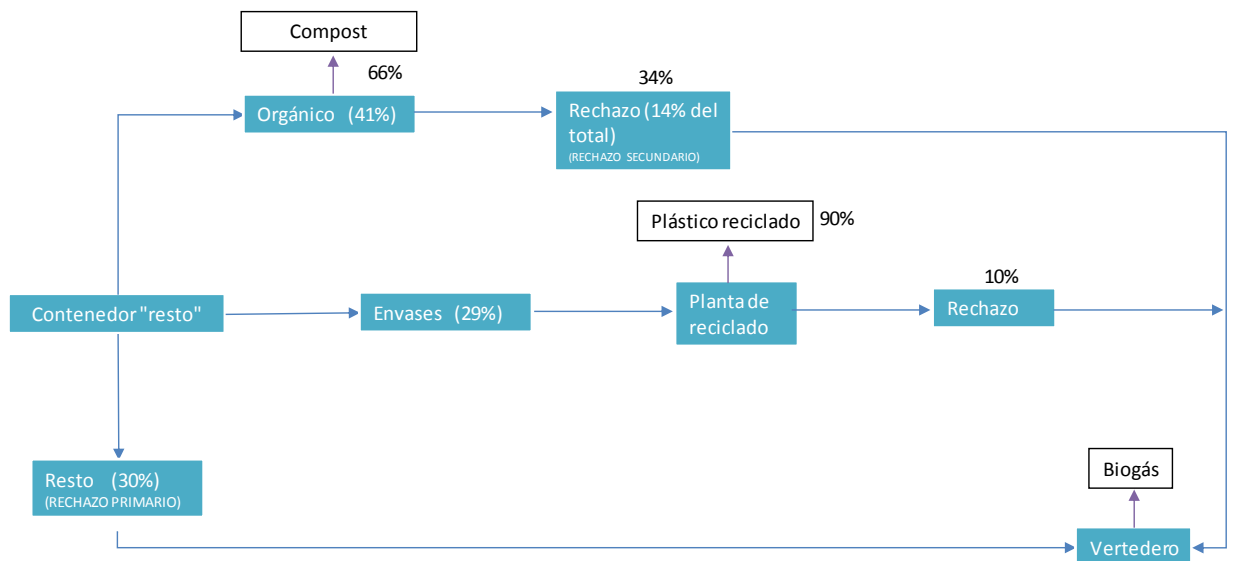


Figura 1. 15. Composición del contenedor “resto” y destinos de cada componente según la gestión actual.

Según el PIRCV, la fracción orgánica se compone de un 94% de residuos de comida y un 6% de residuos vegetales o poda. El tratamiento propuesto elimina los residuos de comida del sistema de gestión de residuos, ya que pasan a gestionarse junto con las aguas residuales, es decir, si se valorizan los restos de comida mediante el tratamiento propuesto, se conseguiría una reducción del 39% de los residuos, tal y como puede verse en la Figura 1. 16. Además, si se realiza el tratamiento de la FORSU en una planta AnMBR, es probable que el rechazo primario sea más fácil de valorizar, puesto que los residuos pasarían por las cintas más separados y limpios de materia orgánica. El 30% de residuos considerados rechazo y que van directamente al vertedero probablemente se reduciría, aunque es muy complicado determinar un porcentaje de reducción. La gestión separada de la mayor parte de la FORSU conllevaría cambios en la gestión, tales como la reducción de la frecuencia de recogida y transporte de los residuos, reducción de espacios dedicados a vertedero, y otras ventajas que se verán en el apartado siguiente.

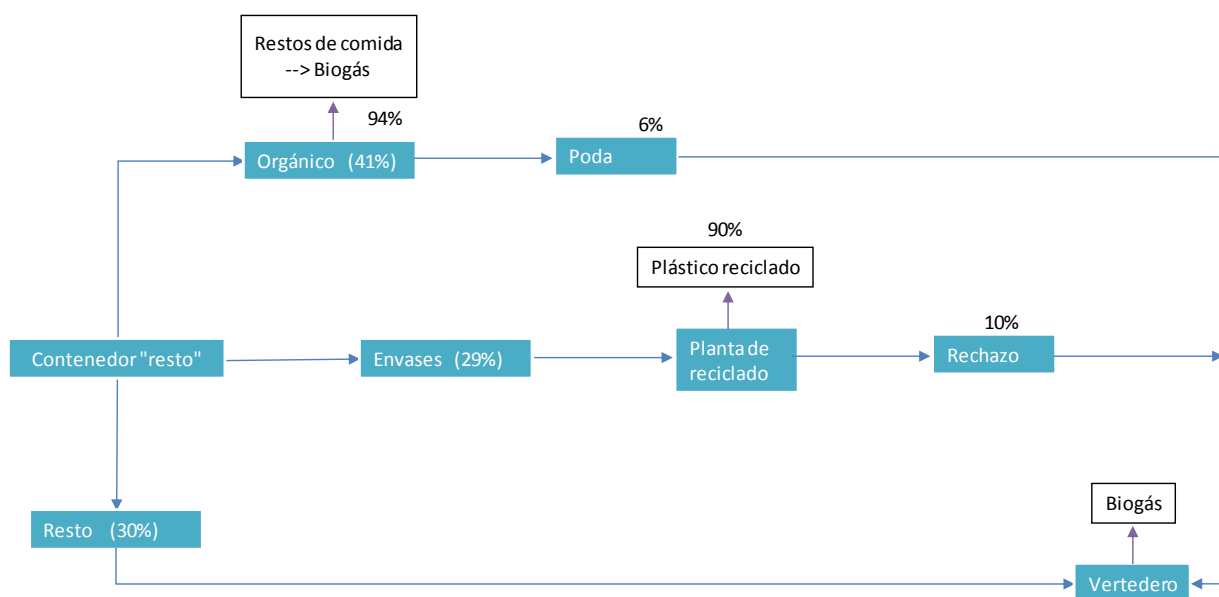


Figura 1. 16. Composición del contenedor “resto” y destinos de cada componente según la gestión propuesta.

Por lo que respecta al tratamiento, ya se ha comentado que se realizaría mediante un proceso anaerobio, mediante una tecnología de membranas, de forma que se valoriza la materia orgánica en forma de metano, con una gran capacidad de retención de los microorganismos y a su vez, de tratar grandes caudales por el desacoplamiento de los tiempos de retención celular e hidráulico y obteniendo una excelente calidad de efluente, por la eficacia de separación física mediante membranas.

En cuanto al uso de trituradores de comida y su efecto en la gestión del residuo, en Evans *et al.* (2010), se recoge una experiencia de dos años (de 1993 a 1995), llevada a cabo en Suecia, consistente en la instalación de 32 trituradores en una comunidad de 39 casas, no observando cambios en el sistema de saneamiento. En cuanto al contenedor “resto” se experimentó un descenso en la recogida de contenedores, de 6 contenedores de 400 L dos veces por semana a 3 contenedores de 400 L una vez por semana, esto es, un 75% de frecuencia de recogida menos tras la instalación de los trituradores.

En el estudio de Kjerstadius *et al.* (2015) se realiza una comparación entre diferentes posibilidades en la recogida y tratamiento de los residuos sólidos y las aguas residuales. Se plantean cinco situaciones frente al tratamiento por separado de la FORSU y el ARU. La eficiencia en la recuperación de energía y nutrientes aumenta notablemente con el uso de trituradores de residuos de comida, llegando hasta el 80% de incremento en la producción de metano al realizar un tratamiento conjunto de FORSU y aguas negras en sistemas de

saneamiento por vacío con un tratamiento mediante la tecnología AnMBR. Queda patente en este estudio, lo beneficioso del tratamiento conjunto y la utilidad de los trituradores de comida, por su eficiencia en la recogida del residuo.

En el Ecoparc 2, de Montcada i Reixach (Barcelona) se tratan el 46% de los residuos de FORSU recogidos de manera selectiva en el área metropolitana de Barcelona. Mena *et al.* (2014) concluyeron, tras realizar un balance de masa, que el 25% de la FORSU recibida se pierde en el pretratamiento, al realizar la separación de los impropios y que el compost comercial, producto final del tratamiento, constituía un 12% respecto a la FORSU recibida inicialmente. El 33% de la materia orgánica era convertida en biogás. El uso de trituradores de comida reduciría dichas pérdidas, además de eliminar la recogida selectiva y el transporte, con sus consecuentes costes energéticos, económicos y ambientales.

1.3.2.4. Ventajas e inconvenientes de la propuesta de tratamiento conjunto

El presente estudio se sustenta sobre las bases de este nuevo paradigma comentado al principio de este capítulo, en el que se pretende aunar las fuentes de contaminación y convertirlas en recursos. En general, el tratamiento anaerobio de la FORSU y el ARU presenta multitud de ventajas, tanto a nivel de proceso como de gestión, y todas ellas se ajustan a la filosofía del nuevo paradigma, contribuyendo a la reducción del residuo, reutilización del residuo y aumento de su vida útil, valorización energética y descenso en las emisiones de gases de efecto invernadero, tal y como se detalla a continuación:

Ventajas del proceso:

- Valorización energética de la fracción orgánica de los RSU sin necesidad de aporte de energía o de oxígeno.
- Aprovechamiento de la sinergia de las mezclas, compensando las carencias de cada uno de los sustratos por separado (Zhang L. *et al.*, 2011).
- Aumento de la producción biogás.
- Aumento del porcentaje de metano en la composición de biogás.
- El biogás se recupera en un sistema cerrado, evitando así las emisiones de gas de efecto invernadero y olores a la atmósfera (Luostarinen y Rintala., 2007)
- Aumento de la capacidad tampón del proceso. (Nayono *et al.*, 2010)

Ventajas en la gestión:

- Unificación de las metodologías de gestión.

- Uso de las redes de saneamiento ya existentes para el transporte de los residuos, con la consecuente reducción de frecuencia de recogida y transporte de residuos sólidos, la reducción en el uso de combustibles fósiles, y por tanto, emisiones de gases de efecto invernadero a la atmósfera (Evans *et al.*, 2010; Nilson *et al.*, 1990).
- Amortiguación de las variaciones temporales en composición y producción de cada residuo por separado.
- Reducción de la producción de lixiviados en las actuales instalaciones de tratamiento de RSU.
- Reducción de los problemas asociados a la presencia de residuos orgánicos en la vía pública (Evans *et al.*, 2010)

Existen también ciertos inconvenientes, especialmente a nivel de gestión, ya que esta propuesta supone un cambio en la tecnología de tratamiento tanto en las ARU como en la FORSU respecto de las tecnologías convencionales. Esto implica costes iniciales de inversión, adaptación de las instalaciones existentes e incluso construcción de nuevas instalaciones. Es posible también que sea necesario un control exhaustivo de la red de saneamiento y colectores, ya que la naturaleza de la nueva corriente es distinta a las aguas residuales, y sea necesaria una modificación de la red de saneamiento.

1.3.2.5. Viabilidad energética y económica de la propuesta de tratamiento conjunto

Los sistemas de tratamiento de agua residual convencionales se caracterizan por tener un alto coste energético debido a las necesidades de aireación para la degradación de la materia orgánica (Smith *et al.*, 2014). En este sentido, los sistemas AnMBR son competitivos frente a los convencionales, ya que no precisan de aireación para degradar la materia orgánica, pero existen otros costes a nivel de operación que deben tenerse en cuenta y resulta importante evaluar. Un aspecto importante para determinar la viabilidad del proceso propuesto es su valoración energética y económica. Alcanzar la filosofía de sostenibilidad y recuperación de recursos pasa por un sistema viable energética y económicamente.

Becker *et al.* (2016) realizaron una comparativa a nivel energético, económico y ambiental entre diferentes sistemas de gestión y tratamiento que refuerza la propuesta de estudio de la presente tesis doctoral, por lo que resulta de interés una exposición detallada de los resultados obtenidos en la misma.

Cinco diferentes escenarios se plantean en el estudio, (a) tratamiento convencional de fangos activados para el ARU y depósito en vertedero para FORSU; (b) tratamiento de fangos activados de “alta velocidad”, *high-rate activated sludge* (HRAS), en inglés, para el ARU y depósito en vertedero para FORSU; (c) HRAS para el ARU y co-digestión anaerobia de FORSU y fango del ARU; (d) HRAS para el ARU y compost para la FORSU; y (e) un tratamiento AnMBR conjunto de ARU y FORSU. El tratamiento HRAS, del cual no se ha hecho mención previa, consiste en un tratamiento de fangos activados con unos muy bajos tiempos de retención celular e hidráulico, tratando grandes caudales y generando, también, altas producciones de fango, que deben ser estabilizadas en la línea de fangos.

Todos los escenarios planteados obtuvieron un balance de energía negativo, lo cual significa que recuperaron cierta energía, siendo el escenario (a) el de menor recuperación, por el alto coste energético del tratamiento secundario y la poca generación de biogás en comparación con el tratamiento HRAS. Además, el biogás recuperado en el vertedero, es emitido a la atmósfera. El proceso de compostaje no conlleva recuperación de energía eléctrica. Los valores más altos de recuperación de energía se dieron en los escenarios (c) y (e), destacando que en el sistema AnMBR, el 62% de la recuperación de energía es en forma de biogás. Sin embargo, se apunta que el 61% de la demanda energética viene dado por el control de *fouling* de las membranas, y que este coste energético es cinco veces mayor que el de la aireación en el tratamiento HRAS. El pretratamiento de los residuos de comida supuso un 55% del coste energético en el escenario (c) y un 29% en el escenario (e). El mayor coste energético del tratamiento (c) era el derivado de las operaciones de espesamiento y deshidratación del fango, un 38%, que en el caso del AnMBR suponían menos de un 4% de la energía.

Uno de los mayores problemas ambientales asociados a los sistemas de producción de biogás es la posibilidad de emisiones de gases responsables del calentamiento global a la atmósfera. En los sistemas AnMBR, el riesgo se encuentra en el metano disuelto en el efluente. Asumiendo una recuperación del metano disuelto del 0%, estas emisiones supondrían el 81% del impacto ambiental generado por los sistemas AnMBR. Con la recuperación de sólo el 25% del metano disuelto, el impacto ambiental será similar al de los escenarios (a), (b) y (d); y la recuperación del 60% del metano disuelto equipararía el impacto del sistema AnMBR al del escenario (c). De este modo, la recuperación total del

metano del efluente, supondría que el impacto del sistema AnMBR fuera realmente bajo. La adición de residuos de comida no supuso un incremento en la producción de metano disuelto.

Este estudio concluye que los dos sistemas de mayor recuperación de energía son aquellos en los que se trata la FORSU de manera conjunta, con el fango anaerobio en el escenario (c) o en el sistema AnMBR, escenario (e), pero que éste último tiene el potencial de minimizar los impactos ambientales que no puede evitar la digestión anaerobia. Finaliza el estudio resaltando la necesidad de una verificación experimental de tratamiento conjunto de FORSU y ARU en un sistema AnMBR, que precisamente es el objeto de estudio en la presente tesis.

Objetivos.

2. OBJETIVOS

El objetivo principal de este trabajo de tesis doctoral consiste en estudiar un nuevo concepto de tratamiento integral de la materia orgánica presente en el agua residual y residuos sólidos urbanos consistente en incorporar la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos a la corriente de aguas residuales, para su posterior tratamiento mediante la tecnología de biorreactor anaerobio de membranas (AnMBR).

Para la consecución de este objetivo se abordarán los siguientes objetivos específicos:

- Caracterización química de la FORSU. Análisis de los parámetros básicos para la caracterización de un agua residual (materia orgánica, nutrientes, sólidos).
- Estudio de la distribución de tamaño de partícula de la FORSU y de sus características de sedimentabilidad.
- Estudios de biodegradabilidad anaerobia y medición del potencial bioquímico de metano.
- Evaluación del potencial de producción de biogás de la adición de la FORSU al tratamiento AnMBR de agua residual urbana.
- Estudio del proceso biológico de la planta piloto AnMBR: rendimientos de eliminación de contaminantes, cantidad y calidad del biogás producido (por unidad de DQO eliminada), producción de fango por unidad de DQO eliminada, calidad del agua efluente del proceso y consumo de energía por m³ de agua tratada, características de las poblaciones de microorganismos (acidogénicas, metanogénicas, sulfatorreductoras, acetogénicas,...).
- Estudio de la actividad metanogénica del fango procedente de la planta piloto.
- Simulación, con el modelo matemático *Biological Nutrient Removal Model n°2* (BNRM2), de los datos experimentales obtenidos en planta piloto. Evaluación de la capacidad del modelo para reproducir el tratamiento conjunto del ARU con la FORSU mediante la tecnología AnMBR.
- Estudio de la viabilidad económica del tratamiento propuesto, a nivel de consumo energético y mantenimiento de la planta piloto de membranas anaerobias.

El presente trabajo se enmarca dentro del proyecto de investigación PROMETEO/2012/029, financiado por la Generalitat Valenciana que lleva por título "Estudio de viabilidad de la Incorporación de la fracción orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos en el tratamiento de aguas residuales mediante membranas anaerobias".

Materiales y métodos.

3. MATERIALES Y MÉTODOS

3.1. CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN ORGÁNICA DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS

Previamente a la introducción de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (FORSU) al tratamiento conjunto en planta piloto, se realizó una caracterización exhaustiva del nuevo sustrato, a fin de conocer sus características físicas, químicas y biológicas, para poder así estimar el efecto que tendría en la posterior experiencia en planta piloto. Para la caracterización de la FORSU se analizaron todos parámetros que se analizan habitualmente para caracterizar en el agua residual empleada como afluente, además de algunos otros, más adelante detallados como la distribución de tamaño de partícula, para conocer el comportamiento de la FORSU en un sistema de depuración de aguas residuales.

3.1.1. Origen de la FORSU

La FORSU utilizada en este estudio se obtuvo de los restos de comida generados en distintos restaurantes de la Universitat Politècnica de València. Los restaurantes proporcionaron la FORSU separada del resto de residuos generados en las instalaciones. Los residuos provenían tanto de los restos de comida de las bandejas de los clientes como de los restos generados en la fase de elaboración de la comida. En la Tabla 3. 1 se enumeran los tipos de alimentos que se caracterizaron y la frecuencia con que aparecieron.

Tabla 3. 1. Tipo de residuo y frecuencia con la que apareció en el muestreo.

Tipo de residuo	Frecuencia de aparición
Arroz (Paella de verduras, paella valenciana, paella de marisco, arroz negro)	88%
Restos y cáscaras de frutas	80%
Patatas (fritas, cocinadas, tortilla)	68%
Pan	64%
Pasta	56%
Mariscos varios	52%
Verduras cocinadas varias	44%
Pollo	32%
Ensaladas varias	20%
Filetes de pescado	16%
Chuletas de cerdo	8%
Filetes de ternera	8%

3.1.2. Pretratamiento de la FORSU

Para la incorporación de la FORSU al sistema de tratamiento de ARU es necesaria la obtención de los residuos generados por vía húmeda, lo que supone la instalación de un triturador de residuos de comida. Para la investigación realizada, se instaló un montaje emulando este sistema de trituración de los residuos de comida en una cocina doméstica. Este montaje consistía en una estructura con un fregadero de cocina y un triturador de la marca InSinkErator, modelo Evolution 100 ubicado en la parte inferior, tal y se muestra en la Figura 3. 1. La Tabla 3. 2 recoge las características técnicas del triturador empleado en el presente estudio.



Figura 3. 1. Montaje para la trituración previa de la FORSU.

Tabla 3. 2. Especificaciones del triturador de restos de comida InSinkErator® - Evolution 100.

Tipo de alimentación	Continua
Control On/Off	Interruptor neumático incorporado
Motor	Monofásico
Inversión	Acción inversa automática
Time rating	Intermitente
Lubricación	Permanente
	Lubricado superior & rodamientos inferiores
Peso (aproximado)	8.8 kg
Unidad final	Esmalte negro, Gris TEN-1706
Altura total	312 mm
Tecnología de trituración	Tecnología de trituración de dos etapas
Tecnología de sonido	Montaje anti vibración y tubo de escape
Deflector dissipador de sonido	Aislamiento acústico de múltiples etapas
Capacidad de la cámara de trituración	1005 ml
Protección del motor	Restablecimiento manual de sobrecargas
Consumo de agua promedio	5 litros por hogar al día
Consumo eléctrico promedio	2-3 kWh por año
Conexiones de drenaje	1-1/2 in (3.81cm)
	Anti vibración (Abrazadera de manguera)
Conexión de drenaje para lavavajillas	Si

De acuerdo a las instrucciones del fabricante, los residuos se deben introducir en la cámara de trituración de forma lenta pero continua y con un caudal de agua permanente. Una vez se han triturado todos los residuos, se debe mantener el caudal de agua alrededor de 15 segundos para limpiar la cámara de trituración y las conducciones de desagüe, y así se hizo. Previamente a la trituración se retiraron de los residuos los huesos, conchas y otros materiales que pudieran afectar a la operación del montaje. Aunque la eliminación de los huesos no es un requisito del fabricante del triturador, se decidió retirarlos de la FORSU con objeto de proteger al máximo las membranas durante la posterior experiencia en planta piloto.

Se consideraron dos tipos de muestras, una obtenida tras tamizar la FORSU por un tamiz de 5 mm, con el fin de emular el pretratamiento por desbaste de una EDAR y otra tras tamizar por 0,5 mm, debido a que el ARU que se alimenta a la planta piloto AnMBR pasa por un tamiz de este tamaño de paso, para proteger las membranas. Se eliminaron las grasas y aceites de la mezcla mediante una aireación de 30 minutos y la retirada superficial con

rasqueta, ya que estas grasas reducirían la eficiencia de las membranas en el momento de la adición de la corriente de FORSU al AnMBR.

3.1.3. Rutina de analíticas

Una vez obtenida la corriente de la FORSU según el procedimiento establecido en el apartado anterior, la muestra era analizada en laboratorio, realizando determinaciones totales y solubles del contenido en materia orgánica y nutrientes, concentración de ácidos grasos volátiles (AGV) y alcalinidad y concentración de sólidos totales, suspendidos y disueltos. Estos procedimientos se encuentran descritos en el apartado 3.3 (página 111). Ocasionalmente, se realizaban además ensayos para la determinación de la distribución de tamaños de partícula y la biodegradabilidad de la muestra.

3.1.4. Determinación de la distribución de tamaños de partícula

Dado que la FORSU iba a ser introducida en un reactor de membranas con tamizado previo de 0,5 mm se consideró que era importante conocer la distribución del tamaño de partícula que tenía la muestra una vez se realizaba el proceso de trituración. El tamaño de partícula se determinó a través de la técnica de difracción láser mediante el equipo Mastersizer 2000E en el Instituto de Ciencia de los Materiales de la Universidad de Valencia. Esta técnica se basa en la medición de la intensidad de la luz dispersada cuando un rayo láser atraviesa una muestra de partículas dispersas. El equipo Mastersizer 2000E analiza la información obtenida, en forma de patrones de dispersión, y entrega la información como una distribución de tamaño de partículas.

Para describir de forma adecuada y completa la distribución de tamaño de partícula de una muestra se deben especificar tres puntos: una medida de tendencia central y dos puntos que denoten el ancho de la distribución. Dentro de las medidas de tendencia central, la mediana (d50) es el cálculo más estable generado en una difracción láser, y representa el punto medio de la distribución del tamaño de partícula que divide la mitad de la población sobre este diámetro y la otra mitad bajo el mismo. La práctica más común es incluir, junto a la mediana, los valores de los percentiles 10 (d10) y 90 (d90), para obtener una idea del tamaño de las partículas más finas y más gruesas respectivamente.

3.1.5. Ensayos de sedimentación

Las características de sedimentación de la FORSU determinan su destino en la línea de aguas o la línea de fangos de una EDAR convencional. En tal caso, la línea de aguas suele consistir en un tratamiento aerobio de degradación de la materia orgánica, de forma que, la adición de la FORSU al reactor biológico supondría un aumento en la aireación, y por tanto un mayor consumo energético y económico. Conocer el destino de este nuevo sustrato es interesante, ya que, en el caso de alcanzar la línea de aguas, la propuesta realizada en esta tesis doctoral, de realizar un tratamiento anaerobio de membranas en lugar de un convencional resultaría reforzada. No así en caso de que el destino de la FORSU fuera la línea de fangos, donde podría tratarse en el digestor anaerobio junto al fango procedente de los decantadores primario y secundario.

Por todo esto, se llevaron a cabo ensayos de sedimentabilidad de la FORSU, del ARU y de la FORSU mezclada con el ARU, en una proporción basada en las siguientes premisas:

- La generación de FORSU en España es de $0,63 \text{ kg}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, de acuerdo a lo estipulado en el Plan Nacional Integrado de Residuos (PNIR) (2008-2015), para el año 2004.
- El volumen medio utilizado en la trituración de la FORSU es de $4 \text{ L}\cdot\text{kg}^{-1}$ de FORSU triturado (o $2,52 \text{ L}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$). Este dato se ha obtenido de forma experimental.
- Según el Instituto Nacional de Estadística el caudal de ARU generada en España es de $13.326.802 \text{ m}^3\cdot\text{d}^{-1}$, con una población de 47.190.494 de habitantes, el caudal resultante es de $282,4 \text{ L}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ (INE 2010, último dato disponible). Se considera como valor aproximado $225 \text{ L}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, ya que las aguas residuales de origen domiciliario corresponden aproximadamente al 80% de las totales.
- Se considera un factor de penetración (FP) del 100% para realizar este ensayo. El FP se define como el porcentaje de población que incorpora la FORSU al tratamiento de ARU mediante un triturador de residuos de comida.
- Por tanto, el volumen a utilizar para simular la mezcla de RSU y ARU será el siguiente:

$$\frac{2,52 \frac{\text{L FORSU triturada}}{\text{hab}\cdot\text{día}}}{225 \frac{\text{L ARU}}{\text{hab}\cdot\text{día}}} = 11,20 \text{ mL FORSU triturada por } 1 \text{ L de ARU} \quad [\text{Ec.3.1}]$$

Cabe mencionar el hecho de que el caudal por habitante correspondiente a la FORSU es cien veces menor que el del ARU.

Se realizaron distintos ensayos de sedimentación zonal, con el fin de caracterizar la velocidad de sedimentación en función la concentración de sólidos suspendidos de la FORSU. Dichos ensayos se realizaron en probetas de 1L, registrando, a diferentes intervalos de tiempo, la variación de la altura de la interfase en cm y mL durante una hora. La velocidad de sedimentación corresponde a la pendiente obtenida mediante ajuste por regresión lineal de la representación de la altura en función del tiempo.

En cada ensayo realizado, una vez transcurrido el tiempo de sedimentación, se tomaron muestras del sobrenadante de cada una de las probetas y se analizó su contenido de DQO, nitrógeno y fósforo (según la metodología descrita en el apartado 3.3.3, página 112), con el fin de conocer el contenido en materia orgánica y nutrientes disponible en la línea de aguas después de un tratamiento primario en una EDAR convencional. La concentración de sólidos suspendidos de cada muestra se realizó según la metodología descrita en el apartado 3.3.2, página 111.

3.1.6. Determinación de la biodegradabilidad

Se realizaron una serie de ensayos de determinación del potencial bioquímico de metano (BMP, *Biochemical Methane Potential*) con el objetivo de conocer la producción de metano que tendría la FORSU en un sistema de tratamiento anaerobio, y su capacidad para ser biodegradada. Para ello, se dispuso de un equipo AMPTS (*Automatic Methane Potential Test System*) de la firma *Bioprocess Control*. Este equipo consiste en una serie de reactores de 500 mL de capacidad (400 mL de volumen de líquido y 100 mL de espacio de cabeza), cerrados herméticamente a fin de simular la degradación anaerobia del residuo. En dichos reactores se mezclan en proporciones adecuadas el sustrato junto con el inóculo y se mantienen a la temperatura que interesa estudiar el proceso en un baño termostático. Estos reactores disponen de un conducto de evacuación del biogás producido que está conectado a un mecanismo que registra el volumen evacuado, basado en un sistema de pulsos. El biogás producido en cada reactor atraviesa una disolución de NaOH 3M con el fin de absorber el dióxido de carbono y el resto de gases que se forman y, así, registrar solamente la producción de metano del proceso. Al preparar cualquier muestra se prepara también un blanco, es decir, una muestra que contenga el mismo volumen y tipo de inóculo que la muestra a estudiar, completando el resto de volumen con agua destilada. De esta forma es posible medir la producción de metano debida a la degradación anaerobia del inóculo que se está empleando

y determinar la producción neta de metano por diferencia entre muestra y blanco. En la Figura 3. 2 se muestra el montaje empleado en estos ensayos de biodegradabilidad.

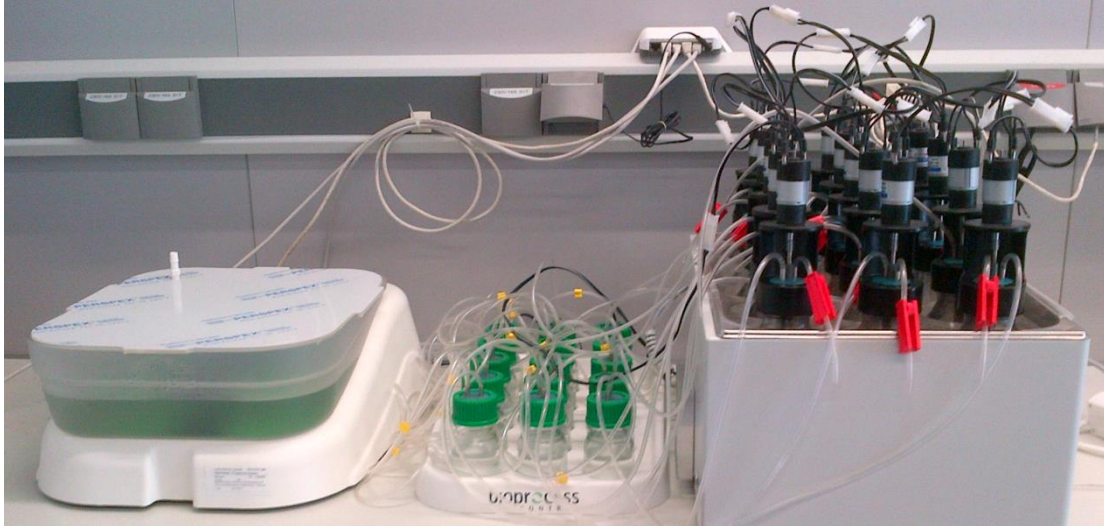


Figura 3. 2. Equipo utilizado en la determinación del Potencial Bioquímico de Metano.

Tal y como se observa en la Tabla 3. 3, se llevaron a cabo tres series de experimentos a temperatura constante de 35°C, modificando los siguientes parámetros:

- La procedencia del inóculo: Se utilizaron dos tipos de fango. Fango procedente del digestor anaerobio de la EDAR del Carraixet y fango de la planta piloto AnMBR. Además, en el último experimento se utilizó fango del AnMBR, ya adaptado a la FORSU.

- El tamaño de partícula de la FORSU. Se realizaron ensayos con dos tamaños de partícula de la FORSU, uno tras tamizar por 5 mm para emular el pretratamiento por desbaste en una EDAR, y otro tras tamizar por 0,5 mm, dado que el ARU afluyente que llega al sistema AnMBR tiene que atravesar un tamiz de tamaño de paso de 0,5 mm para proteger las membranas, y se plantea que la FORSU vaya a proceder de igual manera.

Tabla 3. 3. Descripción de los experimentos de BMP llevados a cabo con FORSU.

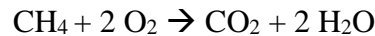
	Serie 1		Serie 2		Serie 3	
	E1	E2	E3	E4	E5	E6
Inóculo	AD ⁽¹⁾	AD ⁽¹⁾	AnMBR ⁽²⁾	AnMBR ⁽²⁾	AnMBR ^{(2)*}	AnMBR ^{(2)*}
Muestra	5mm ⁽³⁾	0.5mm ⁽⁴⁾	5mm ⁽³⁾	0.5mm ⁽⁴⁾	0.5mm ⁽⁴⁾	soluble ⁽⁵⁾
Ratio S:I (g COD·g VS ⁻¹)	1:1.5	1:3	1:2	1:3	1:2	1:6

⁽¹⁾ Fango procedente de un digestor anaerobio mesofílico de EDAR urbana (AD); ⁽²⁾ Fango procedente de una planta piloto AnMBR que trata ARU urbana; ^{(2)*} Fango procedente de una planta piloto AnMBR que trata ARU urbana y FORSU; ⁽³⁾ FORSU tamizada por 5 mm; ⁽⁴⁾ FORSU tamizada por 0.5 mm; ⁽⁵⁾ FORSU soluble.

Las series 1 y 2 permiten conocer y cuantificar los efectos del inóculo y del tamaño de partícula, mientras la serie 3 se llevó a cabo para determinar si la biodegradabilidad de la FORSU aumentaba una vez la población bacteriana se encontraba adaptada al co-sustrato. En este caso, además se estudió la biodegradabilidad de las fracciones total y soluble de la FORSU. El ratio sustrato-inóculo se muestra también en la Tabla 3. 3.

Para conocer la biodegradabilidad de cada muestra, se compara el volumen de metano obtenido experimentalmente con el volumen teórico de metano esperado, calculado estequiométricamente a partir de la concentración de materia orgánica, medida como DQO de la muestra.

El volumen teórico de metano se calcula a partir de la reacción de oxidación de éste, obteniendo 4 gramos de DQO por gramo de metano.



A partir de la ley de los gases ideales (Ecuación 3.2), se puede calcular que a partir de 1 gramo de DQO se obtienen 350 ml de metano a 0°C y 1 atm de presión.

$$pV = nRT \quad [\text{Ec. 3.2}]$$

$$V = \frac{1 \text{ mol } \text{CH}_4}{64 \text{ g DQO}} \cdot 0,082 \cdot 273,15 = 0,35 \text{ L} = 350 \text{ mL}$$

El propio equipo realiza una corrección por temperatura, de modo que los valores obtenidos en el registro deben compararse con las producciones a condiciones de temperatura de 0°C y 1 atm de presión.

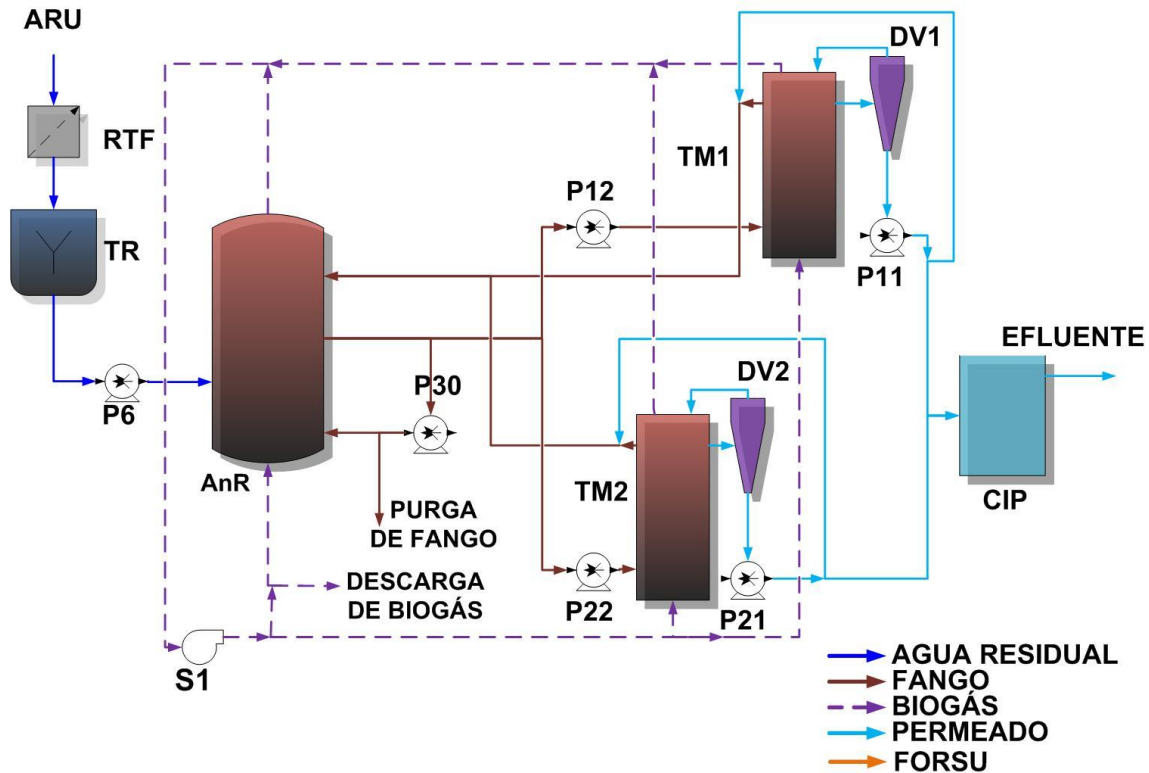
El Potencial Bioquímico de Metano se normaliza expresando el volumen de CH₄ obtenido por gramo de DQO o de SV presente en la muestra.

3.2. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA PILOTO PARA EL TRATAMIENTO CONJUNTO DE LA FORSU Y EL ARU

El tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU se llevó a cabo en un biorreactor anaerobio de membranas (AnMBR) a escala de planta piloto. La planta AnMBR fue diseñada por el grupo de investigación CALAGUA y está ubicada en la EDAR de la cuenca del Carraixet, en el municipio de Alboraya (Valencia, España). Dicha planta ha sido operada en continuo desde febrero de 2010 hasta la actualidad siendo alimentada con agua residual real procedente de la salida del pretratamiento de la EDAR (enrejados y desarenador-desengrasador). En la Figura 3. 3 se muestra una vista general de la planta AnMBR a escala demostración (a), y el diagrama de flujo del proceso (b).



(a)



(b)

Figura 3. 3. Vista general de la planta piloto AnMBR (a) y diagrama de flujo del proceso (b).

El agua residual afluyente pasa por un rotofiltro (RTF) de 0,5 mm de tamaño de paso, y llega un tanque de regulación (TR), para ser bombeada al reactor anaerobio (AnR), el cual está conectado a dos tanques de membranas (TM1 y TM2). Cada tanque se compone de un módulo de membranas de ultrafiltración, de donde se obtiene el efluente mediante filtración al vacío y se almacena en el tanque CIP (del inglés, *Clean-In-Place tank*). En el sistema se produce biogás, el cual es recirculado mediante una soplante (S1), tanto en el reactor como en los tanques de membranas, para favorecer la agitación y homogeneización del fango, favorecer el *stripping* de los distintos gases que se forman en la digestión anaerobia y minimizar la formación de torta en las membranas (*fouling*). La temperatura del proceso se puede controlar mediante un sistema externo de calefacción/refrigeración.

La planta permite trabajar con ambos tanques de membrana simultáneamente o con uno solo, lo que le confiere una elevada flexibilidad operativa. Puesto que hay dos tanques de membrana en paralelo, es posible establecer diferentes flujos transmembrana sin necesidad de alterar el TRH, pudiendo realizar estudios de filtración paralelamente al estudio biológico.

3.2.1. Elementos que componen la planta piloto AnMBR

3.2.1.1. Rotofiltro (RTF)

El rotofiltro actúa como pretratamiento del ARU y su objetivo es la retención de partículas gruesas, que pueden dañar los equipos o la superficie de las membranas. El rotofiltro instalado en la planta AnMBR tiene un tamaño de paso de 0,5 mm y un caudal punta de diseño superior a 200 L·h⁻¹.

3.2.1.2. Tanque de regulación (TR)

Después de pasar por el rotofiltro, el agua residual es almacenada en un tanque de regulación, y sólo se alimenta al reactor durante la etapa de filtración con el objetivo de mantener el volumen del reactor y tratar el caudal de tratamiento definido según el TRH. El tanque de regulación tiene un volumen de 300 L y está provisto de un sistema de agitación mecánica en continuo mediante paletas planas inclinadas.

3.2.1.3. Reactor anaerobio (AnR)

El agua residual es bombeada del TR al reactor anaerobio, el cual tiene un volumen total de 1300 L, de los cuales alrededor de 400 L corresponden al espacio en cabeza, donde se almacena el biogás generado. Se asegura la mezcla completa del fango en el reactor mediante la recirculación del biogás generado en el proceso y una recirculación interna de fango.

El biogás es recirculado desde la cabeza hasta la parte inferior del tanque a través de difusores de membrana de burbuja fina, agitando el fango y favoreciendo el *stripping* de los gases ocluidos en éste. En la recirculación interna, el fango es tomado a media altura del tanque y reintroducido también por la parte inferior, además, mediante una válvula de tres vías instalada en esta conducción, se puede realizar la descarga de los fangos en exceso cuando sea necesario, para mantener el tiempo de retención celular establecido en cada periodo de operación. La temperatura del reactor puede ser controlada ya que éste posee una camisa externa conectada a un sistema de calefacción.

3.2.1.4. Tanque de membranas (TM)

La planta dispone de dos tanques de membranas (TM1 y TM2) que funcionan en paralelo, cada uno con un volumen total de 800 L (200 L de espacio de cabeza). Cada tanque incluye un módulo comercial de membranas de ultrafiltración de fibra hueca y final cerrado

con tamaño de poro de 0,05 μm (PURON®, *Koch Membrane Systems* PUR-PSH 31HD). Cada módulo está formado por nueve racimos de membranas de 1,8 m de longitud, con un área total de filtración de 30 m².

La recirculación del biogás en los tanques de membranas se realiza por la parte inferior de cada uno de los racimos de membranas, con lo que se pretende minimizar la acumulación de partículas sobre la superficie de las membranas (minimización del *fouling*) y conseguir la homogeneización del fango.

Cada tanque de membranas está provisto de un sistema de separación de gases (DV1 y DV2) situados en la salida del permeado, con el objetivo de minimizar las pérdidas de biogás arrastrado con el efluente. El cono desgasificador consiste en una ampliación de la sección de la conducción del permeado con forma de embudo, en el que la entrada del permeado se realiza por un lateral, de modo que el líquido tiende a caer por la acción de la gravedad y el gas se desprende del líquido, ascendiendo y acumulándose en la parte superior. Este biogás se devuelve al sistema en la fase de ventilación, como se verá más adelante.

3.2.1.5. Tanque de limpieza in situ (CIP)

El permeado obtenido del proceso de filtración se almacena en el tanque CIP (del inglés *clean-in-place tank*), el cual tiene una capacidad de almacenamiento de 200 L. En él, una parte del permeado obtenido es almacenado, para poder realizar las etapas de eliminación de *fouling* de las membranas (ver apartado 3.2.2, página 97).

3.2.1.6. Sistema de impulsión de agua y de fango

El sistema de impulsión está compuesto por seis bombas (P6, P30, P11, P12, P21 y P22). La P6 es una bomba helicoidal de cavidad progresiva (NEMO® Serie BY) con un caudal máximo de 1200 L·h⁻¹ que alimenta el agua residual desde el tanque de regulación hasta el reactor anaerobio. Las bombas P30, P12 Y P22 son igualmente bombas helicoidales de cavidad progresiva (NEMO® Serie BY) de mayor capacidad (caudal máximo 2700 L·h⁻¹); la P30 es la bomba encargada de la recirculación interna de fangos en el reactor anaerobio y de la descarga de los fangos en exceso (purga de fango), mientras que las bombas P12 y P22 impulsan el fango desde el reactor anaerobio hasta los módulos de membranas (TM1 y TM2, respectivamente). Las bombas P11 y P21 son bombas lobulares (JUROP Serie VL2) encargadas de obtener el efluente mediante la filtración en vacío en los módulos de membranas.

3.2.1.7. Sistema de distribución de biogás

El sistema de distribución de biogás está compuesto por una soplante (S1) y una válvula de regulación. La soplante recircula el biogás producido en el proceso, tanto al reactor, como a los tanques de membranas. La válvula permite la descarga del biogás en exceso cuando la presión en el reactor anaerobio alcanza la consigna establecida por el sistema de control (0,007 bar) y el biogás producido es contabilizado para conocer el rendimiento del proceso.

3.2.1.8. Instrumentación para la automatización y control de la planta

La planta piloto AnMBR dispone de numerosos equipos de medición on-line que permiten el seguimiento de los procesos en continuo. Además, está equipada con actuadores o elementos finales de control que permiten el funcionamiento automático de la planta.

Los equipos de medición on-line instalados en la planta AnMBR y que cuentan con transmisión de señal en tiempo real son:

- Un sensor de pH-Temperatura y uno de potencial Redox, situados en el reactor anaerobio de fangos.
- Seis caudalímetros de líquido, uno para cada bomba.
- Un caudalímetro volumétrico de gas tipo vórtex, para la soplante.
- Cinco sondas de nivel, una para cada tanque.
- Dos sondas de presión para líquidos, situadas en cada uno de los módulos de membranas.
- Dos sondas de presión para gases, situadas en el espacio de cabeza del reactor anaerobio y en la zona de impulsión de la soplante.
- Una sonda de sólidos en el tanque de regulación.
- Un analizador de gases, que permite medir en tiempo real la composición del gas presente en el sistema.
- Un contador de gas, ubicado en la conducción de descarga de biogás para cuantificar la producción de biogás del sistema.

Además, la planta cuenta con los siguientes equipos indicadores (sin transmisión de señal):

- Un sensor de temperatura para gases, situado en la impulsión de la soplante.
- Dos flujómetros para gases (rotámetros), situados en cada una de las entradas de biogás recirculado a los tanques de membranas.

Los actuadores instalados en la planta corresponden a:

- Siete variadores de frecuencia que permiten modificar la velocidad de giro de los motores de las 6 bombas de impulsión de líquidos y de la soplante de impulsión de gases.
- Una válvula de regulación para gases de accionamiento neumático, que permite controlar la presión de gas en el sistema mediante la purga de una determinada cantidad de biogás.
- 8 válvulas automáticas de dos vías (6 para líquido y 2 para gas) y 3 válvulas automáticas de tres vías. Estas 11 válvulas permiten establecer los flujos de líquido y de biogás en la planta.

La instrumentación implementada en la planta (sensores y actuadores) se encuentra conectada a una red de transferencia de información. Esta red está compuesta por los correspondientes transmisores, tarjetas de entradas y de salidas (analógicas y digitales), un PLC (*Programmable Logic Controller*) y un PC. El control de la planta y la adquisición de datos se realizan a través de un SCADA (*Supervisory Control And Data Acquisition*) instalado en el PC. Además, en el PC ha sido implementado un protocolo de comunicación OPC (*OLE for Process Control*) usado para la ejecución de controles avanzados, desarrollados y programados en lenguaje Visual Basic .NET en una aplicación informática independiente.

Para el seguimiento y análisis de los datos registrados por el SCADA se desarrolló una Hoja Excel, programada con una macro para importar de forma automatizada los datos registrados, y facilitar, por tanto, su posterior visualización y análisis (Figura 3. 4). Esta macro permite seleccionar periodos temporales (desde minutos hasta días) de los datos registrados. La herramienta contiene cálculos automatizados de determinadas variables de seguimiento del proceso, tales como el cálculo de medias diarias de los parámetros de operación registrados.

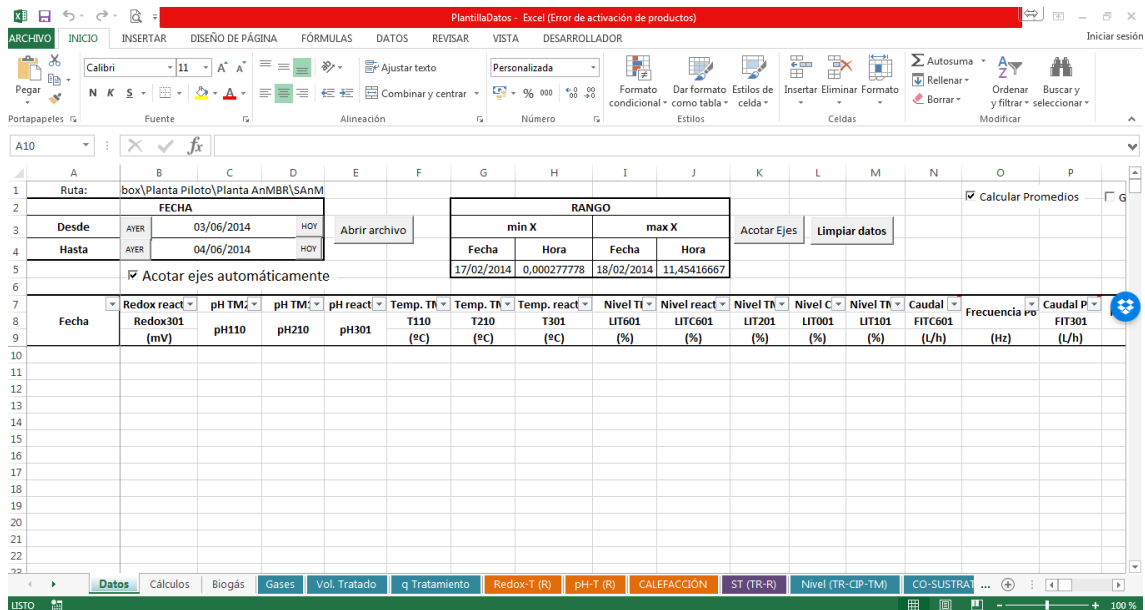


Figura 3. 4. Macro para análisis de datos monitorizados: plantilla de importación de datos.

3.2.2. Etapas de operación de los módulos de membranas

El caudal de tratamiento establecido en la planta piloto AnMBR está determinado por la secuencia, duración y caudal de cada una de las etapas de operación de las membranas. Las etapas de operación programadas en la planta son:

- **Filtración:** Durante esta etapa las bombas de permeado (P11 y P21) ejercen una presión negativa sobre el lado interior de las fibras de membrana que proporciona la fuerza impulsora necesaria para que un determinado flujo de permeado pase a través de la pared de la membrana (flujo transmembrana).

En esta etapa, parte del biogás es arrastrado junto al permeado, ya sea disuelto, o en forma de pequeñas burbujas. Por este motivo, el permeado extraído pasa a través del desgasificador, con el objetivo de recuperar parte de este biogás.

- **Relajación:** En esta etapa las bombas permanecen en reposo y no existe flujo en ninguna dirección a través de las membranas. En esta etapa se elimina el vacío del interior de las fibras provocado por el proceso de filtración y se favorece la eliminación de una parte de la torta formada sobre la superficie exterior de las fibras, gracias a la agitación continua y vigorosa ejercida por el biogás reintroducido a través de las toberas.

- **Contralavado:** Esta etapa consiste en impulsar en dirección contraria a la filtración una cantidad determinada del permeado almacenado con anterioridad en el tanque

CIP. El objetivo fundamental es la eliminación del *fouling* superficial de la membrana que no es posible eliminar mediante la etapa de relajación (*fouling* reversible).

- **Desgasificación:** Durante las etapas de filtración, debido a que las fibras que componen los módulos instalados son huecas y cerradas por la parte superior, una parte del biogás que atraviesa la membrana queda atrapado en la cabeza de estas. A medida que transcurren sucesivas etapas de filtración, el volumen interno de las fibras ocupado por el gas puede llegar a reducir el área total efectiva de filtración. La etapa de desgasificación consiste en una filtración puntual a un flujo más elevado y de corta duración que permite arrastrar el gas acumulado en la cabeza de las fibras y conducirlo hacia el desgasificador.

- **Ventilación:** En esta etapa se reintroduce al tanque de membrana una fracción del permeado almacenado en el tanque CIP, haciéndolo pasar a través del desgasificador y no por las membranas. Esta etapa se realiza con el objetivo de arrastrar el gas acumulado en la cabeza del desgasificador hacia el interior del tanque de membranas.

La actuación del sistema de membranas funciona con ciclos. La actuación se basa en un ciclo de filtración-relajación (F-R), cada determinado número (n) de ciclos F-R, tendrá lugar un contralavado (C); del mismo modo, tendrá lugar una ventilación (V) después de un cierto número (n1) de los ciclos anteriores y ocurrirá de igual forma, cada n2 ciclos, una desgasificación (D), según el esquema siguiente:

$$\{ \{ [([F-R] - [F-R] - \dots)_n - C] - [([F-R] - [F-R] - \dots)_n - C] - \dots \}_{n1} V \dots \}_{n2} D$$

Es decir, las etapas de contralavado, ventilación y desgasificación tienen lugar según la frecuencia que se haya establecido a partir de tres consignas: n, n1 y n2, respectivamente. En la Figura 3. 5 se presenta el esquema de la secuencia de las diferentes etapas de operación de los módulos de membranas para el modo de funcionamiento normal.

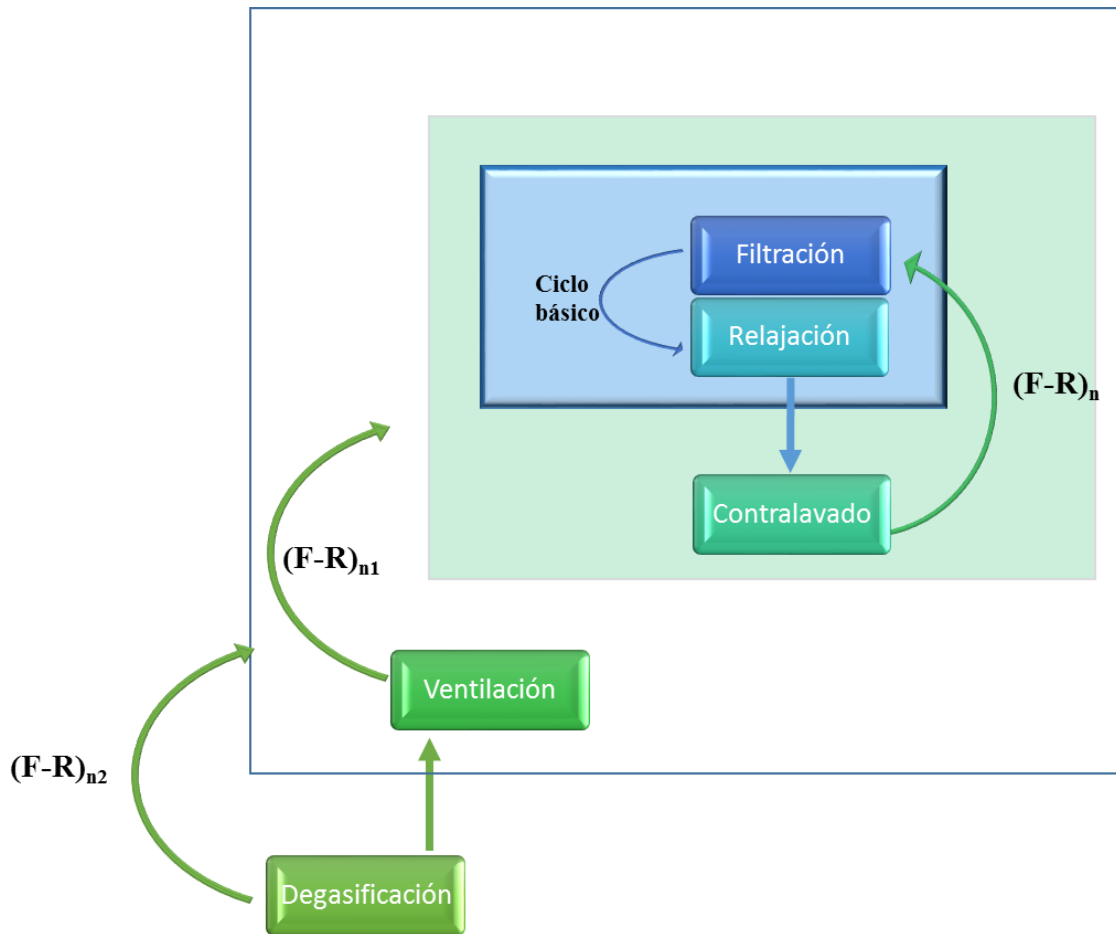


Figura 3. 5. Secuencia de las diferentes etapas de operación de los módulos de membranas.

3.2.3. Adaptación de la planta piloto al tratamiento de la FORSU

Como ya se ha detallado anteriormente, para la incorporación de la FORSU es necesaria la obtención de los residuos generados por vía húmeda mediante la instalación de un triturador de residuos de comida. Se instaló un montaje emulando este sistema de trituración de los residuos de comida en una cocina doméstica, tal y como se mostró en la Figura 3. 1 (página 84).

Dado que el ARU afluente que llega a la planta piloto AnMBR se prefiltra por un tamiz de tamaño de paso de 0,5 mm, con el objetivo de proteger las membranas, se decidió que la FORSU también fuera pretratada por dicho tamaño de paso. Para ello, se utilizó un modelo de rotofiltro idéntico al instalado en la planta piloto AnMBR con un tamaño de paso de 0,5 mm (Figura 3. 6).



Figura 3. 6. Rotofiltro de tamaño de paso de 0,5 mm, utilizado para el pretratamiento de la FORSU.

Una vez tamizada, la FORSU se introduce en un tanque de homogenización denominado tanque de co-sustrato (TC), dotado de un agitador para homogeneizar la muestra y unos difusores de membrana (Figura 3. 7) para airearla y de esta forma poder retirar los aceites y grasas antes de entrar al tanque de membranas para que no se adhieran a las membranas formando una película que impida que éstas filtren correctamente.



(a)



(b)

Figura 3. 7. Tanque de co-sustrato: (a) vista exterior (b) detalle del interior, donde se puede ver el agitador y los difusores de membrana.

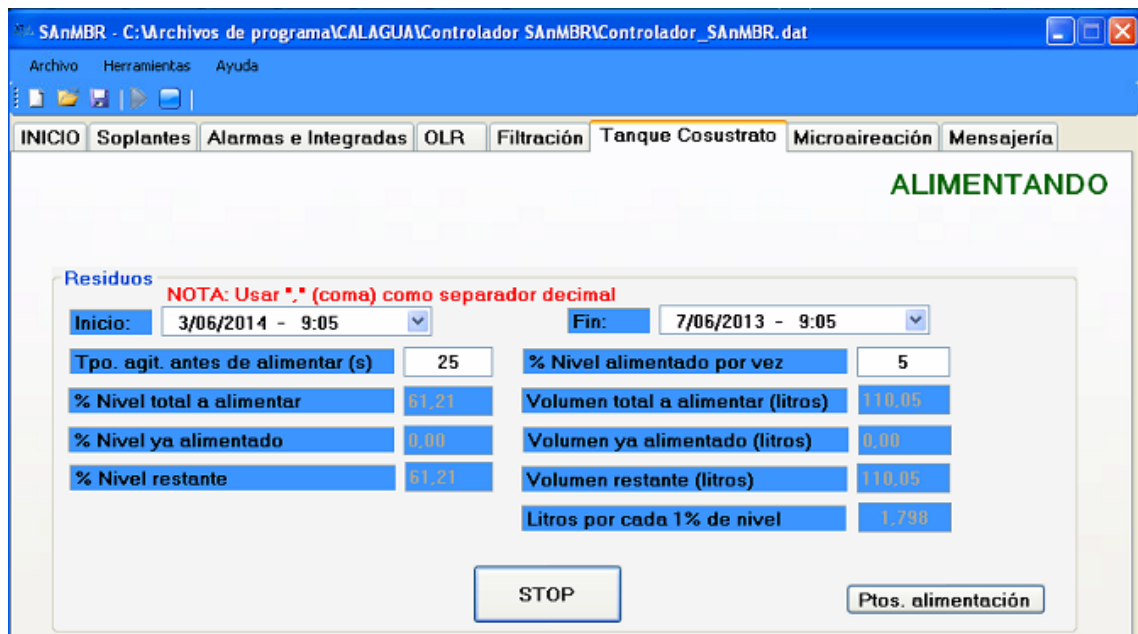
El tanque de co-sustrato tiene una capacidad útil de 180 litros lo cual permite almacenar una cantidad suficiente de residuos para una incorporación en continuo durante varios días con la misma muestra de residuos. Para esta incorporación se introduce el volumen de

residuos necesario mezclado con agua residual de entrada hasta completar el volumen del tanque.

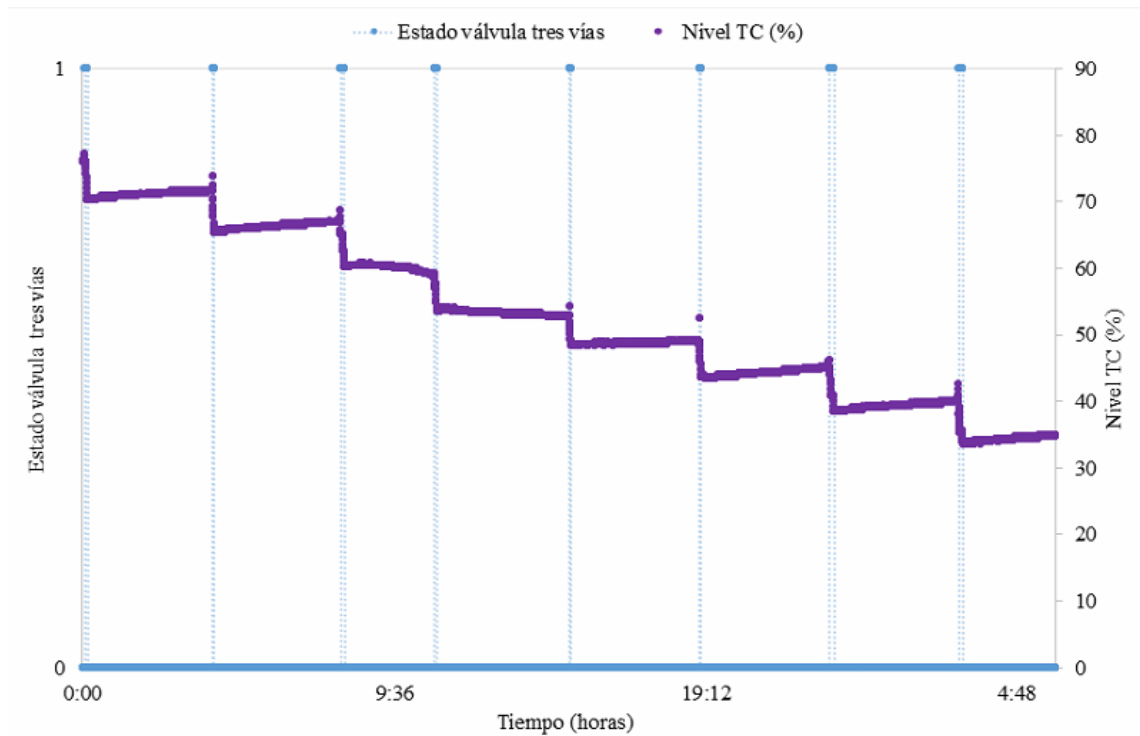
La introducción de la FORSU a la planta piloto AnMBR se realizó dos veces por semana, preparando suficiente cantidad de sustrato para mantener el factor de penetración durante tres o cuatro días (de martes a viernes y de viernes a martes, respectivamente).

Se diseñó un sistema de control para repartir, en un periodo de tiempo seleccionado, el volumen total, realizando alimentaciones puntuales de un pequeño porcentaje de dicho volumen a lo largo del periodo (5%), de forma que se consigue una incorporación gradual de la FORSU durante todo el día. Cuando se prepara una alimentación de tres días (de martes a viernes), el 33% del TC se alimenta cada día, 60 litros por día en total, con alimentaciones del 5% del volumen total (seis veces por día). Cuando se prepara una alimentación de cuatro días (de viernes a martes), el 25% del TC se alimenta cada día, 45 litros por día en total, con alimentaciones del 5% del volumen total (cinco veces por día).

El sistema de alimentación comienza siempre tras 25 segundos de homogeneización de la FORSU almacenada en el TC. En la Figura 3. 8 se puede observar la pantalla general del programa de control diseñado (a) y la evolución de la alimentación (b), obtenida desde la macro de Excel anteriormente comentada (Figura 3. 4, página 97).



(a)



(b)

Figura 3. 8. (a) Pantalla principal del programa de control de la alimentación de la FORSU (b) ejemplo de alimentación del tanque de co-sustrato obtenido mediante la macro.

En la Figura 3. 9 se muestra el diagrama de flujo de la planta piloto AnMBR tras la instalación de los elementos comentados anteriormente: trituradora, rotofiltro (RTF TC) y tanque de co-sustrato (TC), necesarios para la introducción de la FORSU con el agua residual. En rojo se encuentran las modificaciones de la planta para la incorporación de la FORSU.

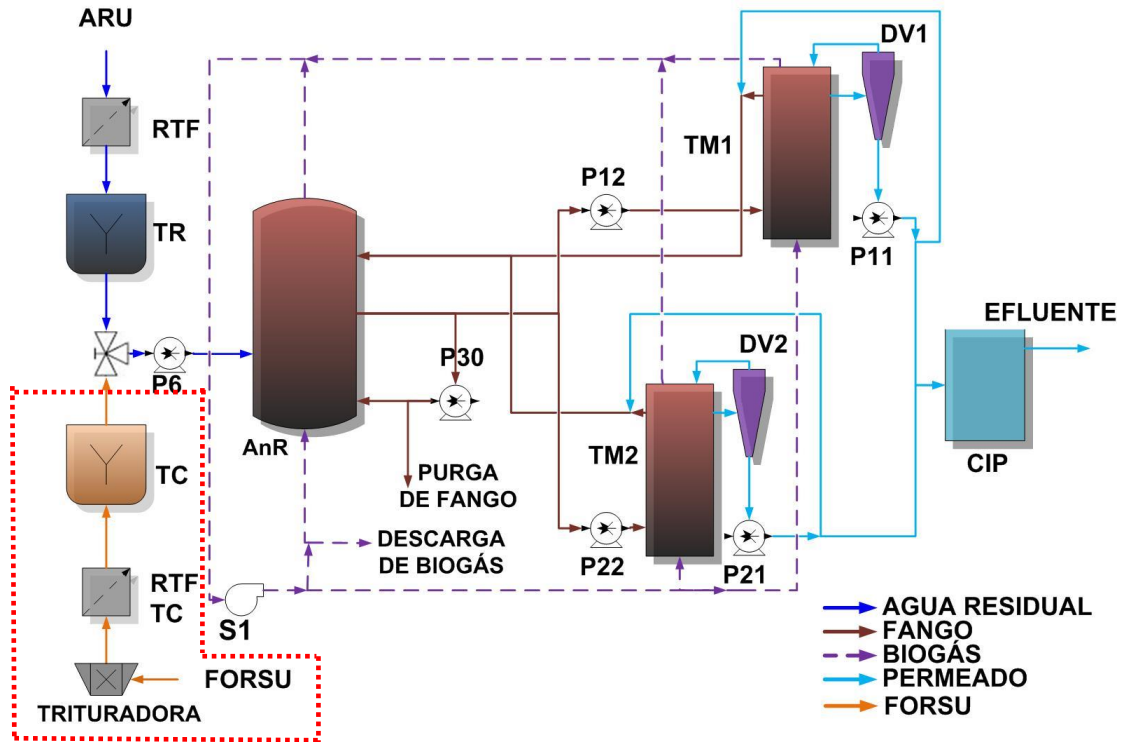


Figura 3. 9. Diagrama de flujo de la planta piloto.

El sistema de alimentación de la planta piloto AnMBR incorpora una válvula de tres vías que une tanto el tanque de co-sustrato como el tanque de regulación con el reactor para determinar en cada momento si lo que se incorpora es el agua residual del TR o la mezcla de residuos y agua residual del TC. Además, es necesaria una sonda de nivel en el TC para poder realizar las alimentaciones graduales de la FORSU.

3.2.4. Condiciones de operación de la planta piloto AnMBR

La operación de la planta piloto permite llevar a cabo dos procesos al mismo tiempo: el proceso biológico de degradación anaerobia de la materia orgánica contenida en el ARU, utilizando como módulo de filtración el TM2, y el proceso de filtración mediante membranas, que se realizó en el TM1. Esto era posible utilizando sólo el TM2 para el tratamiento del agua residual afluente y dejando el TM1 sin salida mediante un sistema de recirculación del permeado filtrado, de forma que se podía estudiar el proceso de filtración sin influir en los tiempos de retención hidráulico establecidos en cada periodo de estudio. En el TM1 se opera en condiciones de filtración óptimas (flujo crítico) y en el TM2 los flujos corresponden a los caudales de tratamiento seleccionados, resultando en este módulo unas condiciones de flujo subcríticas.

Por una parte, el proceso biológico se controla mediante las siguientes variables de operación: caudal de tratamiento, volumen de purga de fangos y temperatura. Teniendo en cuenta el volumen total de fango en el sistema (reactor anaerobio y ambos tanques de membrana), el tiempo de retención hidráulico (TRH) se fija mediante el caudal de tratamiento. El tiempo de retención celular (TRC) es controlado mediante la purga del volumen de fangos en exceso en el sistema, el cual es distribuido uniformemente durante el día hasta alcanzar la consigna establecida. Con el objetivo de poder operar el sistema a una temperatura de trabajo constante, la planta piloto está dotada de un sistema externo de calefacción conectado a la camisa calefactora del reactor anaerobio. Además, en el caso del tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU, aparece una nueva variable de operación, el factor de penetración (FP), definido como el porcentaje de población que incorpora su FORSU mediante un triturador de residuos de comida.

Por otra parte, el proceso de separación física por membranas está controlado mediante las siguientes variables: flujo transmembrana (J), presión transmembrana (PTM), caudal de fango alimentado a los tanques, caudal de biogás recirculado a los tanques, y secuencia de operación de las membranas. La PTM puede ser controlada a partir de la correspondiente bomba de permeado, instalada tras cada tanque de membranas. El caudal neto de tratamiento depende de la secuencia, duración y caudal de cada una de las etapas de operación de las membranas.

Las condiciones de operación a nivel biológico de la planta piloto AnMBR durante el periodo de estudio se recogen en la Tabla 3. 4. La experiencia tuvo una duración de 536 días, durante los cuales cuatro periodos de tratamiento conjunto de ARU y FORSU (Periodos 2 a 5) se llevaron a cabo con distintas condiciones de operación. Además, se estudió un periodo previo y posterior a dicho tratamiento conjunto (Periodos 1 y 6, respectivamente), con el objetivo de estudiar el efecto de la adición de la FORSU al tratamiento.

Tabla 3. 4. Condiciones de operación en la planta piloto AnMBR durante los seis periodos de estudio.

	TRC (d)	T (°C)	TRH (h)	FP (%)
Periodo 1	42±2	25±2	30±4	0
Periodo 2	41±9	28±1	18±4	37±8
Periodo 3	TRC extendido*	28 ±0	26 ±3	39±7
Periodo 4	70±11	28±1	22±6	38±9
Periodo 5	69±6	27±1	24±6	78±9
Periodo 6	70±2	28±3	22±4	0

**Durante el periodo 3, únicamente el fango necesario para el seguimiento analítico diario fue extraído de la planta piloto AnMBR, en adelante se denominará "TRC extendido".*

Los valores mostrados en la Tabla 3. 4 corresponden al valor promedio y la desviación estándar de los estados estacionarios de cada periodo. El criterio seguido para considerar que se ha alcanzado el estado estacionario fue la estabilidad en la concentración de sólidos en el reactor y la ausencia de acumulación en el balance de DQO.

La planta piloto se operó a tres TRCs distintos: 40 días (Periodos 1 y 2), 70 días (Periodos 4, 5 y 6) y TRC *extendido* (periodo durante el cual únicamente el fango necesario para el seguimiento analítico diario fue extraído de la planta piloto AnMBR). El TRH se fijó en torno a 20 horas, a pesar de ser algo mayor durante los periodos 1, 3 y 5, debido a problemas operacionales. La temperatura se mantuvo controlada a 28°C durante la experiencia completa.

El factor de penetración de la FORSU se fijó en 40% para los Periodos 2, 3 y 4, considerando el hecho de que parte de la población no dispone de trituradores de comida en sus hogares (el 60% de la población a la que da servicio la EDAR). Posteriormente, en el Periodo 5, se dobló el factor de penetración (80%), manteniendo el resto de condiciones de operación, a fin de estudiar cómo afecta al proceso el incremento de la proporción de FORSU en el afluente del AnMBR.

3.2.4.1. Puesta en marcha del tratamiento conjunto de FORSU y ARU

La introducción de un nuevo sustrato, la FORSU, al sistema AnMBR, que había sido alimentado por ARU desde el inicio de su operación, se realizó de manera progresiva, con el objetivo de que la biomasa existente en el sistema se aclimatara al nuevo sustrato. Dada la gran diferencia entre la concentración de materia orgánica orgánica en el ARU y FORSU, convenía realizar una adaptación al nuevo sustrato para evitar así la acumulación de materia orgánica en el reactor, o bien de alguno de los productos del proceso de digestión anaerobia, cómo pudiera ser de los ácidos grasos volátiles, por inhibición por sustrato por parte de alguno de los grupos de bacterias o *Archaea* implicados.

Se empezó introduciendo la cantidad proporcional a 1 habitante equivalente por día durante la primera semana y 3 habitantes equivalentes por día la segunda semana. Tras este periodo de aclimatación, en el cual se observó la buena aceptación del sistema al sustrato, se

procedió añadir la FORSU correspondiente al 40% de factor de penetración para el resto del periodo de operación. La “buena aceptación del sistema al sustrato” se consideró al observar que no hubo una subida brusca de los sólidos del reactor y la ausencia de ácidos grasos volátiles en el efluente de la planta piloto.

3.2.5. Seguimiento analítico del proceso biológico

3.2.5.1. Rutina de analíticas

Se realizó un seguimiento analítico diario de las distintas corrientes de la planta piloto AnMBR: entrada de agua residual, entrada del tanque de co-sustrato (E_{TC}), fango del reactor y salida (correspondiente al permeado obtenido durante la filtración de la membrana).

Se analizaron diariamente los siguientes parámetros: sólidos totales (ST) y sólidos volátiles (SV) del reactor y de la E_{TC} , sólidos suspendidos totales (SST) y volátiles (SSV) de la entrada de agua residual, ácidos grasos volátiles (AGV), alcalinidad (ALK) y nutrientes: nitrógeno amoniacal ($N-NH_4$), ortofosfato ($P-PO_4$) y sulfato ($S-SO_4$) de todas las corrientes anteriormente mencionadas.

Además, dos veces por semana y coincidiendo con las alimentaciones de FORSU a la planta piloto se analizaba el nitrógeno total (N_T), el fósforo total (P_T), la demanda química de oxígeno, total y soluble (DQO_T y DQO_S) de todas las corrientes y el sulfuro (HS^-) a la corriente efluente. De esta forma, se obtenían los datos suficientes para calcular el balance de DQO del sistema.

Para cada periodo, se analizó la actividad metanogénica específica (SMA) y se conservaron a 4°C distintas muestras de cada uno de los periodos con el fin de realizar el seguimiento de la microbiología del sistema.

Los resultados obtenidos durante el período experimental se analizaron estadísticamente mediante el análisis de la varianza (ANOVA) para comparar los diferentes períodos. Las pruebas de ANOVA se realizaron con el software STATGRAPHICS Centurion XVI (versión 16.1.17). Se consideró estadísticamente significativo un valor de p inferior al 5%. En el Anexo VI se encuentran descrito brevemente este método.

3.2.5.2. Balance de DQO

El balance de DQO aplicado a un sistema AnMBR, permite obtener información sobre la capacidad de eliminación de DQO, saber si existe una acumulación en el sistema, conocer

qué proporción de la DQO eliminada está siendo energéticamente valorizada, y cuánta de la DQO valorizada puede ser recuperada (Giménez, 2014). Además, es posible identificar los estados pseudo-estacionarios de los distintos periodos de estudio, al cerrar el balance de DQO sin acumulación en el sistema.

La ecuación de balance correspondiente a la planta piloto de estudio es la siguiente:

$$Q_{entrada} \cdot DQO_{entrada} = Q_{CH_4 \text{ biogás}} + Q_{purga} \cdot DQO_{AnMBR} + Q_{salida} \cdot DQO_{residual} + Q_{salida} \cdot DQO_{CH_4 \text{ disuelto}} + Q_{salida} \cdot DQO_{SBR} + V_{AnMBR} \cdot DQO_{acum} \quad [\text{Ec. 3.3}]$$

dónde $Q_{entrada}$ ($L \cdot d^{-1}$) es el caudal de entrada y $DQO_{entrada}$ ($mg \text{ DQO} \cdot L^{-1}$) es la concentración de DQO a la entrada, teniendo en cuenta que la entrada corresponde a la suma del afluente de ARU, que contiene el tanque de regulación y el afluente contenido en el tanque de co-sustrato (TC), mezcla de la FORSU y el ARU; $Q_{CH_4 \text{ biogás}}$ corresponde a la producción de metano en el biogás, expresado como $mg \text{ DQO} \cdot d^{-1}$; Q_{purga} es el caudal purgado ($L \cdot d^{-1}$) y DQO_{AnMBR} es la concentración de DQO del reactor. Los tres sumandos siguientes, corresponden al efluente o permeado, coincidiendo Q_{salida} ($L \cdot d^{-1}$) en todos ellos con el caudal del efluente que multiplica a la DQO debida al metano disuelto en el efluente, $DQO_{CH_4 \text{ disuelto}}$ ($mg \text{ DQO} \cdot L^{-1}$), la DQO consumida por las SRB para reducir el sulfato a sulfuro: DQO_{SRB} ($mg \text{ DQO} \cdot L^{-1}$) y la $DQO_{residual}$ ($mg \text{ DQO} \cdot L^{-1}$), que es aquella que el sistema no ha sido capaz de consumir y permanece tras el proceso. El último término, correspondiente a la acumulación de materia orgánica en el reactor, viene expresado por V_{AnMBR} (L), el volumen de operación y la DQO_{acum} ($mg \text{ DQO} \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$) que corresponde a la diferencia entre concentraciones de DQO entre el principio y el final de un pseudo estado estacionario. La Figura 3. 10 muestra el balance de una forma más visual:

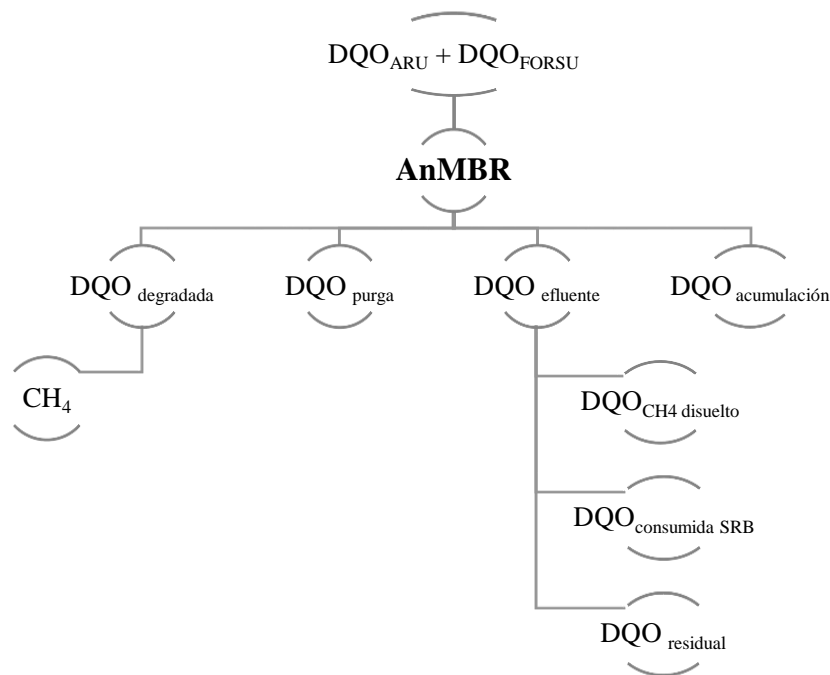


Figura 3. 10. Esquema del balance de DQO utilizado para comprobar el funcionamiento y evolución del proceso biológico.

A la entrada de la planta piloto AnMBR, existen dos corrientes, el afluente de ARU, que contiene el tanque de regulación y el afluente contenido en el tanque de co-sustrato (DQO_{FORSU}). Tras pasar por el sistema, existen diferentes corrientes de salida, la $DQO_{degradada}$ es igual a la producción de metano en forma gas, la DQO_{purga} , la correspondiente a la concentración del reactor y la $DQO_{efluente}$, a la salida de la planta piloto, es la suma de la DQO debida al metano disuelto en el efluente, la DQO consumida por las SRB para reducir el sulfato a sulfuro y la DQO residual, que es aquella que el sistema no ha sido capaz de consumir. Es posible que parte de la materia orgánica quede retenida en el sistema, generando una acumulación de sólidos, a la salida, sin embargo, todos los productos del efluente están libres de sólidos suspendidos, pertenecen a la fracción soluble, gracias a la acción de las membranas.

La determinación del metano disuelto en el efluente es necesaria para conocer el metano total producido en el proceso anaerobio. En este estudio, se ha calculado el metano disuelto según la ley de Henry, tal y como se describe detalladamente en Giménez *et al.* (2012).

Conocida la fracción molar de metano en la fase gas (y^{CH_4}) de forma continua, ya que la planta piloto AnMBR dispone de un analizador de gases, se hace uso de la ley de Henry (Ecuación 3.4) para determinar la concentración de equilibrio del metano en la fase líquida (x^{CH_4}).

$$P \cdot y^{CH_4} = H^{CH_4}(T) \cdot x^{CH_4} \quad [\text{Ec.3.4}]$$

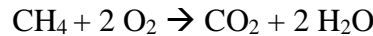
Donde P es la presión total del sistema y H^{CH_4} es la constante de Henry para el metano a la temperatura del sistema (T), que se calcula mediante la Ecuación 3.5 (Tchobanoglous *et al.*, 2003).

$$H^{CH_4}(T) = 10^{\left(\frac{-675,76}{T(K)} + 6,88\right)} \quad [\text{Ec.3.5}]$$

Para el cálculo de la concentración de metano en la fase líquida, se ha asumido que esta está compuesta únicamente por metano y agua, según la Ecuación 3.6:

$$x^{CH_4} = \frac{M_{CH_4}}{M_{CH_4} + M_{H_2O}} \quad [\text{Ec.3.6}]$$

Donde M_{H_2O} es la molaridad del agua (55,56 mol·L⁻¹). Seguidamente, utilizando la ecuación de oxidación completa del metano, se conoce que 1 mol de metano consume 64 g de DQO, permitiendo conocer la concentración de metano disuelto en el efluente en unidades de DQO.



$$[CH_4]_{disuelto} = M_{CH_4} \left(\frac{mol}{L} \cdot \frac{64 g DQO}{mol} \cdot \frac{1000 mg}{1 g} \right) \quad [\text{Ec.3.7}]$$

3.2.5.3. Balance de sólidos volátiles

El balance de sólidos aplicado en un sistema AnMBR permite obtener información acerca de la eficiencia de eliminación de sólidos y de la actividad hidrolítica de la biomasa. El efluente, libre de sólidos gracias al efecto de las membranas, no interviene en el balance. En la Ecuación 3.8 se describe dicho balance, de acuerdo a la metodología propuesta por Giménez (2014):

$$Q_{entrada} \cdot SV_{entrada} - Q_{purga} \cdot SV_{AnMBR} - H = V_{AnMBR} \cdot SV_{acum} \quad [\text{Ec. 3.8}]$$

dónde $Q_{entrada}$ (L·d⁻¹) es el caudal de entrada y $SV_{entrada}$ (mg SV·L⁻¹) es la concentración de SV a la entrada, teniendo en cuenta que la entrada corresponde a la suma del afluente de ARU, que contiene el tanque de regulación y el afluente contenido en el tanque de co-sustrato (TC), mezcla de la FORSU y el ARU; Q_{purga} es el caudal purgado (L·d⁻¹) y SV_{AnMBR} es la concentración de SV del reactor; H (mg SV·d⁻¹) es el término de generación, que corresponde a la cantidad de sólidos hidrolizados y permite calcular la eficiencia de eliminación de sólidos al compararlo con los sólidos a la entrada. El último término, correspondiente a la

acumulación de sólidos volátiles en el reactor, viene expresado por V_{AnMBR} (L), el volumen de operación y la SV_{acum} ($\text{mg SV}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$) que corresponde a la diferencia entre concentraciones de SV entre el principio y el final de un pseudo estado estacionario.

3.2.5.4. Dinámica poblacional de la microbiología del sistema

Con el objetivo de conocer la dinámica poblacional de la microbiología en los distintos periodos de este estudio, se llevó a cabo una secuenciación de alto rendimiento mediante el sistema MiSeq (Illumina). En primer lugar, se llevó a cabo la extracción del ADN genómico de las muestras de fango previamente almacenadas a -20°C mediante el uso del kit E.Z.N.A *Soil DNA Kit (Omega-Biotek)* de acuerdo a las indicaciones del fabricante. La concentración y pureza de dicho ADN extraído se evaluó midiendo la absorbancia a 260 y 280 nm de longitud de onda con un espectrofotómetro Nanodrop 2000 (*Thermo Scientific*).

Las muestras se secuenciaron mediante el kit MiSeq Reagent v3 en un secuenciador MiSeq (Illumina) por parte de la Fundación para el Fomento de la Investigación Sanitaria y Biomédica de la Comunidad Valenciana (FISABIO), llevando a cabo también el análisis informático y estadístico de los datos obtenidos.

Se cuantificó la abundancia relativa de cada género identificado con respecto a su dominio (Bacteria o Archaea). Se aplicó la herramienta Krona para la visualización de los resultados (Ondov et al., 2011).

3.3. PROCEDIMIENTOS ANALÍTICOS

3.3.1. Determinación de materia orgánica medida como DQO

La determinación de materia orgánica se realizó a partir del análisis de la Demanda Química de Oxígeno (DQO). En función de la naturaleza de la muestra (más o menos homogénea), y del rango de concentración aproximado, se determinó la concentración de DQO mediante el método de reflujo abierto o el método colorimétrico.

Determinación de la concentración de DQO por el método de reflujo abierto

Este método de determinación de DQO tiene un rango de concentración de entre 0 y 800 mg·L⁻¹ (*Standard Methods 5220-B*) y se basa en la oxidación de la materia orgánica con dicromato mediante digestión con reflujo abierto. Consiste en una digestión ácida a 150°C, bajo condiciones de reflujo total, de un determinado volumen de muestra con un exceso conocido de K₂Cr₂O₇, en presencia de H₂SO₄ al 96%. El tiempo de digestión estándar es de 120 minutos. Se utiliza Ag₂SO₄ como catalizador de la reacción y HgSO₄ para eliminar posibles interferencias con los haluros presentes. Tras el periodo de digestión, el exceso de K₂Cr₂O₇ se valora con Sal de Mohr por medio de valoración potenciométrica redox en un valorador automático Metrohm 702 SM Titrino.

Determinación de la concentración de DQO por el método colorimétrico

Este método de determinación de DQO tiene un rango de concentración de entre 0 y 125 mg·L⁻¹ y es adecuado para muestras homogéneas, en las que el volumen de muestra empleado no es decisivo para la obtención de resultados reproducibles.

El método se basa en la absorción de luz a diferentes longitudes de onda de las especies Cr³⁺ y Cr⁶⁺. Cuando una muestra es digerida, el ión dicromato (Cr₂O₇²⁻) oxida la materia con DQO, reduciéndose desde Cr⁶⁺ hasta Cr³⁺. La metodología seguida para dicha determinación se encuentra descrita en *Standard Methods* (5220- D; APHA, 2012).

3.3.2. Determinación de sólidos

Se llevó a cabo mediante la metodología gravimétrica propuesta por APHA (2012), siguiendo el Método 2540.

Sólidos totales.

La concentración de sólidos totales (ST) se determina mediante la eliminación de la humedad, a 105°C, de una muestra sin filtrar. Después de someter los ST a una temperatura de 550°C, la pérdida de peso se debe a los sólidos volátiles (SV). Métodos 2540-B y 2540-E, respectivamente.

Sólidos suspendidos.

La concentración de sólidos suspendidos totales (SST) y la de sólidos suspendidos volátiles (SSV) se determinan mediante la aplicación del método expuesto para el caso de los sólidos totales, sobre una muestra filtrada a través de un filtro de 0,45 µm. Métodos 2540-D y 2540-E, respectivamente.

Sólidos disueltos.

La concentración de sólidos disueltos (SD) y sólidos disueltos volátiles (SDV) se determina mediante la aplicación del método expuesto para los sólidos totales, sobre el volumen que se obtiene tras filtrar una muestra a través de un filtro de 0,45 µm. Métodos 2540-C y 2540-E, respectivamente.

Sólidos sedimentables

Esta determinación requiere de un cono Imhoff de capacidad de 1 litro, el cual se llena con dicho volumen de muestra, se deja sedimentar durante 45 minutos, se agita y se vuelve a dejar sedimentar 15 minutos más. Los sólidos sedimentables corresponden al volumen de sólidos sedimentados en el cono en mL·L⁻¹ pasado este tiempo y los sólidos no sedimentables aquellos sólidos contenidos en el sobrenadante. Método 2540-F.

3.3.3. Determinación de nutrientes

Compuestos de nitrógeno

La determinación del nitrógeno total (N_T) y nitrógeno total soluble (N_{TS}) se realizó mediante el uso de kits de análisis (Merck, Darmstadt, Germany, ISO 11905-1). Los procedimientos para llevar a cabo dichas determinaciones se detallan en las instrucciones de los propios kits. La referencia del kit utilizado es: 114537 Test en cubetas Nitrógeno total. Método fotométrico 0,5 – 15,0 mg·L⁻¹ N.

Las concentraciones de amonio (NH⁴⁺), nitrito (NO²⁻) y nitrato (NO³⁻) fueron determinadas siguiendo la metodología propuesta en el *Standard Methods for the*

Examination of Water and Wastewater (APHA, 2012) mediante el uso del analizador automático multiparamétrico *Smartchem 200 automatic analyzer* (Westco Scientific Instruments, Westco). El método utilizado para el análisis del nitrógeno amoniacal es el método del phenato automatizado (4500-NH₃ G; APHA, 2012), el nitrito se mide según el método colorimétrico (4500-NO₂-B; APHA, 2012) y el nitrato según el método automatizado de reducción de hidracina (4500-NO₃-H; APHA, 2012).

Compuestos de fósforo

La determinación del fósforo total (P_T) y fósforo total soluble (P_{TS}) se realizó según el método de digestión ácida con peroxodisulfato (4500-P-B; APHA, 2012). Consiste en una digestión ácida a 150°C durante 2 horas con el objetivo de convertir tanto polifosfatos como fósforo orgánico a ortofosfato. Posteriormente, se realiza el análisis de la concentración de ortofosfato.

El método empleado para la determinación del contenido en ortofosfatos es el método colorimétrico del ácido ascórbico (4500-P F) propuesto por APHA (2012) mediante el uso del equipo *Smartchem 200 automatic analyzer* (Westco Scientific Instruments, Westco).

Compuestos de azufre

Dado que el agua utilizada para triturar los residuos de comida, procedente del suministro de agua potable, se caracteriza por tener alta concentración en sulfato, como consecuencia de la geología de la zona de estudio, la determinación de la concentración de sulfato en la FORSU se obtuvo mediante balance, restando a la concentración de la mezcla de FORSU y agua usada para la trituración ([S-SO₄]_{mezcla}), la concentración del agua de trituración ([S-SO₄]_{agua}), teniendo en cuenta sus respectivos volúmenes.

Medido el volumen de la mezcla de trituración (V_{mezcla}) y calculado el del agua empleada en esta (V_{agua}, mediante el caudal del grifo y el tiempo empleado en la trituración) el volumen que ocupaba la FORSU (V_{FORSU}) se calcula por diferencia entre estos dos. Así, se puede calcular la concentración de sulfatos ([S-SO₄]_{FORSU}) a partir de la Ecuación 3.9:

$$[S - SO_4]_{FORSU} = \frac{[S-SO_4]_{mezcla} \cdot V_{mezcla} - [S-SO_4]_{agua} \cdot V_{agua}}{V_{FORSU}} \quad [Ec.3.9]$$

La determinación de la concentración de sulfato se realizó siguiendo el método turbidimétrico descrito en *Standard Methods* (4500-SO₄-E; APHA, 2012).

Bajo condiciones anaerobias, los organismos sulfatorreductores utilizan el sulfato como aceptor final de electrones, reduciéndolo a sulfuro. Por tanto, su determinación en la corriente de salida es indicadora de la actividad de las bacterias sulfatorreductoras (SRB) y conocer su concentración en el efluente resulta de gran ayuda para asegurar el correcto funcionamiento del sistema.

La determinación de sulfuro del efluente se realiza mediante el uso del kit Merck 1.14779.0001, basado en el método del azul de metileno descrito en *Standard Methods* (4500-S²⁻ D; APHA, 2012). La toma de muestras para realizar esta determinación debe asegurar el mínimo contacto entre el efluente y el oxígeno, para mantener el ambiente anaerobio y evitar la oxidación de sulfuro a sulfato, la cual sucede rápidamente en contacto con el aire. Así, los recipientes de muestreo deben llenarse por completo, evitando que exista un espacio de cabeza donde el oxígeno oxide a los sulfuros presentes.

3.3.4. Determinación de ácidos grasos volátiles y alcalinidad

Para la determinación de la concentración de ácidos volátiles de cadena corta ($\text{mg CH}_3\text{COOH}\cdot\text{L}^{-1}$) y alcalinidad ($\text{mg CaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$), se utilizó el método de valoración ácido-base propuesto por Moosbrugger *et al.* (1992). El procedimiento experimental consiste en la valoración con HCl 0,1N de la muestra previamente filtrada por papel filtro estándar. El método está automatizado mediante el equipo Metrohm 716 DMS Titrimo.

3.3.5. Actividad Metanogénica Específica (SMA) del Fango

Además de las analíticas utilizadas para el cálculo del balance de masa, se llevó a cabo el seguimiento de la actividad metanogénica del fango (SMA) durante los distintos periodos de estudio. Las *Archaea* metanogénicas son consideradas la población más sensible a los cambios en las condiciones ambientales y de operación, de forma que, realizar un seguimiento de su actividad es indicativo de la capacidad de la biomasa anaerobia para tratar cierto tipo de efluentes. El ensayo de la SMA evalúa la capacidad del fango anaerobio de convertir ácidos grasos volátiles en metano.

Para realizar este ensayo, se utilizó el equipo AMPTS II (ya descrito en el apartado 3.1.5, página 88), siguiendo la metodología propuesta en Ozgun *et al.* (2014). Los ensayos de SMA se llevan a cabo en botellas de 500 mL (con un volumen útil de 400 mL) a las que se le añade fango de la planta piloto AnMBR y medio de cultivo. Se preparan las muestras

por duplicado y se añade un blanco, para restar la actividad debida a la degradación de materia orgánica biodegradable del propio fango.

El medio de cultivo consiste en una mezcla de macronutrientes y micronutrientes, y una solución tampón de fosfato, las cuales se preparan según lo establecido en la Tabla 3. 5. Para la preparación del blanco, se añaden 6 mL por litro de solución stock de macronutrientes, 0,6 mL por litro de solución stock de micronutrientes y 50 mL de solución tampón fosfato (30,5 mL de Buffer A y 19,5 mL de Buffer B) por litro. A la preparación de las muestras, se le añade además, la cantidad de acetato de sodio correspondiente para tener una concentración de 2 g DQO·L⁻¹. Las cantidades de fango y sustrato se determinan estableciendo una relación inóculo-sustrato (I/S) de 2:1 entre la concentración de sólidos volátiles del fango y la concentración de DQO del sustrato.

Tabla 3. 5. Concentraciones utilizadas para la preparación del medio de cultivo (Ozgun *et al.*, 2014)

Macronutrientes		Tampón fosfato	
NH ₄ Cl	170 g.L ⁻¹	Buffer A	0,2 M K ₂ HPO ₄ ·3H ₂ O
CaCl ₂ ·2H ₂ O	8 g.L ⁻¹	Buffer B	0,2 M NaH ₂ PO ₄ ·2H ₂ O
MgSO ₄ ·7H ₂ O	9 g.L ⁻¹		
Micronutrientes			
FeCl ₃ ·4H ₂ O	2 g.L ⁻¹	Na ₂ SeO ₃ ·5H ₂ O	100 mg.L ⁻¹
CoCl ₂ ·6H ₂ O	2 g.L ⁻¹	NiCl ₂ ·6H ₂ O	50 mg.L ⁻¹
MnCl ₂ ·4H ₂ O	0,5 g.L ⁻¹	EDTA	1 g.L ⁻¹
CuCl ₂ ·2H ₂ O	30 mg.L ⁻¹	HCl 36%	1 mL.L ⁻¹
ZnCl ₂	50 mg.L ⁻¹	Resazurina	0,5 g.L ⁻¹
HBO ₃	50 mg.L ⁻¹	Extracto de levadura	2 g.L ⁻¹
(NH ₄) ₆ Mo ₇ O ₂ ·4H ₂ O	90 mg.L ⁻¹		

Previo al inicio del ensayo, se desplaza el oxígeno del espacio de cabeza, haciendo pasar nitrógeno gas, con el fin de obtener un sistema anaerobio. La temperatura del experimento se establece en 35°C. El ensayo tiene una duración de 2-3 días, en el cual el equipo AMPTS registra la producción de metano en el tiempo, obteniendo mediante el cálculo de la pendiente, la máxima producción de metano. Dicha pendiente, dividida entre la cantidad en gramos de SV del fango, corresponde a la SMA del mismo.

3.4. SIMULACIÓN DEL TRATAMIENTO CONJUNTO DE FORSU Y ARU

El modelo empleado para las simulaciones es el BNRM2 (Barat *et al.*, 2013) que permite la simulación de los procesos físicos, químicos y biológicos más importantes que tienen lugar en una EDAR. En cuanto a los procesos biológicos, tiene en cuenta la eliminación de materia orgánica, nitrógeno y fósforo y procesos de digestión anaerobia como la acidogénesis, la acetogénesis y la metanogénesis. Como modelo general, el BNRM2 considera el posible crecimiento de todos los grupos bacterianos incluidos en el modelo en cada unidad de operación. Las condiciones ambientales (aerobias, anóxicas o anaerobias) determinarán qué grupos bacterianos pueden proliferar.

Para la simulación del tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU, se empleó el software DESSAS (*DEsign and Simulation of Activated Systems*) (Ferrer *et al.*, 2008), desarrollado por el grupo de investigación Calagua, el cual tiene implementado, un algoritmo de modelación matemática basado en el modelo biológico general BNRM2 permitiendo diseñar y evaluar múltiples esquemas de tratamiento, entre otros, el sistema AnMBR, basado en el proceso de digestión anaerobia, y a su vez incluyendo los procesos de reducción de sulfato llevados a cabo por las bacterias sulfatorreductoras (SRB) y los procesos de eliminación de nitrógeno y fósforo. Este modelo se encuentra descrito en el Anexo V (página 253). El programa DESASS permite el cálculo tanto del estado estacionario (*Diseño*) como del estado transitorio (*Simulación*) de una EDAR. Así, en el modo *Simulación*, es posible conocer la evolución de la planta teniendo en cuenta la variación temporal del afluente o de los parámetros de operación.

3.5. VIABILIDAD ECONÓMICA DEL TRATAMIENTO CONJUNTO DE LA FORSU Y EL ARU

Se realizó un análisis de costes de la operación en planta piloto, a nivel económico, a partir de la evaluación energética del proceso, la gestión de fangos y al consumo de reactivos asociados a la limpieza química de las membranas. Debido a la elevada influencia de los sulfatos en el afluente sobre el proceso, se han planteado diferentes escenarios en función de la concentración de sulfato presente en el ARU: la concentración real del afluente, correspondiente al escenario 1 o S1, de $105 \text{ mg SO}_4 \cdot \text{L}^{-1}$, el 50% de dicha concentración, $52,5 \text{ mg SO}_4 \cdot \text{L}^{-1}$, correspondiente al escenario 2 o S2 y el 10% de dicha concentración, $10,5 \text{ mg SO}_4 \cdot \text{L}^{-1}$, correspondiente al escenario 3 o S3.

3.5.1. Valoración energética del proceso biológico y filtración de las membranas.

La evaluación del consumo energético de la planta se ha llevado a cabo teniendo en cuenta la energía mecánica consumida por los siguientes equipos presentes en la tecnología AnMBR: el rotofiltro, el agitador en el tanque de regulación, la bomba de alimentación al reactor anaerobio, el agitador del reactor anaerobio, la bomba de alimentación al tanque de membranas, la bomba de recirculación de fangos al tanque de membranas, la soplante de recirculación de biogás al tanque de membranas y la bomba de permeado. Además, se añade a la evaluación un equipo de deshidratación mecánica del fango, para tener en cuenta la gestión de los fangos en exceso. No se tiene en cuenta el consumo debido a la agitación del tanque de co-sustrato, ya que únicamente funciona 25 segundos antes de cada alimentación, es decir, menos de dos minutos al día, siendo su consumo energético insignificante frente al del resto de equipos que operan en continuo.

Para el cálculo del aprovechamiento energético del CH_4 producido, se ha considerado el uso de microturbinas como tecnología de cogeneración, ya que son capaces de trabajar eficientemente a partir de biogás. Para la recuperación del metano disuelto en el efluente se han considerado membranas de degasificación (con una eficiencia del 80%), para posteriormente tratar el biogás obtenido del efluente también con microturbinas.

El consumo de energía asociado a bombas y soplantes (compresión adiabática) se ha calculado de acuerdo con las fórmulas propuestas por Judd y Judd (2011).

Para las soplantes:

$$P_{soplante} \left(\frac{J}{s} \right) = \frac{(M \cdot R \cdot T_{biogás})}{(\alpha - 1) \cdot \eta_{soplante}} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{\alpha - 1}{\alpha}} - 1 \right] \quad [Ec.3.10]$$

donde $P_{soplante}$ es la potencia requerida (en condiciones adiabáticas), M es el caudal molar del biogás (medido en $\text{mol} \cdot \text{s}^{-1}$), R es la constante de los gases ideales ($8,314 \text{ J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$), p_1 es la presión absoluta a la entrada (medida en atm), p_2 es la presión absoluta a la salida (medida en atm), $T_{biogás}$ es la temperatura del biogás (medida en K), α es el índice adiabático y $\eta_{soplante}$ es la eficiencia de la soplante (60% según Judd y Judd, 2011).

Para las bombas de alimentación y recirculación de fangos:

$$P_{bomba} \left(\frac{J}{s} \right) = q_{imp} \cdot \rho_{fluido} \cdot g \cdot \frac{\left\{ \left[\left(\frac{(L+L_{eq}) \cdot f \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g} \right)_{asp.} + \left(\frac{(L+L_{eq}) \cdot f \cdot v^2}{D \cdot 2 \cdot g} \right)_{imp.} \right] + [Z_1 - Z_2] \right\}}{\eta_{bomba}} \quad [Ec.3.11]$$

donde P_{bomba} es la potencia requerida por las bombas (considerando las secciones de aspiración e impulsión), q_{imp} es el caudal de impulsión (medido en $\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$), ρ_{fluido} es la densidad del fluido (medido en $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$), g es la aceleración debida a la gravedad (medido en $\text{m} \cdot \text{s}^{-2}$), L es la longitud de la tubería y L_{eq} la longitud de la tubería equivalente de los accesorios (ambas medidas en m), v es la velocidad (medida en $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$), f es el factor de fricción (adimensional), D el diámetro (en m) $[Z_1 - Z_2]$ es la diferencia de cotas (medido en m) y η_{bomba} es la eficiencia de la bomba (50% según Judd y Judd, 2011).

Para calcular la potencia de la bomba de permeado deben sumarse las potencias consumidas en cada etapa de operación: filtración, contralavado, degasificación y ventilación. La ecuación 3.12 se utilizó para las etapas de filtración, contralavado, degasificación. La ecuación 3.11 se utilizó para calcular la etapa de ventilación, ya que en esta etapa el fango no atraviesa la membrana:

$$P_{bomba \text{ permeado}} \left(\frac{J}{s} \right) = \frac{q_{permeado} \cdot PTM}{\eta_{bomba \text{ permeado}}} \quad [Ec.3.12]$$

donde $P_{bomba \text{ permeado}}$ es la potencia requerida por la bomba, $q_{permeado}$ es el caudal de permeado (medido en $\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$), PTM es la presión transmembrana (medida en Pa) y $\eta_{bomba \text{ permeado}}$ es la eficiencia de la bomba (75% según Judd y Judd, 2011).

La potencia asociada a los agitadores se ha calculado según:

$$P_{agitador} \left(\frac{J}{s} \right) = \frac{E_{agitador} \cdot V}{\eta_{agitador}} \quad [\text{Ec.3.13}]$$

donde $E_{agitador}$ es la energía proporcionada por el motor del agitador, V es el volumen de agitación (medido en m^3), y $\eta_{agitador}$ es la eficiencia del motor (Pretel *et al.*, 2016).

El consumo energético asociado al rotofiltro se ha obtenido a partir de un catálogo comercial de este tipo de equipos (Agua Técnica, 2012). Las centrifugas seleccionadas como unidades de deshidratación mecánica del fango producido, con un consumo energético de $45 \text{ kWh} \cdot \text{t}^{-1} \text{ ST}$ (Pretel *et al.*, 2014).

Para el cálculo del aprovechamiento energético del CH_4 producido, se ha utilizado la fórmula propuesta en Pretel *et al.* (2014):

$$P_{biogás} \left(\frac{J}{s} \right) = \frac{V_{biogás} \cdot (\% \text{CH}_4 \cdot \text{PC}) \cdot \% \text{eficiencia MT}}{1000 \cdot 24 \cdot 3600} \quad [\text{Ec. 3.14}]$$

dónde $P_{biogás}$ es la potencia de biogás, $V_{biogás}$ es la producción de biogás (medido en $\text{L} \cdot \text{d}^{-1}$), PC es el poder calorífico del metano ($38000 \text{ kJ} \cdot \text{m}^{-3}$) y $\% \text{eficiencia MT}$ es la eficiencia de las microturbinas, del 27% según Pretel *et al.* (2014).

Los principales procesos que consumen energía en el sistema AnMBR están relacionados con la filtración, alrededor del 85-90% del coste energético total (Pretel *et al.*, 2014). Por tanto, existen diferentes estrategias de operación que pueden llevarse a cabo para minimizar costes. Las condiciones de flujo crítico (JC) corresponden a un flujo por debajo del cual el ensuciamiento de las membranas es mínimo. Dicho flujo crítico es principalmente función del caudal de gas recirculado al tanque de membranas (generalmente medido como demanda específica de gas por área de membrana, DEG) y de la concentración de sólidos del reactor (Field *et al.*, 1995). En la operación llevada a cabo en el TM2, se mantuvieron condiciones sub-críticas de operación, debido a los caudales de tratamiento establecidos por el TRH. En el estudio se incluye el consumo energético bajo condiciones subcríticas y bajo condiciones de flujo crítico.

El cálculo del consumo energético de la planta se llevó a cabo mediante la utilización de una versión del software de simulación DESASS (Ferrer *et al.*, 2008), la cual incorpora una herramienta general para el cálculo del balance energético global de las distintas unidades que pueden formar una EDAR.

3.5.2. Evaluación económica del proceso.

Se llevó a cabo la evaluación de los costes correspondientes a la operación de la planta piloto. Además del consumo energético y la recuperación de energía en forma de biogás, en la evaluación económica, se incluye el coste asociado a la gestión de fangos y al consumo de reactivos asociados a la limpieza química de las membranas (Ferrer *et al.*, 2015). Cabe destacar que en esta evaluación económica no se ha tenido en cuenta el coste por calefacción (para mantener la temperatura constante a 28°C), para no introducir más factores de diferenciación que enmascaren las valoraciones de los distintos periodos evaluados. De la misma forma, tampoco se han tenido en cuenta los costes de construcción y la adquisición de equipos.

En cuanto a la gestión de los fangos en exceso, además del coste por consumo energético, las centrífugas requieren el uso de polielectrolito para el acondicionamiento de los fangos. La dosis de polielectrolito (PE) considerado en el estudio fue de 6 kg·t⁻¹ ST (Sainz-Lastre, 2005), y el coste de polielectrolito de 2,52 €·kg⁻¹ PE (Miliarium Aureum, S.L.). Se realiza la evaluación económica considerando que el fango tratado será utilizado como fertilizante para la agricultura, con un coste de 4,81 €·t⁻¹ ST (Miliarium Aureum, S.L.).

En cuanto al consumo de reactivos para la limpieza química de las membranas, de acuerdo con Judd y Judd (2011) y los experimentos descritos en Robles *et al.* (2012), se puede establecer 9,5 meses como el intervalo de membrana de limpieza con productos químicos cuando se opera en condiciones de filtración críticas. El hipoclorito de sodio y ácido cítrico (ambos a concentración de 2000 ppm) son los dos reactivos requeridos para la limpieza química de las membranas mediante el contacto durante 5 horas con cada producto. El coste de hipoclorito de sodio (Sodio Hipoclorito solución 5% p/v) y ácido cítrico se asume de 11 € por L y 23,6 € por kg (Didaciencia SA), respectivamente.

Se decidió plantear tres posibles situaciones en función de la concentración de sulfato presente en el ARU, con el objetivo de evaluar económicamente el sistema bajo condiciones más favorables en lo que respecta a la naturaleza del ARU afluente a la planta. Como ya se ha comentado en anteriores apartados, las bacterias sulfatoreductoras compiten con las *Archaea* metanogénicas por la materia orgánica disponible, puesto que necesitan 2 gramos de DQO para reducir cada gramo de sulfato presente a sulfuro. De

este modo, cuanto menor sea la concentración de sulfato, mayor cantidad de materia orgánica quedará disponible para las *Archaea* metanogénicas, permitiendo una mayor producción de metano, y por tanto, una mayor recuperación de energía.

Las situaciones planteadas son: (S1) 105 mg S-SO₄·L⁻¹ (correspondiente al 100% de la concentración real de sulfato afluente al sistema); (S2) 52,5 mg S-SO₄·L⁻¹ (correspondiente al 50% de la concentración real de sulfato afluente al sistema); y (S3) 10,5 mg S-SO₄·L⁻¹ (correspondiente al 10% de la concentración real de sulfato afluente al sistema).

Para valorar económicamente el consumo energético de cada una de las situaciones consideradas se ha aplicado un coste medio para el término de energía de 0,139 €·kWh⁻¹ obtenido a partir de datos de la Red Eléctrica Española (REE). En este estudio, se incluye también el coste debido a la operación y mantenimiento de las microturbinas (0,015 €·kWh⁻¹ de energía producida, EPA). Las principales consideraciones tenidas en cuenta a la hora de calcular los costes se encuentran detalladas en la Tabla 3. 6.

Tabla 3. 6. Criterios seguidos para el cálculo de los costes asociados a la operación del AnMBR.

Consumo energético	
Coste energía equipos	0,139 €·kWh ⁻¹
Gestión fangos	
Dosis polielectrolito (PE)	6 kg PE ·t ⁻¹ ST
Coste PE	2,35 €·kg ⁻¹ PE
Coste transporte para fertilizante	4,81 €· t ⁻¹ SS
Reactivos de limpieza de membranas	
Dosis	2000 mg·L ⁻¹
Sodio Hipoclorito solución 5% p/v	11 €· L ⁻¹
Ácido cítrico	23,6 €· kg ⁻¹
Recuperación de metano	
Coste mantenimiento microturbinas	0,015 €·kWh ⁻¹

Resultados y discusión.

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1. CARACTERÍSTICAS FÍSICO-QUÍMICAS DE LA FRACCIÓN ORGÁNICA DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS.

En este apartado, se presentan los resultados de la caracterización físico-química realizada de manera previa a la introducción de la FORSU a la planta piloto, con el objetivo de conocer y estimar el potencial de este sustrato. Se presenta, en primer lugar, el consumo adicional de agua debido a la utilización de los trituradores de residuos de comida, en segundo lugar, la caracterización a nivel químico, estudiando los parámetros típicos de un agua residual, ya que el nuevo sustrato será tratado como tal. Seguidamente, se presentan los resultados de la caracterización a nivel físico, como son la distribución del tamaño de partícula de la FORSU y las características de sedimentación del sustrato. Por último, se presentan los resultados de potencial bioquímico de metano y se realiza la estimación del incremento de producción de metano debido al tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU.

4.1.1. Afeción del proceso de trituración de la FORSU al consumo de agua

Según las especificaciones del fabricante del triturador de residuos de comida empleado en la presente tesis, el consumo de agua aproximado es de 5 litros de agua por hogar y día. En la experiencia realizada, teniendo en cuenta una producción de FORSU de $0,63 \text{ kg} \cdot \text{hab}^{-1} \cdot \text{día}^{-1}$ (PNIR, 2007-2015) y habiendo consumido en promedio $4,0 \pm 0,6$ litros de agua para triturar cada kg de FORSU (con un valor mínimo de $2,8 \text{ L} \cdot \text{kg}^{-1}$ y un valor máximo de $5,8 \text{ L} \cdot \text{kg}^{-1}$), el volumen producido de residuos es de $2,5 \text{ L} \cdot \text{hab}^{-1} \cdot \text{día}^{-1}$. En la Figura 4. 1 se muestra el consumo de agua durante el proceso de caracterización de la FORSU. En el caso de que se consideraran en promedio 2 habitantes por hogar el volumen de agua consumido al día coincidiría con el de las especificaciones. No obstante, los consumos encontrados en bibliografía varían entre $4,3$ y $7,8 \text{ L} \cdot \text{hab}^{-1} \cdot \text{día}^{-1}$. Como se puede observar, estos consumos son considerablemente superiores a los obtenidos en el presente estudio, probablemente debido a las diferencias en el proceso de trituración a nivel domiciliario (sin acumulación de FORSU y trituración a lo largo del día en la medida en que se generen

los residuos) y al realizado en el presente estudio (acumulación de FORSU y trituración de la cantidad correspondiente a 3 o 4 días de una misma vez).

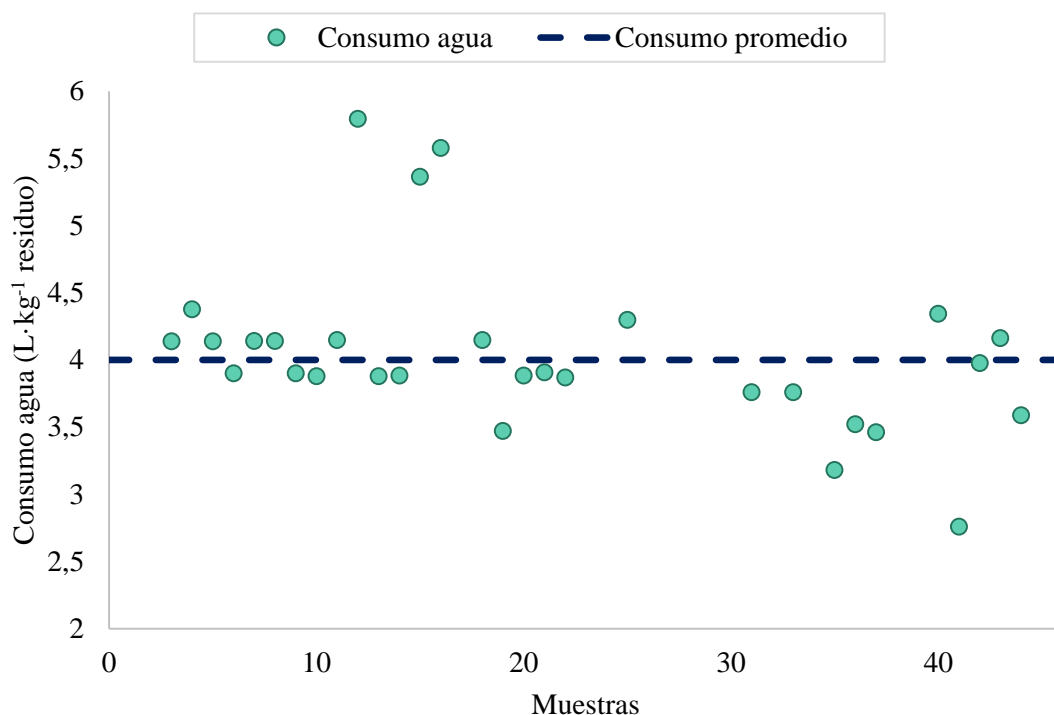


Figura 4. 1. Consumo de agua de trituración por kilogramo de FORSU triturada.

Es importante señalar que la utilización de trituradores domésticos de comida supone un consumo de agua extra durante el proceso de trituración. Sin embargo, teniendo en cuenta que el consumo diario de agua potable por persona y día es de 130 L·hab⁻¹·d⁻¹ (INE, 2013, último dato disponible), el uso de los trituradores de residuos de comida supondría un aumento en el consumo del 1,9% según el presente estudio experimental y de entre un 3,3 a un 6,0% si se tienen en cuenta los consumos reportados en la bibliografía (ver apartado 1.3.2.1.1, página 60). En todo caso, se puede considerar un consumo adicional asumible frente a las diferentes ventajas y ahorros en costes de gestión (Evans *et al.*, 2010).

4.1.2. Caracterización química de la FORSU

A continuación se presentan las concentraciones medias de los distintos parámetros químicos caracterizados de la FORSU. La variabilidad de las muestras, según los tipos de alimentos presentes en ellas, hacía que se necesitara mayor o menor cantidad de agua. Al tratarse de un muestreo real, con muestras procedentes de un

restaurante, no era posible controlar la cantidad de cada alimento, las características de la mezcla variaban en textura y facilidad para triturar (por ejemplo, triturar una muestra en la que la mayoría es pasta y ensalada precisa de menor cantidad de agua que una muestra en la que se tienen que triturar piezas de carne o frutas de consistencia dura). Dado que no se ha podido utilizar la misma cantidad de agua para triturar los residuos durante todo el muestreo, se precisa una normalización a fin de realizar una comparación entre los resultados obtenidos.

El promedio de los volúmenes obtenidos resultante de las distintas experiencias de trituración fue de $4,0 \pm 0,6 \text{ L} \cdot \text{kg}^{-1}$, por lo que se decidió normalizar todas las concentraciones a $4 \text{ L} \cdot \text{kg}^{-1}$, de forma que:

$$C_{\text{corregida}} = \frac{V_{\text{obtenido}} * C_{\text{obtenida}}}{V_{\text{corregido}}}$$

donde:

$C_{\text{corregida}}$ es la concentración normalizada,

V_{obtenido} es el volumen obtenido en la trituración,

C_{obtenida} es la concentración obtenida en la determinación analítica, y

$V_{\text{corregido}}$ es el volumen normalizado, que corresponde a 4 litros por kg de residuo triturado.

De esta forma, los resultados obtenidos en las determinaciones de laboratorio serán representativos y comparables entre sí.

4.1.2.1. Acondicionamiento de la muestra de FORSU para su caracterización química

Debido a la heterogeneidad de este tipo de residuos y la necesidad de tomar pequeños volúmenes para el análisis de determinados parámetros, se desarrolló una metodología para la caracterización de la muestra, que permitió mejorar la representatividad de los resultados experimentales. En los puntos siguientes se resumen los problemas presentados durante el proceso inicial de caracterización y la solución planteada en cada caso:

- Para la determinación de las muestras totales (DQO_T , N_T y P_T) se precisaba recoger un pequeño volumen debido tanto a la alta concentración que presentaba

la muestra como al propio método analítico. A pesar de que la muestra era homogénea en su gran mayoría, también existían algunas partículas grandes que dificultaban la toma de una muestra representativa. Además, puesto que estas determinaciones analíticas requieren una digestión previa, se consideró la posibilidad de que el tiempo de digestión no fuera suficiente para la degradación de dichas partículas de gran tamaño en comparación con el resto. Por esto, se decidió realizar una segunda trituración en laboratorio con una licuadora, de forma que la muestra fuese más homogénea, fácil de manipular y se redujera el error de muestro y analítico.

- Para obtener la fracción soluble de la muestra, se observó que la filtración directa por filtro de $0,45\ \mu\text{m}$ era excesivamente lenta. Por ello se decidió acondicionar la muestra para poder conseguir la fracción soluble de forma más rápida mediante los siguientes pasos: centrifugar la muestra a 9600 rpm durante 8 minutos, tamizarla por 0,5 mm, filtrarla en vacío por $1,2\ \mu\text{m}$ y finalmente filtrarla por $0,45\ \mu\text{m}$.
- Dada la gran cantidad de fracción particulada, resulta muy difícil conseguir una buena determinación de los sólidos suspendidos (SS). En la Figura 4. 2 se observa un filtro tras pasar 20 mL de volumen de muestra durante varias horas. Dado que se necesita filtrar 50 mL para obtener una correcta determinación, este procedimiento era inviable. Se decidió por ello realizar la determinación de sólidos suspendidos por diferencia entre los sólidos totales (ST) y los sólidos disueltos (SD) de la muestra.



Figura 4. 2. Detalle de colmatación de filtro para la determinación de sólidos suspendidos.

Como se ha comentado anteriormente, se consideraron dos tipos de muestras, una obtenida tras tamizar la FORSU por un tamiz de 5 mm, con el fin de simular el pretratamiento por desbaste clásico de una EDAR y otra tras tamizar por 0,5 mm,

debido a que el ARU que se alimenta a la planta piloto AnMBR es pretratada con un tamiz de este tamaño de paso para proteger las membranas. La Figura 4. 3 muestra de forma esquemática el proceso que finalmente se siguió para la caracterización de la FORSU. Como se puede ver en la Figura 4. 3, tras la aireación y retirada de grasas se separa la muestra para determinar la DQO total, sólidos, N y P totales. Por otro lado, una parte se tamiza por 0,5 mm y se analizan también los sólidos, DQO y nutrientes, y, por último, para la parte soluble, se centrifuga, tamiza y filtra a vacío para analizar sólidos disueltos, DQO soluble, N y P total soluble y amonio, sulfato y ortofosfato.

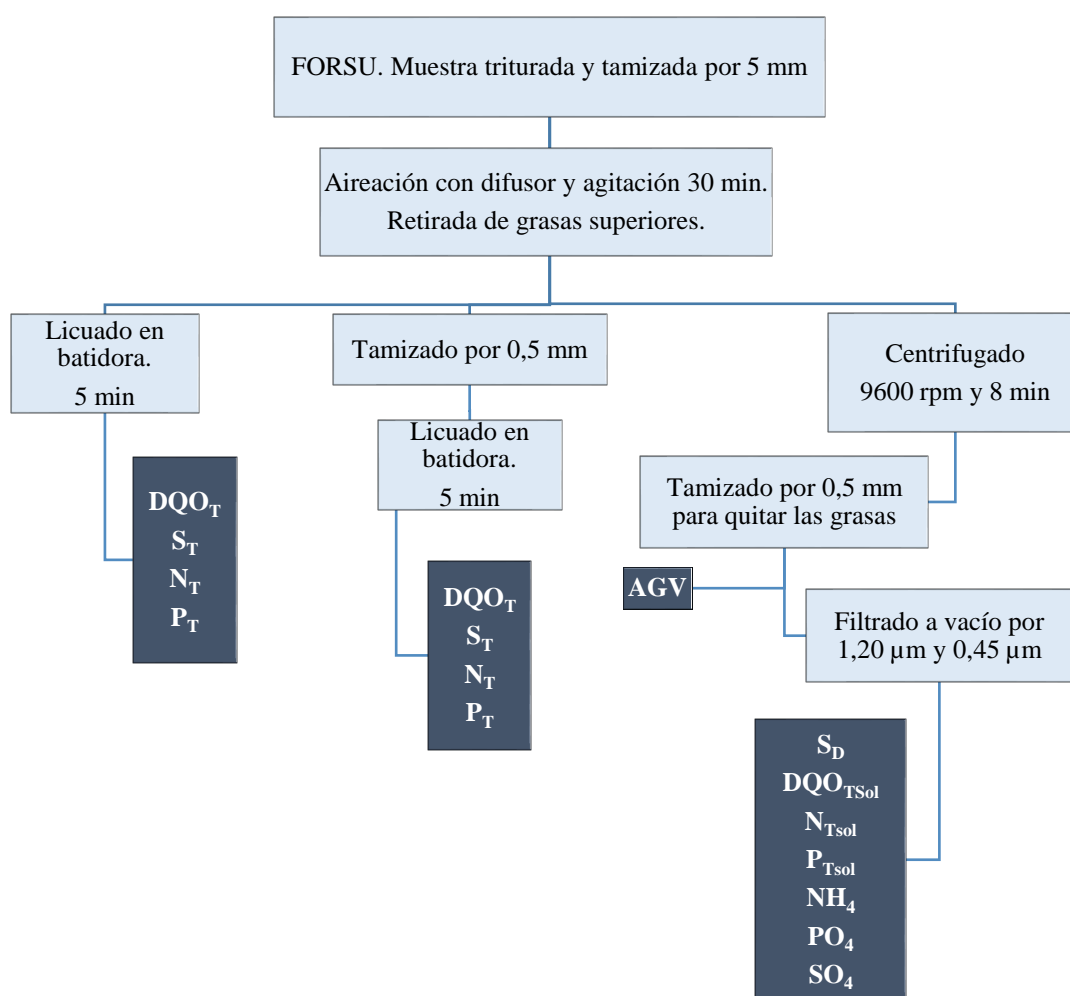


Figura 4. 3. Procedimiento seguido para la caracterización química de la FORSU. Resultados de la caracterización química de la FORSU

En la Tabla 4. 1, que se muestra a continuación, se encuentran los resultados promedios y la desviación estándar, así como el número de muestras relativos a la caracterización química de la FORSU, obtenidos en el presente estudio y los resultados

de la caracterización química de ARU de la EDAR del Carraixet, obtenidos en Giménez *et al.* (2014), a fin de establecer una comparativa entre ambas corrientes. Los siguientes apartados consistirán en la discusión y comparación de dichos resultados.

Tabla 4. 1. Resultados de la caracterización química de la FORSU, obtenidos en el presente estudio y resultados de la caracterización química de ARU, obtenidos en Giménez *et al.* (2014).

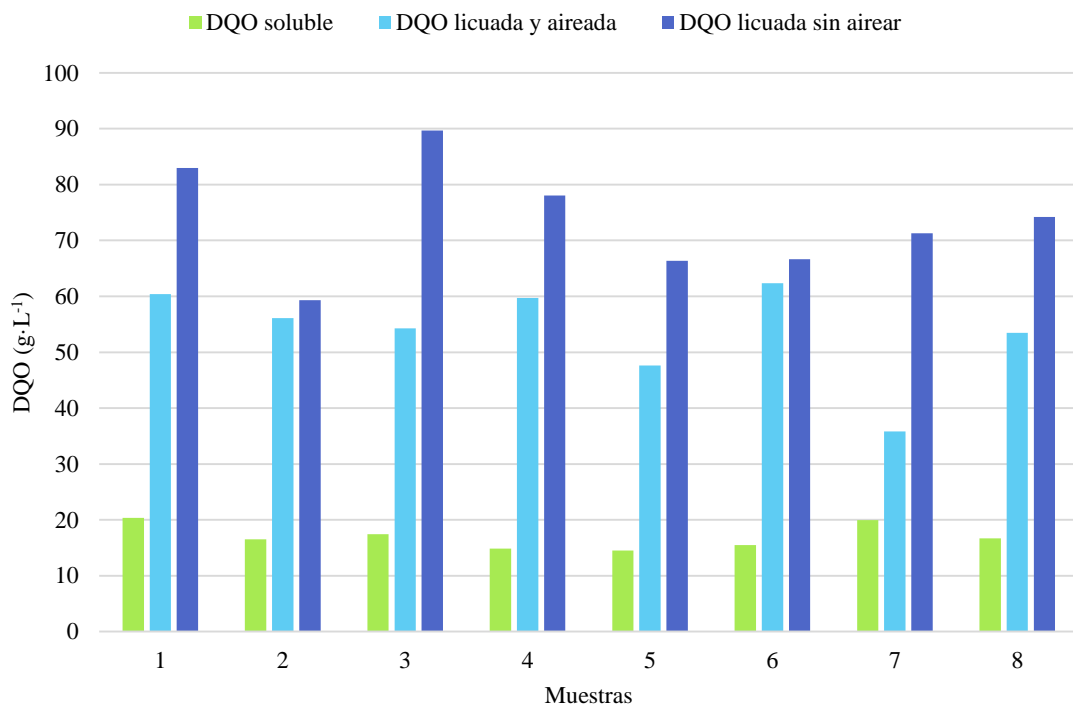
Parámetro	unidades	n	FORSU		ARU		
			promedio	SD	N	Promedio	SD
DQO (5 mm)	mg DQO·L ⁻¹	39	61910	15300			
DQO (0,5 mm)	mg DQO·L ⁻¹	7	59400	14000	137	585	253
DQO Soluble	mg DQO·L ⁻¹	34	18100	4200	110	80	20
pH		40	6,3	0,72	471	7,7	0,2
Conductividad	mS·cm ⁻¹	45	6,08	1,23	489	0,195	0,017
Alcalinidad	mg CaCO ₃ ·L ⁻¹	42	161,4	65	515	332	58
AGV	mg HAc ·L ⁻¹	43	757	233,5	516	7,9	5,5
Nitrógeno Total	mg N·L ⁻¹	33	91,6	19,4	78	55	12,8
Nitrógeno Total Soluble	mg N·L ⁻¹	33	49,5	11,2			
% Nitrógeno Soluble		31	55	14	45	67,8	11,3
N-NH ₄	mg N·L ⁻¹	35	23,5	6,4	376	32,2	8,9
N-NO ₂	mg N·L ⁻¹	16	0,1	0,1			
N-NO ₃	mg N·L ⁻¹	16	0,8	0,5			
Fósforo Total	mg P·L ⁻¹	31	114,5	39,1	52	10,3	3,6
Fósforo Total Soluble	mg P·L ⁻¹	27	89,3	33,7			
% Fósforo Soluble		27	80	14	52	47,7	9,9
P-PO ₄	mg P·L ⁻¹	28	81,9	26,7	368	4	1,6
S-SO ₄	mg S·L ⁻¹	9	152,1	37	211	105	13
Sólidos Suspendidos	g SS·L ⁻¹	20	30,1	8,8	459	323	176
Sólidos Volátiles Suspendidos	g SSV·L ⁻¹	15	29,9	7,8	459	260	141
% SSV		15	99	4	459	80,4	7,9
Sólidos Totales	g ST·L ⁻¹	23	47,6	12,5			
Sólidos Totales Volátiles	g STV·L ⁻¹	19	42,2	14,5			

4.1.2.1.1. Materia orgánica

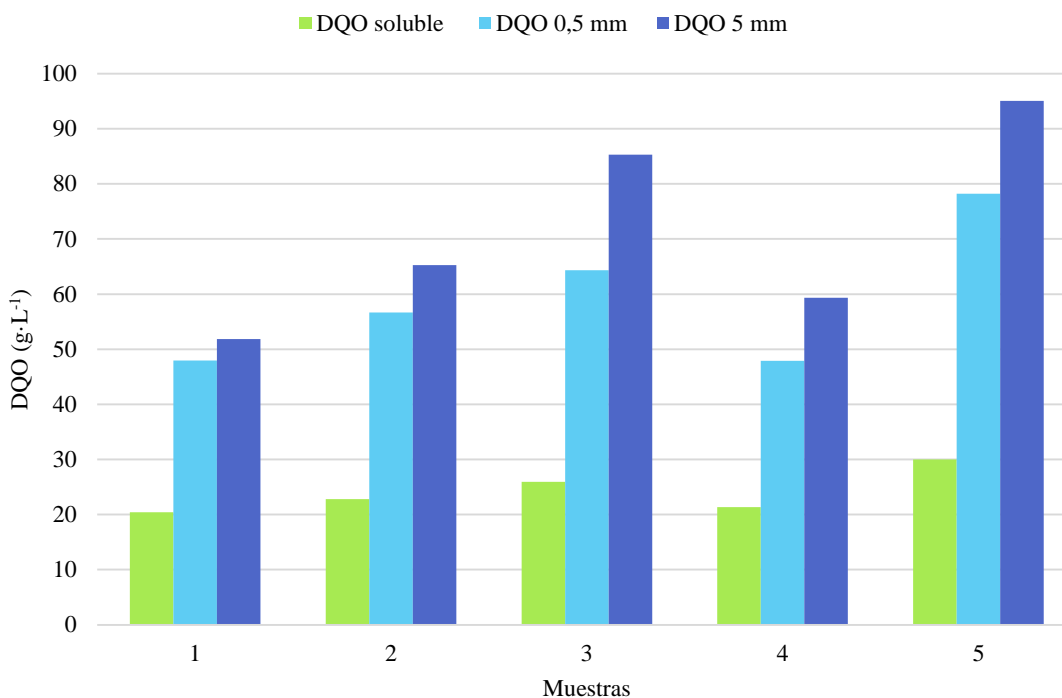
En la Tabla 4. 1, se puede observar la concentración de DQO total y soluble de la FORSU. Como se ha descrito anteriormente, la metodología utilizada para la determinación de la fracción total en las muestras ha ido modificándose a lo largo del proceso de caracterización, a fin de conseguir una metodología con el menor error experimental.

En la Figura 4. 4.a se puede observar la diferencia de concentración de DQO de una serie de muestras de FORSU al llevar o no a cabo el pretratamiento de aireación. Al airear la muestra, retirando aceites y grasas, el valor de concentración disminuye, en promedio, un 26% respecto a la misma muestra sin airear, al eliminar la DQO debida a estos componentes. Se muestra además como la variabilidad de la fracción soluble es algo menor.

En la Figura 4. 4.b se observa la diferencia entre las concentraciones de las muestras tamizadas por 5 y por 0,5 mm, siendo la diferencia entre ellas la DQO debida a lo que queda retenido en el tamiz, en promedio respecto el total de muestras analizadas, un 4,1%.



(a)



(b)

Figura 4. 4. Concentración de DQO en la FORSU de acuerdo a los distintos pretratamientos utilizados para su determinación (a: aireación y licuado; b: distintos tamaños de paso).

De los resultados obtenidos se pueden destacar dos aspectos, en primer lugar la variabilidad en la concentración de DQO total ($61910 \pm 15300 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ para las muestras tamizadas por 5 mm, $59400 \pm 14000 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ para las muestras tamizadas por 0,5 mm), y en segundo lugar la elevada concentración de la FORSU respecto de los valores medios de ARU que se introducen en la planta piloto AnMBR ($585 \pm 253 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, ver Tabla 4. 1) o de un agua residual típica (entre 250 y $1000 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, Tchobanoglous, 2003), por ello, es de esperar que esta alta carga orgánica produzca un notable aumento de la producción de biogás.

El pretratamiento restrictivo aplicado en la planta piloto (tamiz de 0,5 mm) supone una reducción de la DQO del 4,1% ($61,91 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ en las muestras tamizadas por un tamaño de paso de 5 mm frente a $59,39 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ en las muestras tamizadas por un tamaño de paso de 0,5 mm). Se observa además como la fracción soluble sigue una tendencia de valores bastante estable y supone aproximadamente el 30% de la DQO total. El valor promedio obtenido es similar al obtenido en Kujawa-Roeleveld *et al.* (2003) de $65,4 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ para la fracción total y $26,06 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ para la fracción soluble. Como muestran

los resultados, prácticamente la totalidad de la DQO puede ser valorizada a pesar de realizar el pretratamiento de tamizado de 0,5 mm.

4.1.2.1.2. Sólidos

Una vez comprobada la dificultad de realizar esta determinación analítica según los protocolos descritos por la APHA (2012), se realizaron pruebas comparativas calculando los sólidos suspendidos por diferencia entre sólidos totales y disueltos. El valor medio obtenido fue similar para ambos métodos ($30,1 \pm 8,8 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ frente a $26,8 \pm 15,0 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ para los sólidos suspendidos totales por el método por diferencia y directo, respectivamente; $29,9 \pm 7,8 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ frente a $25,0 \pm 13,9 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ para los sólidos suspendidos volátiles por el método por diferencia y directo, respectivamente), pero los resultados del método por diferencia presentan menor variabilidad lo cual confirma la reducción del error analítico. La concentración de sólidos suspendidos es de aproximadamente unos $30 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ y estando en su mayoría (99%) en forma de sólidos volátiles. Además, se ha calculado el porcentaje de sólidos suspendidos respecto de los totales, siendo este similar en los distintos métodos. Por el método directo, los sólidos suspendidos suponen un 56 % de los totales mientras que por el método indirecto, son un 63%.

En la Tabla 4. 1 se presentan también los parámetros estadísticos relativos a los sólidos totales. La concentración de estos en las muestras es próxima a $50 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ y el 90% son volátiles. La diferencia de concentraciones de sólidos entre la FORSU y el ARU ($323 \pm 176 \text{ mg SS}\cdot\text{L}^{-1}$), es notable, al igual que sucede con la concentración de DQO.

4.1.2.1.3. Nutrientes

La Tabla 4. 1 muestra la concentración media de las diferentes formas de nitrógeno, fósforo y sulfato.

Entre los resultados, destaca que la fracción soluble de nitrógeno es aproximadamente la mitad de la total (55%), y a su vez, dentro de la fracción soluble aproximadamente la mitad de la concentración está en forma de amonio (47,5%) y la otra mitad como nitrógeno orgánico soluble (52,5%), no existiendo nitrógeno en forma de nitrato o nitrito. Al compararlo con el ARU, la concentración de nitrógeno total en la FORSU es más alta ($91,6 \text{ mg N}\cdot\text{L}^{-1}$ para la FORSU, $55 \text{ mg N}\cdot\text{L}^{-1}$ para el ARU).

Sin embargo, la relación N:DQO es menor que en el ARU debido a la alta concentración de DQO de la FORSU (59400 mg DQO·L⁻¹ para FORSU, 585 mg DQO·L⁻¹ para ARU).

En el caso del fósforo, la fracción soluble supone un 80% del fósforo total, estando ésta formada en un 90% por ortofosfato. En este caso, la comparación con el ARU sí es significativa: el rango de valores es 10 veces mayor para el fósforo total (114,5±39,1 mg P·L⁻¹ para FORSU, 10,3±3,6 mg P·L⁻¹ para ARU), 20 veces mayor en caso de ortofosfato (81,9±26,7 mg P·L⁻¹ para FORSU, 4,0±1,6 mg P·L⁻¹ para ARU).

La concentración de sulfato que se obtuvo en las muestras de la FORSU caracterizada provenía de dos orígenes distintos: del propio residuo triturado y del agua empleada para su trituración. Las características del suelo en zonas de la cuenca mediterránea, el cual contiene altas concentraciones de sulfato, contribuyen a la presencia significativa de este compuesto en el suministro de agua potable.

La concentración de sulfato en la FORSU se obtuvo mediante balance a partir de las concentraciones de mezcla ([S-SO₄]_{mezcla}) y agua de trituración ([S-SO₄]_{agua}) y de sus respectivos volúmenes. Después de varias determinaciones de laboratorio, se observó como el agua de trituración tiene una concentración más o menos constante y que la variabilidad de la mezcla de FORSU y agua de trituración es debida a la FORSU.

Conocido el volumen de la mezcla de trituración (V_{mezcla}) y calculado el del agua empleada en esta (V_{agua}, mediante el caudal del grifo y el tiempo empleado en la trituración) el volumen que ocupaba la FORSU (V_{FORSU}) se calcula por diferencia entre estos dos. Así, se puede calcular la concentración de sulfatos ([S-SO₄]_{FORSU}) a partir de la siguiente Ecuación 4.1:

$$[S - SO_4]_{FORSU} = \frac{[S-SO_4]_{mezcla} \cdot V_{mezcla} - [S-SO_4]_{agua} \cdot V_{agua}}{V_{FORSU}} \quad [\text{Ec. 4.1}]$$

La concentración de sulfato marcará la posible competición por el sustrato disponible (DQO) entre las bacterias sulfatoreductoras (SRB) y las *Archaea* metanogénicas (AM). Dicha competición está influenciada por la relación DQO/S-SO₄ en el afluente, que para el caso de la FORSU es de 390 (59400 mg DQO/152 mg S). Dicha relación se encuentra muy por encima de la que establece el consumo de DQO de las SRB para su crecimiento: 2 g DQO/g S-SO₄, lo que indica que por cada gramo de sulfato presente en el agua se consumen 2 gramos de DQO. De esta forma, si la

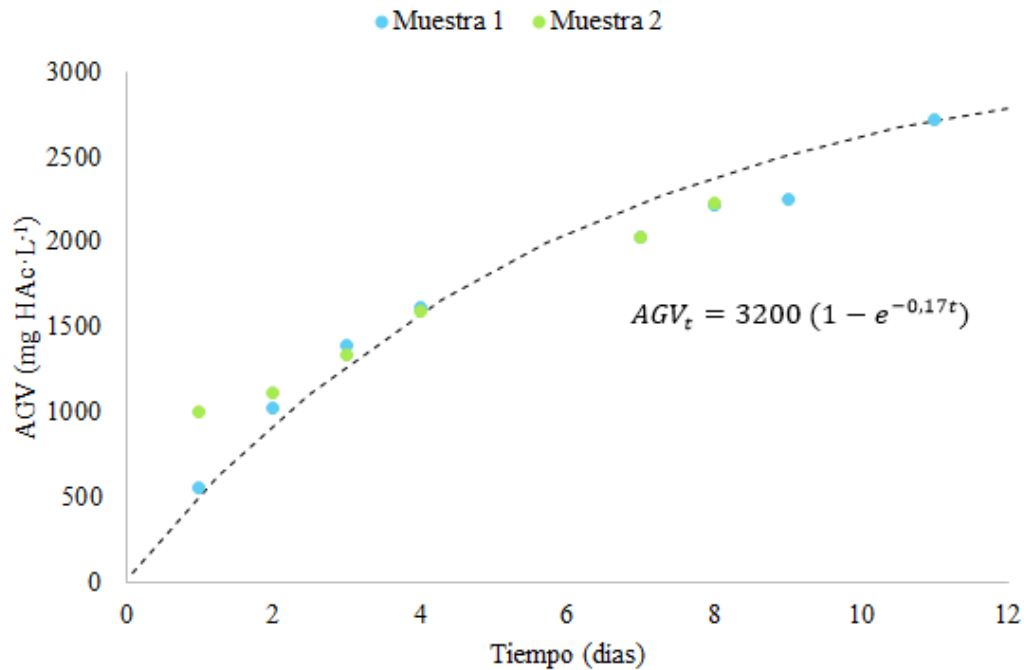
relación es mayor que 2, existe suficiente DQO para el crecimiento de ambas poblaciones, cuanto mayor sea esta relación se registrará un mayor incremento en la tasa de producción de biogás debido a la actividad metanogénica.

4.1.2.1.4. Ácidos grasos volátiles y alcalinidad

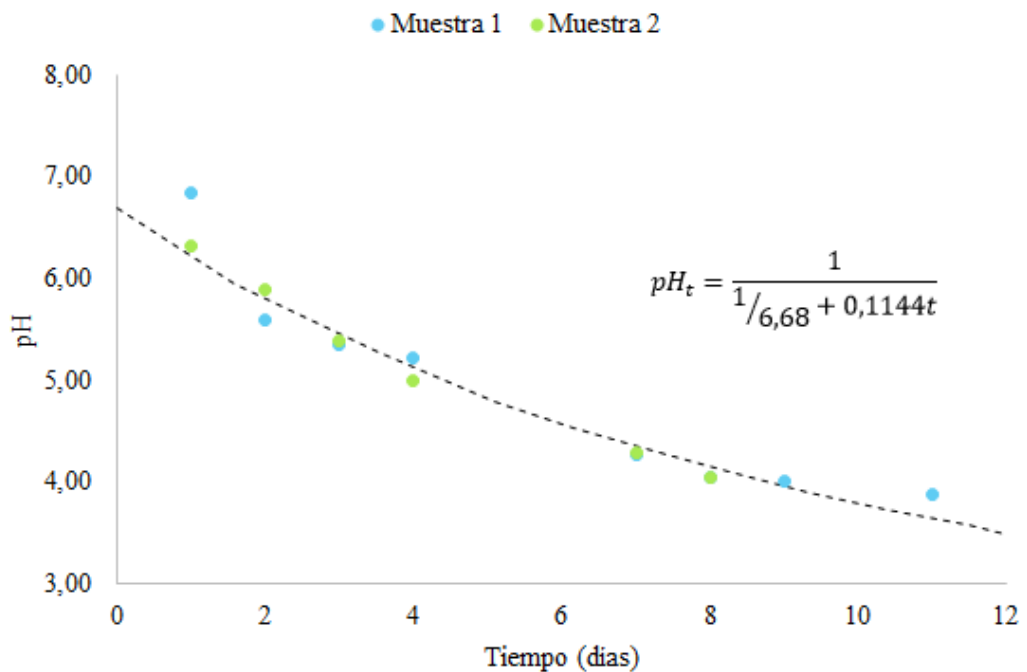
Como se puede ver en la Tabla 4. 1, la concentración de los ácidos grasos volátiles de la FORSU presenta una variabilidad destacable ($757 \pm 233,5$ mg HAc \cdot L⁻¹), probablemente debido a diferentes grados de fermentación del residuo, además de a la propia variabilidad de las muestras. Aunque el procedimiento seguido en la recogida y trituración de la muestra era siempre el mismo es posible que una pequeña diferencia en los tiempos, temperatura y composición pudiese provocar un cambio considerable en estos parámetros debido a la aparición de procesos de fermentación. Por el contrario, el ARU presenta una muy baja concentración de AGV comparada con la de la FORSU ($7,9 \pm 5,5$ mg HAc \cdot L⁻¹) y una alcalinidad muy estable (cuya concentración promedio es 332 ± 58 mg CaCO₃ \cdot L⁻¹).

Para estudiar en mayor profundidad el efecto del tiempo de almacenamiento de la muestra de FORSU sobre la acidificación del residuo por procesos de fermentación, se realizaron dos ensayos que consistieron en dejar una muestra de la FORSU a temperatura ambiente y realizar un seguimiento de pH y ácidos grasos volátiles de la misma. En la Figura 4. 5 se muestra la evolución de la concentración de AGV y del pH en dos ensayos realizados en distintos días en los que se mantuvieron dos muestras a temperatura ambiente durante un período de 10 y 7 días, respectivamente. Como se puede ver en la Figura 4. 5 se produce un aumento considerable de los ácidos (Figura 4. 5.a) y un descenso del pH (Figura 4. 5.b) con el paso del tiempo. El incremento de ácidos parece más pronunciado en los primeros días, así que cabe esperar que el proceso de fermentación sea bastante rápido y pueda provocar diferencias considerables de una muestra a otra. Este dato es importante a la hora de introducir la FORSU en el AnMBR, concretamente en el tiempo de almacenamiento de la FORSU en el depósito, ya que si es prolongado se estaría incorporando una corriente que puede llegar a tener una alta carga de AGV y, por tanto, bajo pH, el cual podría afectar negativamente al proceso de digestión anaerobia. De hecho, durante la experiencia en planta piloto, la muestra permanecía en el tanque de co-sustrato entre tres y cuatro días, sin embargo, y como se detallará posteriormente, la acidificación del tanque no supone

la acidificación del reactor por el efecto de dilución de la FORSU en el ARU (como se vio en el apartado 3.1.5, el caudal debido a la FORSU es 100 veces menor al del ARU).



(a)



(b)

Figura 4. 5. Evolución temporal de los AGV (a) y del pH (b) en dos muestras de FORSU conservadas a temperatura ambiente.

4.1.3. Caracterización física de la FORSU

4.1.3.1. Distribución de tamaños de partícula de la FORSU

La planta piloto AnMBR utilizada en el estudio a escala piloto, consta de un pretratamiento anterior al reactor que consiste en un rotofiltro que limita el paso a las partículas mayores a 0,5 mm. Por ello, es importante conocer la distribución del tamaño de partícula de la muestra de la FORSU tras realizar el proceso de trituración, para así evaluar la viabilidad del proceso determinando la cantidad de partículas que se eliminan durante dicho pretratamiento, y, por tanto, no son valorizadas en el reactor anaerobio.

Por otra parte, conocer el tamaño de partícula generado tras la trituración de la FORSU es importante por dos aspectos adicionales: las partículas de gran tamaño pueden aumentar el riesgo de sedimentación en la red de colectores, mientras que partículas muy finas altamente biodegradables pueden dar lugar a una rápida hidrólisis y degradación anaerobia en la propia red de saneamiento, con lo cual, se produciría la reducción de materia orgánica y la posible generación de biogás antes de que la corriente de agua residual llegue a la EDAR (Bollzonella *et al.*, 2003, y Bernstad *et al.*, 2013).

Dado que las partículas mayores a 3 mm pueden generar interferencias en el patrón de dispersión determinado por el equipo de medida de distribución de tamaño y, por tanto, los resultados obtenidos tendrían mayor error según aumente el porcentaje de partículas por encima de este tamaño, se determina la distribución de tamaño de partícula en muestras cribadas por tamices con luz de paso de 5 mm y de 3 mm. El primer tamaño trata de emular el tratamiento de desbaste y desarenado de una EDAR convencional, mientras que el tamizado por 3 mm pretende asegurar la calidad de la medición. A pesar de la posible perturbación al incluir partículas superiores a 3 mm en la muestra, las medidas realizadas a las muestras de 5 mm se consideraron válidas por encontrarse los parámetros obtenidos del ajuste ponderado dentro de los rangos normales y aceptables (ver Anexo I).

La Figura 4. 6 muestra la distribución acumulada del tamaño de partículas en las muestras analizadas, y se han resaltado los percentiles 10, 50 (mediana) y 90. Como se puede observar en esta Figura 4. 6, todas las muestras analizadas tienen un tamaño

de partícula máximo inferior a 1,5 mm. Los resultados promedio de las diez muestras procesadas fueron $0,01 \pm 0,003$ mm para el percentil d10, $0,114 \pm 0,039$ mm para la mediana y $0,671 \pm 0,148$ mm para el percentil d90.

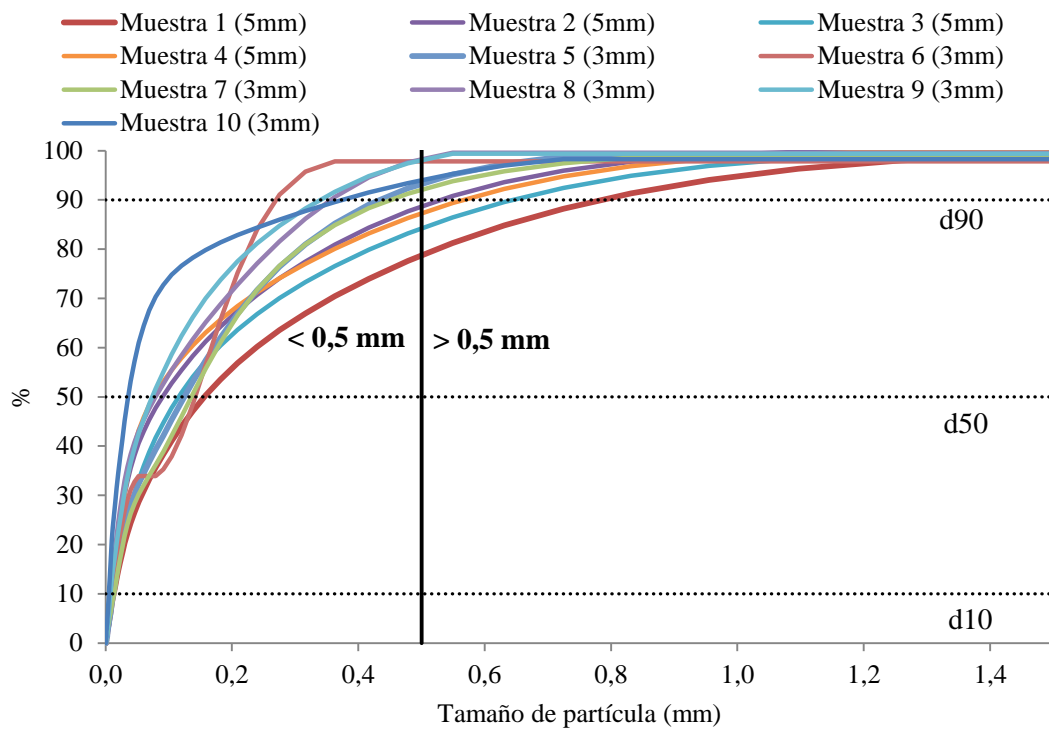


Figura 4. 6. Distribución de los tamaños de partícula de las muestras de la FORSU.

Estos resultados reflejan que, en promedio, sólo el 13% de las partículas se eliminarán tras un pretratamiento restrictivo, como es el tamizado por 0,5 mm, en el cual, además, se ha comprobado que la diferencia de concentración en la DQO respecto a un tamizado de 5 mm es del 4%. Por lo tanto, se puede concluir que el tamaño de partícula de la FORSU es lo suficientemente pequeño tras el proceso de trituración como para asegurar que la mayor parte de la materia orgánica pasa a través del proceso de tamizado y alcanza el reactor anaerobio para su valorización.

4.1.3.2. Ensayos de sedimentación.

Las características de sedimentación de la FORSU determinan su destino en una EDAR convencional, bien hacia la línea de aguas o hacia la línea de fangos. En un sistema convencional de depuración de agua residual, gran parte de los sólidos sedimentables quedarían retenidos en el decantador primario, mientras que los sólidos no sedimentables junto con la componente soluble pasarían a un tratamiento

secundario, que para el caso concreto de un sistema de fangos activados, que se fundamenta en la oxidación del carbono orgánico por vía aerobia, elevarían la demanda de oxígeno y, por tanto, los costes energéticos. Los resultados promedio obtenidos en los tres experimentos de sólidos sedimentables que se realizaron, así como de las concentraciones de DQO y nutrientes del sobrenadante, se muestran en la Tabla 4. 2.

Tabla 4. 2. Resultados obtenidos en los ensayos de sólidos sedimentables.

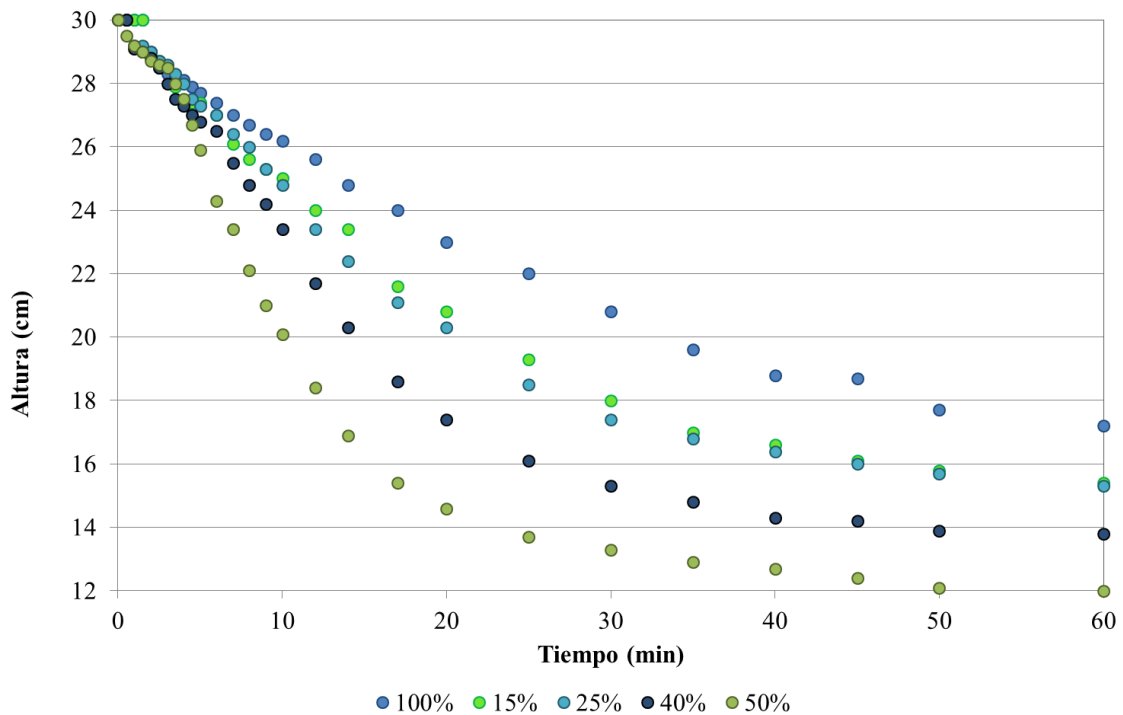
	ARU	ARU+FORSU
Sólidos sedimentables (mL·L ⁻¹)	14,5 ± 4	28 ± 2
DQO total en el sobrenadante (mg·L ⁻¹)	305±78	793±133
Nitrógeno total en el sobrenadante (mg N·L ⁻¹)	57,42±14,08	58,25±14,5
Fósforo total en el sobrenadante (mg P·L ⁻¹)	1,82±0,24	2,44±0,05

Conocidas las concentraciones al inicio del experimento y la concentración del sobrenadante al finalizar el mismo, se determinó que el 59% de la DQO permanece en el sobrenadante, es decir, que continuará hacia la línea de aguas, y el 41% restante pasaría a la línea de fangos. Como se puede ver en la Tabla 4. 2, la DQO total en el sobrenadante cuando se añade la FORSU se incrementa significativamente (concretamente en un factor de 2,6 veces) respecto de cuando sólo se tiene agua residual, la concentración de nitrógeno se mantiene en niveles similares y el fósforo dobla su concentración. En el caso de una EDAR convencional, esta mayor carga orgánica pasaría directamente al tratamiento secundario, incrementando notablemente el consumo energético asociado a la aireación para su eliminación. Por el contrario, teniendo en cuenta el sistema propuesto en esta tesis doctoral, donde el tratamiento del afluente consiste en un proceso anaerobio, el incremento de materia orgánica debido a la adición de la FORSU al tratamiento resultará en un incremento en la producción de biogás. Conocer el destino de este nuevo sustrato es interesante, ya que refuerza la propuesta realizada en esta tesis doctoral, de realizar un tratamiento conjunto del ARU y la FORSU mediante un proceso anaerobio con separación mediante membranas.

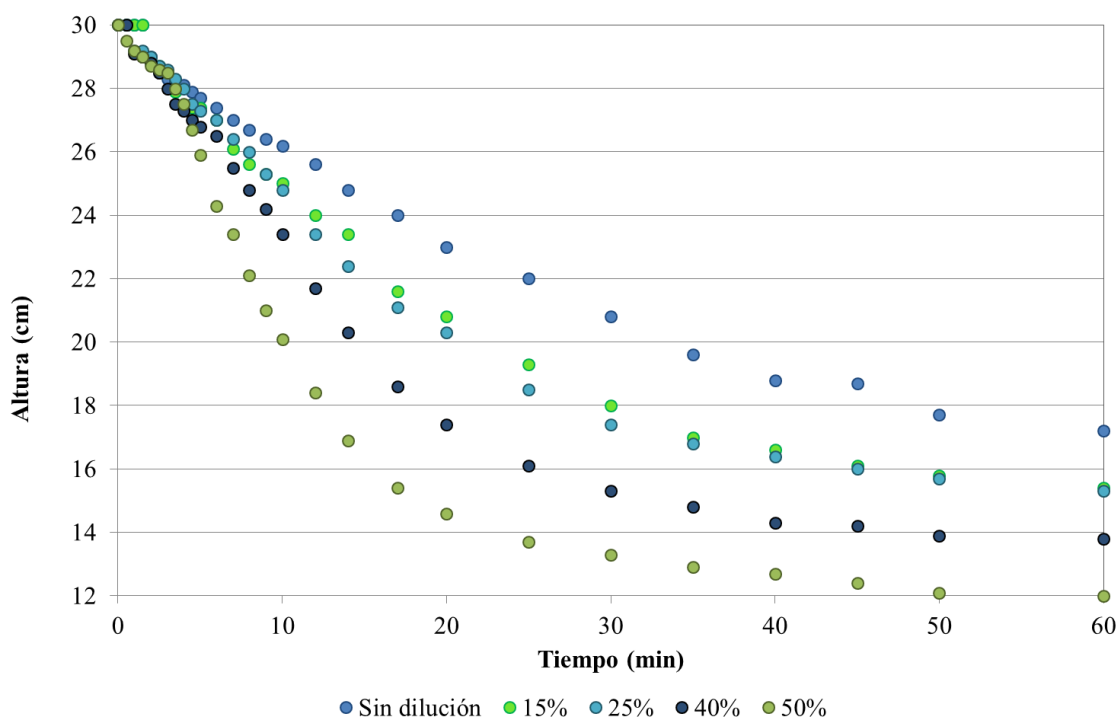
Por otra parte, se realizaron ensayos de sedimentabilidad zonal o retardada de la FORSU de acuerdo a la metodología descrita en el apartado 3.1.4. (página 87), con el fin de caracterizar la velocidad de sedimentación en función de la concentración de sólidos suspendidos de la FORSU y obtener un modelo de sedimentación para este sustrato. En este tipo de sedimentación, el líquido tiende a moverse hacia arriba a través de los intersticios de las partículas que sedimentan como un bloque,

manteniendo la misma posición relativa. Esto provoca la formación de una interfase diferenciada entre la masa que sedimenta y el líquido sobrenadante (Ferrer y Seco, 2010).

En la Figura 4. 7 se observa la evolución de la sedimentación zonal, durante un periodo de tiempo de una hora, se representa la altura de la interfase, fango – sobrenadante, para cinco concentraciones distintas de la mezcla ARU+FORSU (sin dilución y cuatro diluciones con agua destilada al 15, 25, 40 y 50%). Durante el desarrollo de los ensayos se comprobó que diluciones mayores al 50%, dejan de presentar una sedimentación zonal y la sedimentación de los sólidos tiende a un tipo de sedimentación discreta.



(a)



(b)

Figura 4. 7. Altura de la interfase, en cm (a) y en mL (b), en función del tiempo para distintas concentraciones de la mezcla ARU+FORSU.

En la Tabla 4. 3 se puede observar la velocidad de sedimentación para cada concentración de ARU+FORSU, la cual se obtiene por el cálculo de la pendiente obtenida mediante ajuste por regresión lineal. A efectos de comparación, se incluye la velocidad de sedimentación en distintas unidades de medida. Se observa como a medida que disminuye la concentración de la mezcla ARU+FORSU, la velocidad de sedimentación aumenta, desde $0,289 \text{ cm} \cdot \text{min}^{-1}$ o $10,961 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$ hasta $1,015 \text{ cm} \cdot \text{min}^{-1}$ o $29,32 \text{ mL} \cdot \text{min}^{-1}$, para concentraciones de 100 y 50%, respectivamente. Esta velocidad de sedimentación se alcanza cuando desaparecen las turbulencias generadas al llenar la probeta y aparece una interfase que separa el fango del sobrenadante. A medida que transcurre el tiempo la interfase se mueve hacia abajo hasta formar una capa de fango denso en el fondo, posteriormente, se produce una transición de sedimentación zonal a compactación del fango con un sobrenadante por encima. Los cálculos y las gráficas empleadas para estimar la velocidad de sedimentación se presentan en el Anexo II.

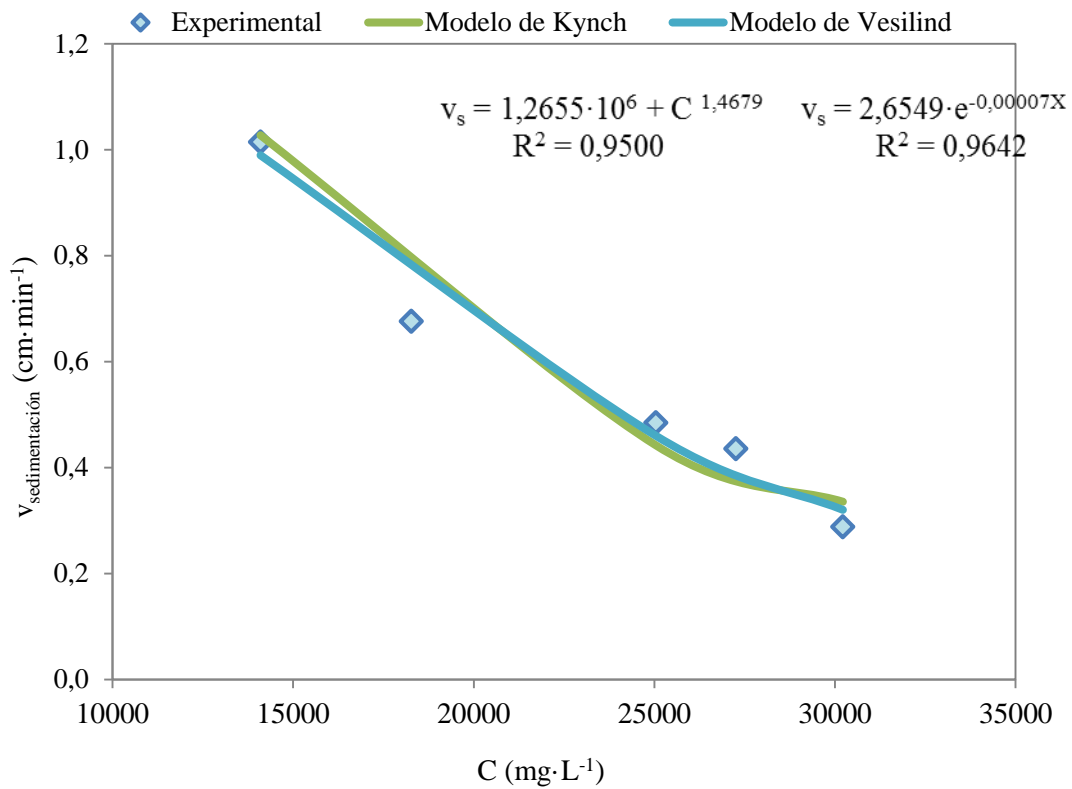
Tabla 4. 3. Velocidad de sedimentación (v_{sed}) en función de la concentración de la mezcla ARU+FORSU.

Concentración ARU+FORSU ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	V_{sed} ($\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$)	V_{sed} ($\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$)	V_{sed} ($\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$)
30217 (100%)	0,289	0,173	10,961
27260 (85%)	0,436	0,261	16,611
25040 (75%)	0,485	0,291	18,638
18267 (60%)	0,677	0,406	25,785
14097 (50%)	1,015	0,609	29,332

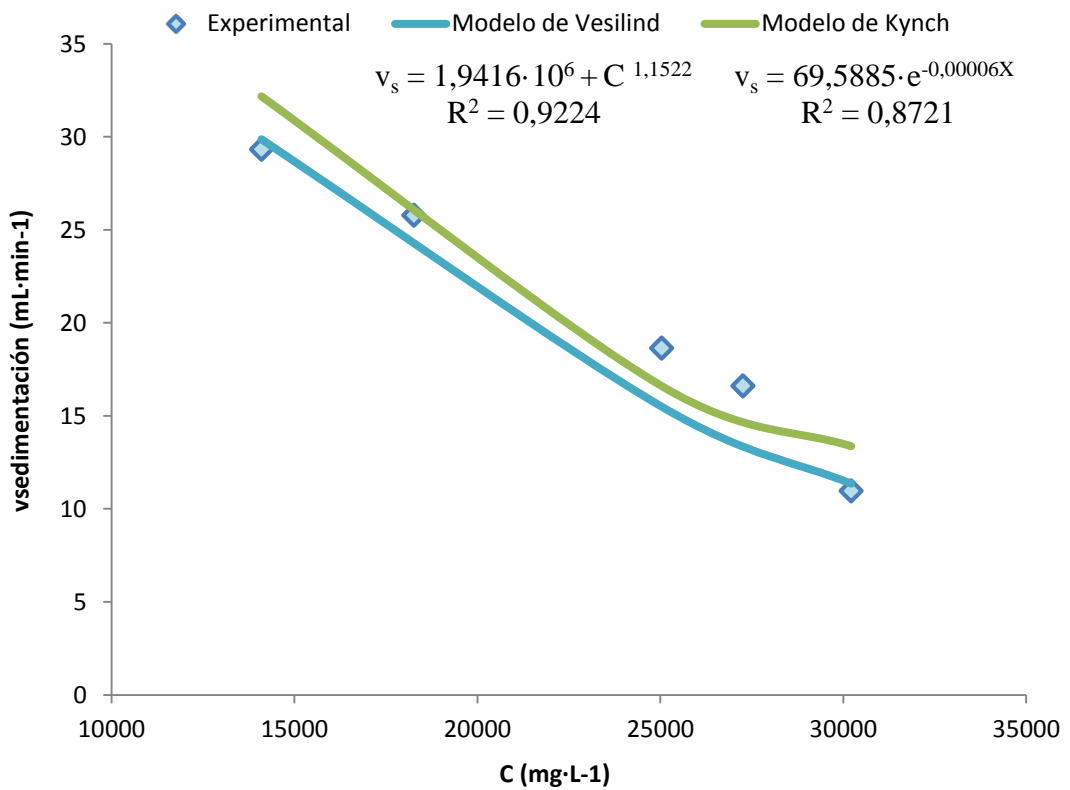
No se han encontrado estudios de velocidad de sedimentación de la FORSU, aunque sí de fango de EDAR convencional, donde generalmente las concentraciones estudiadas son bastante menores a las concentraciones estudiadas en este experimento. Vanderhasselt y Vanrolleghem (2000), muestran valores típicos de cuatro muestras de fangos diferentes en función de la concentración. Las concentraciones que más se acercan al rango de concentraciones estudiado en este experimento son $14 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, con una velocidad de $0,8 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$ y $15,6 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, con una velocidad de $0,5 \text{ m}\cdot\text{h}^{-1}$. En base a la bibliografía disponible, se puede decir que los resultados muestran unos valores de velocidad de sedimentación que seguirían la tendencia reportada en este estudio.

Además, se llevó a cabo el ajuste del proceso de sedimentación zonal según el Modelo exponencial o modelo de Vesilind y el Modelo de Kynch. Ambos modelos plantean una dependencia entre la velocidad de sedimentación y la concentración de sólidos suspendidos. Así, se estudió la velocidad de sedimentación de la FORSU (100% de concentración) y se realizaron diluciones con agua destilada al 85, 75, 60 y 50%, para comprobar dicha afirmación. La descripción de los modelos de Kynch y Vesilind se encuentra en el Anexo II.

En la Figura 4. 8 se encuentran las curvas de los modelos de Kynch y de Vesilind y los datos experimentales obtenidos en este estudio. Adicionalmente, se presentan las ecuaciones ajustadas de los modelos junto con las ecuaciones del ajuste y resultados de la bondad de dichos ajustes. La determinación de los parámetros de ajuste y el detalle de la metodología de cálculo en el Anexo II.



(a)



(b)

Figura 4. 8. Modelización de la velocidad de sedimentación de la FORSU, en $\text{cm} \cdot \text{min}^{-1}$ (a) y en $\text{mL} \cdot \text{min}^{-1}$ (b).

No existe una diferencia marcada entre las predicciones realizadas por los dos modelos, por lo cual, ambos se consideran válidos para representar el comportamiento de la sedimentabilidad de la FORSU para distintas concentraciones de sólidos suspendidos.

4.1.4. Ensayos de determinación de la biodegradabilidad anaerobia

Se realizaron una serie de ensayos de determinación del potencial bioquímico de metano (BMP, *Biochemical Methane Potential*) con el objetivo de conocer la producción de metano que tendría la FORSU en un sistema de tratamiento anaerobio, y su capacidad para ser biodegradada. En la Tabla 4. 4 se muestran las condiciones establecidas y los resultados obtenidos en los seis experimentos de BMP llevados a cabo para distintas muestras de FORSU, en el cual se estudian inóculos de distinto origen (fango del digestor anaerobio de la EDAR de Carraixet y fango de la planta piloto AnMBR) y tamaños de paso de 5mm, 0,5 mm y 0,45 μm . Además, se presenta la biodegradabilidad anaerobia, calculada al comparar el volumen de metano obtenido experimentalmente y el volumen teórico que se hubiera obtenido del total de DQO presente en la muestra, según se detalla en el apartado 3.1.5 (página 88). Los resultados de biodegradabilidad anaerobia obtenidos no tienen diferencias significativas entre sí, independientemente del inóculo utilizado o del tamaño de partícula, tal y como indica el análisis ANOVA ($P=0,84$ y $P=0,18$, respectivamente. Ver Tabla VI. 1 y Tabla VI. 3 del Anexo VI, páginas 263 y 264, respectivamente). La biodegradabilidad obtenida, en promedio, es del $72\pm 3\%$. El potencial bioquímico de metano obtenido fue de $252\pm 11 \text{ mL CH}_4\cdot\text{g}^{-1} \text{ DQO}$ y $421\pm 15 \text{ mL CH}_4\cdot\text{g}^{-1} \text{ SV}$. Los valores obtenidos son similares a los obtenidos en bibliografía (ver apartado 1.1.3, página 27) que se encuentran en un rango entre 401 y 529 $\text{mL CH}_4\cdot\text{g}^{-1} \text{ SV}$.

Tabla 4. 4. Características y resultados obtenidos en los seis experimentos de BMP.

	E1	E2	E3	E4	E5	E6
Inóculo	AD ⁽¹⁾	AD ⁽¹⁾	AnMBR ⁽²⁾	AnMBR ⁽²⁾	AnMBR ⁽²⁾ _*	AnMBR ⁽²⁾ *
Muestra	5mm ⁽³⁾	0,5mm ⁽⁴⁾	5mm ⁽³⁾	0,5mm ⁽⁴⁾	0,5mm ⁽⁴⁾	soluble ⁽⁵⁾
Ratio S:I (g DQO · g SV ⁻¹)	1:1.5	1:3	1:2	1:3	1:2	1:6
% Biodegradabilidad	68%	76%	72%	75%	70%	73%
BMP (mL CH ₄ · g ⁻¹ DQO)	236	265	250	250	260	255
BMP (mL CH ₄ · g ⁻¹ SV)	401	443	418	418	426	447

⁽¹⁾ Fango procedente de un digester anaerobio mesofílico de EDAR urbana (AD); ⁽²⁾ Fango procedente de una planta piloto AnMBR que trata ARU urbana; ^{(2)*} Fango procedente de una planta piloto AnMBR que trata ARU urbana y FORSU; ⁽³⁾ FORSU tamizada por 5 mm; ⁽⁴⁾ FORSU tamizada por 0,5 mm; ⁽⁵⁾ FORSU soluble.

En la Figura 4. 9 se observan las curvas correspondientes a los dos primeros experimentos, donde se utilizó un inóculo procedente del digester anaerobio del Carraixet y FORSU tamizada por 5 mm (E1) y por 0,5 mm (E2). Se muestra también el volumen teórico de metano y el porcentaje de biodegradabilidad obtenido en cada uno de los experimentos. Para calcular el volumen teórico se ha descontado el consumo de DQO por las bacterias SRB en el proceso de reducción del sulfato presente en la entrada. Para el caso de la FORSU, sin embargo, este consumo es muy bajo dada la alta concentración de materia orgánica en comparación con la de sulfato (59400 mg DQO·L⁻¹ frente a 132,7 mg S·L⁻¹), quedando disponible prácticamente toda la materia orgánica para las *Archaea* metanogénicas.

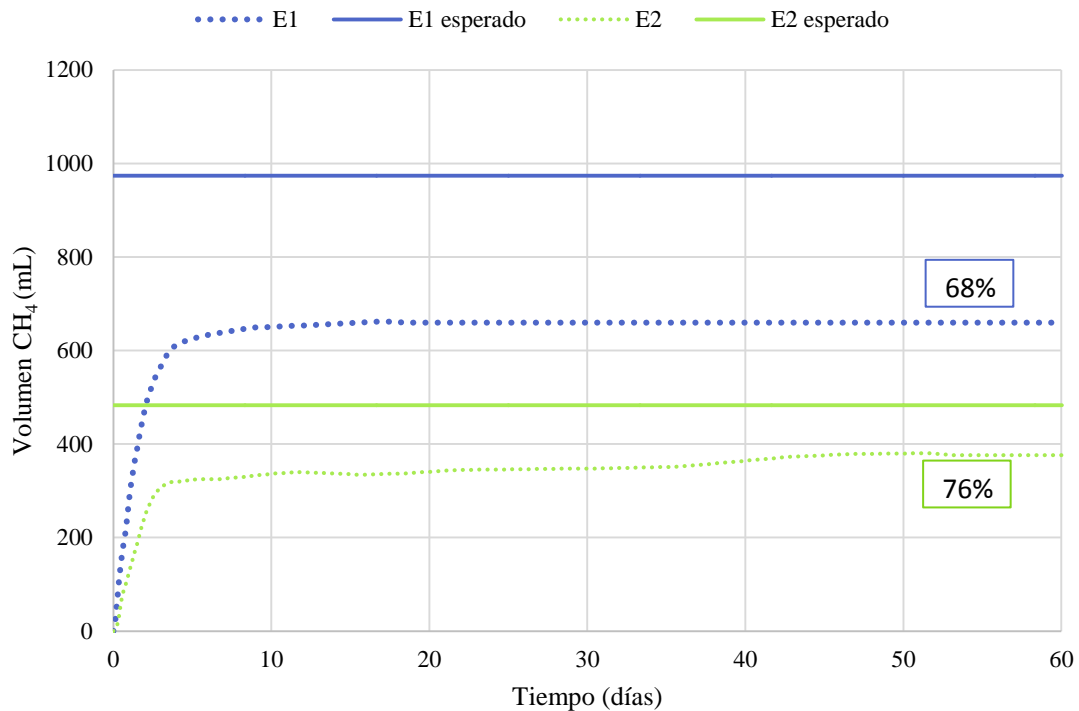


Figura 4. 9. Volúmenes de producción de metano, obtenidos y esperados, en los experimentos de BMP con fango de digestor anaerobio mesofílico y FORSU tamizada por 5 mm (E1) y por 0,5 mm (E2). Se muestra además, el porcentaje de biodegradabilidad obtenido en cada experimento.

En las curvas de producción de metano se observan claramente dos fases, una subida muy rápida en los primeros días, en la que se consume la mayoría de la fracción biodegradable de la muestra. Y seguidamente otra etapa de producción más lenta, donde el volumen va aumentando pero a muy baja velocidad (E1 de 600 a 659 mL, E2 de 310 a 376 mL), debido a que se está consumiendo una fracción más lentamente biodegradable.

En los ensayos E3 y E4 se inoculó con fango procedente de la planta piloto AnMBR para los dos tamaños de partícula anteriormente estudiados: 5 mm (E3) y 0,5 mm (E4). La evolución de la producción de metano en estos dos ensayos junto con la producción teórica se muestra en la Figura 4. 10, junto con el porcentaje de biodegradabilidad obtenido en cada uno de los experimentos.

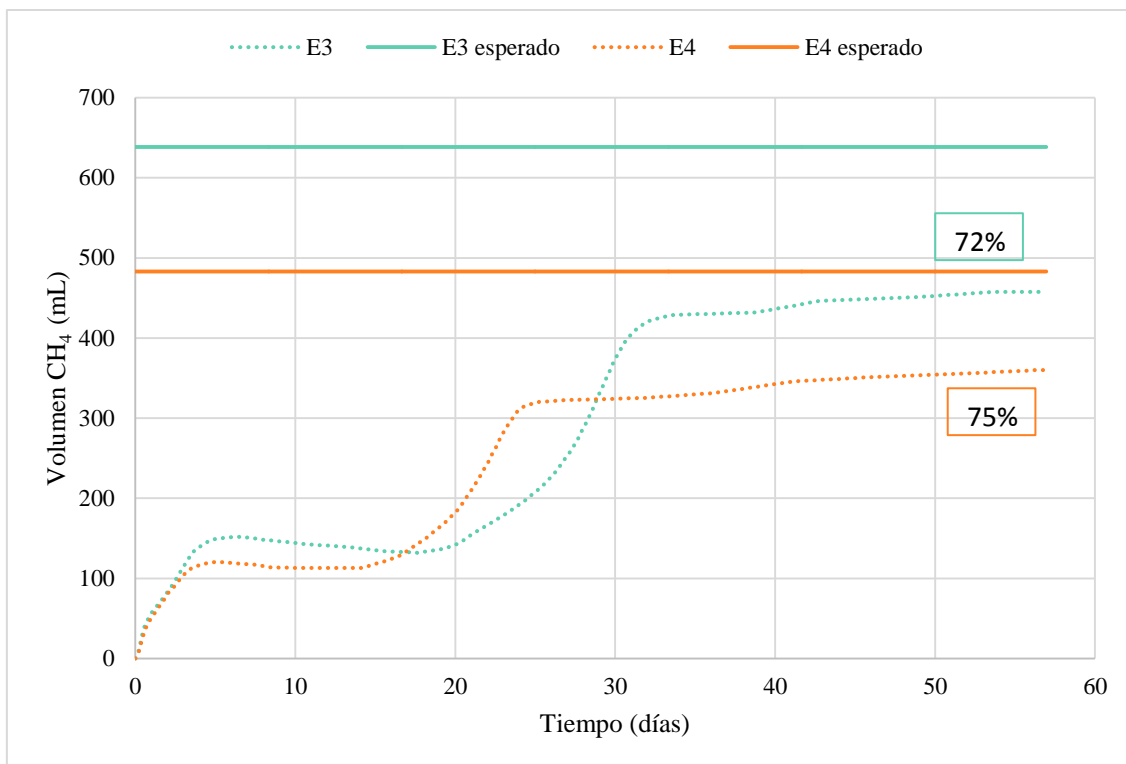


Figura 4. 10. Volúmenes de producción de metano, obtenidos y esperados, en los experimentos de BMP con fango de la planta piloto AnMBR y FORSU tamizada por 5 mm (E3) y por 0.5 mm (E4). Se muestra además, el porcentaje de biodegradabilidad obtenido en cada experimento.

El principal aspecto a destacar en estas curvas es que se observa cómo las muestras inoculadas con fango del AnMBR presentan un período de baja producción de metano entre los días 5 y 20 aproximadamente, pero después experimentan una nueva subida de producción, alcanzando porcentajes de biodegradabilidad similares a las muestras inoculadas con fango del digestor anaerobio de la EDAR (ver Tabla 4. 4). Se atribuye esta parada inicial o *lag-phase* a la etapa de hidrólisis del proceso de digestión anaerobia, y podría ser debida o bien a un menor número de bacterias hidrolíticas en la planta piloto AnMBR o a un menor rendimiento de la hidrólisis de las bacterias hidrolíticas presentes.

A pesar de lo comentado anteriormente, se observa que el porcentaje de volumen alcanzado respecto del teórico calculado apenas varía, independientemente del inóculo, por lo que la única diferencia observada entre ambos inóculos es la presencia de una fase de aclimatación en el fango del AnMBR.

Respecto de la influencia del tamaño de partícula del sustrato, las diferencias observadas no son significativas tal y como se puede ver en la Figura 4. 10 y la Tabla 4. 4.

Por último, en la Figura 4. 11 se pueden observar las curvas de producción de metano correspondientes a los dos últimos experimentos de BMP llevados a cabo, en este caso, el inóculo utilizado se considera como “adaptado al sustrato FORSU”, ya que en el momento del experimento, la planta piloto AnMBR ya realizaba el tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU. Los tamaños de partícula estudiados en este caso son 0,5 mm (E5) y la fracción soluble de la FORSU (E6). Se observa como el primer tramo de la curva E5, coincide con la curva E6, confirmando que el primer tramo corresponde con el consumo de la materia orgánica soluble, y que tras la hidrólisis de la materia particulada, durante el *lag-phase*, se vuelve a producir un incremento en la producción de metano, alcanzando similares porcentajes de biodegradabilidad respecto del resto de experimentos.

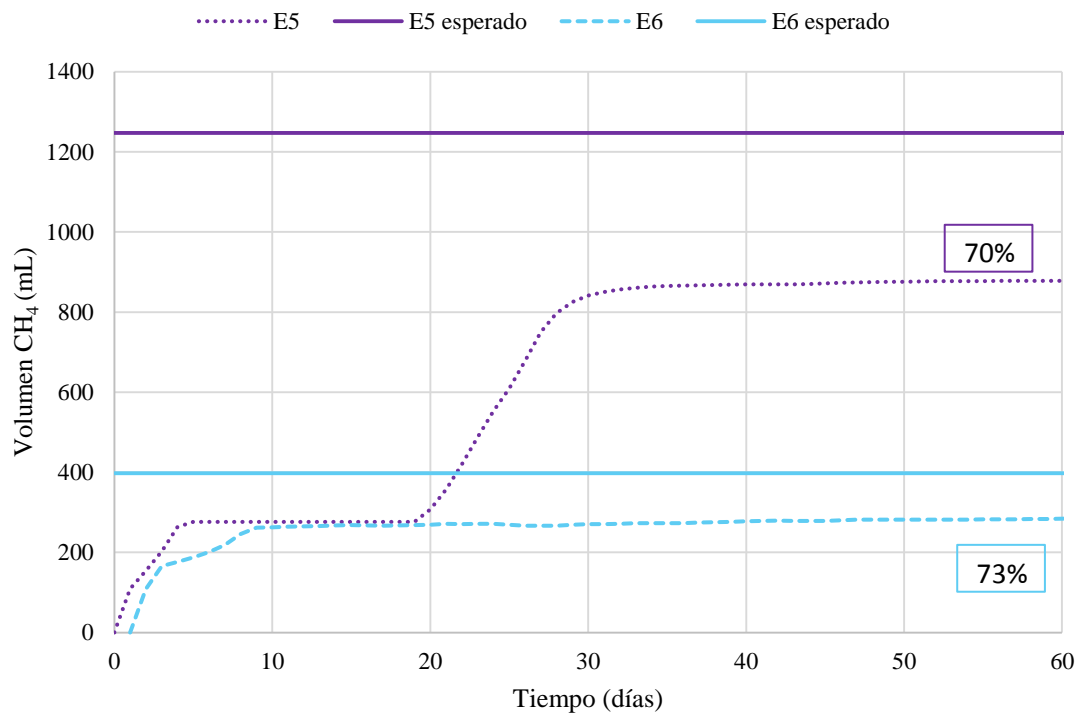


Figura 4. 11. Volúmenes de producción de metano, obtenidos y esperados, en los experimentos de BMP con fango de la planta piloto AnMBR adaptada al tratamiento conjunto de FORSU y agua residual, con muestra tamizada por 0,5 mm (E5) y la fracción soluble (E6). Se muestra además, el porcentaje de biodegradabilidad obtenido en cada experimento.

4.1.5. Estimación del potencial de metano

Considerando las proporciones de caudales y concentraciones, el efecto en los principales parámetros (DQO total y soluble, nitrógeno total y en forma de amonio, fósforo total y en forma de fosfato, sólidos suspendidos y ratio DQO/S-SO₄) de la adición de la FORSU al AnMBR se ha calculado en la Tabla 4. 5, donde puede observarse la concentración de la mezcla a la entrada del sistema y el incremento de la concentración al añadir el nuevo sustrato, considerando un factor de penetración del 100%.

Tabla 4. 5. Estimación mediante balance de materia del efecto sobre la calidad del afluente al sistema AnMBR de la mezcla de la FORSU con FP 100% con el ARU (promedio±desviación estándar).

Parámetro		FORSU	ARU	FORSU+ARU	Incremento (%)
Caudal	(L hab ⁻¹ d ⁻¹)	2,52	225	227,52	1
DQO Total	(mg DQO·L ⁻¹)	59400±14000	585 ± 253	1236 ± 405	111
DQO Soluble	(mg DQO·L ⁻¹)	18100±4200	80 ± 20	280 ± 66	250
Total N	(mg N·L ⁻¹)	92 ± 19	55 ± 13	55 ± 13	0
N-NH ₄	(mg N·L ⁻¹)	23 ± 6	32 ± 9	32 ± 9	0
Total P	(mg P·L ⁻¹)	115 ± 39	10 ± 4	11 ± 4	10
P-PO ₄	(mg P·L ⁻¹)	82 ± 27	4 ± 1	5 ± 1	25
S-SO ₄	(mg S·L ⁻¹)	152 ± 37	105 ± 13	106 ± 13	1
TSS	(mg SS·L ⁻¹)	29900± 8800	323 ± 176	651 ± 272	101
Ratio DQO/S-SO ₄		385,7	5,6	10	76%

Como puede observarse, la adición de la FORSU comportará un aumento en la concentración de DQO de más del 100% respecto de la concentración del ARU, mientras que la DQO soluble se verá aumentada en 250%. La concentración de sólidos suspendidos se incrementará en la misma proporción que la DQO.

En cuanto al nitrógeno aportado por la FORSU, el nitrógeno total es notablemente más alto que el del ARU. Sin embargo, una mayor concentración de nitrógeno en la FORSU con respecto a la del ARU no implicará un cambio significativo en la concentración de entrada de nitrógeno de la mezcla de la FORSU y el ARU, ya que, el volumen de la FORSU es cien veces menor que el volumen de las aguas residuales.

La concentración de sulfato aportada por la FORSU se encuentra en un rango similar a la del ARU. En este caso, lo que resulta relevante es el considerable aumento de la DQO y, por tanto, en el ratio DQO/ S-SO₄, que marcará la posible competición

por el sustrato disponible (DQO) entre las bacterias sulfatoreductoras (SRB) y las *Archaea* metanogénicas (AM). El aumento de este ratio, en un 76%, es indicativa de un incremento en la carga orgánica disponible para las AM, con el consiguiente aumento en la producción de metano.

Como se vio anteriormente, la concentración de ortofosfato de la FORSU es 20 veces mayor que la concentración del ARU. Sin embargo, como el volumen de la FORSU es cien veces menor que el volumen del ARU, no se produce un aumento significativo de esta concentración de nutrientes (11% en el fósforo total, 22% en el ortofosfato) en comparación con el aumento que se produce en la concentración de DQO y sólidos.

Producción de metano esperada

Tal y como se ha descrito anteriormente, la producción de metano teórico puede calcularse a partir de la concentración de DQO de la muestra y de la biodegradabilidad de la misma: 72% para la FORSU, y 43% para la DQO del agua residual según lo reportado por Kassab *et al.* (2013). Haciendo uso de la proporción utilizada para llevar a cabo los experimentos de sólidos sedimentables, 11,20 mL de la FORSU por litro de ARU, (véase el apartado 3.1.4, página 87), se espera que la DQO de la FORSU aumente la producción de biogás casi tres veces. Por cada litro del nuevo afluente (que incorpora la FORSU al agua residual), se producen 255,66 mL de metano, mientras que por cada litro de agua residual, la producción de metano es de 88,01 mL. Por tanto, la implementación de la codigestión incrementaría en 2,9 veces la producción obtenida exclusivamente con agua residual. Estos cálculos se encuentran detallados en el Anexo III.

Para confirmar experimentalmente estos resultados, se llevó a cabo una experiencia en planta piloto AnMBR la cual trata el agua residual efluente del pretratamiento de la EDAR Conca del Carraixet (Valencia, España). Dicha experiencia se encuentra descrita en el siguiente apartado.

4.2. TRATAMIENTO CONJUNTO DE LA FORSU Y EL ARU: EXPERIENCIA EN PLANTA PILOTO. ESTUDIO DE VIABILIDAD DEL PROCESO BIOLÓGICO

A continuación, se muestran los resultados obtenidos en la experiencia de tratamiento conjunto de ARU y la FORSU, llevada a cabo en la planta piloto anaerobia de membranas ubicada en la EDAR Conca del Carraixet en Alboraiia (València). Se estudian los efectos de la FORSU sobre la carga orgánica, la producción de metano y las características del efluente y se comparan los cambios observados con periodos donde sólo se realizaba un tratamiento del agua residual urbana.

La experiencia tuvo una duración de 536 días, durante los cuales cuatro periodos de tratamiento conjunto de ARU y FORSU (Periodos 2 a 5) se llevaron a cabo con distintas condiciones de operación. Además, se estudió un periodo previo y posterior tratando solamente ARU (Periodos 1 y 6, respectivamente), con el objetivo de poder comparar los resultados obtenidos del tratamiento conjunto ARU+FORSU con el tratamiento solamente con ARU. Las condiciones de operación a nivel biológico de la planta piloto AnMBR durante el periodo de estudio se recogen en la Tabla 4. 6. Tal y como se puede ver, se fijaron tres TRCs distintos, la temperatura se fijó a 28°C a partir de la adición de la FORSU, y a distintos TRH. El factor de penetración, también se modificó en los distintos periodos para conocer la influencia de la FORSU en la operación del proceso.

Tabla 4. 6. Condiciones de operación en la planta piloto AnMBR durante los seis periodos de estudio.

	TRC (d)	T (°C)	TRH (h)	FP (%)
Periodo 1	42±2	25±2	30±4	0
Periodo 2	41±9	28±1	18±4	37±8
Periodo 3	TRC extendido*	28 ±0	26 ±3	39±7
Periodo 4	70±11	28±1	22±6	38±9
Periodo 5	69±6	27±1	24±6	78±9
Periodo 6	70±2	28±3	22±4	0

**Durante el Periodo 3, únicamente el fango necesario para el seguimiento analítico diario fue extraído de la planta piloto AnMBR, en adelante se denominará “TRC extendido”.*

Los valores mostrados en la Tabla 4. 6 corresponden al valor promedio y la desviación estándar de los estados estacionarios de cada periodo. El criterio seguido para considerar que se ha alcanzado el estado estacionario fue la ausencia de

acumulación en el balance de DQO y la estabilidad de los sólidos en el reactor AnMBR.

Se estudiaron tres TRCs distintos: 40 días (Periodos 1 y 2), 70 días (Periodos 4, 5 y 6) y TRC *extendido* (Periodo 3), durante el cual únicamente el fango necesario para el seguimiento analítico diario fue extraído de la planta piloto AnMBR. El factor de penetración de la FORSU se fijó en 40% para los Periodos 2, 3 y 4, considerando el hecho de que parte de la población no dispone de trituradores de comida en sus hogares. Posteriormente, en el Periodo 5, se dobló el factor de penetración, manteniendo el resto de condiciones de operación, a fin de estudiar cómo afecta al proceso el incremento de la proporción de FORSU.

4.2.1. Estabilidad del proceso anaerobio

La adición de un nuevo sustrato a la planta piloto AnMBR es susceptible de generar cambios que afecten a la estabilidad de la población microbiana y del proceso en general. Es por ello que se realiza el seguimiento de ciertos parámetros indicadores de la estabilidad, los cuales pueden alertar de un problema en la operación si superan los rangos establecidos que indiquen que el proceso funciona normalmente. Uno de los parámetros empleados para analizar la estabilidad del proceso es la concentración de los ácidos grasos volátiles (AGV) presentes en el efluente. La acumulación de AGV genera la acidificación del sistema, lo cual puede dar lugar a la inhibición de las poblaciones microbianas, suponiendo un riesgo para la estabilidad del proceso anaerobio. Así, en la Figura 4. 12 se muestra la evolución de los AGV en el efluente, parámetro medido diariamente durante todo el estudio. Se considera que un digester anaerobio con un proceso anaerobio estable tiene una concentración de AGV de entre 50 y 300 mg HAc·L⁻¹ (*Water Pollution Control Federation*, 1987). Como se puede observar, la concentración no supera los 25 mg HAc·L⁻¹ en todo el periodo de experimentación, es decir, no hubo riesgo de acidificación en ningún momento de la experimentación y el proceso anaerobio fue estable.

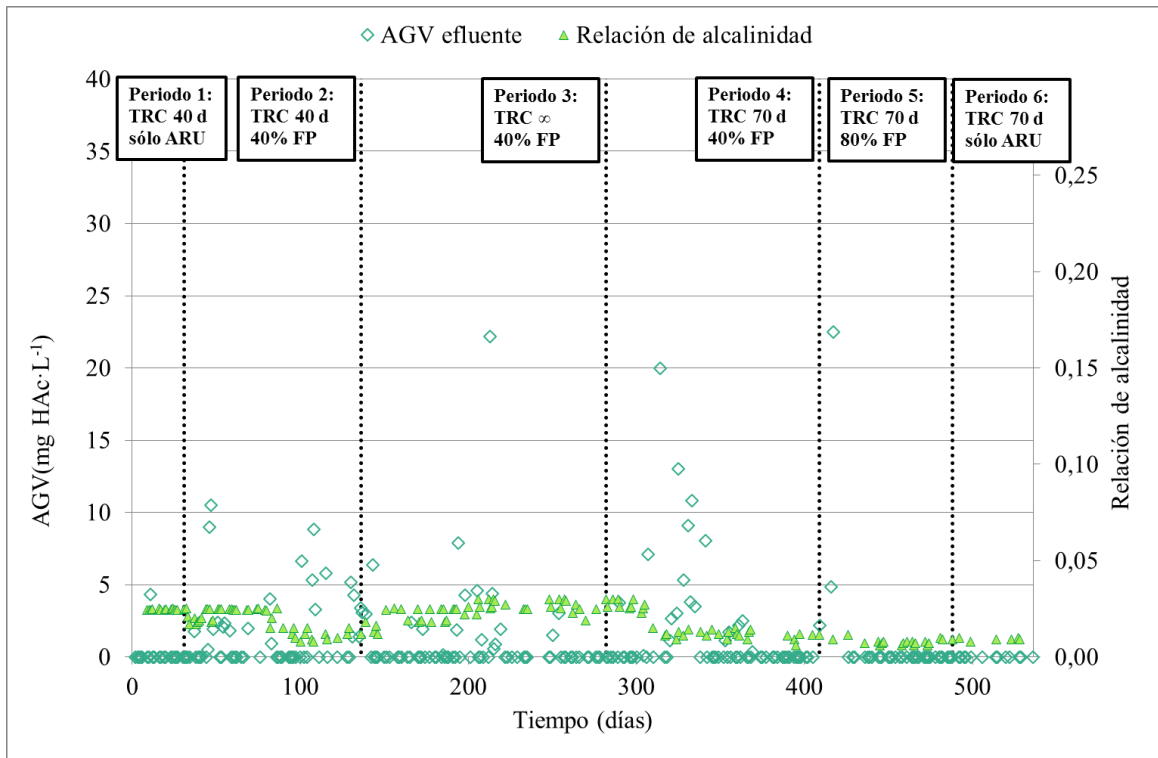


Figura 4. 12. Evolución de la relación de alcalinidad y de los AGV en el efluente de la planta piloto AnMBR durante todo el periodo de experimentación.

Además, en la Figura 4. 12 se muestra la relación de alcalinidad (RA), que es un indicador sensible de la posible acumulación de ácidos en un reactor anaerobio. Esta relación se define como el cociente entre la alcalinidad intermedia (ALC_I), que únicamente incluye la alcalinidad asociada a los AGV, y la alcalinidad total (ALC_T), que también incluye la alcalinidad asociada a otros sistemas tampón (i.e., $CO_3^{2-}/HCO_3^-/H_2CO_3$; NH_3/NH_4^+ ; $PO_4^{3-}/HPO_4^{2-}/H_2PO_4^-/H_3PO_4$; $S^{2-}/HS^-/H_2S$). Se considera que una RA por debajo de 0,3 asegura la estabilidad del proceso. Un incremento de esta relación indica que está teniendo lugar una desestabilización en el proceso biológico (Martí, 2008). Además, valores por encima de 0,8 indican inhibición de las *Archaea* metanogénicas por acidificación del sistema (Ferrer y Seco, 2007). Como se puede observar, el valor de la RA es mucho menor a 0,3 durante todo el estudio, independientemente de la operación con elevados tiempos de permanencia del fango o altos factores de penetración de la FORSU. En la Tabla 4. 7 se puede observar el valor promedio, para cada periodo estacionario, de la concentración de AGV en el efluente y de la relación de alcalinidad, mostrando unos valores muy bajos en ambos parámetros, que demuestran la estabilidad del proceso anaerobio.

Tabla 4. 7. Concentraciones de AGV ($\text{mg HAc} \cdot \text{L}^{-1}$) en el reactor de la planta piloto AnMBR (Promedio \pm Desviación Estándar) y relación de alcalinidad en los periodos estacionarios del estudio.

	AGV efluente ($\text{mg HAc} \cdot \text{L}^{-1}$)	Relación de alcalinidad
Periodo 1	$0,2 \pm 1,0$	0,0243
Periodo 2	$2,6 \pm 2,7$	0,0104
Periodo 3	$0,0 \pm 0,0$	0,0364
Periodo 4	$0,8 \pm 3,3$	0,0116
Periodo 5	$0,0 \pm 0,0$	0,0085
Periodo 6	$0,0 \pm 0,0$	0,0107

4.2.2. Establecimiento de los periodos pseudo-estacionarios. Balance de DQO.

Para considerar los periodos de estudio, el criterio seguido ha sido la estabilidad de los sólidos en el reactor AnMBR y la ausencia de acumulación en el balance de DQO. En la Figura 4. 13 se observan los seis periodos seleccionados, por la estabilidad de los sólidos en el reactor.

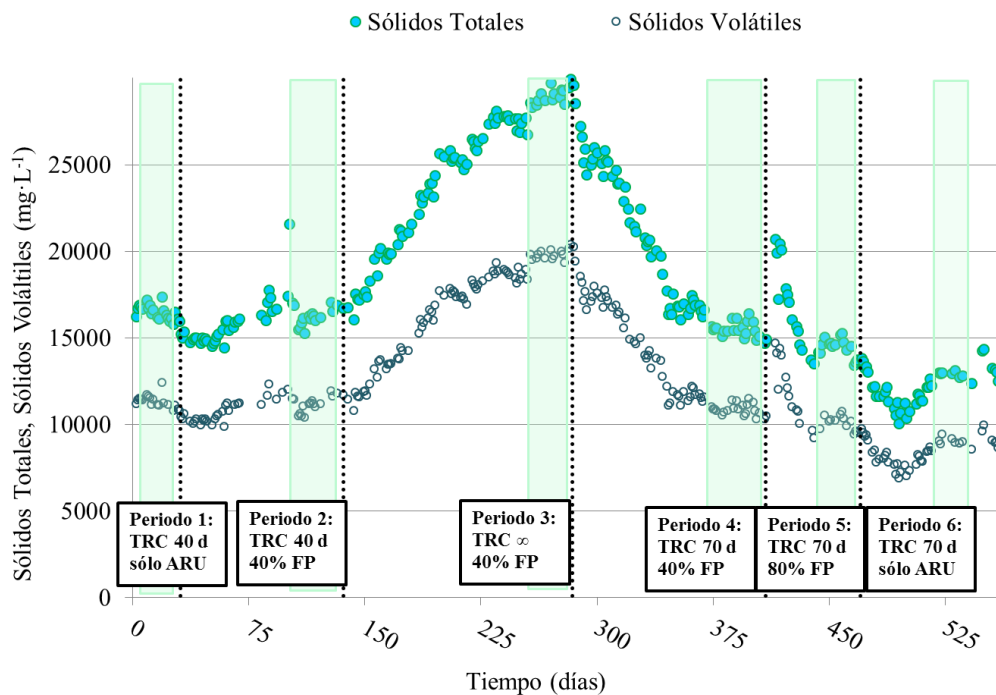


Figura 4. 13. Evolución de los sólidos en el reactor AnMBR. Los periodos estacionarios se encuentran sombreados.

Tal y como se describió en el capítulo anterior, en un sistema AnMBR, existen distintas formas de eliminación de la materia orgánica. Así, es posible que la materia orgánica se haya eliminado por (1) su transformación a metano, el cual sería el caso más favorable para cumplir el objetivo de valorización de la FORSU y el ARU que se pretende con el tratamiento propuesto, la biometanización; (2) haber sido utilizado por las bacterias sulfatoreductoras (SRB) para reducir el sulfato presente en el afluente a sulfuro; o (3) sean eliminados a través de la purga para mantener el TRC deseado en cada periodo. La DQO que no se ha conseguido eliminar puede, o bien salir del sistema por el efluente, o bien acumularse en el reactor. En el estado estacionario, no existe acumulación, y la DQO a la entrada es igual a la de la salida. Como ya se comentó anteriormente, la ecuación de balance correspondiente a la planta piloto de estudio es la siguiente:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{entrada}} \cdot DQO_{\text{entrada}} &= Q_{\text{CH}_4 \text{ biogás}} + Q_{\text{purga}} \cdot DQO_{\text{AnMBR}} + Q_{\text{salida}} \cdot DQO_{\text{residual}} \\
 &+ Q_{\text{salida}} \cdot DQO_{\text{CH}_4 \text{ disuelto}} + Q_{\text{salida}} \cdot DQO_{\text{SRB}} + V_{\text{AnMBR}} \\
 &\cdot DQO_{\text{acum}}
 \end{aligned}$$

[Ec. 4.2]

dónde Q_{entrada} ($\text{L} \cdot \text{día}^{-1}$) es el caudal de entrada y DQO_{entrada} ($\text{mg DQO} \cdot \text{L}^{-1}$) es la concentración de DQO a la entrada, teniendo en cuenta que la entrada corresponde a la suma del afluente de ARU, que contiene el tanque de regulación y el afluente contenido en el tanque de co-sustrato (TC), mezcla de la FORSU y el ARU; $Q_{\text{CH}_4 \text{ biogás}}$ corresponde a la producción de metano en el biogás, expresado como $\text{mg DQO} \cdot \text{día}^{-1}$; Q_{purga} es el caudal purgado ($\text{L} \cdot \text{día}^{-1}$) y DQO_{AnMBR} es la concentración de DQO del reactor ($\text{mg DQO} \cdot \text{L}^{-1}$). Los tres sumandos siguientes, corresponden al efluente o permeado, coincidiendo Q_{salida} ($\text{L} \cdot \text{día}^{-1}$) en todos ellos con el caudal del efluente que multiplica a la DQO debida al metano disuelto en el efluente, $DQO_{\text{CH}_4 \text{ disuelto}}$ ($\text{mg DQO} \cdot \text{L}^{-1}$), la DQO consumida por las SRB para reducir el sulfato a sulfuro: DQO_{SRB} ($\text{mg DQO} \cdot \text{L}^{-1}$) y la DQO_{residual} ($\text{mg DQO} \cdot \text{L}^{-1}$), que es aquella que el sistema no ha sido capaz de consumir y permanece tras el proceso. El último término, correspondiente a la acumulación de materia orgánica en el reactor, viene expresado por V_{AnMBR} (L), el volumen de operación y la DQO_{acum} ($\text{mg DQO} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{día}^{-1}$) que corresponde a la diferencia

entre concentraciones de DQO entre el principio y el final de un pseudo-estado estacionario.

La variabilidad de las corrientes del ARU y la FORSU a la entrada dificultan mantener el experimento en condiciones estrictamente estacionarias. Por tanto, los periodos estudiados se consideran pseudo-estacionarios, permitiendo una acumulación de hasta el 10% respecto de la DQO total a la salida. La variabilidad de las corrientes de entrada de la FORSU y el ARU puede observarse en el Anexo IV, donde se muestra la caracterización promedio de ambas corrientes, tanto para los periodos pseudo-estacionarios como para todo el periodo en el que se mantienen ciertas condiciones de operación.

En la Figura 4. 14 se muestra la carga ($\text{g}\cdot\text{día}^{-1}$) de la entrada y de la salida del reactor AnMBR, el porcentaje de error del balance y, además, la distribución de la DQO durante los seis periodos de estudio, en el estado pseudo-estacionario, y el porcentaje de acumulación. La DQO se reparte entre la DQO eliminada como metano (en forma de biogás y en forma disuelta), la DQO eliminada por las SRB, para la reducción de sulfato a sulfuro, la DQO eliminada por la purga, la DQO que se acumula en el reactor y la DQO que no consigue eliminar el tratamiento, la cual se denomina DQO residual en la presente tesis. Se observa como el porcentaje de eliminación de DQO debido a la producción de metano se ve aumentado de 10,7% en el Periodo 1 hasta un 35,3% en el Periodo 5. De nuevo resulta significativo que, en el Periodo 6, donde ya no se realiza el tratamiento conjunto de FORSU y ARU, la eliminación debido a la producción de metano es el doble (25,5%) que la del periodo anterior al tratamiento conjunto, superior incluso al periodo 2 (17,6%). Esto sugiere que pueden haber sucedido cambios a nivel de población bacteriana tras la introducción de la FORSU en el sistema, por lo que en el presente trabajo se ha incluido un análisis a nivel microbiológico (apartado 4.2.8., página 179).

El porcentaje de DQO eliminada debido al consumo de las SRB de materia orgánica para la reducción de sulfato a sulfuro es similar en los distintos periodos (en promedio $25,6\pm 6,3\%$), ya que, como se ha visto previamente la concentración de entrada de sulfato a la entrada es relativamente constante (en promedio $104\pm 14 \text{ mg S}\cdot\text{L}^{-1}$).

El porcentaje de DQO eliminada mediante la purga disminuye en función del aumento de la eliminación de DQO debido a la producción de metano, pasando de un 53,2% en el Periodo 1 a un 32,0% en el Periodo 5. Cabe destacar la alta acumulación del Periodo 3, ya que la purga es eliminada en este periodo a excepción de la toma de muestra para el seguimiento analítico del proceso. Sin embargo, se han analizado distintos parámetros para conocer el efecto de la ausencia de purga en el sistema.

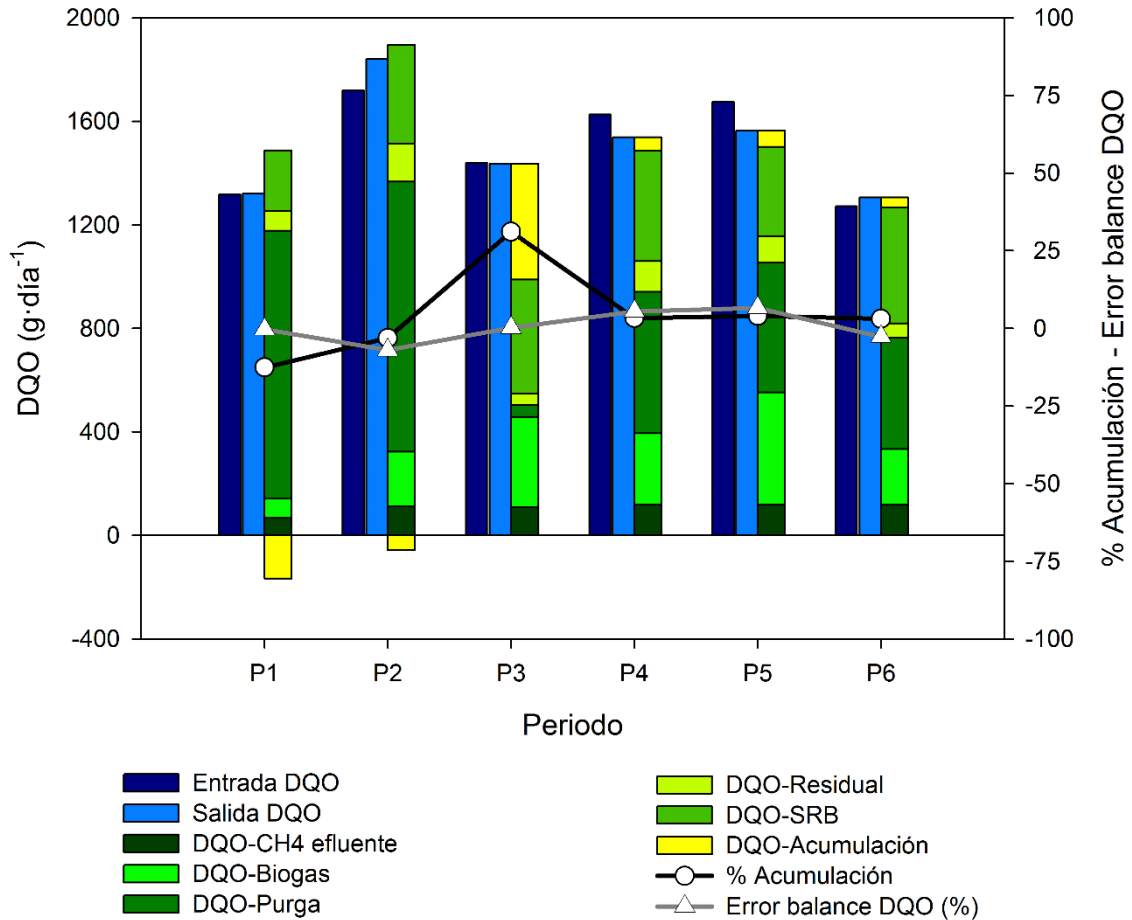


Figura 4. 14. Carga de DQO a la entrada y a la salida del sistema AnMBR y distribución de la eliminación de la DQO en los distintos periodos pseudo-estacionarios.

4.2.3. Efecto sobre la DQO del afluente y la carga orgánica (OLR)

El aporte de DQO debido a la adición de la FORSU implica un notable incremento de la carga orgánica en la entrada al reactor AnMBR. En la Figura 4. 15, se muestra la concentración de DQO durante todo el periodo de estudio para el ARU y para la concentración total, en los periodos con adición de FORSU. Se observa una gran variabilidad en las concentraciones, debido a la heterogeneidad, tanto en la concentración de ARU como en la de FORSU, por tratarse de muestras reales.

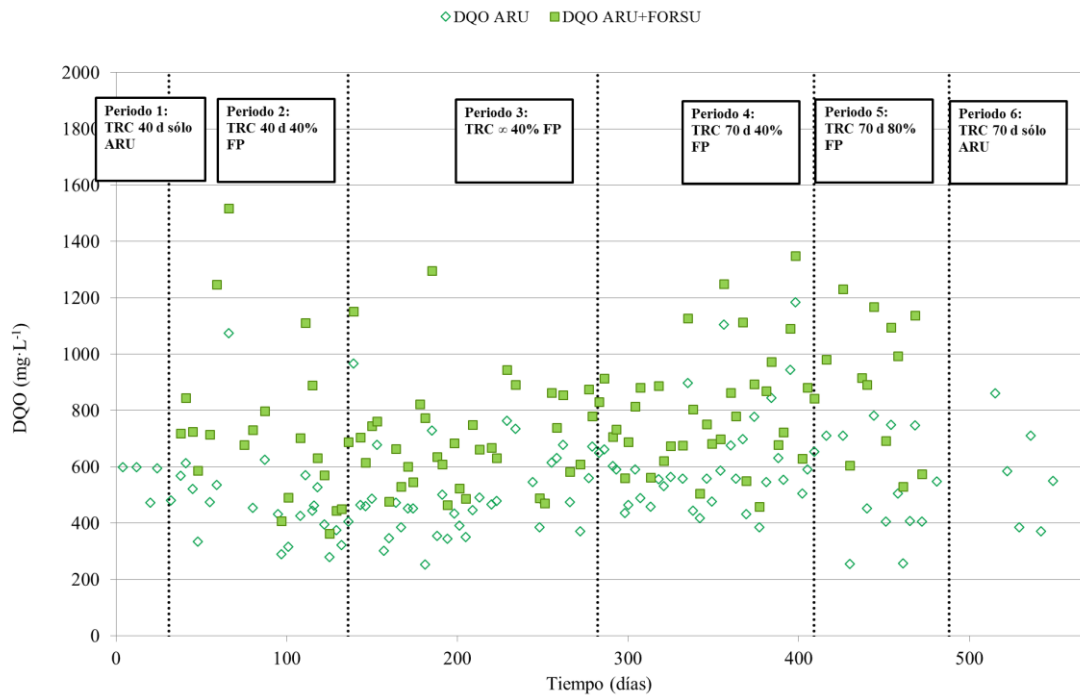


Figura 4. 15. Concentración de DQO aportada por el ARU y por la mezcla de ARU y FORSU durante el estudio de tratamiento conjunto.

En la Tabla 4. 8 se muestran las concentraciones de DQO de los estados pseudo-estacionarios. Se observa de nuevo como la variabilidad de la entrada es muy acusada y que la adición de la FORSU al tratamiento provoca un incremento significativo en la concentración de DQO. Destaca especialmente el aumento de concentración del periodo 5 (de 566 a 959 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$), siendo éste el periodo de factor de penetración 80% de la FORSU.

Tabla 4. 8. Concentraciones de DQO ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$) en el ARU y en la mezcla de FORSU y ARU a la entrada de la planta piloto AnMBR durante los períodos estacionarios del estudio (Promedio \pm Desviación Estándar).

	DQO ARU ($\text{mg DQO}\cdot\text{L}^{-1}$)	DQO afluente ($\text{mg DQO}\cdot\text{L}^{-1}$)
Período 1	560 \pm 64	
Período 2	421 \pm 87	650 \pm 236
Período 3	565 \pm 122	740 \pm 123
Período 4	692 \pm 228	853 \pm 239
Período 5	552 \pm 174	959 \pm 167
Período 6	636 \pm 202	

La velocidad de carga orgánica (OLR, acrónimo de *organic loading rate*) es la cantidad de materia orgánica introducida diariamente en el reactor por unidad de volumen, siendo directamente dependiente de la concentración de sustrato y del TRH fijado. Se expresa en unidades de gramos de DQO por m³ de volumen de reactor y día. Con este parámetro podemos conocer la cantidad de materia orgánica que está alimentando al reactor AnMBR.

Como ya se ha comentado en apartados anteriores, los suelos de la cuenca mediterránea se caracterizan por una importante presencia de sulfato, el cual se transfiere a sus aguas estando presente en las aguas de abastecimiento y finalmente en las aguas residuales generadas. En los procesos anaerobios, existe una competición entre SRB y AM por la materia orgánica, ya que las primeras utilizan materia orgánica para reducir el sulfato a sulfuro, lo que limita la producción de metano. Por tanto, la adición de la FORSU supone un incremento en la carga de materia orgánica, aumentando la disponibilidad de materia orgánica para las *Archaea* metanogénicas. En la Figura 4. 16 se observa el efecto real que tuvo la FORSU sobre la carga orgánica (OLR) de la entrada en los periodos de tratamiento conjunto. El análisis ANOVA demuestra que existen diferencias significativas entre algunos periodos (ver Tabla VI. 5, Tabla VI. 6 y Figura VI. 3). Se observa cómo, en todos los periodos, la carga consumida por las SRB se encuentra aproximadamente en el mismo orden, en el Anexo VI se muestra el análisis estadístico de la OLR disponible para las SRB y se observa como no existen diferencias entre periodos para este parámetro (ver Tabla VI. 7, Tabla VI. 8 y Figura VI. 4).

La variabilidad observada en la carga orgánica fue consecuencia de diferentes factores, como son la elevada variabilidad de concentración de materia orgánica debido a la heterogeneidad de la FORSU y el hecho de que la operación con agua residual real implica variaciones en la concentración, debido a la entrada de afluentes de baja carga durante los periodos de lluvias o puntas de carga orgánica que varían en función de las estaciones del año (descenso de la población en verano, cese de la actividad industrial, estacionalidad de la actividad agrícola, etc.).

De acuerdo a las determinaciones llevadas a cabo en el laboratorio, se sabe que prácticamente todo el sulfato es reducido a sulfuro en la planta piloto, de modo que la OLR aportada por el ARU se reparte entre la carga orgánica consumida por las SRB y

la disponible para las AM. En general, en presencia de sulfato, las SRB tienen una ventaja competitiva frente a las AM, de modo que la carga orgánica está disponible, en primer lugar para las SRB y la materia orgánica que quede, será la que esté disponible para las AM. Al realizar un tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU, se consigue un incremento del 41, 39, 30 y 56% de la carga orgánica disponible en los Periodos de 2, 3, 4 y 5, respectivamente. La carga orgánica total disponible para las AM en cada período estacionario, puede verse en la Tabla 4. 9 (promedio y desviación estándar), así como la consumida por las SRB y el aporte de OLR de ARU y FORSU.

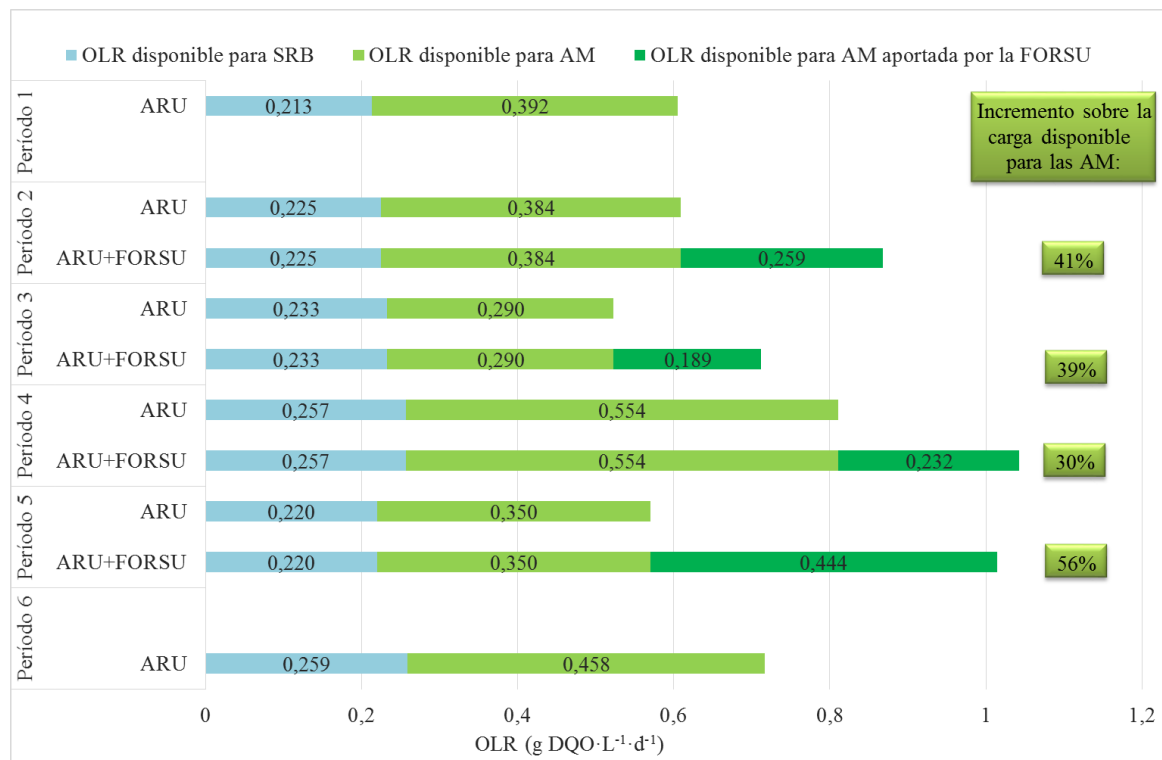


Figura 4. 16. Carga orgánica a la entrada de la planta piloto AnMBR, dividida entre la carga consumida por las SRB, la que se encuentra disponible procedente del ARU para las AM y la que es aportada por la FORSU disponibles para las AM durante los periodos pseudo-estacionarios de tratamiento conjunto.

Cabe destacar que, a pesar de incrementar el factor de penetración del 40 al 80% entre los periodos 4 a 5, la carga orgánica total disponible para las AM fue muy similar (en la Tabla VI. 12 se puede observar como no hay diferencias significativas entre los Periodos 4 y 5). Esto es debido principalmente a las diferencias en la composición del ARU, mostrando una alta carga orgánica procedente del ARU en el período 4 (P4: 0,554 g DQO·L⁻¹·d⁻¹) frente a la baja carga orgánica procedente del ARU durante el periodo 5 (P5: 0,350 g DQO·L⁻¹·día⁻¹). En el análisis estadístico se observa como el Periodo 4 presenta diferencias significativas en la OLR para AM aportada por ARU

respecto del resto debido a la variabilidad de la entrada (ver Tabla VI. 12 y Figura VI. 6) y que el Periodo 5 el aporte por parte de la FORSU es mayor, debido a que se aumenta el FP (ver Tabla VI. 14. Pruebas de Múltiple Rangos para OLR FORSU según periodos Tabla VI. 14 y Figura VI. 7).

Tabla 4. 9. Promedio y desviación estándar de la OLR total, la OLR disponible para SRB y para AM, y el aporte de ARU y FORSU para las AM durante los periodos pseudo-estacionarios del estudio (g DQO· L⁻¹· día⁻¹).

	OLR total	OLR disponible para SRB	OLR disponible para AM	OLR para AM aportada por ARU	%	OLR para AM aportada por FORSU	%
P1	0,605 ± 0,020	0,213 ± 0,110	0,392 ± 0,108	0,392 ± 0,108	100		
P2	0,871 ± 0,092	0,225 ± 0,112	0,643 ± 0,063	0,384 ± 0,092	60	0,259 ± 0,061	40
P3	0,712 ± 0,066	0,233 ± 0,080	0,479 ± 0,045	0,290 ± 0,045	61	0,189 ± 0,023	39
P4	1,045 ± 0,255	0,257 ± 0,125	0,786 ± 0,202	0,554 ± 0,098	70	0,232 ± 0,113	30
P5	1,014 ± 0,066	0,22 ± 0,083	0,794 ± 0,051	0,350 ± 0,077	44	0,444 ± 0,057	56
P6	0,717 ± 0,078	0,259 ± 0,090	0,458 ± 0,044	0,458 ± 0,044	100		

Tanto en la Figura 4. 16 como en la Tabla 4. 9, se observa como la OLR disponible para las SRB se encuentra en el mismo rango para todos los periodos estacionarios del estudio (de 0,213 a 0,259 g DQO· L⁻¹· d⁻¹).

4.2.4. Efecto sobre la concentración de nutrientes

Tras la caracterización química de la FORSU, se pudo observar que el rango de concentraciones de nitrógeno en forma de amonio de la FORSU y el ARU era similar, por lo que se esperaba que el efecto de la FORSU en el contenido en nitrógeno del sistema fuera poco significativo. En la Figura 4. 17, donde se encuentra representada la concentración de amonio aportada por el ARU y la aportada por la mezcla de ARU y FORSU durante todo el período de estudio, se corrobora que no se produjo un incremento de la concentración de nitrógeno a la entrada de la planta piloto AnMBR.

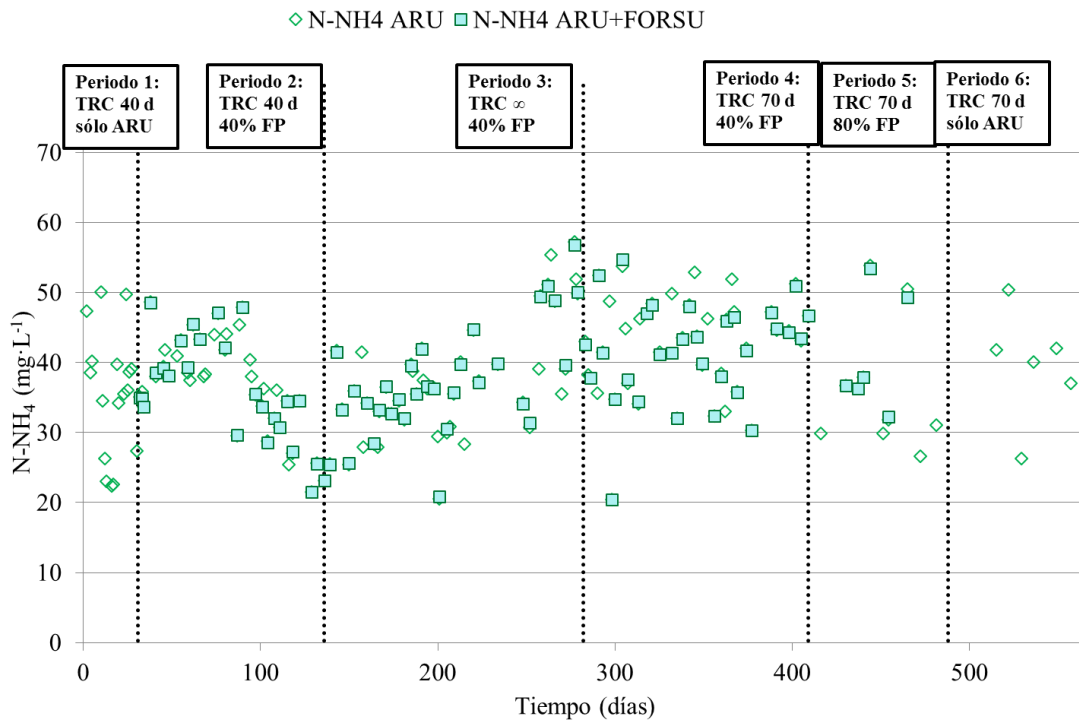


Figura 4. 17. Concentración de nitrógeno amoniacal aportada por el ARU y por la mezcla de ARU y FORSU durante el estudio de tratamiento conjunto.

Para el caso del fósforo el efecto de la incorporación de los residuos es similar al del caso del amonio. Como ya se ha visto, el fósforo medido como fosfato de la FORSU tiene una concentración de $81,9 \pm 26,7 \text{ mg P} \cdot \text{L}^{-1}$, el cual es significativamente superior a la concentración de fosfato promedio en el ARU ($4,0 \pm 1,6 \text{ mg P} \cdot \text{L}^{-1}$). Sin embargo, la proporción de FORSU respecto al caudal total (aproximadamente un 1,9 %) provoca un efecto de dilución que hace que el aporte de fósforo por parte de los residuos prácticamente no se aprecie (Figura 4. 18).

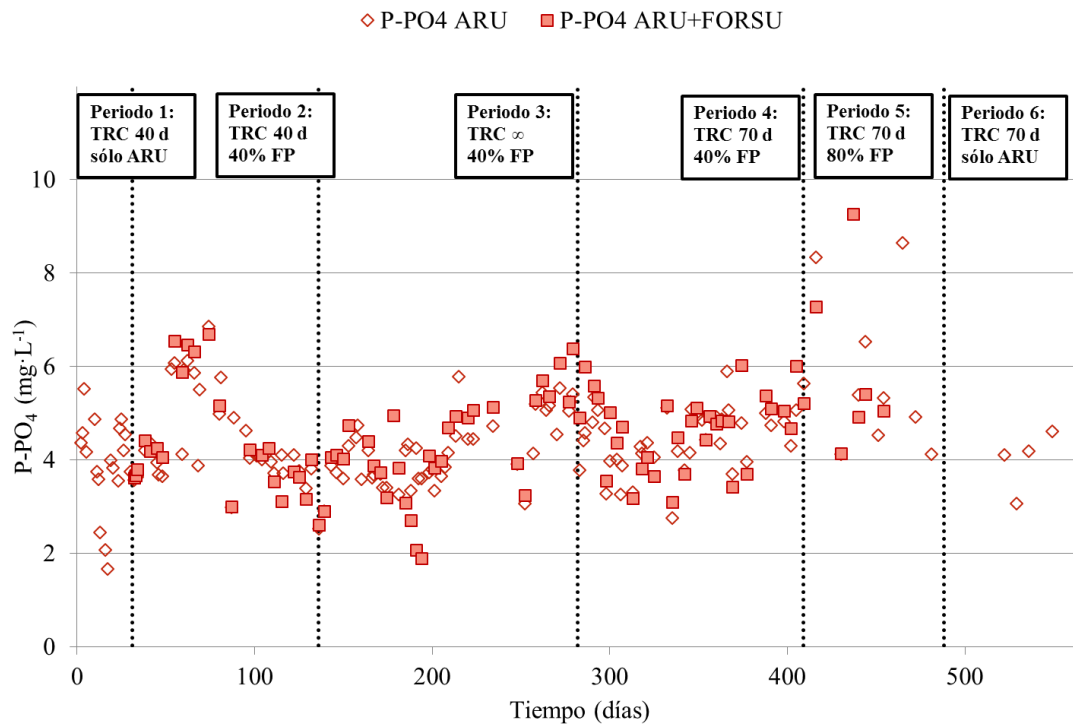


Figura 4. 18. Concentración de fósforo aportada por el ARU y por la mezcla de ARU y FORSU durante el estudio de tratamiento conjunto.

En la Tabla 4. 10 se observa la concentración promedio (de N-NH_4 y P-PO_4), en cada período pseudo-estacionario del estudio, la concentración del ARU a la entrada y la concentración total del afluente, a fin de comparar el efecto de la FORSU en el mismo.

Tabla 4. 10. Concentraciones de N-NH_4 y P-PO_4 ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$) en afluente y efluente de la planta piloto AnMBR y en el ARU durante los distintos períodos pseudo-estacionarios del estudio (Promedio \pm Desviación Estándar).

	N-NH_4 ARU ($\text{mg N}\cdot\text{L}^{-1}$)	N-NH_4 afluente ($\text{mg N}\cdot\text{L}^{-1}$)	N-NH_4 efluente ($\text{mg N}\cdot\text{L}^{-1}$)	P-PO_4 ARU ($\text{mg P}\cdot\text{L}^{-1}$)	P-PO_4 afluente ($\text{mg P}\cdot\text{L}^{-1}$)	P-PO_4 efluente ($\text{mg P}\cdot\text{L}^{-1}$)
Período 1	$35,6 \pm 8,9$	$35,6 \pm 8,9$	$49,6 \pm 11,1$	$3,9 \pm 1,0$	$3,9 \pm 1,0$	$6,0 \pm 0,8$
Período 2	$29,1 \pm 5,2$	$28,7 \pm 5,0$	$40,8 \pm 5,5$	$3,8 \pm 0,5$	$3,5 \pm 0,5$	$5,0 \pm 0,5$
Período 3	$47,3 \pm 7,1$	$48,3 \pm 5,7$	$69,6 \pm 11,1$	$5,0 \pm 0,6$	$5,6 \pm 0,5$	$7,9 \pm 1,3$
Período 4	$43,7 \pm 6,1$	$43,7 \pm 6,1$	$69,1 \pm 27,7$	$4,8 \pm 0,5$	$5,1 \pm 0,7$	$7,3 \pm 1,1$
Período 5	$38,0 \pm 9,5$	$40,0 \pm 9,3$	$53,5 \pm 4,8$	$5,3 \pm 0,8$	$4,9 \pm 0,6$	$7,9 \pm 0,4$
Período 6	$39,6 \pm 9,9$	$39,6 \pm 9,9$	$44,5 \pm 20,7$	$3,8 \pm 0,6$	$3,8 \pm 0,6$	$5,4 \pm 0,8$

En cuanto al sulfato, la concentración tampoco se ve modificada de forma significativa por efecto de la adición de la FORSU, tal y como se puede observar en la Figura 4. 19, donde se muestra la concentración de sulfato en el ARU y en la mezcla afluente, de ARU y FORSU. De esta forma, al aumentar la carga de materia orgánica

como se ha comprobado en el apartado anterior, la relación DQO/S-SO₄ se ve incrementada considerablemente, de 5,1 en el Periodo 1 a 8,0 en el Periodo 5, tal y como puede observarse en la Tabla 4. 11. Así, queda disponible una mayor concentración de materia orgánica para las *Archaea* metanogénicas, y en consecuencia se espera una mayor producción de metano.

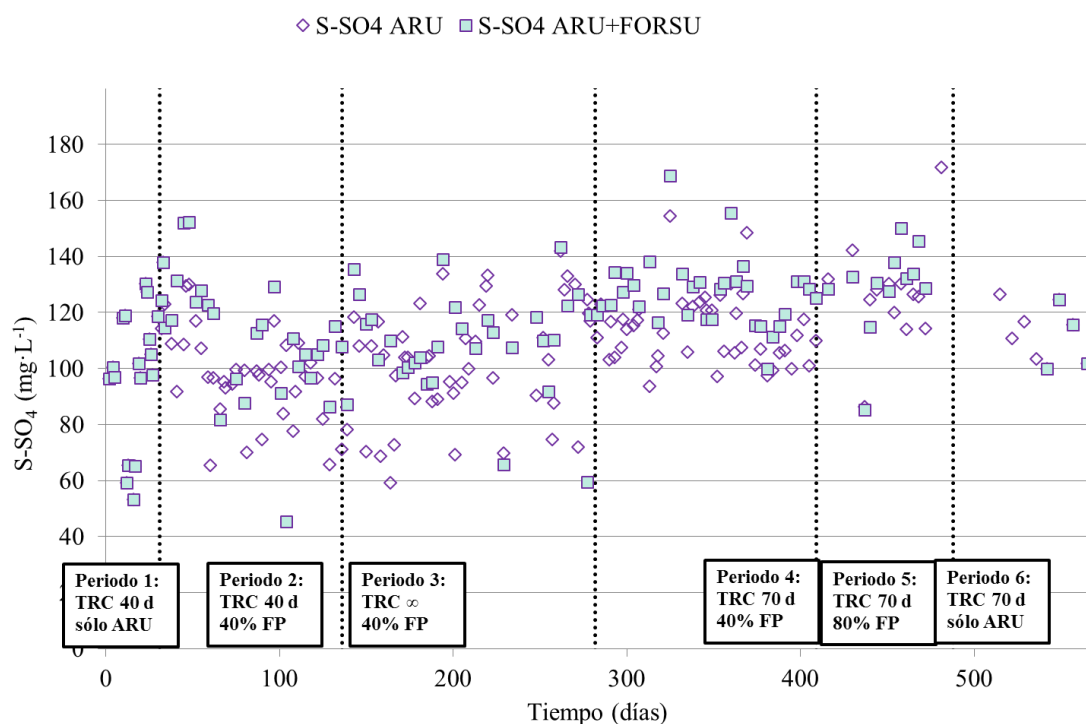


Figura 4. 19. Concentración de sulfato aportada por el ARU y por la mezcla de ARU y FORSU durante el estudio de tratamiento conjunto.

Los valores mostrados en la Tabla 4. 11, indican que esta relación es mayor durante el periodo de tratamiento conjunto de ARU y FORSU, en comparación con la relación obtenida en los periodos en el cual el AnMBR solo recibía el aporte de las ARUs (Periodos 1 y 6). En el análisis estadístico incluido en el Anexo VI se demuestra que existen diferencias significativas al pasar del Periodo 1 al 2 y del 5 al 6 (ver Tabla VI. 18 y Figura VI. 10). Además, en la Tabla 4. 11, puede observarse la concentración promedio de S-SO₄, en cada período pseudo-estacionario del ARU a la entrada y del afluente (mezcla de FORSU y ARU).

Tabla 4. 11. Concentraciones de S-SO₄ (mg·L⁻¹) en el ARU y en el afluente de la planta piloto AnMBR y relación DQO/S-SO₄ durante los distintos periodos pseudo-estacionarios del estudio (Promedio ± Desviación Estándar).

	S-SO ₄ ARU (mg S·L ⁻¹)	S-SO ₄ afluente (mg S·L ⁻¹)	Ratio DQO/ S-SO ₄ (mg DQO·L ⁻¹ / mg S-SO ₄ ·L ⁻¹)
Período 1	98,0±26,3	97,8±23,8	5,1±0,8
Período 2	89,0±14,1	81,4±12,9	7,7±2,1
Período 3	113,0±23,9	120,4±26,3	6,9±1,4
Período 4	119,0±6,2	108,7±10,8	7,0±1,9
Período 5	120,0±16,9	99,3±16,9	8,0±1,9
Período 6	114,3±9,7	114,4±9,7	5,6±1,7

4.2.5. Evolución de los sólidos del reactor

En la Figura 4. 20 se muestra la evolución de los sólidos (totales, volátiles y porcentaje de volátiles) y temperatura a lo largo del todo el periodo de estudio. Los periodos considerados como pseudo-estacionarios se encuentran sombreados, a partir de dichos periodos se han calculado los resultados promedio de cada periodo de estudio, se observa cómo durante dichos periodos los sólidos se mantienen estables.

Se observa como la proporción de sólidos volátiles frente a la de totales, ha sido constante durante todo el estudio, con valores de entre 68 y 70%. La evolución de la temperatura es mostrada también en la Figura 4. 20, dónde se observa que, a pesar de problemas de operación puntuales, la temperatura se mantiene en torno a la establecida en las condiciones de operación, 28°C.

La Tabla 4. 12 muestra el valor promedio y su desviación estándar para cada uno de estos periodos pseudo-estacionarios para la concentración de sólidos totales (ST), sólidos volátiles (SV y %SV) y la producción de fangos.

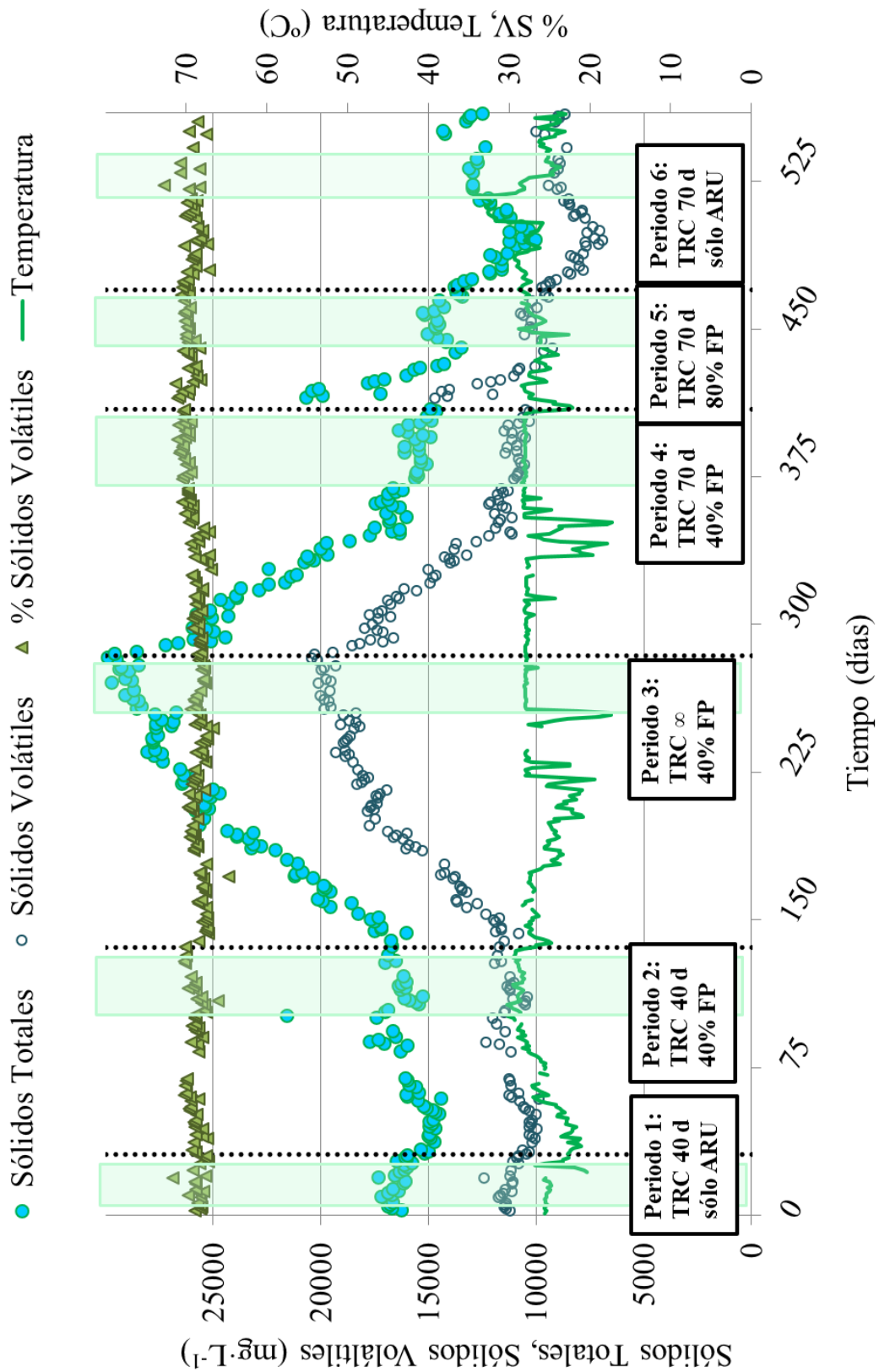


Figura 4. 20. Evolución de los sólidos del reactor durante el estudio. Las áreas sombreadas corresponden a los estados estacionarios identificados.

La primera observación a destacar es que a pesar de haber iniciado el tratamiento conjunto, la concentración de sólidos en el reactor no aumenta excesivamente en el Periodo 2 respecto del Periodo 1 sin aporte de FORSU, alcanzando una concentración promedio en el estado estacionario de alrededor de $16 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ para los sólidos totales y de alrededor de $11 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ para los sólidos volátiles. En la Tabla 4. 12 se observa cómo el promedio de concentraciones en el reactor es del mismo orden en el Periodo 1 que en el 2 y en el análisis estadístico se puede observar como no existen diferencias significativas entre los Periodos 1 y 2 (ver Tabla VI. 16).

En el Periodo 3, se decide continuar el estudio sin purga (únicamente se toma una muestra diaria de fango para realizar el análisis en laboratorio de la misma) y la concentración de sólidos se incrementa desde $16 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ hasta los $29 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ para los sólidos totales y desde $11 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ y $20 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ para los sólidos volátiles.

Al comienzo del Periodo 4, la concentración de sólidos desciende gradualmente hasta estabilizarse en $15 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ ($11 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ para los SV) y una concentración de $14 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ ($10 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ para los SV) para el Periodo 5 (ver Tabla 4. 12). Como puede verse, la concentración en el Periodo 4 es ligeramente inferior a la del Periodo 2, a pesar de tener un TRC notablemente más alto (70 vs 40 días), lo que puede haber sido debido a una combinación de diferentes factores:

- El Periodo 2 corresponde al periodo estival, en el cual, estudios previos (Giménez, 2014) han demostrado que existe un aumento en la componente inerte del agua residual que recibe la EDAR del Carraixet (Alboraya, Valencia), donde está ubicada la planta piloto AnMBR. Esto conlleva una disminución de la biodegradabilidad, dando lugar a una mayor acumulación de sólidos no biodegradables.
- Aumentar el TRC de 40 a 70 días, permite un mayor grado de hidrólisis del material particulado y una mayor degradación de los compuestos orgánicos lentamente biodegradables que no son degradados a TRCs inferiores, debido a un mayor contacto entre la materia orgánica particulada y las enzimas responsables de la hidrólisis. Una mayor hidrólisis de la misma conlleva a una cantidad mayor de AGV disponibles para ser transformados a metano. De hecho, la actividad metanogénica específica (SMA) se ve aumentada de 10 a $50 \text{ mL CH}_4\cdot\text{g}^{-1} \text{ SV}\cdot\text{día}^{-1}$ del Periodo 2 al 4, respectivamente (ver Tabla 4. 13), consiguiendo mayor producción de metano y menor acumulación de sólidos en el reactor. Es probable que el aumento de SMA sea

debido a un incremento en la población de ciertas bacterias relacionadas con la hidrólisis del proceso, como se estudiará posteriormente.

A pesar de haber aumentado el factor de penetración de 40 a 80%, se observa una disminución en la concentración en el Periodo 5. Esta disminución de sólidos en el Periodo 5 respecto del Periodo 4 se debe a que la biodegradabilidad de la FORSU es mayor que la del ARU. Aunque la carga orgánica total que recibe el sistema en ambos ensayos es aproximadamente la misma, en el Periodo 5 la contribución de la FORSU es casi el doble que en el Periodo 4 (pasa del 30% al 56% tal y como se puede observar en la Figura 4. 20), por lo que la biodegradabilidad del conjunto aumenta, por ser la biodegradabilidad de la FORSU mayor que la del ARU (Moñino *et al.*, 2016) produciéndose en el Periodo 5 un descenso en los sólidos en beneficio de la producción de metano.

En el Periodo 6, el sistema volvió a ser alimentado únicamente por ARU, con un marcado descenso en la carga orgánica (de 0,794 a 0,458 g DQO L⁻¹ d⁻¹, ver Tabla 4. 9), lo que se tradujo en un descenso en la concentración de ST y SV (ver Tabla VI. 18 y Figura VI. 9 para el análisis estadístico).

Tabla 4. 12. Concentración de sólidos en el reactor, porcentaje de sólidos hidrolizado y producción de fangos durante los distintos periodos pseudo-estacionarios del estudio.

	ST reactor (mg·L ⁻¹)	SV reactor (mg·L ⁻¹)	%SV	% SV hidrolizado	Producción de fangos (kg SV·Kg ⁻¹ DQO eliminada)
Periodo 1	16556±874	11444±650	69±1	16	0,614±0,316
Periodo 2	16254±460	11215±473	69±1	20	0,316±0,062
Periodo 3*	28943±418	19788±250	68±1	88	0,015±0,001
Periodo 4	15484±446	10873±340	70±1	65	0,179±0,048
Periodo 5	14373±522	9997±419	70±1	70	0,142±0,059
Periodo 6	12834±269	8907±271	70±1	29	0,245±0,076

*El periodo 3 no es estacionario, ya que corresponde a TRC extendido, sin embargo, se considera un periodo estable.

Mediante el balance de sólidos volátiles, se puede comparar la eficiencia de eliminación de los mismos entre periodos. La eficiencia de eliminación se obtiene mediante el cálculo del porcentaje de sólidos hidrolizados respecto de los sólidos de entrada. Como puede observarse en la Tabla 4. 12, el mayor porcentaje de hidrólisis se alcanzó en el Periodo 3, con TRC extendido, ya que la biomasa dispone de tiempo ilimitado para degradar el sustrato afluente. Es lógico, por tanto, que exista un mayor

porcentaje de hidrólisis conforme mayor sea el TRC al cual se opera. Al comparar el Periodo 2 y 4, con un FP de 40% y TRC de 40 y 70 días, respectivamente, se observa un incremento desde el 20 hasta el 65% de sólidos eliminados por la hidrólisis del proceso anaerobio.

Resulta interesante, además, comparar periodos con el mismo TRC y distinto FP de la FORSU. Comparando los Periodos 1 y 2, donde se opera con un TRC de 40 días, pero en el Periodo 2 se introduce la FORSU con un 40% de FP, se observa un aumento del 20% en la hidrólisis. En el caso de los periodos con TRC de 70 días (Periodos 4, 5 y 6), no hay una diferencia significativa entre la introducción de un FP de 40 u 80% (65 y 70% de hidrólisis, para los Periodos 4 y 5, respectivamente) pero si existe una disminución de casi el 60% al comparar el Periodo 5, con un FP del 80%. De este modo, se observa como la FORSU contribuye a la generación de una mayor hidrólisis, sugiriendo un efecto sinérgico debido al tratamiento conjunto del ARU y la FORSU.

Además, la eficiencia de eliminación por hidrólisis, al comparar los periodos anterior y posterior al tratamiento conjunto es del doble en el Periodo 6 respecto del Periodo 1, lo que significa que el efecto de co-tratamiento de la FORSU en el AnMBR probablemente ha generado un cambio en la población microbológica del sistema, incrementando la capacidad de degradación de moléculas complejas.

La producción de fangos ($\text{kg SV} \cdot \text{kg}^{-1} \text{DQO}_{\text{elim}}$) se define por la cantidad de fango purgado por cada kilogramo de DQO eliminada, de modo que, para un mismo TRC, cuanta mayor cantidad de materia orgánica se elimine, menor será la producción de fangos. Esto se observa en los Periodos 1 y 2, en la Tabla 4. 12 se muestra que en el Periodo 2 la producción disminuye a la mitad respecto del periodo 1, y que la concentración de sólidos en el reactor es la misma. Esto es debido a que la carga orgánica que entra al sistema es mayor en el Periodo 2 (de 0,392 a 0,643 $\text{g DQO} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$, ver Tabla 4. 9, página 132), siendo la eliminación de DQO superior al 90% en ambos periodos, de modo que el aumento de carga orgánica es aceptado por el sistema, traduciéndose en un aumento en la producción de metano, sin observarse una significativa acumulación de sólidos en el sistema respecto del Periodo 1.

Del mismo modo, la producción de fangos va en disminución del Periodo 2 al 4. Cuanto mayor es el TRC, mayor grado de mineralización de la materia orgánica afluente se ha alcanzado, consiguiendo reducir los costes de gestión del fango producido. En el periodo 3, en el cual la purga se minimiza a la cantidad necesaria para

realizar el seguimiento analítico del sistema, se consiguió la menor producción de fangos.

Al comparar los periodos 4 y 5, donde se dobla el factor de penetración de la FORSU (a pesar de que la OLR fue muy similar: 0,786 frente a 0,794 g DQO· L⁻¹· d⁻¹), se observa como el aumento de la biodegradabilidad del conjunto hace que la producción de fangos disminuya.

El aumento de la producción de fangos del Periodo 5 al 6 es debido a la disminución en la carga de DQO a la entrada, ya que en éste último periodo el AnMBR se alimenta únicamente con ARU que a su vez es menos biodegradable que el FORSU.

4.2.6. Evolución de la producción de biogás

En la Tabla 4. 13 se muestra la producción de metano en cada uno de los periodos pseudo-estacionarios del estudio. En primer lugar se muestra el volumen promedio de metano recuperado con el biogás ($V_{CH_4 \text{ biogás}}$) en litros por día, así como el volumen total de metano producido ($V_{CH_4 \text{ total}}$), calculado como la suma del metano recuperado con el biogás y el que se encuentra disuelto en el efluente. También se puede observar el % de CH₄ en el biogás en cada uno de los ensayos realizados (% CH₄ en biogás), la actividad metanogénica específica (SMA) y el rendimiento a metano (*methane yield*) para conocer el rendimiento de biometanización alcanzado, teniendo en cuenta que el *methane yield* teórico es 350 mL·kg⁻¹ DQO eliminada por las AM a 0°C y aproximadamente 386 mL·kg⁻¹ DQO eliminada tras realizar la corrección por temperatura para 28°C. Por último, y puesto que existe una gran variabilidad en la carga orgánica del afluente, se ha normalizado la producción a fin de comparar correctamente los periodos. Para ello se ha expresado la producción en CH₄ total en función de la DQO eliminada (tanto por organismos reductores de sulfato como por *Archaea* metanogénicas) y el incremento respecto periodo previo al tratamiento conjunto (P1), calculado como la diferencia entre la producción del periodo a comparar y la producción del Periodo 1, dividido por la producción del Periodo 1.

Tabla 4. 13. Producción de metano en los distintos periodos pseudo-estacionarios del estudio.

	V CH ₄ biogás (L·d ⁻¹)	V CH ₄ total (L·d ⁻¹)*	% CH ₄ en biogás	SMA (mL CH ₄ · g ⁻¹ SV·d ⁻¹)	CH ₄ total (L·kg ⁻¹ DQO eliminada por AM)	CH ₄ total (L·kg ⁻¹ DQO eliminada)	% Incremento CH ₄ respecto del periodo 1
Periodo 1	18,2±15,4	50,0±16,5	43,5±7,1	10	77,1±28,1	51,2±20,4	-
Periodo 2	76,0±37,1	118,1±39,1	47,9±11,4	10	229,1±40,0	80,4±22,5	57
Periodo 3	129,9±60,6	165,9±66,1	67,5±6,4	36	257,0±89,9	121,1±24,1	137
Periodo 4	145,7±67,5	194,0±71,0	72,9±3,0	49	291,1±70,4	114,9±58,5	124
Periodo 5	194,3±67,6	239,6±72,0	74,7±2,1	51	340,9±60,5	148,7±57,2	190
Periodo 6	69,3±27,7	124,2±47,6	62,0±2,2	43	165,9±45,7	93,9±40,7	83

* V CH₄ total = V CH₄ biogás + V CH₄ disuelto

A partir de los datos mostrados en la Tabla 4. 13 se observa que, la producción de metano durante el tratamiento conjunto de FORSU y ARU (Periodos 2 a 5) es notablemente mayor que la producción en los periodos donde sólo se trata ARU (Periodos 1 y 6), alcanzando un incremento de casi un 200% cuando se trabaja con un FP del 80% en el Periodo 5 con respecto de la producción en el Periodo 1. El análisis ANOVA del metano total producido (ver Tabla VI. 21, Tabla VI. 22 y Figura VI. 11) demuestra que existen diferencias significativas entre periodos y que existe un incremento significativo en el Periodo 6, posterior al co-tratamiento, respecto al inicial (Periodo 1).

En general, la producción de metano es mayor cuanto mayor es el TRC. Al aumentar la permanencia del fango en el sistema se promueve la hidrólisis (etapa limitante del proceso anaerobio) y se incrementa el flujo de sustratos hacia las etapas posteriores de la degradación anaerobia, incrementándose la producción de biogás. Tal y como se puede observar en la Tabla 4. 13, con un mismo FP del 40%, se consigue una mayor producción de metano en el Periodo 4, con 70 días de TRC (114,9 L·kg⁻¹ DQO entrada) que en el Periodo 2, con 40 días (80,4 L·kg⁻¹ DQO entrada). Sin embargo, la producción obtenida en el periodo operado sin purga de fango (Periodo 3), es solamente un 5% mayor que la obtenida a TRC de 70 días (ver Tabla 4. 13), mientras que la concentración de sólidos en el reactor en el Periodo 3 dobló la concentración del periodo 4 (28943 mg·L⁻¹ en el Periodo 3 frente a 15484 mg·L⁻¹ en el Periodo 4, ver apartado 4.2.5, página 167). En base a los resultados obtenidos, se puede observar que operar el AnMBR con un FP del 40% y TRC superiores a 70 días

incrementa considerablemente los sólidos acumulados en el reactor sin que se incremente significativamente la producción de biogás.

Por otro lado, al incrementar el factor de penetración de la FORSU al doble, se observa un aumento del 30% en la producción de metano (Periodo 4: $114,9 \text{ L}\cdot\text{kg}^{-1} \text{ DQO}_{\text{entrada}}$ vs Periodo 5: $148,7 \text{ L}\cdot\text{kg}^{-1} \text{ DQO}_{\text{entrada}}$) y casi de un 200% al comparar con el periodo previo al tratamiento conjunto (ver). Esto es debido a que la biodegradabilidad del afluente aumenta debido al mayor aporte de FORSU, permitiendo un mayor nivel de hidrólisis del sustrato, una mayor disponibilidad de AGV para las AM (ver valores de SMA en Tabla 4. 13) y, por tanto, obteniendo una mayor producción de metano, con la consiguiente reducción de sólidos en el reactor.

La riqueza del metano en el biogás se ve aumentada considerablemente, de un 43,5% en el Periodo 1 a un 74,7% en el Periodo 5. Este incremento tan importante en la proporción de metano en el biogás puede ser debido al incremento de la disponibilidad de sustrato para las *Archaea* metanogénicas, ya que las bacterias sulfatorreductoras disponen de la misma cantidad de sulfatos en la entrada. La adición de la FORSU a la entrada del sistema AnMBR conlleva una mayor actividad de las AM, con la consiguiente producción de CH_4 y CO_2 , mientras que las bacterias SRB únicamente producen CO_2 , de modo que se incrementa la proporción de metano, mientras que la del resto de gases se mantiene, incrementándose así su proporción en el biogás.

Respecto a la producción de metano en función de la DQO eliminada por las AM, la cual corresponde al *methane yield*, se observa como el rendimiento es mayor al aumentar el FP a 80% en el Periodo 5. Comparando con el rendimiento teórico de $386 \text{ L}\cdot\text{kg}^{-1} \text{ DQO}$ eliminada por AM, en el Periodo 5 se obtiene un rendimiento del 88%, frente al 20% que se obtiene en el Periodo 1, previo al co-tratamiento. Como ya se ha comentado previamente, la hidrólisis es la etapa limitante de los procesos anaerobios, de modo que, al representar los sólidos generados debido a la hidrólisis diaria sobre la producción media de metano por kilogramo de DQO eliminada por las AM, tal y como se muestra en la Figura 4. 21, se observa la relación directa entre hidrólisis y biometanización.

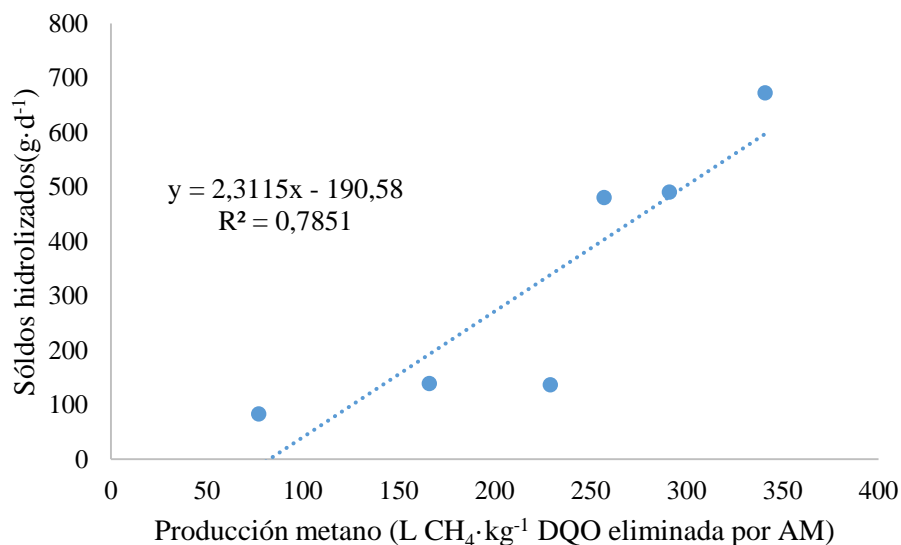


Figura 4. 21. Relación entre el promedio de sólidos hidrolizados por día y el *methane yield*.

Por otra parte, puesto que la presencia de sulfatos en el ARU es una característica de la región en la cual se ha realizado el presente estudio, se realizó una estimación de la producción de metano en ausencia de sulfatos, a partir del cálculo del consumo de DQO utilizada por las SRB para la reducción de sulfato a sulfuro ($2 \text{ g DQO} \cdot \text{g}^{-1} \text{ S-SO}_4$). Los resultados se muestran en la Figura 4. 22, en la que se compara la producción de metano obtenida experimentalmente en los distintos periodos de estudio con la producción que se esperaría en ausencia de sulfatos en el agua residual afluyente. En promedio, la ausencia de sulfatos supondría un aumento en la producción de alrededor de 155 ± 23 litros de metano diarios.

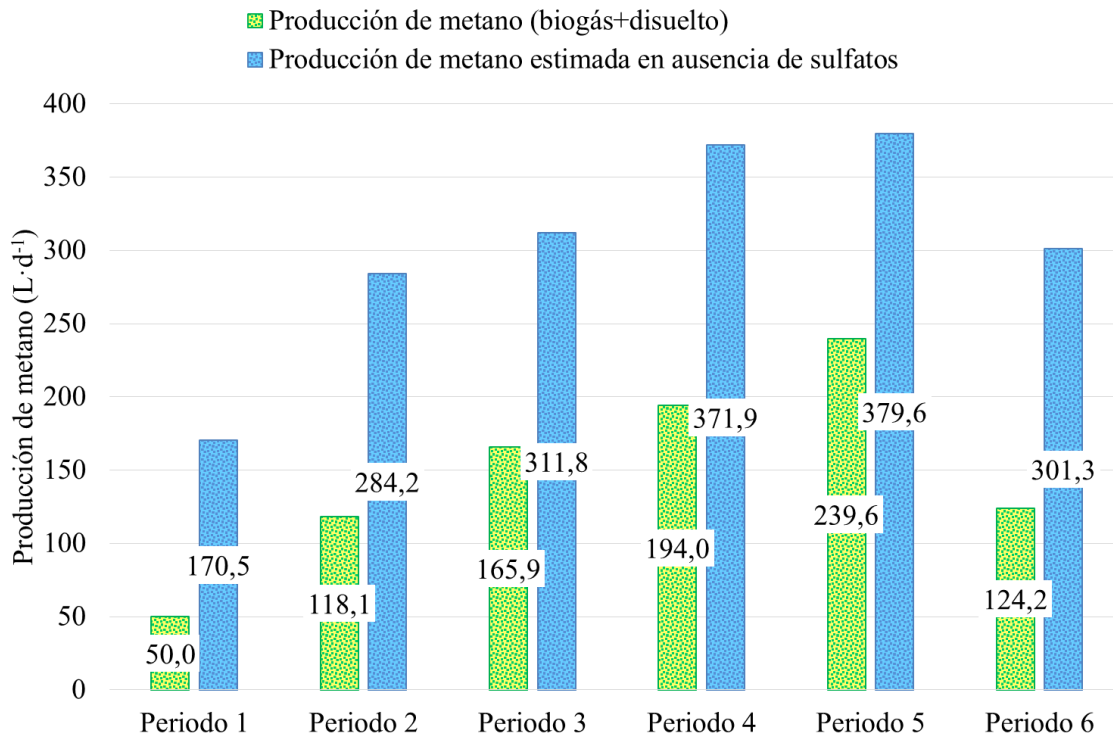


Figura 4. 22. Producción de metano obtenida experimentalmente (biogás + disuelto) en comparación con la producción estimada en caso de ausencia de sulfatos en el ARU afluente de la planta piloto AnMBR.

Comparando los periodos previo y posterior al tratamiento conjunto (Periodos 1 y 6), se observa una mayor producción en el Periodo 6 debido a diversos factores: un mayor TRC, una mayor carga orgánica de entrada ($0,392 \text{ g DQO} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ disponibles para las AM en el Periodo 1 y $0,458 \text{ g DQO} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ para el Periodo 6) y una mayor SMA ($10 \text{ mL CH}_4 \cdot \text{g}^{-1} \text{ SV} \cdot \text{d}^{-1}$ para el Periodo 1 y $43 \text{ mL CH}_4 \cdot \text{g}^{-1} \text{ SV} \cdot \text{d}^{-1}$ para el Periodo 6). El incremento respecto del periodo 1 es del 82% y el valor de la actividad metanogénica continua en el rango de los periodos de tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU.

El tratamiento conjunto de diferentes sustratos resulta beneficioso por las posibles sinergias entre los mismos, como afirman distintos autores (Macías-Corral *et al.*, 2008; Silvestre *et al.*, 2015). Como indican estos autores, el co-tratamiento puede dar lugar a una mayor población de biomasa y su actividad, y como consecuencia, mayores tasas de eliminación de DQO y producción de metano. El incremento en el porcentaje de sólidos hidrolizados, el rendimiento de metano y los valores de SMA (ver Tabla 4. 12 y Tabla 4. 13, respectivamente) sugieren la mejora de la población de biomasa presente en el reactor AnMBR a lo largo del estudio experimental. Por ello, se decidió realizar

un análisis de la evolución de la población microbiana, como se mostrará posteriormente, con el fin de analizar las diferentes especies presentes a lo largo del estudio.

4.2.7. Evolución de las características del efluente

La Figura 4. 23 muestra la concentración de DQO obtenida a la salida de la planta piloto AnMBR, además del porcentaje de eliminación respecto de la DQO de la entrada para cada periodo del estudio. Se observa como en todos los casos, la concentración obtenida es mucho menor a la concentración de DQO establecida por la legislación para el cumplimiento de los requisitos de vertido, que, para nuestro país, y para toda la Unión Europea, es de $125 \text{ mg DQO}\cdot\text{L}^{-1}$, según la Directiva 91/271/CEE sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas. Además, se observan altos porcentajes de eliminación de DQO.

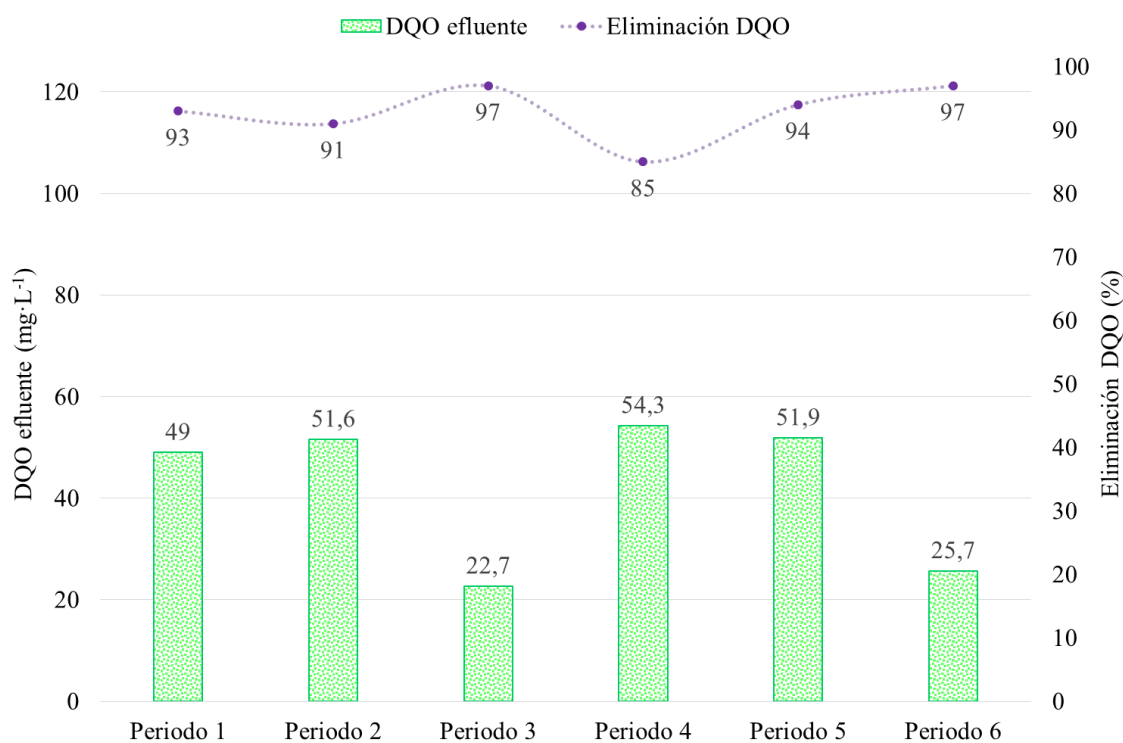


Figura 4. 23. Concentración de DQO del efluente de la planta piloto AnMBR y porcentaje de eliminación respecto del afluente para cada uno de los periodos pseudo-estacionarios del estudio.

Es importante destacar, que debido al efecto de la membrana, los sólidos suspendidos en el efluente son cero, asegurando el cumplimiento de este parámetro respecto a la legislación ($35 \text{ mg SS}\cdot\text{L}^{-1}$).

Respecto a la concentración de nitrógeno y fósforo a la salida de la planta piloto AnMBR, en la Figura 4. 24 se observa la evolución de la misma a lo largo del estudio y en la Tabla 4. 14 se puede observar la concentración de afluente y efluente para ambos nutrientes. Como ya se ha analizado, no existe un incremento de concentración ni un cambio significativo a causa de la adición de la FORSU al tratamiento. Si bien el rango de concentraciones de amonio aumenta en los periodos 3 y 4, este aumento es causado por un incremento en la concentración del ARU a la entrada a la planta piloto (ver Figura 4. 17, página 164). El incremento en la concentración a la salida de la planta piloto AnMBR respecto de la entrada (los promedios se pueden observar en la Tabla 4. 14) es debido a la degradación de la materia orgánica en el proceso anaerobio, que comprende la solubilización del nitrógeno y fósforo orgánico a amonio y fosfato, respectivamente. Los rangos de concentración obtenidos a la salida de la planta piloto AnMBR para nitrógeno y fósforo no cumplen con los límites de vertido, de modo que, posteriormente al tratamiento anaerobio planteado en esta tesis sería necesario un tratamiento terciario para la eliminación de nutrientes. Otra opción interesante sería el uso directo del efluente como agua para riego, utilizando un agua rica en nutrientes, evitando así la adición extra de fertilizantes.

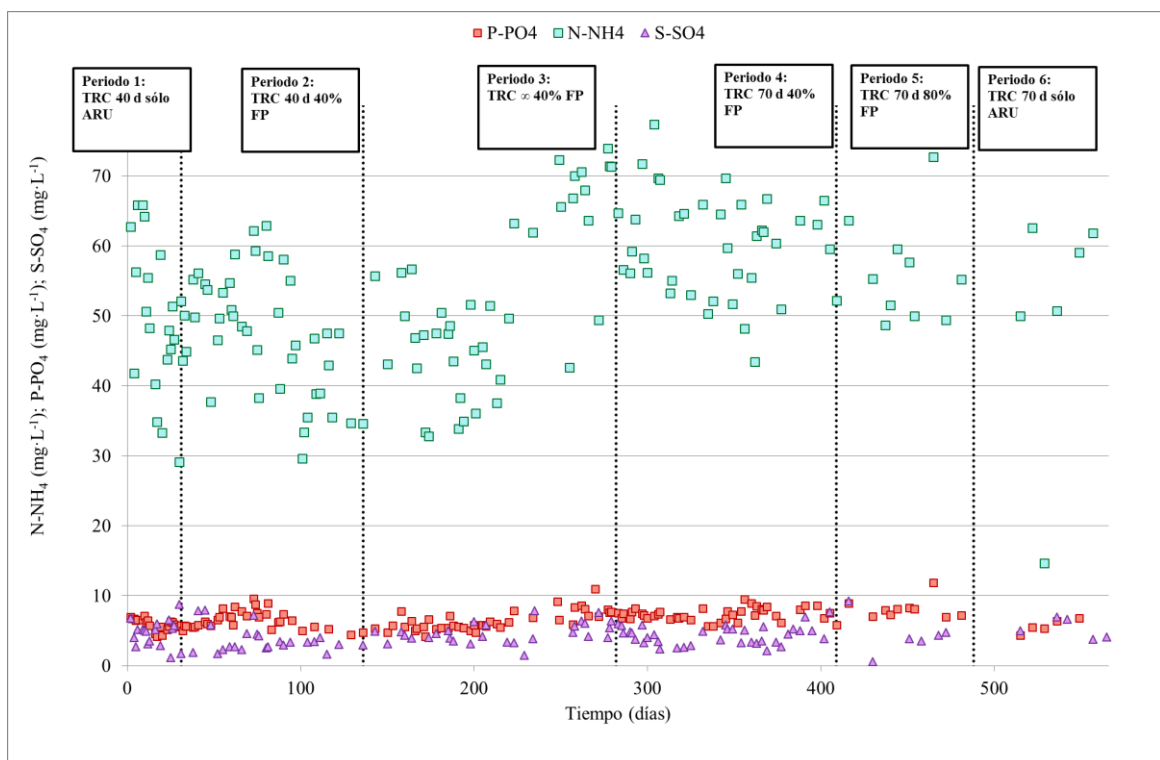


Figura 4. 24. Concentración de N-NH_4 , P-PO_4 y S-SO_4 del efluente de la planta piloto AnMBR para cada uno de los periodos del estudio.

Además, en la Figura 4. 24 y en la Tabla 4. 14 se muestran las concentraciones de sulfato del efluente. A pesar de obtener unas bajas concentraciones de sulfato a la salida, cabe mencionar que dicha concentración es debida a la oxidación de la toma de la muestra: al contacto con el aire, el sulfuro pasa a oxidarse de nuevo a sulfato.

Tabla 4. 14. Concentraciones de nutrientes en el efluente en los distintos periodos pseudo-estacionarios del estudio (Promedio \pm Desviación Estándar).

	N-NH ₄ afluente (mg N·L ⁻¹)	N-NH ₄ efluente (mg N·L ⁻¹)	P-PO ₄ afluente (mg P·L ⁻¹)	P-PO ₄ efluente (mg P·L ⁻¹)	S-SO ₄ afluente (mg S·L ⁻¹)	S-SO ₄ efluente (mg S·L ⁻¹)
Período 1	35,6 \pm 8,9	49,6 \pm 11,1	3,9 \pm 1,0	6,0 \pm 0,8	97,8 \pm 23,8	5,7 \pm 1,2
Período 2	28,7 \pm 5,0	40,8 \pm 5,5	3,5 \pm 0,5	5,0 \pm 0,5	81,4 \pm 12,9	2,4 \pm 1,5
Período 3	48,3 \pm 5,7	69,6 \pm 11,1	5,6 \pm 0,5	7,9 \pm 1,3	120,4 \pm 26,3	4,5 \pm 2,9
Período 4	43,7 \pm 6,1	69,1 \pm 27,7	5,1 \pm 0,7	7,3 \pm 1,1	108,7 \pm 10,8	6,4 \pm 1,0
Período 5	40,0 \pm 9,3	53,5 \pm 4,8	4,9 \pm 0,6	7,9 \pm 0,4	99,3 \pm 16,9	4,5 \pm 3,8
Período 6	39,6 \pm 9,9	44,5 \pm 20,7	3,8 \pm 0,6	5,4 \pm 0,8	114,4 \pm 9,7	5,3 \pm 3,2

4.2.8. Dinámica poblacional en la microbiología del sistema

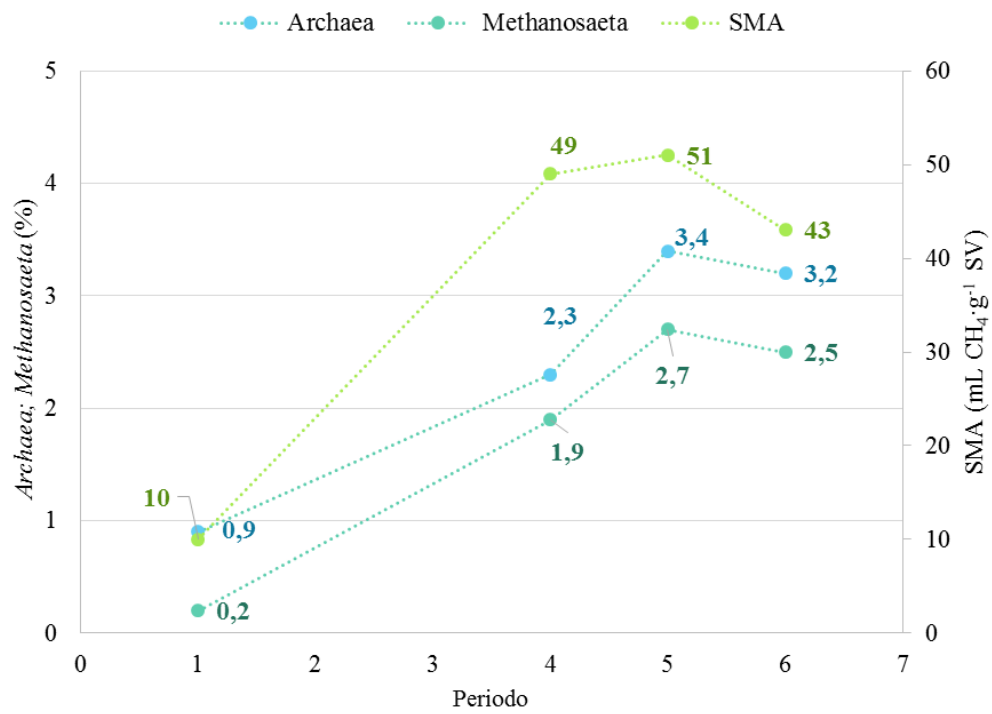
El estudio de la dinámica poblacional de la microbiología del sistema se llevó a cabo para los periodos 1, 4, 5 y 6, (el periodo 1, previo a la adición a la FORSU al tratamiento, con TRC de 40 días; los periodos 4, 5 y 6, con TRC de 70 días y 40%, 80% y 0% de FP respectivamente) con el fin de analizar el efecto en la población bacteriana tras el tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU. Se analizó especialmente el dominio *Archaea* y posteriormente se realizó un análisis de los diez géneros más abundantes en cada uno de los periodos.

En la Tabla 4. 15, se muestran los resultados obtenidos tras el análisis del dominio *Archaea*, se pueden observar las diferentes proporciones respecto de las secuencias identificadas y respecto del dominio *Archaea*. En cuanto al dominio *Archaea*, la proporción respecto del total de secuencias identificadas se incrementó de 0,9% en el Periodo 1, hasta 2,3, 3,4 y 3,2% en los Periodos 4, 5 y 6, respectivamente. El género dominante dentro de este dominio en el Periodo 1 fue *Methanosaeta*, el cual incluye especies de organismos metanógenos acetotróficos (19% respecto al dominio *Archaea*, 0,2% respecto del total de secuencias identificadas), continúa siendo el predominante durante todo el estudio, como se puede ver en la Tabla 4. 15, alcanzando el máximo en un 2,7% respecto del total de secuencias identificadas en el Periodo 5, las cuales representan el 80% respecto del dominio *Archaea*.

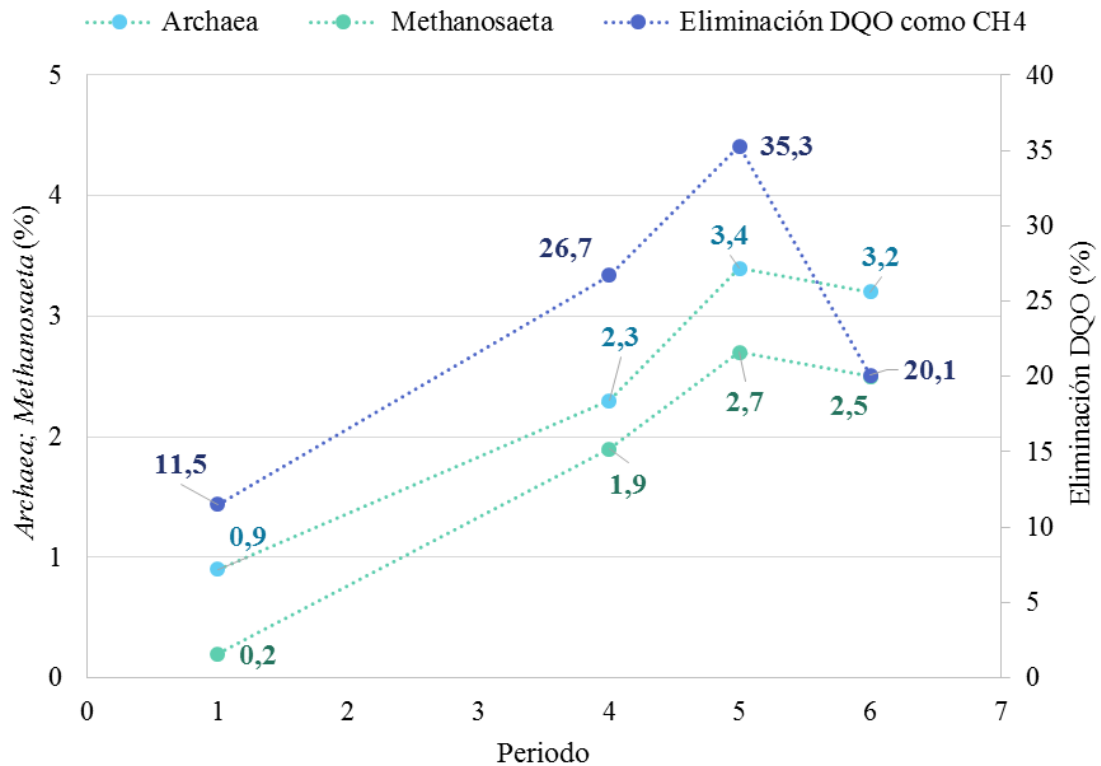
Tabla 4. 15. Proporción de *Archaea* y *Methanosaeta* respecto del total de secuencias identificadas ⁽¹⁾ y proporción de *Methanosaeta* respecto del dominio *Archaea* ⁽²⁾.

	Periodo 1	Periodo 4	Periodo 5	Periodo 6
% <i>Archaea</i> ¹	0,9	2,3	3,4	3,2
% <i>Methanosaeta</i> ¹	0,2	1,9	2,7	2,5
% <i>Methanosaeta</i> ²	19	83	80	77

En la Figura 4. 25 se ha representado el porcentaje de *Archaea* y *Methanosaeta*, la actividad metanogénica específica (SMA) (Figura 4. 25.a) y la eliminación de DQO debido a la producción de metano (Figura 4. 25.b). En primer lugar, se observa como el porcentaje de *Archaea* y *Methanosaeta* es proporcional, siendo el género *Methanosaeta* (responsable de la producción de metano) el responsable del incremento de *Archaea* respecto del total de secuencias identificadas. La tendencia seguida entre la SMA y el porcentaje de *Methanosaeta* es claramente similar, conforme aumenta o disminuye la población de estos organismos, también lo hace la SMA, la cual mide precisamente la actividad de dichos organismos. Comparando con el porcentaje de eliminación debido a la producción de metano, la proporcionalidad se mantiene en los periodos 1, 4 y 5, pero se pierde en el Periodo 6. A pesar de haberse mantenido una población y una actividad similar a la de los periodos en los cuales se realizaba el tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU, la eliminación cae de una forma más brusca, lo cual puede ser debido al cambio de biodegradabilidad del sustrato de entrada o a cambios en las poblaciones de microorganismos encargadas de otros procesos dentro de la digestión anaerobia, como la hidrólisis o la fermentación. Por ello, se analizaron las especies del dominio *Bacteria* para conocer la dinámica de las poblaciones encargadas de la hidrólisis.



(a)



(b)

Figura 4. 25. Evolución del dominio Archaea y el orden Methanosaeta, la SMA (a) y la eliminación de DQO debido a la producción de metano (b) (periodos 1, 4, 5 y 6).

En la Figura 4. 26 se han representado los distintos órdenes del dominio *Archaea* en función de su abundancia destacando los porcentajes de los órdenes de *Archaea* productores de metano: las metanogénicas acetotróficas (correspondientes al orden *Methanosarcinales*) y las metanogénicas hidrogenotróficas (correspondientes a los órdenes *Methanobacteriales*, *Methanomicrobiales* y *Methanopyrales*). Se observa como el tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU ha propiciado el incremento de las acetotróficas (*Methanosarcinales*), por existir una mayor disponibilidad de materia orgánica, que, tras su fermentación comporta una mayor disponibilidad de sustrato para estos organismos, el ácido acético. En el periodo 6, el cambio poblacional ocurrido a causa del tratamiento conjunto permanece, con ligeras modificaciones, lo cual explica que las producciones de metano (ver apartado 4.2.4, página 172) se asimilen más a los periodos de tratamiento conjunto que al periodo 1, a pesar de que el sustrato es el mismo. Esto es, el tratamiento conjunto ha conducido a una mejora del proceso anaerobio, a nivel microbiológico, con aumentos en la población metanogénica, y por tanto en los rendimientos de producción de metano.

La proporción de hidrogenotróficas, sin embargo, se ve reducida con el tratamiento conjunto, ya que la disponibilidad de acético se ve aumentada con el incremento de materia orgánica, favoreciendo a las acetotróficas en detrimento de las hidrogenotróficas.

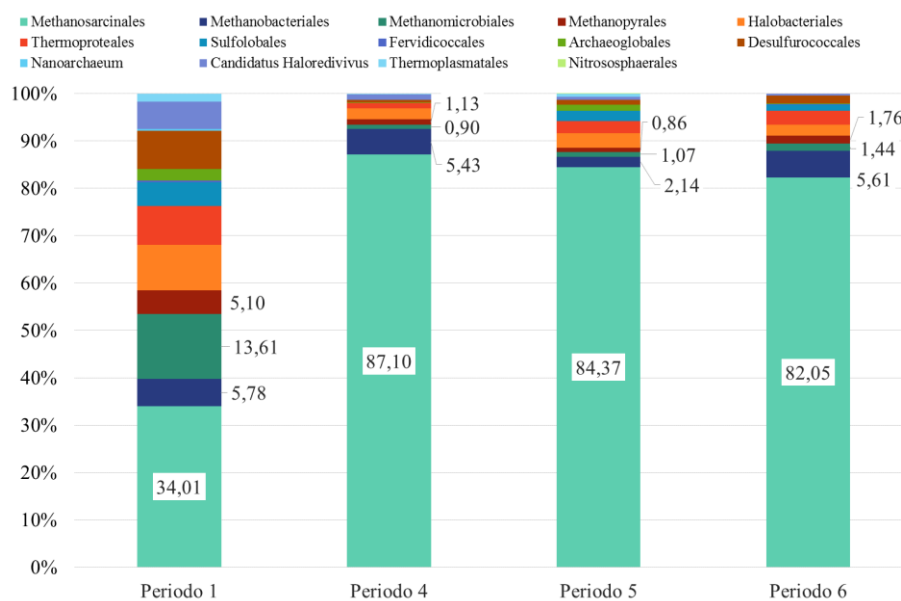


Figura 4. 26. Órdenes de Archaea identificados en los periodos 1, 4, 5 y 6 en la planta piloto AnMBR. Se especifica el porcentaje de organismos metanogénicos acetotróficos (correspondiente al orden de Methanosarcinales) y el porcentaje de organismos metanogénicos hidrogenotróficos, (formado por los órdenes Methanobacteriales, Methanomicrobiales y Methanopyrales).

En la Tabla 4. 16 se encuentran los diez géneros más abundantes respecto del total de secuencias identificadas para los periodos 1, 4, 5 y 6. Tres géneros pertenecientes al dominio Bacteria aparecieron en los cuatro periodos: *Levilinea*, *Bellilinea* y *Longilinea*. Estos tres géneros pertenecen al phylum *Chloroflexi* y se caracterizan por realizar la fermentación anaerobia de polisacáridos y proteínas (Yamada *et al.*, 2006), como ya se comentó anteriormente, este phylum se ha encontrado frecuentemente en ambientes anaerobios, su familia más abundante, *Anaerolinea*, a la cual pertenecen los tres géneros mencionados, juega un papel clave en la degradación primaria de carbohidratos y materiales celulares como aminoácidos en los procesos de digestión metanógena. En la Tabla 4. 16, se observa como los géneros *Bellilinea* y *Longilinea* se mantuvieron aproximadamente en la misma proporción durante todo el estudio, *Levilinea*, sin embargo, experimentó un notable aumento, de 16,0% en el Periodo 1 a 25,8, 25,7 y 20,4% en los Periodos 4, 5 y 6, respectivamente. Esto indica una mejora del proceso de hidrólisis y fermentación, favoreciendo el proceso de digestión anaerobia que se encuentra limitado por estas etapas del proceso. Tres nuevos géneros aparecieron a partir del tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU y se mantuvieron tras dicha experiencia en la planta piloto AnMBR: *Leptolinea* (*Chloroflexi* phylum), *Aminomonas* and *Aminobacterium* (*Synergistetes* phylum), estos géneros se caracterizan por realizar la fermentación anaerobia de aminoácidos (Jumas-Bilak *et al.*, 2009).

Tabla 4. 16. Porcentaje de abundancia de los diez géneros más abundantes en los periodos 1, 4, 5 y 6 del estudio; entre paréntesis se encuentra el phylum al cual pertenece.

Periodo 1	(%)	Periodo 4	(%)
Levilinea (<i>Chloroflexi</i>)	16,2	Levilinea (<i>Chloroflexi</i>)	25,8
Coprothermobacter (<i>Firmicutes</i>)	6,6	Bellilinea (<i>Chloroflexi</i>)	6,2
Arcobacter (ϵ - <i>Proteobacteria</i>)	6,2	Aminomonas (<i>Synergistetes</i>)	5,5
Bellilinea (<i>Chloroflexi</i>)	2,8	Longilinea (<i>Chloroflexi</i>)	4,6
Blastocatella (<i>Acidobacteria</i>)	2,6	Blastocatella (<i>Acidobacteria</i>)	3,4
Subdiv_genera_incertae_sedis (<i>Acidobacteria</i>)	2,5	Leptolinea (<i>Chloroflexi</i>)	2,6
Acinetobacter (γ - <i>Proteobacteria</i>)	2,4	Desulfomonile (ϵ - <i>Proteobacteria</i>)	2,4
Longilinea (<i>Chloroflexi</i>)	2,1	Aminobacterium (<i>Synergistetes</i>)	2,3
Fervidobacterium (<i>Thermotogales</i>)	2	Synergistes (<i>Synergistetes</i>)	2
Comamonas (β - <i>Proteobacteria</i>)	1,8	Aciditerrimonas (<i>Actinobacteria</i>)	1,9
**Methanosaeta (<i>Euryarchaeota</i>)	0,2	**Methanosaeta (<i>Euryarchaeota</i>)	1,9
Periodo 5	(%)	Periodo 6	(%)
Levilinea (<i>Chloroflexi</i>)	25,7	Levilinea (<i>Chloroflexi</i>)	20,4
Aminomonas (<i>Synergistetes</i>)	7,2	Bellilinea (<i>Chloroflexi</i>)	4,5
Bellilinea (<i>Chloroflexi</i>)	6	Aminomonas (<i>Synergistetes</i>)	4,2

Longilinea (Chloroflexi)	4,2	Longilinea (Chloroflexi)	3,4
Methanosaeta (Euryarchaeota)	2,7	Garciella (Firmicutes)	2,8
Aminobacterium (Synergistetes)	2,7	Desulfomonile (ϵ - Proteobacteria)	2,8
Leptolinea (Chloroflexi)	2,7	Methanosaeta (Euryarchaeota)	2,5
Petrimonas (Bacteroidetes)	2	Leptolinea (Chloroflexi)	2,2
Lactobacillus (Firmicutes)	1,5	Aminobacterium (Synergistetes)	1,7
Synergistes (Synergistetes)	1,5	Clostridium XI (Firmicutes)	1,7

** En este periodo, *Methanosaeta* no aparece entre los diez géneros más abundantes, pero se ha mostrado su proporción a efectos comparativos.

Por último, se observa como el género *Methanosaeta*, responsable de la producción de metano, aparece entre los diez géneros más abundantes durante los periodos 5 y 6. El puesto ocupado en los periodos 1 y 4 es el 85 y el 12, respectivamente, siendo muy destacable su presencia debido al tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU, y con un notable incremento respecto del periodo 1, tal y como se ha visto al principio del apartado.

Como se ha comentado anteriormente, se plantea la posibilidad de la relación entre el descenso en la eliminación de DQO en el Periodo 6 y un cambio en las poblaciones encargadas de la hidrólisis. En la Figura 4. 27 se han representado los seis géneros más destacables, bien por aparecer durante todo el estudio, o porque son nuevos géneros que han aparecido con la introducción de la FORSU a la planta piloto AnMBR. De entre estos seis géneros, se busca una relación con la caída en la eliminación de DQO debido a la producción de CH₄, y se encuentran claras similitudes entre la tendencia de dicha eliminación y los géneros *Leptolinea*, *Aminomonas* y *Aminobacterium*, muy especialmente con el género *Aminomonas*, como se observa en la Figura 4. 28. De este modo, se podría decir que el cambio de tratamiento conjunto a tratamiento de ARU ha provocado la disminución de estos géneros, reduciendo la capacidad de fermentación del proceso, y por tanto, la reducción en la producción de metano en el Periodo 6.

4. Resultados y discusión

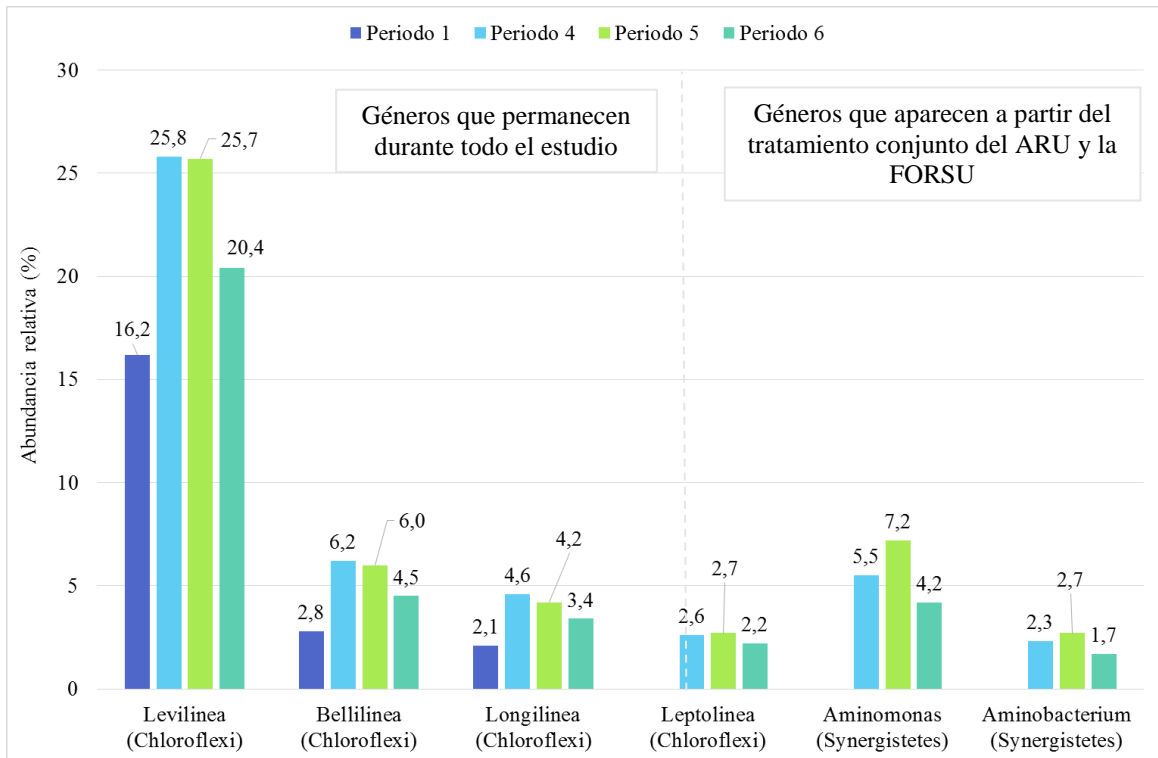


Figura 4. 27. Géneros destacables entre los más abundantes del total de las secuencias identificadas en los periodos 1, 4, 5 y 6. Se especifica el porcentaje de abundancia relativa.

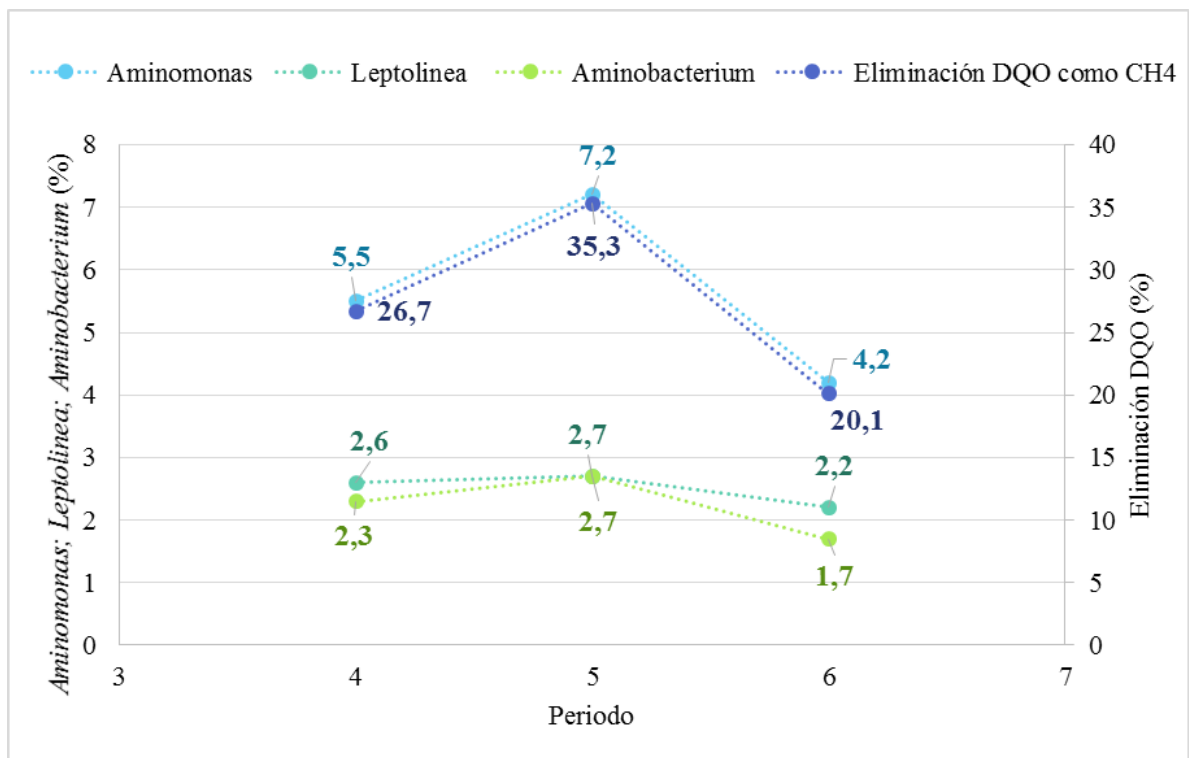


Figura 4. 28. Relación entre los tres géneros más abundantes identificados tras el tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU y la eliminación de DQO debido a la producción de metano (periodos 4, 5 y 6). Se especifica el porcentaje de abundancia relativa y el porcentaje de eliminación de DQO.

4.3. MODELIZACIÓN MATEMÁTICA DEL PROCESO

4.3.1. Simulación del tratamiento conjunto de FORSU y ARU.

En el presente apartado se expondrán los principales resultados obtenidos en las diferentes simulaciones realizadas de los periodos pseudo-estacionarios de la experiencia de tratamiento conjunto del ARU y FORSU en la planta piloto AnMBR.

Para la realización de dichas simulaciones se ha empleado el modelo Biological Nutrient Removal Model nº 2 (BNRM2) (Barat *et al.*, 2013) incorporando el modelo de las bacterias sulfatoredutores desarrollado por Duran (2013). Este modelo está implementado en la plataforma de simulación DESASS (Ferrer *et al.*, 2008). Este modelo se encuentra detallado en el Anexo V.

El objetivo es evaluar la capacidad del modelo empleado para reproducir el tratamiento conjunto del ARU con la FORSU mediante la tecnología AnMBR. En este estudio no se simuló el Periodo 3 debido a que no se alcanzó el estado estacionario durante dicho periodo.

Como paso previo a la realización de las simulaciones se caracterizó el afluente (ARU y mezcla de ARU y FORSU en función del periodo simulado) acorde a los distintos componentes del modelo empleado, definidos en el Anexo V. Cabe destacar, por su especial importancia, el fraccionamiento de la materia orgánica suspendida en función de su naturaleza biodegradable (X_s) y no biodegradable (X_i), que, a su vez, indica la biodegradabilidad del afluente utilizado. La biodegradabilidad de la fracción suspendida se calcula como el porcentaje de la materia orgánica suspendida biodegradable frente a la materia orgánica suspendida total. Siguiendo la nomenclatura establecida para los componentes del modelo, la determinación de la biodegradabilidad de la materia orgánica suspendida (MO_{susp}), vendría definida según la Ecuación 4.3:

$$Biodegradabilidad\ MO_{susp} = \frac{X_s}{(X_s + X_i)} \quad [Ec. 4.3]$$

De igual forma, la biodegradabilidad anaerobia de la materia orgánica soluble (MO_{sol}), viene definida según la Ecuación 4.4:

$$Biodegradabilidad\ MO_{sol} = \frac{(S_a + S_f)}{(S_a + S_f + S_i)} \quad [Ec. 4.4]$$

Para la determinación de las fracciones de materia orgánica solubles, se utilizaron datos experimentales: la concentración de AGV para la S_a , y la concentración de DQO residual para la S_i , el resto de DQO soluble corresponde a la S_f . La determinación de las fracciones de materia orgánica suspendida se realizó en base a ensayos previos de biodegradabilidad anaerobia del ARU y la FORSU. En dichos ensayos se determinó una biodegradabilidad del 45% y 75% del ARU y la FORSU, respectivamente. A partir de estos resultados, y junto con las determinaciones de la materia orgánica total y suspendida (medidas como concentración de DQO) se determinó el contenido en X_s y X_i del afluente para cada periodo simulado. La Tabla 4. 17 muestra la caracterización de la fracción orgánica suspendida de partida (indicada con el subíndice 0), tal y como se indicó anteriormente, y la caracterización de la materia orgánica suspendida final tras la calibración del modelo (indicada con el subíndice cal).

Tabla 4. 17. Caracterización de las fracciones de materia orgánica (X_s y X_i) y biodegradabilidad (Biod) del afluente de cada periodo experimental. Se muestran los valores de partida (subíndice 0) y los utilizados tras la calibración del modelo (subíndice cal)

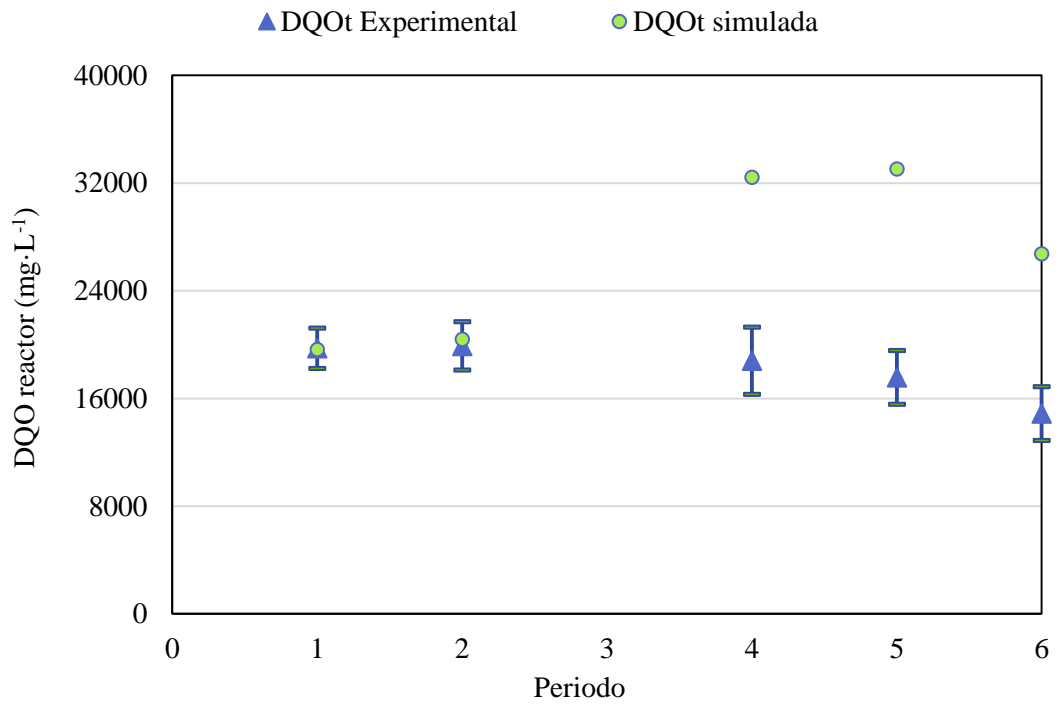
	X_{s0} (mg DQO·L ⁻¹)	X_{i0} (mg DQO·L ⁻¹)	Biod ₀ %	X_{scal} (mg DQO·L ⁻¹)	X_{ical} (mg DQO·L ⁻¹)	Biod _{cal} %
Periodo 1	311,2	383,4	44,8	---	---	---
Periodo 2	300,0	298,6	50,1	315,8	282,8	52,8
Periodo 4	361,9	369,1	49,5	585,3	145,7	80,1
Periodo 5	348,1	358,9	49,2	608,7	98,3	86,1
Periodo 6	238,6	293,9	44,8	412,7	119,8	77,5

A partir de esta caracterización inicial se procedió a simular los distintos periodos experimentales obteniendo las características del efluente, del reactor AnMBR y de producción de metano que se muestran en la Tabla 4. 18, junto a los resultados obtenidos experimentalmente en la operación de la planta piloto AnMBR. Los parámetros estequiométricos y cinéticos del modelo BNRM2 propuestos por Barat *et al.* (2013) fueron utilizados para llevar a cabo estas simulaciones.

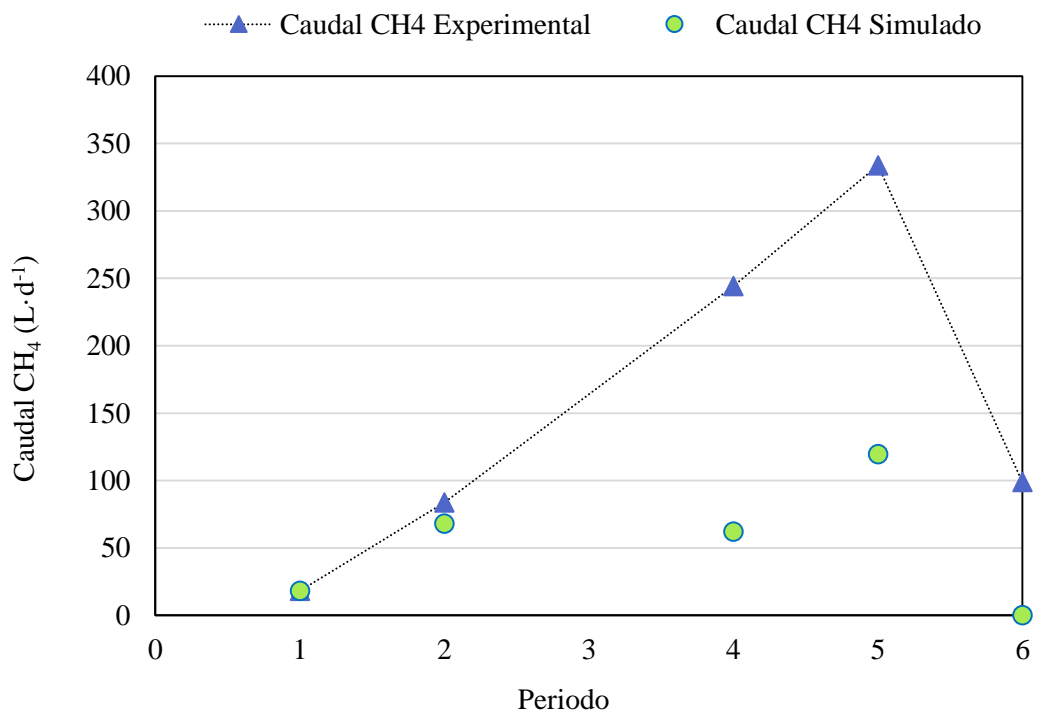
Tabla 4. 18. Resultados experimentales (Exp) y simulados (Sim) inicialmente de los distintos periodos experimentales.

			Periodo 1		Periodo 2		Periodo 4		Periodo 5		Periodo 6	
			Exp	Sim	Exp	Sim	Exp	Sim	Exp	Sim	Exp	Sim
Efluente	DQO soluble	mgDQO·L ⁻¹	49,0	60,0	51,6	67,7	54,3	99,6	51,9	99,5	25,7	54,3
	CH ₄	mg L ⁻¹	46,1	50,2	45,6	56,0	54,3	57,3	60,1	63,7	52,9	4,3
	AGV	mgDQO·L ⁻¹	0,0	1,8	2,6	1,7	0,0	1,2	0,0	1,2	0,0	0,8
	N-NH ₄	mg N·L ⁻¹	49,6	41,4	40,8	30,2	69,1	57,2	53,5	45,8	44,6	43,4
	P-PO ₄	mg P·L ⁻¹	5,6	4,4	5,0	5,3	7,6	5,1	7,9	7,6	5,4	4,0
	S-SO ₄	mg S·L ⁻¹	6,7	3,3	8,4	3,2	11,4	3,4	11,5	1,2	9,3	6,7
	S-HS ⁻	mg S·L ⁻¹	93,2	96,4	89,2	89,9	97,0	122,8	98,8	125,5	92,6	109,2
Reactor	DQO total	mgDQO·L ⁻¹	19730	19629	19903	20394	18798	32414	17557	33048	14880	26750
	SST	mg L ⁻¹	16581	16530	16254	16767	15484	15695	14417	16227	12831	13188
	SSV	mg L ⁻¹	11476	11417	11215	11714	10873	11070	10048	11829	8956	9299
	SSNV	mg L ⁻¹	5105	5113	5039	5052	4611	4625	4369	4399	3875	3889
	pH		6,6	6,8	6,9	6,8	6,6	6,9	6,6	6,8	6,8	6,9
Biogás	CH ₄	L·día ⁻¹	18,2	18,2	83,7	68,0	244,1	62,0	333,7	119,4	98,8	0,0

Tal y como se puede observar en la Tabla 4. 18, el modelo fue capaz de reproducir con bastante exactitud las características del efluente obtenido en todos los periodos analizados. No obstante, existen importantes discrepancias entre los valores experimentales y simulados en lo que se refiere al biogás producido y a la concentración de DQO del reactor anaerobio. La Figura 4. 29 muestra los valores experimentales y simulados de la DQO del reactor anaerobio (Figura 4. 29.a) y caudal de metano producido (Figura 4. 29.b).



(a)



(b)

Figura 4. 29. Valores experimentales y simulados con los datos de partida de la DQO del reactor anaerobio (a) y del caudal de metano producido (b).

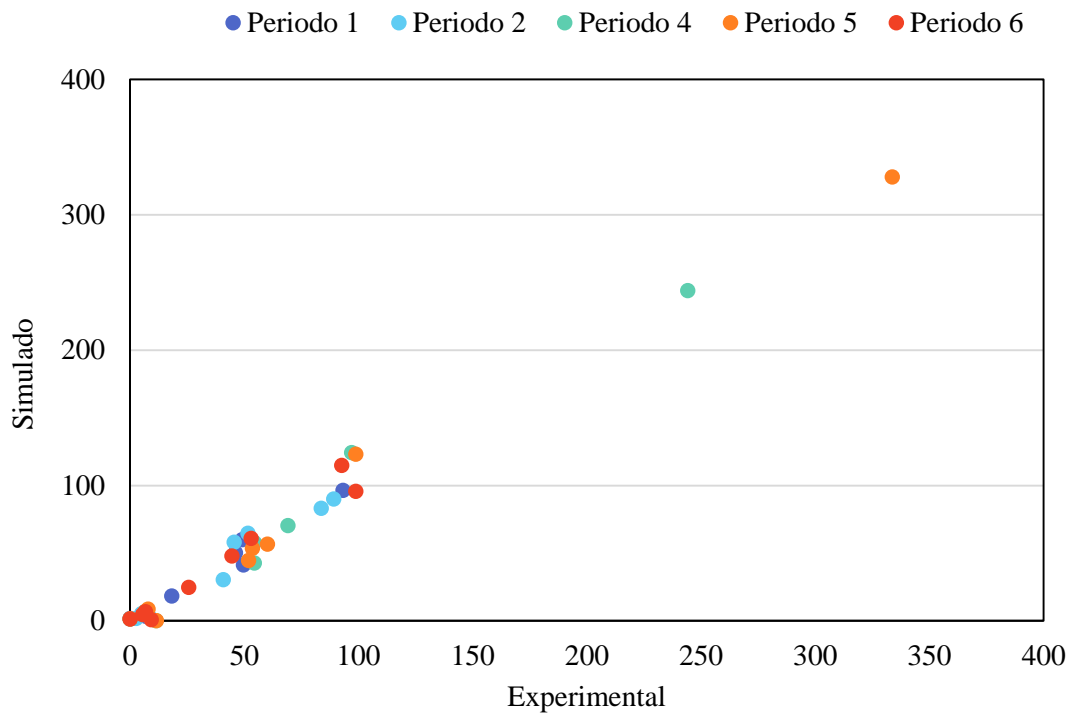
Como se puede observar en la Figura 4. 29, el modelo predice una mayor acumulación de DQO en el reactor anaerobio de la planta piloto AnMBR y una menor

producción de biogás que la concentración de DQO y producción de biogás obtenidos experimentalmente durante los periodos de tratamiento conjunto del ARU y la FORSU (Periodos 2, 4 y 5) y el periodo final sin FORSU (Periodo 6). Los resultados experimentales muestran un mayor grado de degradación de la materia orgánica en el reactor AnMBR que el obtenido mediante los ensayos de biodegradabilidad anaerobia previamente realizados y empleados para la caracterización del afluente, lo cual se refleja en una menor concentración de DQO en el reactor y una mayor producción de biogás. Por ello, se decidió utilizar como parámetro de calibración del modelo la biodegradabilidad anaerobia de la fracción particulada del afluente. La Tabla 4. 17 muestra los valores de biodegradabilidad calibrados (nombrados con el subíndice *cal*) y la Tabla 4. 19 muestra los resultados de las simulaciones de los distintos periodos utilizando dichos valores de biodegradabilidad calibrados. Se puede observar cómo, partiendo de estos valores calibrados, los resultados experimentales y simulados presentan grandes coincidencias, siendo en muchos casos, prácticamente idénticos.

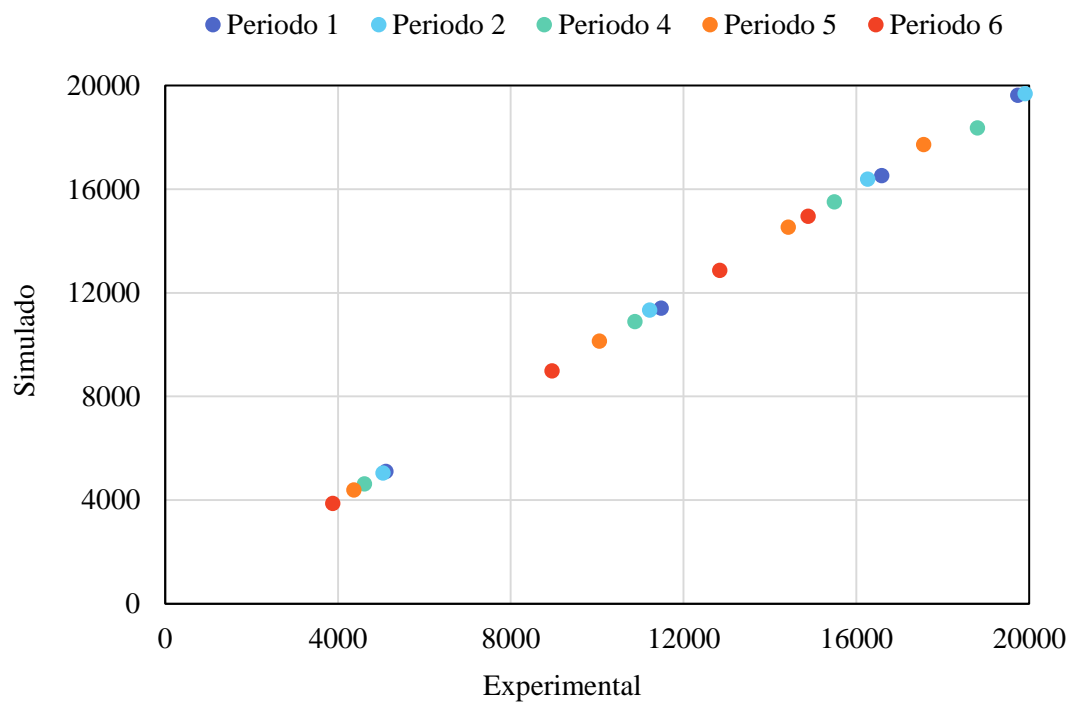
Tabla 4. 19. Resultados experimentales (Exp) y simulados (Sim) tras la calibración del modelo de los distintos periodos experimentales.

			Periodo 1		Periodo 2		Periodo 4		Periodo 5		Periodo 6	
			Exp	Sim	Exp	Sim	Exp	Sim	Exp	Sim	Exp	Sim
Efluente	DQO soluble	mgDQO·L ⁻¹	49,0	60,0	51,6	64,7	54,3	42,7	51,9	44,6	25,7	24,6
	CH ₄	mg L ⁻¹	46,1	50,2	45,6	58,0	54,3	57,8	60,1	56,6	52,9	60,9
	AGV	mgDQO·L ⁻¹	0,0	1,8	2,6	1,7	0,0	1,3	0,0	1,4	0,0	1,3
	N-NH ₄	mg N·L ⁻¹	49,6	41,4	40,8	30,3	69,1	70,4	53,5	53,6	44,6	47,9
	P-PO ₄	mg P· L ⁻¹	5,6	4,4	5,0	5,3	7,6	5,6	7,9	8,7	5,4	4,5
	S-SO ₄	mg S· L ⁻¹	6,7	3,3	8,4	3,0	11,4	0,0	11,5	0,0	9,3	0,8
	S-HS ⁻	mg S· L ⁻¹	93,2	96,4	89,2	90,1	97,0	124,2	98,8	123,1	92,6	114,7
Reactor	DQO total	mgDQO·L ⁻¹	19730	19629	19903	19690	18798	18376	17557	17730	14880	14963
	SST	mg L ⁻¹	16581	16530	16254	16399	15484	15517	14417	14542	12831	12869
	SSV	mg L ⁻¹	11476	11417	11215	11346	10873	10892	10048	10142	8956	8989
	SSNV	mg L ⁻¹	5105	5113	5039	5052	4611	4625	4369	4399	3875	3880
	pH		6,6	6,8	6,9	6,8	6,6	6,8	6,6	6,7	6,8	6,8
Biogás	CH ₄	L·día ⁻¹	18,2	18,2	83,7	83,0	244,1	243,8	333,7	327,7	98,8	95,6

La Figura 4. 30, muestra los resultados obtenidos mediante simulación frente a los valores experimentales de las distintas variables medidas en el efluente (4.29a) y de las distintas variables medidas en el reactor anaerobio (4.29b).



(a)



(b)

Figura 4. 30. Valores experimentales frente a los simulados tras la calibración del modelo de: variables medidas en el efluente (a) y de las medidas en el reactor anaerobio (b).

En la Figura 4. 30 se puede observar como existe una relación lineal entre los resultados experimentales y simulados, habiendo obtenido unos coeficientes de regresión lineal de 0,9712 para las características del efluente (Figura 4. 30.a) y de 1 para las características del reactor anaerobio (Figura 4. 30.b).

A la vista de los resultados obtenidos tras la calibración del modelo (ver la Tabla 4. 19 y Figura 4. 30) se puede observar como el modelo calibrado es capaz de predecir con gran precisión tanto las características del efluente como la DQO y los sólidos del reactor anaerobio y la producción de metano. Tal y como se indicó anteriormente, el parámetro de calibración utilizado fue la biodegradabilidad de la materia orgánica suspendida del afluente, teniendo que incrementar su valor en todos los periodos de tratamiento conjunto y el periodo posterior a dicho tratamiento. Estos incrementos se muestran en la Tabla 4. 20.

Tabla 4. 20. Biodegradabilidad de la materia orgánica suspendida utilizada como punto de partida para las simulaciones ($Biod_0$) y tras la calibración del modelo ($Biod_{cal}$)

	TRC (días)	FP (%)	$Biod_0$ (%)	$Biod_{cal}$ (%)
Periodo 1	40	0	44,8	44,8
Periodo 2	40	40	50,1	52,8
Periodo 4	70	40	49,5	80,1
Periodo 5	70	80	49,2	86,1
Periodo 6	70	0	44,8	77,5

Estos resultados confirman los resultados de la evolución de las poblaciones microbianas previamente descritas. En ellas se demostró que la incorporación de la FORSU y el incremento del TRC provoca un cambio poblacional en el reactor anaerobio por el incremento de población de grupos de bacterias encargadas de la hidrólisis y la fermentación en el proceso anaerobio y de *Archaea* encargadas de la producción de metano, traduciéndose en una mayor biodegradabilidad de la materia orgánica del afluente, tal y como lo demuestran los resultados de biodegradabilidad obtenidos por simulación.

4.4. VIABILIDAD ECONÓMICA DEL TRATAMIENTO CONJUNTO DE LA FORSU Y EL ARU

4.4.1. Valoración energética del proceso biológico y de filtración de las membranas.

4.4.1.1. Consideraciones previas: análisis del proceso de filtración.

En la evaluación del consumo energético se ha tenido en cuenta tanto los resultados relativos al proceso biológico como los relativos al proceso de separación física por membranas. En lo que respecta al proceso biológico, se han utilizado los resultados experimentales obtenidos en los distintos periodos estudiados para evaluar la producción de biogás y de fangos (producción de biogás y de metano disuelto, ambos medidos en $L CH_4 \cdot día^{-1}$ y producción de fangos en exceso, medidos en $kg ST \cdot día^{-1}$), los cuales se muestran en la Tabla 4. 21.

En lo que respecta al proceso de filtración, la Tabla 4. 21 recoge los valores de los principales parámetros de operación que determinan el coste del proceso de separación por membranas. Esta Tabla 4. 21 incluye tanto las condiciones de operación del proceso de filtración establecidas experimentalmente en la planta durante el periodo experimental evaluado (condiciones subcríticas), como las condiciones asociadas al proceso de filtración que resultarían de una operación del proceso de filtración cercana al punto óptimo de funcionamiento (filtración crítica). Los valores de flujo crítico y la demanda específica de gas (DEG, de $0,1 m^3 \cdot h^{-1} \cdot m^{-3}$) se han seleccionado de acuerdo a los resultados obtenidos en Robles *et al.* (2012a). Robles *et al.* (2012a) determinaron los valores de flujo crítico y la demanda específica de gas en la planta piloto empleada en la presente tesis doctoral utilizando agua residual urbana como afluente.

De esta forma, se estudiaron los consumos energéticos del sistema tanto bajo las condiciones subcríticas (Sub) de operación como bajo condiciones críticas de filtración para cada uno de los periodos recogidos en la Tabla 4. 21, donde se observan los parámetros de operación utilizados para la evaluación de dichos consumos: el flujo transmembrana normalizado a 20 °C, J_{20} medido en LMH, el caudal de gas recirculado al tanque de membranas (DEG), medido en $m^3 \cdot h^{-1} \cdot m^{-3}$, el caudal de recirculación de fangos (Q_{rec}) al

tanque de membranas, en $\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ y la concentración de sólidos del sistema (ST), medida en $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$.

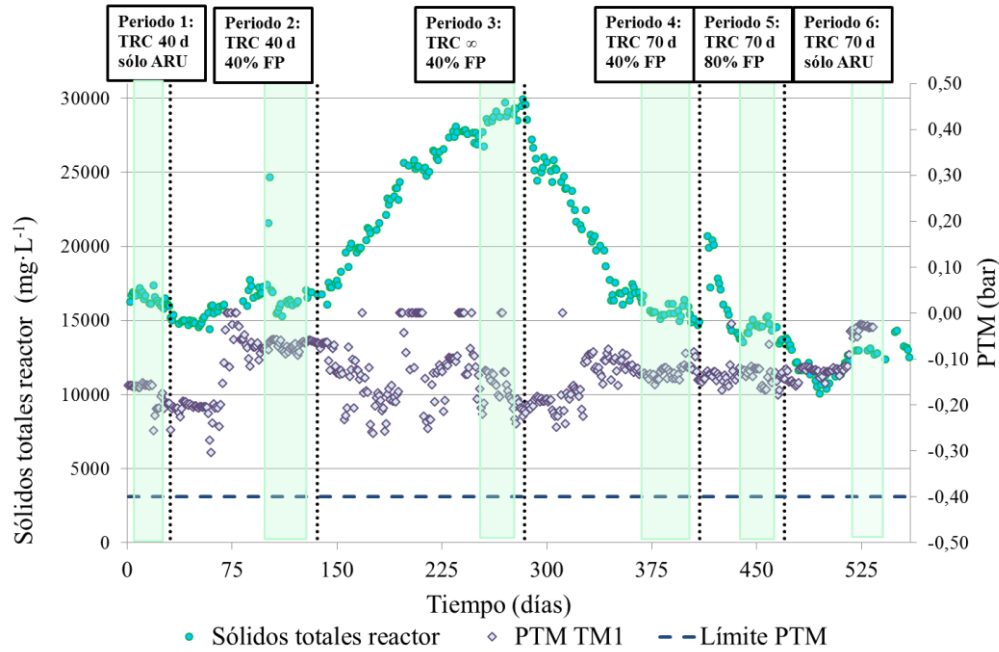
Tabla 4. 21. Condiciones de operación en cada uno de los periodos establecidos para evaluar el consumo energético de la planta.

	Producción de biogás (L $\text{CH}_4 \cdot \text{día}^{-1}$)	Producción de metano disuelto (L $\text{CH}_4 \cdot \text{día}^{-1}$)	Producción de fangos en exceso (kg $\text{ST} \cdot \text{día}^{-1}$)	J_{20} (LMH)		DEG ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1} \cdot \text{m}^{-3}$)		$Q_{\text{rec fango}}$ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	Q_{permeado} ($\text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$)	[ST] ($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$)
				Sub	Crítico	Sub	Crítico			
P1	18	32	2,460	7,1	15,8	0,23	0,1	2,5	1,64	16,56
P2	76	42	1,245	8	16,7	0,23	0,1	2,5	2,92	16,25
P3	130	36	0,000	7,3	5,0	0,23	0,1	2,5	1,73	28,94
P4	146	48	0,483	6,7	17,6	0,23	0,1	2,5	2,34	15,48
P5	194	45	0,474	7,1	18,5	0,23	0,1	2,5	2,01	14,37
P6	69	55	0,565	7,5	19,4	0,23	0,1	2,5	2,21	12,83

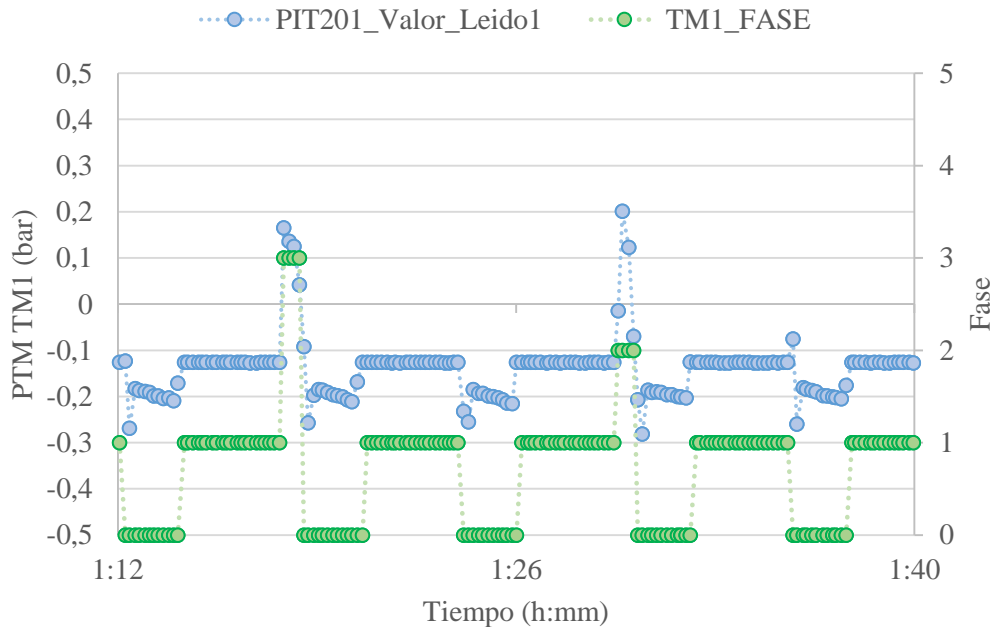
Cabe destacar que durante la experiencia en planta piloto, las membranas se operaron a flujos transmembrana muy inferiores a los flujos críticos de filtración (flujo por debajo del cual el ensuciamiento de las membranas es mínimo), debido al sobredimensionamiento de la planta piloto. Dicho flujo crítico es principalmente función del DEG aplicado y de la concentración de sólidos del reactor. Por tanto, la combinación J_{20} -DEG aplicada en cada periodo experimental (diferenciados por la concentración de sólidos en el reactor) estaba muy alejada de aquella combinación que proporcionara un funcionamiento óptimo del proceso de filtración desde un punto de vista energético (como es la operación a flujos entorno al flujo crítico de filtración).

La Figura 4. 31.a muestra la presión transmembrana (PTM) media diaria durante la experiencia en la planta piloto. La Figura 4. 31.b, muestra un periodo detalle de 30 minutos, donde puede verse la evolución de la PTM durante las diferentes fases de las membranas. Durante los diferentes periodos experimentales el ensuciamiento de las membranas fue mínimo, tal y como puede verse en la Figura 4. 31.a, dónde se observa que la presión transmembrana en el módulo de membranas empleado para realizar el estudio de filtración (TM1) está muy alejada de la PTM límite (-0,40 bar) (Robles *et al.*, 2012b) durante todo el periodo de estudio. Se ha obtenido una PTM promedio de $-0,131 \pm 0,06$ bar. Cabe señalar las buenas permeabilidades obtenidas incluso trabajando a altas concentraciones de sólidos durante el periodo 3 ($K=58,4$ con una concentración de sólidos en el reactor de $28943 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$). En la Figura 4. 31.b, se muestra a modo de ejemplo un detalle de la evolución de la PTM durante un periodo corte de 30 min. Tal y como se puede observar, la PTM durante la fase

de filtración-relajación es de alrededor de $-0,15$ bar y al realizar el ciclo de contralavado o ventilación la presión ronda los $0,20$ bar, con el objetivo de eliminar el *fouling* reversible de la membrana (Robles, 2013).



(a)



(b)

Figura 4. 31. Evolución de la PTM. (a) Evolución de la PTM en el TM1 y de los sólidos del reactor a lo largo de la experiencia en planta piloto. (b) Detalle de la evolución de la PTM en el TM1 en función de las fases. (Fases: 0 = Filtración; 1 = Relajación, 2 = Contralavado; 3 = Ventilación, 4 = Degasificación, 5 = Standby)

4.4.1.2. Valoración energética.

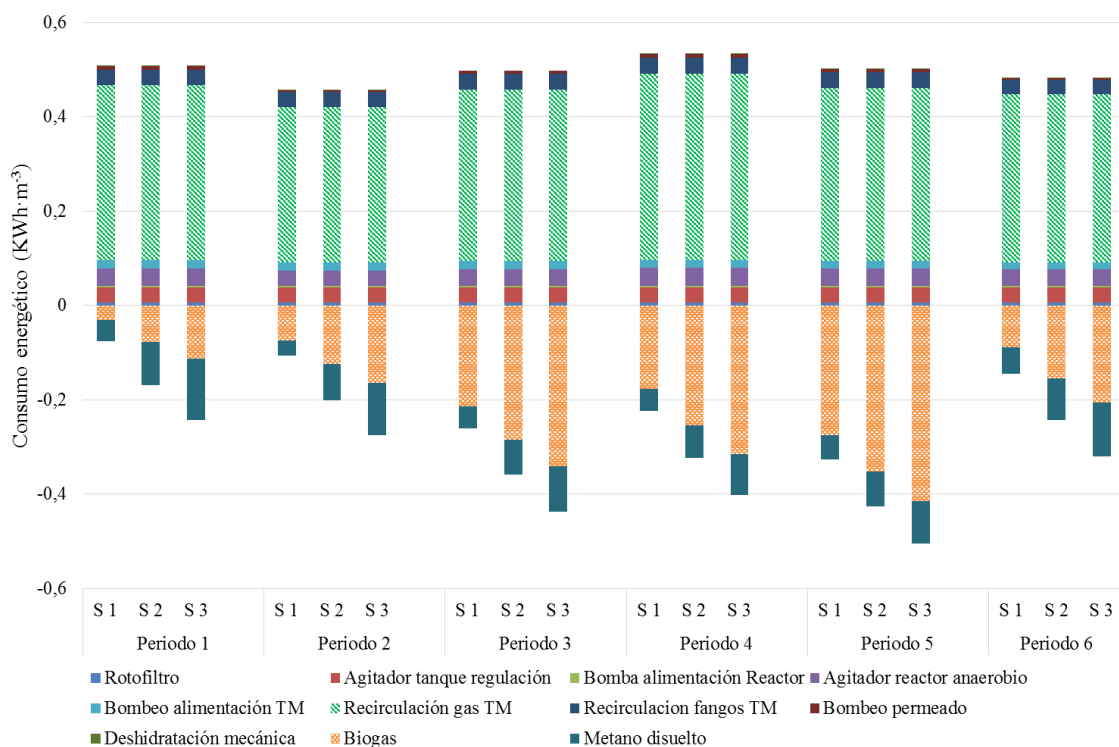
Para la evaluación del consumo energético de la planta piloto AnMBR se han tenido en cuenta tanto los resultados relativos al proceso biológico como los relativos al proceso de separación física por membranas.

La Figura 4. 32 muestra el balance energético de la planta en cada uno de los periodos estudiados (la Figura 4. 32. a representa el consumo energético en condiciones subcríticas y la Figura 4. 32.b representa el consumo energético operando según condiciones de flujo crítico). Los valores positivos corresponden a los consumos de energía bruta mientras que los valores negativos corresponden a la energía producida debida a la generación de biogás (consumo negativo: producción). Se han representado los tres escenarios (S1, S2 y S3) en función de la presencia de sulfato en el afluente (105, 52,2 y 10,5 mg S-SO₄·L⁻¹, respectivamente), que afecta directamente a la producción de biogás.

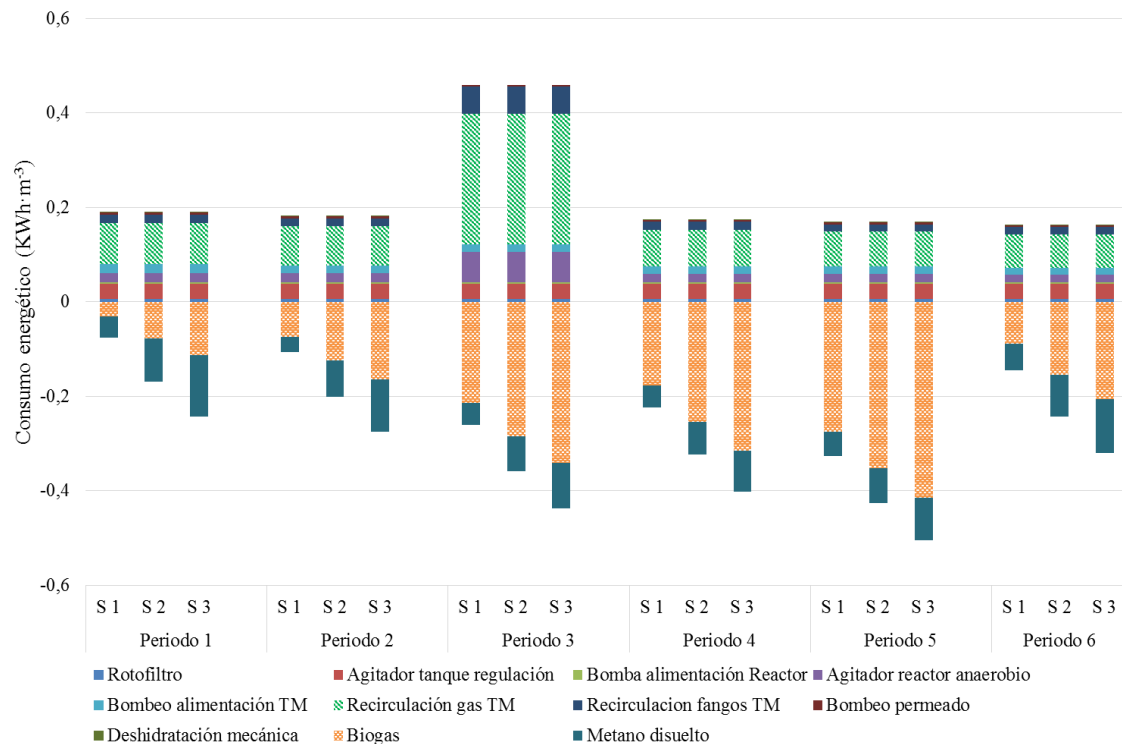
Se observa que el equipo mecánico que presenta un mayor consumo energético respecto al total corresponde con la soplante de recirculación de biogás al tanque de membranas, que representa más de la mitad y en algunos casos cerca de la totalidad del consumo energético del AnMBR: desde un 72,8% en el Periodo 2, hasta un 73,8% en los Periodos 4 y 6 para la operación en condiciones subcríticas (ver Figura 4. 32.a) y de un 43,3% en el Periodo 6 hasta un 59,9% en el Periodo 3 en el caso de la operación a flujo crítico (ver Figura 4. 32.b). Seguidamente se encuentran los equipos de agitación del TR y el reactor y el bombeo de recirculación de fangos, suponiendo cada uno alrededor del 7% del consumo para la operación en condiciones subcríticas. En condiciones óptimas de filtración el consumo por agitación del tanque de regulación oscila entre un 7,6% en el Periodo 5 hasta un 20% en el Periodo 6, la agitación del reactor oscila entre un 14% en el Periodo 3 y un 10% en el resto de periodos y la recirculación de fangos es responsable de entre un 12% en el Periodo 3 y un 9% en el resto de periodos del consumo energético de la operación en planta piloto. Tal como muestra la Figura 4. 32, el consumo de energía mecánica del sistema es considerablemente inferior al operar en condiciones críticas de filtración (Figura 4. 32.b) gracias a una mayor optimización del proceso de filtración, excepto en el Periodo 3, donde la alta concentración de sólidos hace que se consuma mayor energía para recircular el biogás y mantener el sistema homogéneo. En este sentido, trabajar a flujos transmembrana bajos conlleva un mayor consumo energético en general, siendo especialmente significativo en la soplante de recirculación de biogás al tanque de membranas.

Cómo puede observarse, el resto de consumos energéticos son mucho menores, y representan entre el 0,4% (consumo energético por deshidratación mecánica del fango) y el 3% (bombeo de alimentación al tanque de membranas o TM) respecto del consumo total para la operación en condiciones subcríticas. Si se realiza una comparación de consumo entre la operación en condiciones subcríticas y la operación bajo condiciones de flujo crítico, optimizando el consumo de energía, se observa la disminución de los consumos de los equipos de bombeo de fangos, bombeo de permeado y recirculación de biogás, destacando especialmente éste último, con disminuciones de hasta el 80% del consumo en los Periodos 4, 5 y 6.

Si se comparan los distintos escenarios en función de la concentración de sulfato, se observa cómo, a menor concentración de sulfato, se genera una mayor producción de biogás, consiguiendo una mayor recuperación energética. Estas recuperaciones energéticas pueden observarse en la Tabla 4.23, donde destaca el Periodo 5, en el que se recupera un 65% de la energía consumida el escenario 1 (S1), un 85% en el S2 y un 101% en el S3 para las condiciones subcríticas de filtración.



(a)



(b)

Figura 4. 32. Energía consumida del sistema AnMBR resultantes de cada uno de los periodos estudiados en base a datos experimentales: (a) condiciones subcríticas y (b) condiciones críticas de filtración.

En la Tabla 4. 22 se muestra, para las condiciones subcríticas (Tabla 4. 22a) y de flujo crítico (Tabla 4. 22b) de filtración, el consumo energético bruto (producido por los diferentes equipos), la producción de energía debida al metano (tanto en forma de biogás como disuelto en el efluente), el consumo de energía neto y el ahorro energético debido a la recuperación de energía. En la operación en condiciones subcríticas, destaca el Periodo 5, donde se recupera un 65% de la energía consumida en el escenario 1 (S1), un 85% en el S2 y un 101% en el S3. Las menores recuperaciones se consiguen en el Periodo 1 (15%, 33% y 48% para S1, S2 y S3, respectivamente), sin embargo, se observa como al reducir la presencia de sulfato en el afluente, la recuperación energética alcanza casi la mitad del consumo de energía debido a la operación.

En la operación bajo condiciones de flujo crítico y para la concentración real de sulfato del afluente (S1), los Periodos 4 y 5 no sólo consiguen el abastecimiento energético sino que se produce mayor energía que la que se consume, lo que se traduce en un beneficio energético. Este beneficio energético podría utilizarse para sufragar otro tipo de costes, en caso de vender dicha energía. Al reducir la concentración de sulfato a la mitad, escenario S2, se consigue producir mayor energía que la consumida en los Periodos 2, 4, 5 y 6 y en el

escenario S3, únicamente el Periodo 3 no alcanza el abastecimiento energético en cuanto a la operación del sistema, con recuperaciones de energía de hasta el 300% en el Periodo 5. A pesar de que el Periodo 3 genera una de las mayores producciones de biogás, sólo superado por el Periodo 5, la operación de la planta piloto a tan alta concentración de sólidos en el reactor (del orden de $29 \text{ g ST}\cdot\text{L}^{-1}$) y en condiciones óptimas de filtración no alcanza a producir suficiente energía como para abastecer la energía debida a la operación del sistema, a diferencia del resto de periodos estudiados.

Tabla 4. 22. Consumos de energía en condiciones subcríticas (a) y óptimas (b) de filtración en los distintos periodos de estudio.

S1: 105 mg S-SO₄·L⁻¹	P1	P2	P3	P4	P5	P6
Consumo energético bruto (kWh·m ³)	0,509	0,457	0,498	0,534	0,502	0,482
Producción energía metano (kWh·m ³)	0,076	0,107	0,261	0,225	0,326	0,146
Consumo energético neto (kWh·m ³)	0,434	0,350	0,237	0,309	0,175	0,337
Ahorro energético debido a la recuperación de energía	15%	23%	52%	42%	65%	30%
S2: 52,5 mg S-SO₄·L⁻¹	P1	P2	P3	P4	P5	P6
Consumo energético bruto (kWh·m ³)	0,509	0,457	0,498	0,534	0,502	0,482
Producción energía metano (kWh·m ³)	0,169	0,201	0,359	0,324	0,426	0,243
Consumo energético neto (kWh·m ³)	0,341	0,256	0,139	0,210	0,076	0,240
Ahorro energético debido a la recuperación de energía	33%	44%	72%	61%	85%	50%
S3: 10,5 mg S-SO₄·L⁻¹	P1	P2	P3	P4	P5	P6
Consumo energético bruto (kWh·m ³)	0,509	0,457	0,498	0,534	0,502	0,482
Producción energía metano (kWh·m ³)	0,243	0,276	0,438	0,403	0,505	0,320
Consumo energético neto (kWh·m ³)	0,266	0,181	0,060	0,131	-0,004	0,162
Ahorro energético debido a la recuperación de energía	48%	60%	88%	75%	101%	66%

(a)

S1: 105 mg S-SO₄·L⁻¹	P1	P2	P3	P4	P5	P6
Consumo energético bruto (kWh·m ³)	0,191	0,182	0,460	0,174	0,169	0,163
Producción energía metano (kWh·m ³)	0,076	0,107	0,261	0,225	0,326	0,146
Consumo energético neto (kWh·m ³)	0,115	0,075	0,198	-0,051	-0,157	0,017
Ahorro energético debido a la recuperación de energía	40%	59%	57%	129%	193%	90%
S2: 52,5 mg S-SO₄·L⁻¹	P1	P2	P3	P4	P5	P6
Consumo energético bruto (kWh·m ³)	0,191	0,182	0,460	0,174	0,169	0,163
Producción energía metano (kWh·m ³)	0,169	0,201	0,359	0,324	0,426	0,243
Consumo energético neto (kWh·m ³)	0,022	-0,019	0,100	-0,150	-0,257	-0,080
Ahorro energético debido a la recuperación de energía	89%	111%	78%	186%	252%	149%
S3: 10,5 mg S-SO₄·L⁻¹	P1	P2	P3	P4	P5	P6
Consumo energético bruto (kWh·m ³)	0,191	0,182	0,460	0,174	0,169	0,163

Producción energía metano (kWh·m ³)	0,243	0,276	0,438	0,403	0,505	0,320
Consumo energético neto (kWh·m ³)	-0,052	-0,094	0,022	-0,229	-0,336	-0,157
Ahorro energético debido a la recuperación de energía	128%	152%	95%	231%	299%	197%

(b)

En condiciones subcríticas de filtración y con la concentración real de sulfato en el afluente (S1), tal como muestra la Tabla 4. 22a, los Periodos 3 y 5 presentaron elevados grados de recuperación energética gracias a las altas producciones de biogás alcanzadas. El Periodo 3 corresponde con la operación del sistema a TRC infinito, mientras que el Periodo 5 corresponde con la operación a TRC de 70 días y factor de penetración del 80%, alcanzándose por tanto en ambos casos elevados porcentajes de biometanización de la materia orgánica. Por otra parte, el Periodo 1 presenta el menor grado de recuperación energética, este periodo corresponde al periodo previo a la incorporación de la FORSU, presentando por tanto menores producciones de biogás debido a la menor cantidad de materia orgánica disponible. Comparando los periodos sin co-tratamiento de la FORSU, Periodos 1 y 6, la recuperación del Periodo 6 es del 30%, el doble de la recuperación del Periodo 1, debido a una mayor producción de biogás en este último periodo, tras el incremento de población de *Archaea* metanógena por efecto de la adición de la FORSU a la planta piloto AnMBR.

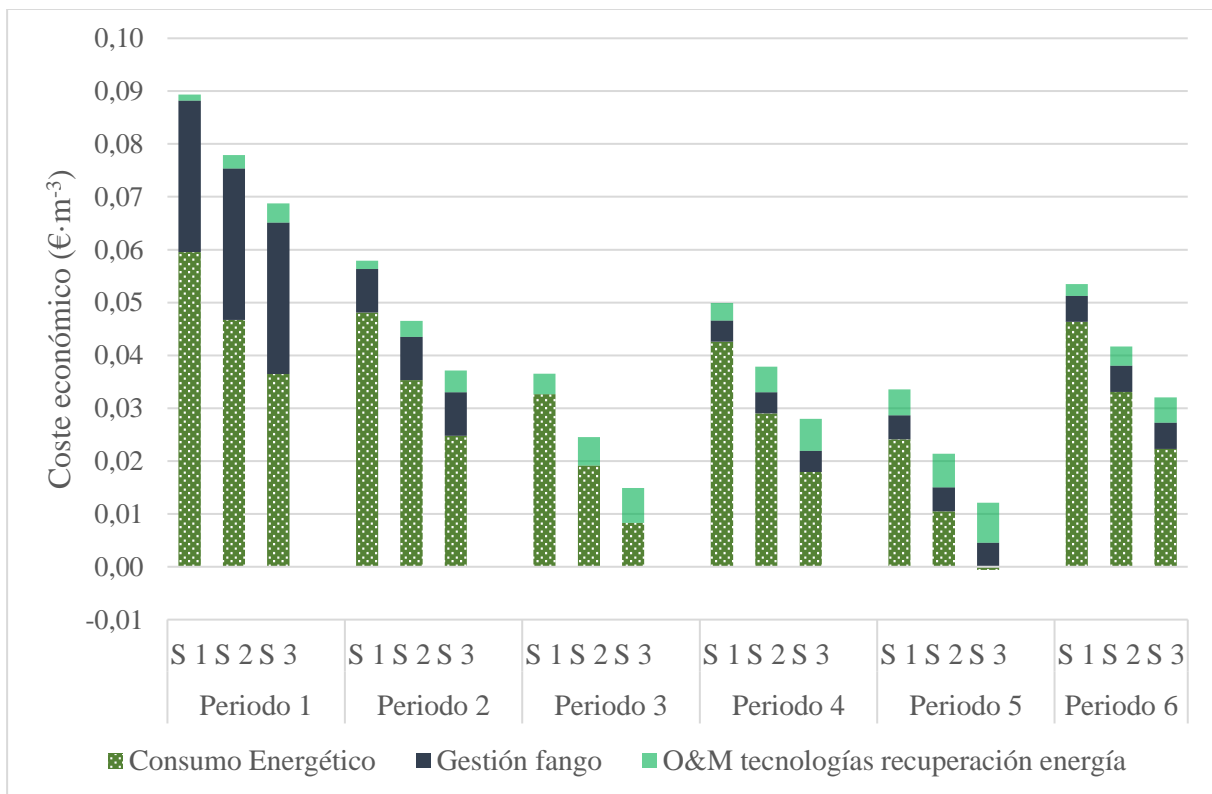
4.4.2. Evaluación económica del proceso.

La Figura 4. 33 muestra el coste de operación del AnMBR en cada uno de los periodos de estudio para las condiciones subcríticas (Figura 4. 33.a) y óptimas (Figura 4. 33.b) de filtración. Se decidieron plantear tres posibles situaciones en función de la concentración de sulfato presente en el ARU, con el objetivo de evaluar económicamente el sistema bajo distintas condiciones en lo que respecta al contenido en sulfatos del ARU afluente a la planta. Las situaciones planteadas son: (S1) 105 mg S-SO₄·L⁻¹ (correspondiente al 100% de la concentración real de sulfato afluente al sistema); (S2) 52,5 mg S-SO₄·L⁻¹ (correspondiente al 50% de la concentración real de sulfato afluente al sistema); y (S3) 10,5 mg S-SO₄·L⁻¹ (correspondiente al 10% de la concentración real de sulfato afluente al sistema).

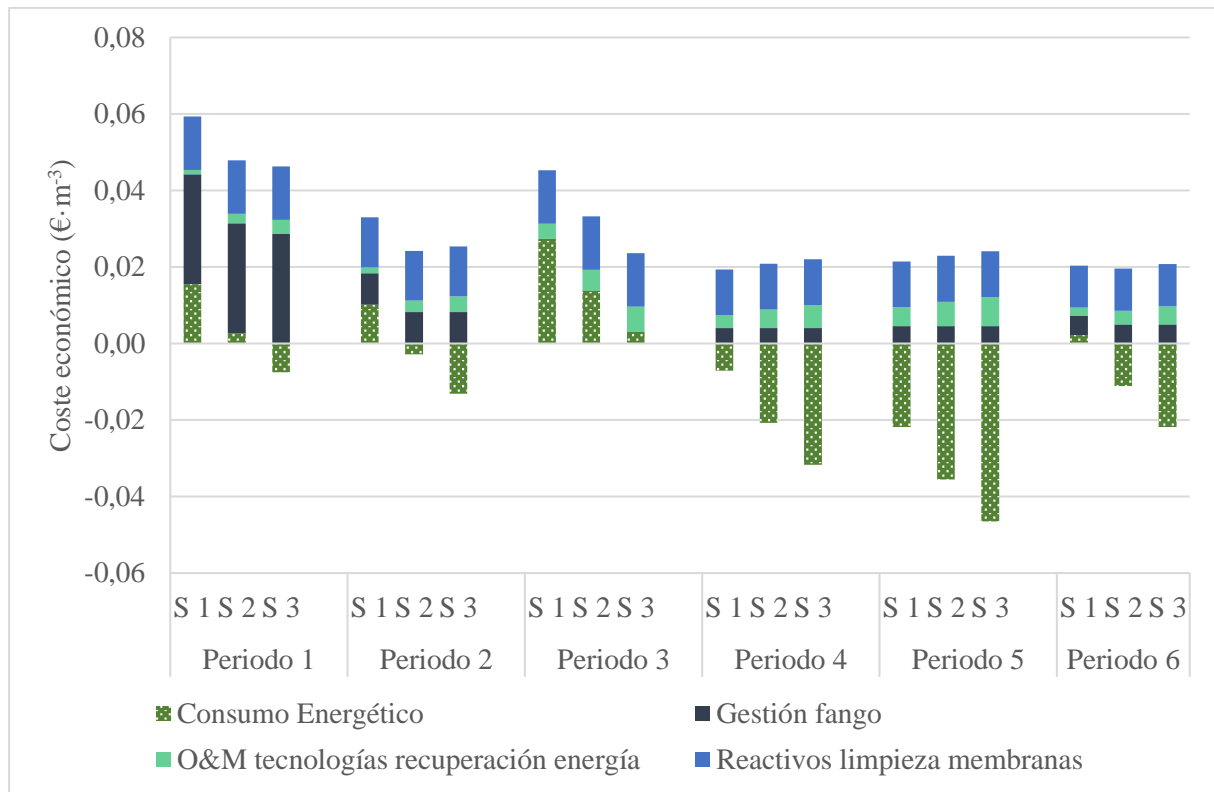
A efectos de poder realizar la comparación entre los distintos escenarios, en el coste se ha incluido el coste asociado al consumo energético, a la gestión de los fangos en exceso y a la operación y mantenimiento de los equipos de recuperación de energía, cuyo coste se ha establecido como 0,015 €·kWh⁻¹ producido. En condiciones subcríticas, se ha considerado

despreciable el coste asociado a los reactivos de limpieza química de membranas, ya que la operación de la planta piloto se realizó con una DEG muy superior a la óptima, aumentando la protección de las membranas y, por el contrario, aumentando el coste energético debido a la soplante de recirculación de biogás.

Tal y como se comentó anteriormente, cuando la concentración de sulfato afluente al AnMBR es un 50% (escenario 2) y un 90% (escenario 3) inferior a la determinada experimentalmente, la producción de metano se incrementa considerablemente debido a la mayor disponibilidad de materia orgánica por parte de las *Archaea* metanogénicas, reduciéndose por tanto significativamente el coste energético del proceso gracias al consecuente incremento en la producción de metano, tal y como se puede apreciar en las Figura 4. 33 a y b. Por el contrario, el coste de operación y mantenimiento de los equipos de recuperación de energía se ve incrementado, pero no tan significativamente como la reducción el coste energético. Los distintos costes se detallan en la Tabla 4. 23.



(a)



(b)

Figura 4. 33. Coste de operación del AnMBR para cada uno de los periodos evaluados en base a la concentración de sulfato afluente al sistema: (S1) 105 mg S-SO₄·L⁻¹; (S2) 52,5 mg S-SO₄·L⁻¹; y (S3) 10,5 mg S-SO₄·L⁻¹.

En lo que respecta al coste total de la operación subcrítica del AnMBR, tal como muestra la Tabla 4. 23, el periodo que presenta un menor coste de operación es el Periodo 5, con valores de 0,034, 0,021 y 0,012 €·m⁻³ cuando la concentración de sulfato afluente al sistema es de 105, 52,5 y 10,5 mg S-SO₄·L⁻¹, respectivamente, la menor concentración de sulfato en el afluente, reduce el coste en un 36 y un 66%, para los escenarios S2 y S3, respecto del escenario S1. El Periodo 1 es, en todas las situaciones planteadas, el periodo de mayor coste, con valores de 0,089, 0,078 y 0,069 €·m⁻³ cuando la concentración de sulfato afluente al sistema es de 105, 52,5 y 10,5 mg S-SO₄·L⁻¹, respectivamente, en este caso, la menor concentración de sulfato en el afluente, reduce el coste en un 13 y un 23%, para los escenarios S2 y S3, respecto del escenario S1. De esta forma, se demuestra que el tratamiento conjunto de FORSU en el sistema AnMBR reduce el coste de operación.

Al analizar el proceso bajo las condiciones óptimas de filtración, se observa como el Periodo 1 vuelve a resultar el de mayor coste económico, con valores de 0,059, 0,048 y 0,039 €·m⁻³ cuando la concentración de sulfato afluente al sistema es de 105, 52,5 y 10,5 mg S-

$\text{SO}_4 \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente. Bajo estas condiciones, aparecen periodos en los cuales el coste de operación se torna beneficio económico, cuando la concentración de sulfato del afluente es de $105 \text{ mg S-SO}_4 \cdot \text{L}^{-1}$ en el Periodo 5 se alcanza el coste cero de operación; con una concentración de $52,5 \text{ mg S-SO}_4 \cdot \text{L}^{-1}$ en el afluente, se consigue coste cero en el Periodo 4 y un beneficio en el Periodos 5 ($0,013 \text{ €} \cdot \text{m}^{-3}$) debido a la producción de biogás y en caso de que la concentración de sulfato en el afluente sea un 90% menor a la real, el beneficio es alcanzado en los Periodos 4, 5 y 6 ($0,010$, $0,022$ y $0,001 \text{ €} \cdot \text{m}^{-3}$, respectivamente). Como se vio en la evaluación del consumo energético, bajo condiciones óptimas de filtración, el Periodo 3 no alcanza la recuperación energética suficiente en ninguno de los escenarios planteados para generar un beneficio económico a pesar de las altas producciones de biogás alcanzadas, siendo los costes de operación de este periodo de $0,045$, $0,033$ y $0,024 \text{ €} \cdot \text{m}^{-3}$ para S1, S2 y S3, respectivamente.

Los Periodos 4 y 5 destacan por su beneficio económico bajo condiciones óptimas de filtración. Este beneficio económico deriva de distintos factores. En lo referente al proceso de filtración, el beneficio económico derivado de los Periodos 4, 5 y 6 deriva de la operación de los mismos a un J_{20} superior al resto de periodos para un mismo DEG (ver Tabla 4. 21), lo que se traduce en un mayor grado de optimización del proceso de separación física por membranas. En lo que respecta al proceso biológico, las condiciones de operación establecidas (TRC y FP) en los Periodos 4 y 5, tal como se menciona anteriormente, permitieron alcanzar elevados grados de recuperación energética a partir del metano producido, lo que se traduce en reducciones del consumo neto de energía del sistema y por tanto del coste de operación. Además, los Periodos 4 y 5 presentaron las menores producciones de fango (ver Tabla 4. 12, página 170), reduciéndose por tanto el coste asociado a la gestión de los mismos. En cuanto a las diferencias al reducir la concentración de sulfato, se consigue una mayor recuperación de energía y por tanto un menor coste económico.

Tabla 4. 23. Costes de operación del AnMBR en cada uno de los periodos evaluados para tres posibles concentraciones de sulfato afluente al sistema: 105, 52,5 y 10,5 mg S-SO₄-L⁻¹ bajo condiciones subcríticas (a) y óptimas (b) de filtración.

		P1	P2	P3	P4	P5	P6
105 mg S-SO ₄ -L ⁻¹	Consumo neto energía	0,060	0,048	0,033	0,043	0,024	0,046
	Gestión fangos en exceso	0,029	0,008	0,000	0,004	0,005	0,005
	O&M tecnologías recuperación energía	0,001	0,002	0,004	0,003	0,005	0,002
	Coste total operación	0,089	0,058	0,037	0,050	0,034	0,053
52,5 mg S-SO ₄ -L ⁻¹	Consumo neto energía	0,047	0,035	0,019	0,029	0,010	0,033
	Gestión fangos en exceso	0,029	0,008	0,000	0,004	0,005	0,005
	O&M tecnologías recuperación energía	0,003	0,003	0,005	0,005	0,006	0,004
	Coste total operación	0,078	0,047	0,025	0,038	0,021	0,042
10,5 mg S-SO ₄ -L ⁻¹	Consumo neto energía	0,036	0,025	0,008	0,018	-0,001	0,022
	Gestión fangos en exceso	0,029	0,008	0,000	0,004	0,005	0,005
	O&M tecnologías recuperación energía	0,004	0,004	0,007	0,006	0,008	0,005
	Coste total operación	0,069	0,037	0,015	0,028	0,012	0,032

(a)

		P1	P2	P3	P4	P5	P6
105 mg S-SO ₄ -L ⁻¹	Consumo neto energía	0,016	0,010	0,027	-0,007	-0,022	0,002
	Gestión fangos en exceso	0,029	0,008	0,000	0,004	0,005	0,005
	Reactivos limpieza membranas	0,014	0,013	0,014	0,012	0,012	0,011
	O&M tecnologías recuperación energía	0,001	0,002	0,004	0,003	0,005	0,002
	Coste total operación	0,059	0,033	0,045	0,012	0,000	0,020
52,5 mg S-SO ₄ -L ⁻¹	Consumo neto energía	0,003	-0,003	0,014	-0,021	-0,036	-0,011
	Gestión fangos en exceso	0,029	0,008	0,000	0,004	0,005	0,005
	Reactivos limpieza membranas	0,014	0,013	0,014	0,012	0,012	0,011
	O&M tecnologías recuperación energía	0,003	0,003	0,005	0,005	0,006	0,004
	Coste total operación	0,048	0,021	0,033	0,000	-0,013	0,008
10,5 mg S-SO ₄ -L ⁻¹	Consumo neto energía	-0,008	-0,013	0,003	-0,032	-0,047	-0,022
	Gestión fangos en exceso	0,029	0,008	0,000	0,004	0,005	0,005
	Reactivos limpieza membranas	0,014	0,013	0,014	0,012	0,012	0,011
	O&M tecnologías recuperación energía	0,004	0,004	0,007	0,006	0,008	0,005
	Coste total operación	0,039	0,012	0,024	-0,010	-0,022	-0,001

(b)

Conclusiones.

5. CONCLUSIONES

Las conclusiones obtenidas en la presente Tesis Doctoral, la cual pretende determinar la viabilidad de tratar de forma conjunta la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos (FORSU) y el agua residual urbana (ARU) mediante la tecnología de membranas anaerobias (AnMBR), son las siguientes:

- Conclusiones relativas a la caracterización de la FORSU:
 1. El uso de los trituradores de residuos de comida para la adición de la FORSU a la red de saneamiento supondría un aumento poco significativo en el consumo de agua potable. Este consumo es de 1,9% según el presente estudio experimental.
 2. La concentración de materia orgánica de la FORSU, medida como DQO, destaca, en primer lugar, por la variabilidad en la concentración de DQO ($59400 \pm 14000 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$), y en segundo lugar la elevada concentración de la FORSU respecto de los valores medios de ARU que se introducen en la planta piloto AnMBR ($585 \pm 253 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$) o de un agua residual típica (entre 250 y 1000 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$, Tchobanoglous, 2003).
 3. La concentración de sulfato en la FORSU se mantiene en unos rangos de concentración similares a los del ARU, así, la relación DQO/S-SO₄ aumenta hasta 390, favoreciendo a las *Archaea* metanogénicas (AM) en su competición por el sustrato disponible (DQO) contra las bacterias sulfatoreductoras (SRB).
 4. La concentración de nitrógeno total en la FORSU es más alta que en el ARU (91,6 $\text{mg N} \cdot \text{L}^{-1}$ para la FORSU, 55 $\text{mg N} \cdot \text{L}^{-1}$ para el ARU). Sin embargo, la relación N:DQO es menor que en el ARU debido a la alta concentración de DQO de la FORSU.
 5. La concentración de fósforo en la FORSU es más alta que en el ARU, : 10 veces mayor para el fósforo total (114,5 \pm 39,1 $\text{mg P} \cdot \text{L}^{-1}$ para FORSU, 10,3 \pm 3,6 $\text{mg P} \cdot \text{L}^{-1}$ para ARU), y 20 veces mayor en caso de ortofosfato (81,9 \pm 26,7 $\text{mg P} \cdot \text{L}^{-1}$ para FORSU, 4,0 \pm 1,6 $\text{mg P} \cdot \text{L}^{-1}$ para ARU).
 6. La FORSU se caracteriza por tener altas concentraciones de AGV, que además se ven aumentadas de forma exponencial con el paso de los días (de 500 hasta 2500 $\text{mg HAc} \cdot \text{L}^{-1}$). Es importante limitar el tiempo de almacenamiento de la FORSU en depósito previo a su tratamiento, ya que una alta carga de AGV podría inhibir el proceso de digestión anaerobia.

7. El estudio de la distribución de tamaño partícula, refleja que, en promedio, sólo el 13% de las partículas se eliminarán tras un tamizado por 0,5 mm. Por lo tanto, la mayor parte de la materia orgánica pasa a través del proceso de tamizado y alcanza el reactor anaerobio para su valorización.
 8. Los ensayos de sedimentación demuestran que, el 59% de la DQO de la mezcla del ARU y la FORSU permanece en el sobrenadante, y el 41% restante sedimenta. La DQO en el sobrenadante se incrementa significativamente con la FORSU (2,6 veces), lo cual sugiere que la propuesta de un sistema AnMBR es más indicado que una EDAR convencional cuando se realiza el tratamiento conjunto.
 9. La biodegradabilidad anaerobia, obtenida a partir de ensayos de BMP, es del $72\pm 3\%$, con un potencial de metano de $421\pm 15 \text{ mL CH}_4\cdot\text{g}^{-1} \text{ SV}$.
- Conclusiones relativas a la operación en planta piloto:
 1. El nuevo sustrato no afectó a la estabilidad del proceso, como demuestra la ausencia de AGV en el efluente y la baja relación de alcalinidad, de alrededor de 0,017, muy por debajo de 0,3, límite que asegura la estabilidad del proceso.
 2. El aporte de DQO debido a la adición de la FORSU implica un notable incremento de la carga orgánica en la entrada al reactor AnMBR (41, 39, 30 y 56% de la carga orgánica disponible en los Períodos de 2, 3, 4 y 5, respectivamente).
 3. En el caso de nitrógeno, fósforo y sulfato, no se observa un incremento significativo en la concentración ya que la proporción de FORSU respecto al caudal total (aproximadamente un 1,1 %) provoca un efecto de dilución que hace que el aporte de nutrientes por parte de los residuos prácticamente no se aprecie. Así, la relación DQO/S-SO₄ se ve incrementada considerablemente, de 5,1 en el Periodo 1 a 8,0 en el Periodo 5, quedando disponible una mayor concentración de materia orgánica para las *Archaea* metanogénicas, y en consecuencia obteniendo una mayor producción de metano.
 4. La producción de fangos disminuye al aumentar el TRC y el FP. Cuanto mayor es el TRC, mayor grado de mineralización de la materia orgánica afluente se ha alcanzado, consiguiendo reducir los costes de gestión del fango producido. Al aumentar el FP de la FORSU, se produce el aumento de la biodegradabilidad del conjunto que hace que la producción de fangos disminuya (de 0,614 a 0,142 kg SV·Kg⁻¹ DQO eliminada, del Periodo 1 al Periodo 5).

5. Al comparar periodos con el mismo TRC y distinto FP de la FORSU se observa como ésta contribuye a la generación de una mayor hidrólisis, (70% en el Periodo 5, 29% en el Periodo 6) sugiriendo un efecto sinérgico debido al tratamiento conjunto del ARU y la FORSU.
6. La eficiencia de eliminación por hidrólisis, al comparar los periodos anterior y posterior al tratamiento conjunto es del doble en el Periodo 6 respecto del Periodo 1, lo que significa que el efecto de co-tratamiento de la FORSU en el AnMBR ha generado un cambio en la población microbológica del sistema, incrementando la capacidad de degradación de moléculas complejas.
7. La producción de metano durante el tratamiento conjunto de FORSU y ARU es notablemente mayor que la producción en los periodos donde sólo se trata ARU, alcanzando un incremento de casi un 200% cuando se trabaja con un FP del 80% respecto de la producción tratando sólo ARU.
8. En general, la producción de metano es mayor cuanto mayor es el TRC, puesto que los microorganismos disponen de mayor tiempo para degradar moléculas complejas. Con un mismo FP del 40%, se consigue una mayor producción de metano en el Periodo 4, con 70 días de TRC (114,9 L·kg⁻¹ DQO entrada) que en el Periodo 2, con 40 días (80,4 L·kg⁻¹ DQO entrada). Sin embargo, la producción obtenida en el periodo operado sin purga de fango, es solamente un 5% mayor que la obtenida a TRC de 70 días, mientras que la concentración de sólidos en el reactor es el doble, lo que incrementará los consumos energéticos de los equipos encargados de la homogeneización del sistema. Estos resultados sugieren que un TRC de 70 días es suficiente para una producción eficiente de biogás.
9. Por otro lado, al incrementar el factor de penetración de la FORSU al doble, se observa un aumento del 30% en la producción de metano (Periodo 4: 114,9 L·kg⁻¹ DQO_{entrada} vs Periodo 5: 148,7 L·kg⁻¹ DQO_{entrada}) y casi de un 200% al comparar con el periodo previo al tratamiento conjunto.
10. La producción de metano en función de la DQO eliminada por las AM (*methane yield*), es mayor al aumentar el FP a 80%, donde se obtiene un rendimiento de biometanización del 88%, frente al 20% que se obtiene en el Periodo 1, previo al co-tratamiento.
11. La producción de metano en ausencia de sulfatos, supondría un aumento en la producción de alrededor de 155±23 litros de metano diarios.

12. Las concentraciones a la salida de la planta piloto cumplieron los límites de vertido de DQO durante todo el experimento, también los de sólidos, debido al uso de membranas. Sin embargo, en el caso del nitrógeno y el fósforo, las concentraciones aumentan respecto de la entrada, debido a la hidrólisis de la materia orgánica, esto hace que el efluente precise de un tratamiento terciario para la eliminación de los nutrientes, o bien, el efluente puede utilizarse como agua para riego.
 13. El tratamiento conjunto de diferentes sustratos puede dar lugar a una mayor población de biomasa y su actividad, y como consecuencia, mayores tasas de eliminación de DQO y producción de metano. El incremento en el porcentaje de sólidos hidrolizados, el rendimiento de metano y los valores de SMA sugieren un cambio poblacional de biomasa presente en el reactor AnMBR a lo largo del estudio experimental.
 14. En cuanto al dominio *Archaea*, la proporción respecto del total de secuencias identificadas se incrementó de 0,9% en el Periodo 1 (con TRC de 40 días y 0% de FP), hasta 2,3, 3,4 y 3,2% en los Periodos 4 (con TRC de 70 días y 40% de FP), 5 (con TRC de 70 días y 80% de FP) y 6 (con TRC de 70 días y 0% de FP), respectivamente.
 15. El género *Methanosaeta*, el cual incluye especies de organismos metanógenos acetotróficos es el más abundante del dominio *Archaea*, llegando a representar el 80% en el Periodo 5 respecto del dominio *Archaea*. Se observa como la SMA sigue la misma tendencia que la población de *Archaea* y *Methanosaeta*, pero en el caso de la eliminación de DQO por producción de metano, se observa la misma tendencia en los Periodos 1, 4 y 5, pero no en el Periodo 6.
 16. Al estudiar el dominio *Bacteria*, se observan que las tendencias de eliminación son proporcionales a la población de los géneros *Leptolinea*, *Aminomonas* y *Aminobacterium*, responsables de la hidrólisis y fermentación de polisacáridos y proteínas.
- Conclusiones relativas a las simulaciones realizadas:
 1. Se demostró la capacidad del modelo para reproducir los diferentes periodos pseudo-estacionarios de la experimentación en planta piloto tras la calibración de los parámetros X_s y X_i , que determinan la biodegradabilidad de la materia orgánica a la entrada.
 2. La incorporación de la FORSU y el incremento del TRC, producen un incremento en la biodegradabilidad de la materia orgánica del afluente, tal y como lo demuestran los

resultados de biodegradabilidad obtenidos por simulación, lo que es coherente con el cambio poblacional de las bacterias encargadas de la hidrólisis y la fermentación y de *Archaea* metanogénicas

- Conclusiones relativas al estudio de viabilidad energética y económica:
 1. Durante los diferentes periodos experimentales, el ensuciamiento de las membranas fue mínimo, la presión transmembrana en el módulo de membranas de $-0,131 \pm 0,06$ bar está muy alejada de la PTM límite ($-0,40$ bar).
 2. El equipo mecánico que presenta un mayor consumo energético respecto al total corresponde con la soplante de recirculación de biogás al tanque de membranas, que representa más de la mitad y en algunos casos cerca de la totalidad del consumo energético del AnMBR.
 3. En la operación en condiciones subcríticas, se recupera hasta un 65% de la energía consumida gracias a la producción de biogás. En la operación bajo condiciones de flujo crítico se produce mayor energía que la que se consume, lo que se traduce en un beneficio.
 4. Tanto en condiciones subcríticas como las óptimas de filtración, el menor coste económico se dio en con TRC de 70 días y 80% de FP, lo que demuestra que el tratamiento conjunto de FORSU en el sistema AnMBR reduce el coste de operación.
 5. Bajo las condiciones óptimas de filtración, aparecen periodos en los cuales el coste de operación se torna beneficio económico, cuando la concentración de sulfato del afluente es de $105 \text{ mg S-SO}_4 \cdot \text{L}^{-1}$ en el Periodo 5 se alcanza el coste cero de operación; con una concentración de $52,5 \text{ mg S-SO}_4 \cdot \text{L}^{-1}$ en el afluente, se consigue coste cero en el Periodo 4 y un beneficio en el Periodo 5 de $0,013 \text{ €} \cdot \text{m}^{-3}$, y, en caso de que la concentración de sulfato en el afluente sea de $10,5 \text{ mg S-SO}_4 \cdot \text{L}^{-1}$, el beneficio es alcanzado en los Periodos 4, 5 y 6 ($0,010$, $0,022$ y $0,001 \text{ €} \cdot \text{m}^{-3}$, respectivamente).
 6. A pesar de las altas producciones de biogás en el Periodo 3, el coste de este periodo es mayor a causa de la alta concentración de sólidos en el reactor, que aumenta los consumos energéticos de los equipos encargados de la homogeneización del sistema.

- Conclusiones generales:

Los resultados obtenidos en el estudio demostraron que el tratamiento conjunto de FORSU y ARU mediante un proceso anaerobio es una buena alternativa para reducir la cantidad de residuos orgánicos, tal y como exige la Directiva 1999/31/CE, con su transposición nacional en el RD 1481/2001, valorizando el residuo como metano, el cual puede aprovecharse como fuente de energía. Además, se reducen las emisiones de gas de efecto invernadero a la atmósfera, ya que el biogás se recupera en un sistema cerrado.

Por último, un tratamiento por vía húmeda de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos supondría la unificación de las metodologías de gestión de ambas corrientes residuales y, por tanto, una reducción en el volumen y gestión de vertederos, la disminución de costes de transporte de residuos con el consecuente descenso en el uso de combustibles fósiles y el ahorro en instalaciones y recursos en general. Por todo ello, el tratamiento anaerobio conjunto de aguas residuales y FORSU es una opción de gran aplicabilidad en futuros espacios urbanos con un mayor compromiso medioambiental.

Desarrollos futuros.

6. **DESARROLLOS FUTUROS**

En base a los resultados obtenidos, y quedando demostrada la viabilidad del tratamiento conjunto de la FORSU y el ARU, se proponen los siguientes estudios como continuación a la presente Tesis Doctoral:

- Un estudio exhaustivo de la implicación del cambio de gestión de los residuos sólidos urbanos. Como ya se ha introducido en este estudio, la implantación de los trituradores de residuos de comida reduciría el volumen de residuos, de forma que el número de contenedores presentes en las calles, la frecuencia de transporte a vertedero y a las plantas de tratamiento se reduciría, así como la explotación de dichas plantas de tratamiento. Estos cambios de gestión deberían ser estudiados a un nivel cuantitativo, técnico y económico, para continuar con la evaluación de la viabilidad de la propuesta de esta Tesis Doctoral. Este estudio incluiría la realización del Análisis de Ciclo de Vida tanto de la gestión actual como de la gestión propuesta.
- La implementación a escala real del sistema de tratamiento propuesto. En la presente Tesis Doctoral se ha llevado a cabo un estudio a escala de planta piloto. Resultaría interesante implantar el sistema de tratamiento conjunto a mayor escala, como podría ser en una pequeña población. Esto permitiría estudiar en detalle el efecto de la incorporación de los trituradores sobre el consumo de agua potable y el comportamiento de la FORSU triturada en la red de colectores.

Bibliografía.

7. **BIBLIOGRAFÍA**

Alibardi, L., Cossu, R. (2015). Composition variability of the organic fraction of municipal solid waste and effects on hydrogen and methane production potentials. *Waste Management* 36,147-155.

Álvarez F. (2002). Filtros verdes. Un sistema de depuración ecológico. *Ingeniería hidráulica y ambiental*, VOL. XXIII, No. 1. 25-28.

Anderson, G.K., Donnelly, T., Mckeown, K.J., (1982). Identification and control of inhibition in the anaerobic treatment of industrial wastewater. *Process Biochem.* 17, 28–32.

Angelidaki, I., Alves, M., Bolzonella, D., Borzacconi, L., Campos, J., Guwy, A., Van Lier, J. (2006). Anaerobic Biodegradation , Activity and Inhibition Biogas potential Biodegradability Activity tests Toxicity tests. Anaerobic Biodegradation, Activity and Inhibition (ABAI) Task Group Meeting 9 to 10 October 2006, (October).

APHA, 2012. American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environmental Federation. Standard methods for the Examination of Water and Wastewater, 22nd ed. Washington DC, USA.

Appels, L., Baeyens, J., Degrève, J., Dewil, R. (2008). Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*, 34(6), 755–781.

Ashley, R.M.; Bertrand-Krajewski, J.-L.; Hvitved-Jacobsen, T. and Verbanck, M. (2004). Solids in sewers: characteristics, effects and control of sewer solids and associated pollutants. IWA publishing, London.

Barat Baviera, R.; Serralta Sevilla, J.; Ruano García, MV.; Jiménez Douglas, E.; Ribes Bertomeu, J.; Seco Torrecillas, A.; Ferrer, J. (2013). Biological Nutrient Removal Model N° 2 (BNRM2): A general model for Wastewater Treatment Plants. *Water Science and Technology*. 67(7):1481-1489.

Battistoni, P., Fatone, F., Passacantando, D., & Bolzonella, D. (2007). Application of food waste disposers and alternate cycles process in small-decentralized towns: A case study. *Water Research*, 41(4), 893–903.

Becker A. M. Jr, Yu, K., Stadler, L. B., Smith, A. L. (2016). Co-management of domestic wastewater and food waste : a life cycle comparison of alternative food waste diversion strategies. *Bioresource Technology*, 223:131-140.

Boe K. Online monitoring and control of the biogas process. PhD Thesis, Institute of Environment & Resources, Technical University of Denmark, 2006.

Browne J., Murphy J. (2013). Assessment of the resource associated with biomethane from food waste. *Applied Energy*. Volume 104, Pages 170–177.

Cabbai, V., De Bortoli, N., Goi, D. (2016). Pilot plant experience on anaerobic codigestion of source selected OFMSW and sewage sludge. *Waste Management*, 49, 47–54.

Carpenter, S.R., N.F. Caraco, D.L. Correll, R.W. Howarth, A.N. Sharpley, and V.H. Smith. (1998). Nonpoint Pollution of Surface Waters with Phosphorus and Nitrogen. *Ecological Applications*, 8: 559-568.

Castillo Rodríguez F. *Biotecnología Ambiental*. Madrid: TÉBAR, 2005.

Cecchi F, Traverso P, Pavan P, Bolzonella D, Innocenti L. Characteristics of the OFMSW and behaviour of the anaerobic digestion process (2003). In: Mata-Alvarez J, editor. *Biomethanisation of the organic fraction of municipal solid wastes*. London: IWA Publishing; p. 141–154 [chapter 6].

Chen, Y., Cheng, J. J., Creamer, K. S. (2008). Inhibition of anaerobic digestion process: A review. *Bioresource Technology*, 99(10), 4044–4064.

Choi, E., Rim, J.M. (1991). Competition and inhibition of sulfate reducers and methane producers in anaerobic treatment. *Water Sci. Technol.* 23, 1259–1264.

Clarke, W. P., Xie, S., Patel, M. (2015). Rapid digestion of shredded MSW by sequentially flooding and draining small landfill cells. *Waste Management*, 1–10.

Colleran, E., Finnegan, S., Lens, P. (1995). Anaerobic treatment of sulphate-containing waste streams. *Anton. van Leeuw.* 67, 29–46.

Colleran, E., Finnegan, S., O’Keefe, R.B. (1994). Anaerobic digestion of high sulphate containing wastewater from the industrial production of citric acid. *Water Sci. Technol.* 30 (12), 263–273.

Colleran, E., Pender, S. (2002). Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of sulphate-containing wastewaters. *Water Sci. Technol.* 45 (10), 231–235.

Colleran, E., Pender, S., Phipott, U., O’Flaherty, V., Leahy, B. (1998). Full-scale and laboratory-scale anaerobic treatment of citric acid production wastewater. *Biodegradation* 9, 233–245.

Colomer F.J, Gallardo A. (2007). Tratamiento y gestión de los residuos sólidos. Servei Publicacions Universitat Politècnica de València. Valencia (Spain).

De Koning, J., Van Der Graaf, J. (1996). Kitchen Food Waste Disposers, Effects on Sewer System and Wastewater Treatment. Technical University Delft, Delft.

Dhamodharan, K., Kumar, V., Kalamdhad, A. (2015). Effect of different livestock dung as inoculum on food waste anaerobic digestion and its kinetics. *Bioresour Technol*, 6, 237–241.

Díaz E.E., Stams A.J.M., Amils R., Sanz J.L. (2006). Phenotypic properties and microbial diversity of methanogenic granules from a full-scale upflow anaerobic sludge bed reactor treating brewery wastewater. *Appl. Environ. Microbiol.*, 72 (7), pp. 4942–4949

Directiva 1999/31/CE del Consejo, de 26 de abril 1999, relativa al vertido de residuos.

Directiva 2008/98/CE de residuos.

Directiva 91/271/CEE del Consejo, de 21 de mayo de 1991, sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas.

Downey L, Van Willigen M. (2005). Environmental stressors: the mental health impacts of living near industrial activity. *Journal of Health Social Behavior* 46(3):289–305.

Durán Pinzón, Freddy. Modelación matemática del tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas incluyendo las bacterias sulfatoredutoras. Aplicación a un biorreactor de membranas anaerobias. PhD thesis. Universitat Politècnica de València, 2013.

EPA, Environmental Protection Agency. Combined Heat and Power Partnership, Agency of the United States federal government, 2012.

Evans, T.D.: Andersson, P.: Wievegg, A.: Carlsson, I. (2010). Surahammar – a case study of the impacts of installing food waste disposers in fifty percent of households. *Water Environ. J.* 241 309-319

Ferrer J., Pretel R., Duran F., Giménez J. B., Robles A., Ruano M. V, Seco A. (2015). Design methodology for submerged anaerobic membrane bioreactors (AnMBR): A case study. *Separation and Purification Technology*, 141, 378–386.

Ferrer, J., Seco, A., Serralta, J., Ribes, J., Manga, J., Asensi, E., Morenilla, J. J., Llavador, F. (2008). DESASS: A software tool for design, simulating and optimising WWTPs. *Environmental Modelling & Software*, 23, 19-26.

Ferrer J., Seco A. (2007). *Tratamientos biológicos de las aguas residuales*. . Servei Publicacions Universitat Politècnica de València. Valencia (Spain).

Ferrer J., Seco A., (1992). *Tratamientos de aguas*. Tomo I. Introducción a los tratamientos de Aguas. Servei Publicacions Universitat Politècnica de València. Valencia (Spain).

Field R.W., Wu D., Howell J.A., Gupta B.B. (1995). Critical flux concept for microfiltration fouling, *J. Membr. Sci.* 100 259–272.

Fisgativa, H., Tremier, A., Dabert, P. (2015). Characterizing the variability of food waste quality: A need for efficient valorisation through anaerobic digestion. *Waste Management*, 50, 264–274.

Fulcher, J. (22 de mayo de 2014) Changing the terms. WEF Highlights. Encontrado en <http://news.wef.org/>

Giménez García, Juan Bautista. Estudio del tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas en biorreactores de membranas. PhD thesis. Universitat de València. Departament d'Enginyeria Química. 2014.

Giménez, J. B., Martí, N., Robles, a, Ferrer, J., Seco, a. (2014). Anaerobic treatment of urban wastewater in membrane bioreactors: evaluation of seasonal temperature variations. *Water Science and Technology: A Journal of the International Association on Water Pollution Research*, 69, 1581–8.

Hansen, T.A. (1993). Carbon metabolism of sulfate-reducing bacteria. In: Odom, J.M., Rivers-Singleton, J.R. (Eds.), *The Sulfate-reducing Bacteria: Contemporary Perspectives*. Springer-Verlag, NY, pp. 21– 40.

Harada, H., Uemura, S., Monomoi, K. (1994). Interactions between sulphate-reducing bacteria and methane-producing bacteria in UASB reactors fed with low strength wastes containing different levels of sulphate. *Water Res.*, 355–367.

Hargreaves J.C., Adl M.S., Warman P.R. (2008). A review of the use of composted municipal solid waste in agriculture. *Agriculture, Ecosystems and Environment* 123 1–14

Hilton, B.L., Oleszkiewicz, J.A. (1988). Sulphide-induced inhibition of anaerobic digestion. *J. Environ. Eng.* 114, 1377–1391.

Ho, J., Sung, S. (2010). Methanogenic activities in anaerobic membrane bioreactors (AnMBR) treating synthetic municipal wastewater. *Bioresource Technology* 101, 2191–2196.

Hoitink, H.A.J., Krause, M.S., (2003). Biological control of plant diseases induced by compost. In: Siwert, A., Rao, B., Marion, D. (Eds.), *Tree and Shrub Fertilization: Proceedings from an International Conference on Tree and Shrub Fertilization*. International Society of Arboriculture, Campaign, IL, pp. 59–68.

Hwang MH, Jang NJ, Hyum SH, Kim IS. (2004). Anaerobic bio-hydrogen production from ethanol fermentation: the role of pH. *J Biotechnol* 2004;111:297–309.

IDIAGUA (2015). Líneas estratégicas de innovación e investigación en el sector del agua. http://www.magrama.gob.es/es/agua/temas/sistema-espaniol-gestionagua/documentoidiaguadiciembre2015v3_tcm7-405123.pdf

Judd S.J., Judd C. (2011). *Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment*. Second Edition, Elsevier, London, UK.

Judd S. (2008). The status of membrane bioreactor technology, *Trends Biotechnol.* 26 109–116.

Jumas-Bilak, E., Roudière, L. and Marchandin, H. (2009). Description of ‘Synergistetes’ phyl. nov. and emended description of the phylum ‘Deferribacteres’ and of the family Syntrophomonadaceae, phylum ‘Firmicutes’. *Int. J. Syst. Evol. Microbiol.* 59, 1028–1035.

Junta de Residus (JR). *Guia del compostatge dels residus orgànics generats a les llars* (1998). Generalitat de Catalunya. Departament de Medi Ambient

Karhadkar, P.P., Audic, J.-M., Faup, G.M., Khanna, P. (1987). Sulfide and sulfate inhibition of methanogenesis. *Water Res.* 21, 1061–1066.

Kawai, M., Nagao, N., Tajima, N., Niwa, C., Matsuyama, T., Toda, T. (2014). The effect of the labile organic fraction in food waste and the substrate/inoculum ratio on anaerobic digestion for a reliable methane yield. *Bioresource Technology*, 157, 174–180.

Kjerstadius, H., Haghghatafshar, S., Davidsson, Å. (2015). Potential for nutrient recovery and biogas production from blackwater, food waste and greywater in urban source control systems. *Environ. Technol.* 36 (13), 1707–1721

Koppar, A., Pullammanappallil, P. (2013). Anaerobic digestion of peel waste and wastewater for on site energy generation in a citrus processing facility. *Energy*, 60, 62–68.

Koster, I.W., Lettinga, G. (1988). Anaerobic digestion at extreme ammonia concentrations. *Biological Wastes* 25, 51–59.

Kujawa-Roeleveld K. y Zeeman G. (2006). Anaerobic treatment in decentralized and source-separation-based sanitation concept. *Reviews in Environmental Science and BioTechnology* 5, 115-139.

Kujawa-Roeleveld K., Elmitwalli T., Gaillard A., van Leeuwen M., Zeeman (2003). G. Co-digestion of concentrated black water and kitchen refuse in an accumulation system within the DESAR (decentralized sanitation and reuse) concept. *Water Science & Technology*. 48 (4), 121–128.

Kujawa-Roeleveld, K., Fernandes, T., Wiryawan, Y., Tawfik, a., Visser, M., & Zeeman, G. (2005). Performance of UASB septic tank for treatment of concentrated black water within DESAR concept. *Water Science and Technology*, 52, 307–313.

Leclerc M, Delgenes JP, Godon JJ (2004). Diversity of the archaeal community in 44 anaerobic digesters as determined by single strand conformation polymorphism analysis and 16S rDNA sequencing. *Environ Microbiol*, 6:809-819.

Ley 22/2011, de 28 de julio, de residuos y suelos contaminados.

Liao, B.Q., Kraemer J.T., Bagley, D.M. (2006). Anaerobic membrane bioreactors: applications and research directions. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology* 36, 6, 489-530.

Lin, H.J., Xie, K., Mahendran, B., Bagley, D.M., Leung, K.T., Liss, S.N., Liao, B.Q., (2010). Factors affecting sludge cake formation in a submerged anaerobic membrane bioreactor. *J. Membr. Sci.* 36, 126–134.

Liu, T., Sung, S. (2002). Ammonia inhibition on thermophilic acetoclastic methanogens. *Water Science & Technology*. 45, 113–120.

Luostarinen S., Rintala J. (2007). Anaerobic on-site treatment of kitchen waste in combination with black water in UASB-septic tanks at low temperatures. *Bioresource Technology* 98 1734–1740.

Macias-Corral, M., Samani, Z., Hanson, A., Smith, G., Funk, P., Yu, H., (2008). Anaerobic digestion of municipal solid waste and agricultural waste and the effect of codigestion with dairy cow manure. *Bioresour. Technol.* 99, 8288–8293.

MAGRAMA (2013). Gestión de biorresiduos de competencia municipal. Guía para la aplicación de la recogida separada y el tratamiento de la fracción orgánica.

Marashlian, N., El-Fadel, M., (2005). The effect of food waste disposers on municipal waste and wastewater management. *Waste Manage. Res.* 23 (20), 20–31.

Martí Ortega, Núria. Estudio de las estrategias de operación de la digestión anaerobia de fangos para optimizar la recuperación de fósforo en EDAR. PhD thesis. Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Valencia, 2007.

Mattsson, J., Hedström, A., Viklander, M. (2014). Long-term impacts on sewers following food waste disposer installation in housing areas. *Environ. Technol.* 35, 1-20.

McCartney, D.M., Oleszkiewicz, J.A. (1991). Sulfide inhibition of anaerobic degradation of lactate and acetate. *Water Res.* 25 (2), 203–209.

McCartney, D.M., Oleszkiewicz, J.A. (1993). Competition between methanogens and sulphate reducers: effect of COD: sulphate ratio and acclimatization. *Water Environ. Res.* 65, 655–664.

Metcalf y Eddy, Inc. (2003). *Wastewater Engineering. Treatment and Reuse*. (4th ed.). New York: McGraw-Hill.

Mena M., Bonmatí A., Pujolà M., Tàrraga J., Comas J. (2014). Eficiencia en el proceso de tratamiento de la fracción orgánica de los residuos municipales (FORM). Estudio del caso Ecoparc 2 de Montcada i Reixach, Barcelona. *Retema*, Noviembre/Diciembre 2014, 58-64.

Miliarium Aureum, S.L, Portal de referencia para la Ingeniería Civil, Construcción y el Medio Ambiente, <<http://www.miliarium.com/Proyectos/Depuradoras/introduccion/edar.asp>>, (visitado el 05.05.13).

Moñino P., Jiménez E., Barat R., Aguado D., Seco A., Ferrer J. (2016). Potential use of the organic fraction of municipal solid waste in anaerobic co-digestion with wastewater in submerged anaerobic membrane technology. *Waste Management*, 56, 158-165.

Muyzer G. y Stams A.J.M.. (2008). The ecology and biotechnology of sulphate-reducing bacteria. *Nat Rev Microbiol.* 6(6):441-54.

Narihiro, T., Sekiguchi, Y. (2007). Microbial communities in anaerobic digestion processes for waste and wastewater treatment: a microbiological update. *Current Opinion in Biotechnology*, 18(3), 273–278.

Nayono S. E., Gallert C., Winter J. (2010). Co-digestion of press water and food waste in a biowaste digester for improvement of biogas production. *Bioresource Technology* 101, 6987–6993.

Nilsson, P.; Lilja, G.; Hallin, P.-O.; Petersson, B. A.; Johansson, J.; Pettersson, J.; Karlen, L. (1990). Waste management at the source utilizing food waste disposers in the home; a case study in the town of Staffanstorp. Dept. Environmental Engineering, University of Lund.

Nyenje, P.M., J.W. Foppena, S. Uhlenbrooka, C.R. Kulabakob and A. Muwanga. (2010). Eutrophication and nutrient release in urban areas of sub- Saharan Africa — A review *Science of The Total Environment* Volume 408, Issue 3, 1 January 2010, Pages 447-455

O’Flaherty, V., Lens, P., deBeer, D., Colleran, E. (1997). Effect of feed composition and upflow velocity aggregate characteristics in anaerobic upflow reactors. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 47, 102–107.

O’Flaherty, V., Mahony, T., O’Kennedy, R., Colleran, E. (1998). Effect of pH on growth kinetics and sulphide toxicity thresholds of a range of methanogenic, syntrophic and sulphate-reducing bacteria. *Process Biochem.* 33 (5), 555–569.

Okabe, S., Nielsen, P.H., Jones, W.L., Characklis, W.G. (1995). Sulfide product inhibition of *Desulfovibrio desulfuricans* in batch and continuous cultures. *Water Res.* 29 (2), 571–578.

Orden de 28 de Mayo 1998, sobre fertilizantes y afines (BOE 2 Junio 1998).

Oude Elferink, S.J.W.H., Visser, A., Hulshoff Pol, L.W., Stams, A.J.M. (1994). Sulphate reduction in methanogenic bioreactors. *FEMS Microbiol. Rev.* 15, 119–136.

Palmiotto M., Fattore E., Paiano V., Celeste G., Colombo A., Davoli E. (2014). Influence of a municipal solid waste landfill in the surrounding environment: Toxicological risk and odor nuisance effects, *Environment International* 68 16–24

Pastor Alcañiz, L. (2008). Estudio de la precipitación y recuperación del fósforo presente en las aguas residuales en forma de estruvita ($MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$)

Plan Integral de Residus de la Comunitat Valenciana (PIRCV) [2013/6658]. Diari Oficial de la Comunitat Valenciana. 26 de junio de 2013, núm. 7054. p. 18888. València.

Plan Estatal Marco de Gestión de Residuos (PEMAR) para el periodo 2016-2022. Boletín Oficial del Estado. 12 de diciembre de 2015, núm. 297 p. 117395. España

Plan nacional integrado de residuos (PNIR) para el periodo 2008-2015. Boletín Oficial del Estado. 26 de febrero de 2009, núm. 49 p. 19895. España.

PNUMA: Programa de Naciones Unidas para el Medio Ambiente (2010a) Clearing the water. A focus on water quality solutions. www.unep.org/PDF/Clearing_the_Waters.pdf

PNUMA: Programa de Naciones Unidas para el Medio Ambiente (2010b) Sick water, the central role of waste water management in sustainable development. ONU- Habitat. www.grida.no/_res/site/file/publications/sickwater/SickWater_screen.pdf

Pons M.N., Spanjers H., Baetens D., Nowak O., Gillot S., Nouwen J. y Schuttinga N. (2004). Wastewater characteristics in Europe: A survey. *European Water Association*, 2004:1-10.

Postgate, J.R., (1984). *The Sulfate-Reducing Bacteria*. Cambridge University Press, Cambridge, England.

Pretel R., Robles A., Ruano M. V., Seco A., Ferrer J. (2014). The operating cost of an anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) treating sulphate-rich urban wastewater. *Separation and Purification Technology*, 126, 30–38.

Pretel R., Robles A., Ruano M. V., Seco A., Ferrer J. (2016). A plant-wide energy model for WWTPs: application to AnMBR technology *Environ Technol.* Mar 10:1-18.

Rajagopal R., Lim J.W., Mao Y., (2013). Anaerobic co-digestion of source segregated brown water (feces-without-urine) and food waste: For Singapore context. *Science of the Total Environment* 443, 877–886

Real Decreto 1481/2001, de 27 de diciembre, por el que se regula la eliminación de residuos mediante depósito en vertedero. *Boletín Oficial del Estado* 29 enero 2002, núm. 25 p.3507. España.

Real Decreto 927/1988, de 29 de julio, por el que se aprueba el Reglamento de la Administración Pública del Agua y de la Planificación Hidrológica, en desarrollo de los títulos II y III de la Ley de Aguas.

Real Decreto-Ley 11/1995 por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de aguas residuales urbanas.

Robles Martínez, Ángel. Estudio en Planta Piloto de la Aplicación de la Tecnología de Membranas para el Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales Urbanas: Puesta en Marcha, Seguimiento y Control del Proceso. Trabajo Final de Máster. Departamento de Ingeniería Hidráulica y Medio Ambiente. Universitat Politècnica de València. Spain, 2010.

Robles Martínez, Ángel. Modelling, simulation and control of the filtration process in a submerged anaerobic membrane bioreactor treating urban wastewater. PhD thesis. Universitat Politècnica de València, 2013.

Robles A., Ruano M. V., García-Usach F., Ferrer J. (2012a). Sub-critical filtration conditions of commercial hollow-fibre membranes in a submerged anaerobic MBR (HF-SAnMBR) system. *Bioresource Technology*, 114, 247–254.

Robles A., Ruano M. V., Ribes J., Ferrer J. (2012b). Sub-critical long-term operation of industrial scale hollow-fibre membranes in a submerged anaerobic MBR (HF-SAnMBR) system. *Separation and Purification Technology*, 100, 88–96.

Robles A., Ruano M.V., Ribes J., Ferrer J. (2013). Factors that affect the permeability of commercial hollow-fibre membranes in a submerged anaerobic MBR (HFSAnMBR) system, *Water Res.* 47 1277–1288.

Roest K, Heilig HGJ, Smidt H, de Vos WM, Stams AJM, Akkermans. (2005). ADL: Community analysis of a full-scale anaerobic bioreactor treating paper mill wastewater. *Syst Appl Microbiol*, 28:175-185.

Rosenwinkel, K., Wendler, D. (2001). Influences of food waste disposers on sewerage system, waste water treatment and sludge digestion. In: Proc. 8th Int'l Waste Management & Landfill Symp. CISA Env. Sanitary Eng. Centre, Sardinia, Italy.

Sæbø A., Ferrini F. (2006). The use of compost in urban green areas – A review for practical application. *Urban Forestry & Urban Greening* 4 159–16.

Sainz-Lastre J.A., (2005). *Tecnologías para la sostenibilidad, Procesos y operaciones unitarias en depuración de aguas residuales*, Colección EOI.

Seco A., Ferrer J., Segura F., Barat R. (2004). *Gestión de residuos sólidos*. Servei Publicacions Universitat Politècnica de València. Valencia (Spain).

Sekiguchi Y., Kamagata Y. (2004). Microbial community structure and functions in methane fermentation technology for wastewater treatment. In *Strict and Facultative Anaerobes: Medical and Environmental Aspects*. Edited by Nakano MM, Zuber P. Horizon Bioscience; 361-384.

Shizas, I., Bagley, D.M. (2004). Experimental determination of energy content of unknown organics in municipal wastewater streams. *J. Energy Eng.* 130, 45.

Silvestre, G., Bonmatí, A., Fernández, B. (2015). Optimisation of sewage sludge anaerobic digestion through co-digestion with OFMSW: Effect of collection system and particle size. *Waste Management*, 43, 137–143.

Smith, A.L., Stadler, L.B., Cao, L., Love, N.G., Raskin, L., Skerlos, S.J. (2014). Navigating wastewater energy recovery 1 strategies: a life cycle comparison of anaerobic membrane bioreactor and conventional treatment systems with anaerobic digestion. *Environ. Sci. Technol.* 48, 5972-5981.

Soto, M., Mendéz, R., Lema, J.M. (1993). Methanogenic and non methanogenic activity tests: theoretical basis and experimental setup. *Water Res.* 27, 1361–1376

Tchobanoglous, G., Burton, B.L., Stensel, H.D. (2003). *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*, Metcalf & Eddy Inc.. The McGraw-Hill Companies, Inc., New York

Trzcinski, A. P., y Stuckey, D. C. (2010). Treatment of municipal solid waste leachate using a submerged anaerobic membrane bioreactor at mesophilic and psychrophilic temperatures: Analysis of recalcitrants in the permeate using GC-MS. *Water Research*, 44(3), 671–680.

Turovskiy IS, Mathai PK. Wastewater sludge processing. New York: Wiley; 2006. ISBN: 978-0-471-70054-8.

Uberoi, V., Bhattacharya, S.K., (1995). Interactions among sulfate reducers, acetogens, and methanogens in anaerobic propionate systems. *Water Environ. Res.* 67, 330–339.

Vanderhasselt A., Vanrollenghem P.A. (2000). Estimation of sludge sedimentation parameters from single batch settling curves. *Water Research* Vol. 34, No. 2, pp. 395-406.

Viruela Navarro, Alexandre. Modificación del software DESASS para la simulación del proceso de crecimiento de microalgas en el tratamiento de aguas residuales. Trabajo Final de Máster. Departamento de Ingeniería Hidráulica y Medio Ambiente. Universitat Politècnica de València. Spain, 2014.

Verrecht B., Maere T., Nopens I., Brepols C., Judd S. (2010). The cost of a large-scale hollow fibre MBR, *Water Res.* 44 5274–5283.

Visser, A., Nozhevnikova, A.N., Lettinga, G., (1993). Sulphide inhibition of methanogenic activity at various pH levels at 55 °C. *J. Chem. Tech. Biotechnol.* 57, 9–14.

Water Pollution Control Federation (1987). *Anaerobic sludge digestion. Manual of practice* nº16 (2nd Edition) Techna type, Inc, Alexandria, VA.

Watson, M.E., (2003). Testing Compost. Extension FactSheet ANR-15-03. Ohio State University. <http://ohioline.osu.edu/anr-fact/0015.html> (last accessed November 2005).

Wendland C., Deegener S., Behrendt J., Toshev P. y Otterpohl R. (2006). Anaerobic digestion of blackwater from vacuum toilets and kitchen refuse in a continuous stirred tank reactor (CSTR). Proceedings of the 7th Specialised Conference on Small Water and Wastewater Systems in Mexico, March 7-10.

Winfrey, M.R., Zeikus, J.G. (1977). Effect of sulfate on carbon and electron flow during microbial methanogenesis in freshwater sediments. *Appl. Environ. Microbiol.* 33, 275–281.
Nature Reviews - microbiology 6 (2008): 441-454.

Yamada T, Sekiguchi Y, Hanada S, Imachi H, Ohashi A, Harada H and Kamagata Y. (2006). *Anaerolinea thermolimosa* sp. nov., *Levilinea saccharolytica* gen. nov., sp. nov. and *Leptolinea tardivitalis* gen. nov., sp. nov., novel filamentous anaerobes, and description of the new classes *Anaerolineae* classis nov. and *Caldilineae* classis nov. in the bacterial phylum *Chloroflexi*. *Int. J. Syst. Evol. Microbiol.* 56, 1331-40.

Yamada T, Sekiguchi Y, Imachi H, Kamagata Y, Ohashi A, Harada H. (2005). Diversity, localization, and physiological properties of filamentous microbes belonging to Chloroflexi subphylum I in mesophilic and thermophilic methanogenic sludge granules. *Appl Environ Microbiol*, 71:7493-7503.

Yoshida, A., Hamada, T., Yamagata, H., Fujiu, K. (2004). Impacts of Food Waste Disposers on Sewage System. Technical Note of National Institute for Land and Infrastructure Management, pp. 69-74.

Zhang L., Lee Y., Deokjin Jahng D. (2011). Anaerobic co-digestion of food waste and piggery wastewater: Focusing on the role of trace element. *Bioresource Technology* 102 5048–5059.

Zhang R., El-Mashad H. M., Hartman K, Wang F., Liu G., Choate C., Gamble P. (2007). Characterization of food waste as feedstock for anaerobic digestion. *Bioresource Technology* 98 929–935.

Zhou, Q., Shen, F., Yuan, H., Zou, D., Liu, Y., Zhu, B., Li, X. (2014). Minimizing asynchronism to improve the performances of anaerobic co-digestion of food waste and corn stover. *Bioresource Technology*, 166, 31–36.

Anexos.

8. **ANEXOS****8.1. ANEXO I.- DISTRIBUCIÓN DE PARTÍCULA**

A continuación se muestran los resultados obtenidos tras la determinación de tamaño de partícula mediante la técnica de difracción láser.

	Muestra 1	Muestra 2	Muestra 3	Muestra 4	Muestra 5
D10 (mm)	0,013	0,009	0,012	0,010	0,014
D50 (mm)	0,156	0,103	0,115	0,087	0,143
D90 (mm)	0,783	0,609	0,643	0,650	0,497
Tamaño partícula (mm)	Porcentaje acumulado				
0,000010	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000011	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000013	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000015	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000017	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000020	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000023	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000026	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000030	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000035	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000040	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000046	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000052	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000060	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000069	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000079	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000091	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000105	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000120	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000138	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000182	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000209	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000240	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000275	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000316	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000363	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000417	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000479	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000550	0,06	0,05	0,00	0,05	0,00
0,000631	0,16	0,14	0,05	0,14	0,04
0,000724	0,28	0,25	0,14	0,25	0,12
0,000832	0,43	0,38	0,25	0,36	0,20
0,000955	0,59	0,51	0,38	0,48	0,29
0,001096	0,77	0,66	0,52	0,60	0,39
0,001259	0,96	0,82	0,67	0,74	0,50
0,001445	1,17	0,99	0,84	0,91	0,62
0,001660	1,39	1,19	1,02	1,11	0,77
0,001905	1,63	1,41	1,22	1,37	0,96
0,002188	1,90	1,69	1,45	1,71	1,19
0,002512	2,20	2,03	1,72	2,14	1,46

Estudio de viabilidad de la incorporación de la FORSU al tratamiento de aguas residuales mediante la tecnología AnMBR

Tamaño partícula (mm)	Muestra 1	Muestra 2	Muestra 3	Muestra 4	Muestra 5
0,002884	2,54	2,47	2,05	2,67	1,80
0,003311	2,95	3,03	2,44	3,33	2,20
0,003802	3,42	3,74	2,92	4,10	2,66
0,004365	3,97	4,62	3,50	4,99	3,19
0,005012	4,61	5,66	4,19	5,96	3,79
0,005754	5,33	6,85	4,97	7,01	4,46
0,006607	6,15	8,18	5,84	8,09	5,20
0,007586	7,05	9,61	6,78	9,20	6,04
0,008710	8,03	11,12	7,79	10,33	6,98
0,010000	9,12	12,69	8,85	11,51	8,06
0,011482	10,31	14,33	9,97	12,81	9,32
0,013183	11,62	16,07	11,17	14,30	10,80
0,015136	13,08	17,95	12,51	16,08	12,50
0,017378	14,68	20,01	14,02	18,22	14,45
0,019953	16,43	22,28	15,75	20,76	16,61
0,022909	18,32	24,75	17,72	23,70	18,91
0,026303	20,31	27,39	19,94	26,95	21,30
0,030200	22,36	30,12	22,36	30,38	23,67
0,034674	24,46	32,86	24,95	33,84	25,98
0,039811	26,57	35,54	27,64	37,20	28,17
0,045709	28,72	38,13	30,39	40,34	30,28
0,052481	30,94	40,60	33,17	43,23	32,35
0,060256	33,25	43,00	35,97	45,89	34,48
0,069183	35,70	45,36	38,82	48,36	36,76
0,079433	38,32	47,75	41,74	50,74	39,29
0,091201	41,10	50,21	44,73	53,08	42,14
0,104713	44,05	52,78	47,80	55,46	45,37
0,120226	47,12	55,47	50,92	57,90	49,00
0,138038	50,30	58,28	54,08	60,43	53,03
0,158489	53,55	61,23	57,26	63,03	57,40
0,181970	56,85	64,29	60,45	65,70	62,05
0,208930	60,19	67,46	63,64	68,44	66,86
0,239883	63,56	70,72	66,83	71,23	71,70
0,275423	66,97	74,07	70,05	74,08	76,45
0,316228	70,44	77,48	73,29	77,03	80,98
0,363078	73,99	80,92	76,57	80,06	85,21
0,416869	77,59	84,35	79,89	83,17	89,03
0,478630	81,22	87,67	83,21	86,30	92,36
0,549541	84,80	90,79	86,47	89,36	95,13
0,630957	88,21	93,58	89,58	92,22	97,29
0,724436	91,34	95,94	92,43	94,75	98,82
0,831764	94,06	97,77	94,91	96,83	98,82
0,954993	96,30	99,05	96,93	98,39	98,82
1,096478	98,02	99,81	98,44	99,41	98,82
1,258925	99,19	99,99	99,44	99,95	98,82
1,445440	99,85	100,00	99,93	100,00	98,82
1,659587	99,98	100,00	100,00	100,00	98,82
1,905461	100,00	100,00	100,00	100,00	98,82
2,187762	100,00	100,00	100,00	100,00	98,82
2,511886	100,00	100,00	100,00	100,00	98,82
2,884032	100,00	100,00	100,00	100,00	98,82
3,311311	100,00	100,00	100,00	100,00	98,82

Tamaño partícula (mm)	Muestra 1	Muestra 2	Muestra 3	Muestra 4	Muestra 5
3,801894	100,00	100,00	100,00	100,00	98,82
4,365158	100,00	100,00	100,00	100,00	98,82
5,011872	100,00	100,00	100,00	100,00	98,82
5,754399	100,00	100,00	100,00	100,00	98,82
6,606934	100,00	100,00	100,00	100,00	98,82
7,585776	100,00	100,00	100,00	100,00	98,82
8,709636	100,00	100,00	100,00	100,00	98,82
10,000000	100,00	100,00	100,00	100,00	98,82

	Muestra 6	Muestra 7	Muestra 8	Muestra 9	Muestra 10
D10 (mm)	0,009	0,015	0,008	0,009	0,006
D50 (mm)	0,157	0,156	0,091	0,085	0,041
D90 (mm)	0,297	0,517	0,409	0,389	0,430
Tamaño partícula (mm)	Porcentaje acumulado				
0,000010	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000011	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000013	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000015	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000017	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000020	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000023	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000026	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000030	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000035	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000040	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000046	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000052	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000060	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000069	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000079	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000091	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000105	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000120	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000138	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000182	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000209	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000240	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000275	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000316	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000363	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000417	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,000479	0,01	0,00	0,00	0,00	0,06
0,000550	0,11	0,05	0,10	0,00	0,19
0,000631	0,24	0,14	0,27	0,05	0,40
0,000724	0,41	0,24	0,47	0,13	0,65
0,000832	0,60	0,35	0,71	0,22	0,96
0,000955	0,81	0,47	0,96	0,31	1,30
0,001096	1,04	0,60	1,23	0,41	1,66
0,001259	1,29	0,76	1,50	0,51	2,05
0,001445	1,57	0,93	1,80	0,64	2,46
0,001660	1,82	1,16	2,18	0,85	2,87

Estudio de viabilidad de la incorporación de la FORSU al tratamiento de aguas residuales mediante la tecnología AnMBR

Tamaño partícula (mm)	Muestra 6	Muestra 7	Muestra 8	Muestra 9	Muestra 10
0,001905	2,24	1,38	2,46	1,04	3,30
0,002188	2,65	1,66	2,85	1,33	3,76
0,002512	3,13	1,99	3,31	1,74	4,28
0,002884	3,68	2,36	3,84	2,26	4,90
0,003311	4,33	2,78	4,47	2,94	5,68
0,003802	5,09	3,24	5,21	3,79	6,67
0,004365	5,95	3,75	6,06	4,80	7,95
0,005012	6,90	4,29	7,03	5,97	9,52
0,005754	7,94	4,88	8,10	7,27	11,39
0,006607	9,02	5,50	9,26	8,67	13,54
0,007586	10,15	6,17	10,54	10,13	15,88
0,008710	11,30	6,91	11,92	11,62	18,36
0,010000	12,47	7,75	13,46	13,14	20,90
0,011482	13,70	8,74	15,17	14,70	23,46
0,013183	15,01	9,92	17,11	16,36	26,03
0,015136	16,47	11,33	19,29	18,16	28,66
0,017378	18,13	13,01	21,74	20,19	31,43
0,019953	20,03	14,95	24,42	22,47	34,42
0,022909	22,15	17,11	27,26	25,02	37,70
0,026303	24,45	19,42	30,16	27,79	41,28
0,030200	26,81	21,78	33,03	30,71	45,13
0,034674	29,09	24,10	35,79	33,71	49,15
0,039811	31,13	26,30	38,37	36,71	53,23
0,045709	32,77	28,34	40,78	39,67	57,22
0,052481	33,95	30,24	43,08	42,59	60,99
0,060256	33,95	32,09	45,34	45,52	64,46
0,069183	33,95	34,03	47,65	48,53	67,57
0,079433	33,95	36,23	50,08	51,69	70,31
0,091201	35,31	38,87	52,67	55,07	72,70
0,104713	37,91	42,11	55,47	58,65	74,78
0,120226	42,22	46,03	58,46	62,38	76,62
0,138038	48,46	50,60	61,67	66,19	78,29
0,158489	56,47	55,69	65,12	70,00	79,84
0,181970	65,68	61,08	68,83	73,78	81,35
0,208930	75,20	66,53	72,82	77,51	82,85
0,239883	83,96	71,76	77,09	81,18	84,40
0,275423	91,03	76,61	81,59	84,78	86,02
0,316228	95,74	80,99	86,16	88,29	87,75
0,363078	97,85	84,89	90,59	91,67	89,58
0,416869	97,85	88,30	94,55	94,82	91,50
0,478630	97,85	91,26	97,65	97,46	93,43
0,549541	97,85	93,77	99,56	99,41	95,29
0,630957	97,85	95,83	99,56	99,41	96,95
0,724436	97,85	97,43	99,56	99,41	98,30
0,831764	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
0,954993	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
1,096478	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
1,258925	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
1,445440	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
1,659587	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
1,905461	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
2,187762	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30

Tamaño partícula (mm)	Muestra 6	Muestra 7	Muestra 8	Muestra 9	Muestra 10
2,511886	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
2,884032	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
3,311311	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
3,801894	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
4,365158	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
5,011872	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
5,754399	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
6,606934	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
7,585776	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
8,709636	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30
10,000000	97,85	98,61	99,56	99,41	98,30

8.2. ANEXO II.- MODELOS MATEMÁTICOS DE SEDIMENTACIÓN

8.2.1. Modelo de Vesilind

El modelo exponencial establece una relación entre la velocidad de sedimentación y la concentración de sólidos suspendidos de tipo exponencial, está representado por la Ecuación II.1.

$$v_s = v_o e^{-nX} \quad [\text{Ec. II.1}]$$

donde:

v_s = velocidad de sedimentación, ($\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$) o ($\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$)

v_o y n = parámetros relacionados con las características de sedimentabilidad, ($\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$) o ($\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$), ($\text{L}\cdot\text{mg}^{-1}$)

X = concentración de sólidos suspendidos, ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)

8.2.2. Modelo de Kynch

Este modelo plantea que la velocidad de sedimentación de los sólidos es una suspensión sólo varía con la concentración inicial en la zona de sedimentación retardada, se representa a través de la Ecuación II.2.

$$v_s = mC^{-n} \quad [\text{Ec. II.2}]$$

donde:

v_s = velocidad de sedimentación, ($\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$) o ($\text{mL}\cdot\text{min}^{-1}$)

m y n = parámetros del modelo, ($\text{cm}\cdot\text{min}^{-1}$) o ($\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$), ($\text{L}\cdot\text{mg}^{-1}$)

C = concentración de sólidos suspendidos, ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)

8.2.3. Aplicación de los modelos de sedimentación

Obtención de las velocidades de sedimentación a partir del cálculo de la pendiente obtenida mediante ajuste por regresión lineal, para las distintas concentraciones:

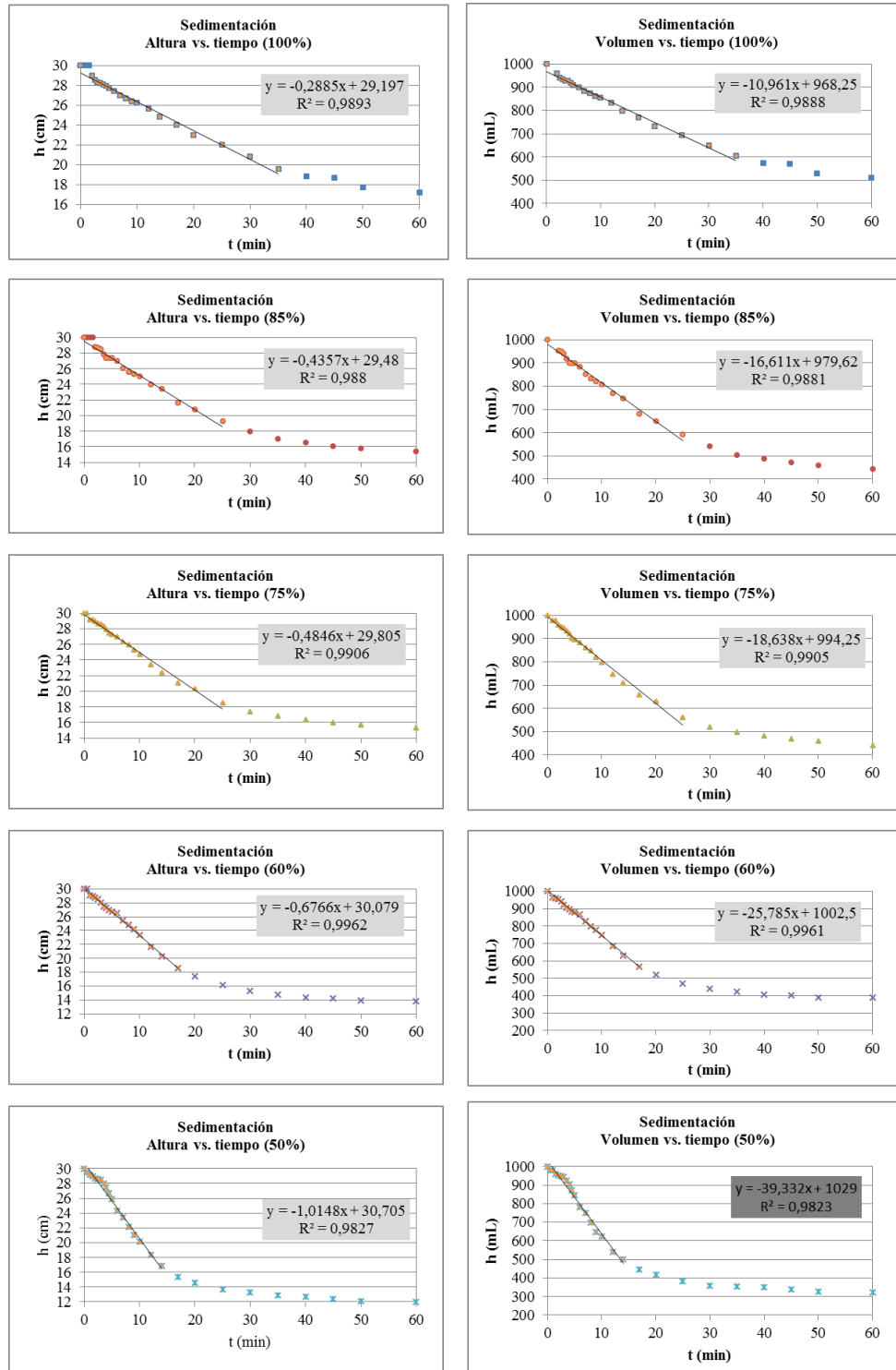


Figura II. 1. Altura de la interfase en función del tiempo para las distintas concentraciones de la FORSU planteadas (100, 85, 75, 60 y 50%)

Una vez obtenidas las distintas velocidades, se linealizan los modelos de acuerdo a las Ecuaciones II.3 e II.4. Mediante regresión lineal se obtienen los parámetros del modelo, los cuales se encuentran en la Tabla II. 1.

$$\ln v_s = \ln v_o - nC \quad [\text{Ec. II.3}]$$

$$\ln v_s = \ln m - n \ln C \quad [\text{Ec. II.4}]$$

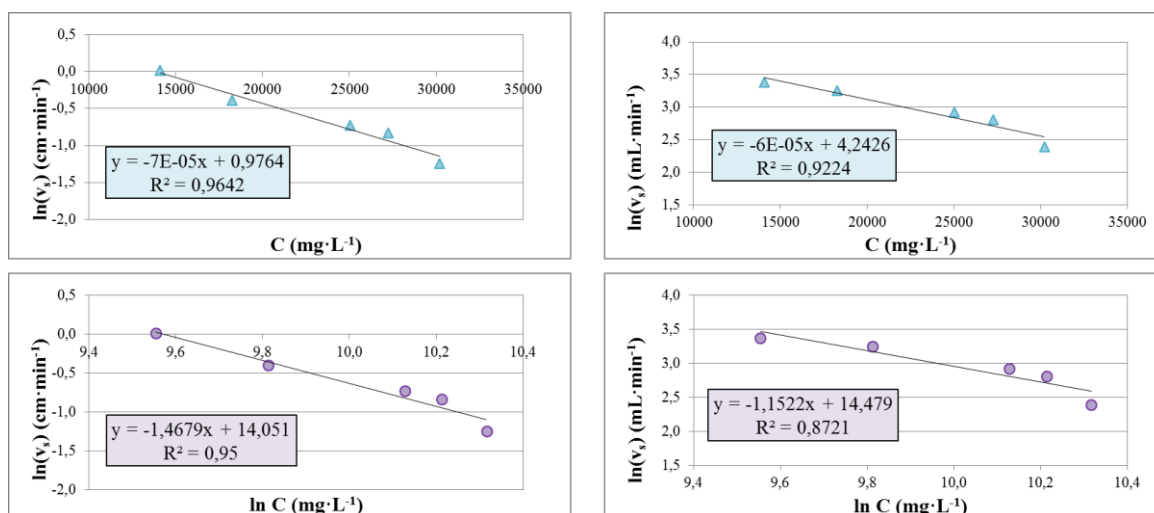


Figura II. 2. Ajuste de los modelos de Vesilind (arriba) y Kynch (abajo)

Tabla II. 1. Parámetros del Modelo de Vesilind y Kynch expresados en altura y en volumen

Modelo de Vesilind		Modelo de Kynch	
Altura		Altura	
v_o	2,6549	m	$1,2655 \cdot 10^6$
n	$7,00 \cdot 10^{-5}$	n	1,4679
Volumen		Volumen	
v_o	69,5885	m	$1,9416 \cdot 10^6$
n	$6,00 \cdot 10^{-5}$	n	1,1522

A partir de estos parámetros, es posible representar gráficamente el modelo, y compararlo con los datos experimentales.

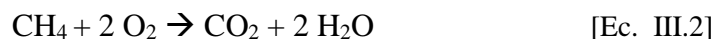
8.3. ANEXO III.- PRODUCCIÓN DE METANO ESPERADA

La proporción de ARU y FORSU utilizada se establece según las siguientes premisas:

- La generación de FORSU en España es de $0,63 \text{ kg}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, de acuerdo a lo estipulado en el Plan Nacional Integrado de Residuos (PNIR) (2008-2015), para el año 2004.
- El volumen medio utilizado en la trituración de la FORSU es de $4 \text{ L}\cdot\text{kg}^{-1}$ de FORSU triturado (o $2,52 \text{ L}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$). Este dato se ha obtenido de forma experimental.
- Según el Instituto Nacional de Estadística el caudal de ARU generada en España es de $13.326.802 \text{ m}^3\cdot\text{día}^{-1}$, con una población de 47.190.494 habitantes, el caudal resultante es de $282,4 \text{ L}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ (INE 2010, último dato disponible). Se considera como valor aproximado $225 \text{ L}\cdot\text{hab}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, ya que las aguas residuales de origen domiciliario corresponden aproximadamente al 80% de las totales.
- Se considera un factor de penetración (FP) del 100% para el cálculo de la producción esperada. El FP se define como el porcentaje de población que incorpora la FORSU al tratamiento de ARU mediante un triturador de residuos de comida.
- Por tanto, el volumen a utilizar para simular la mezcla de RSU y ARU será el siguiente:

$$\frac{2,52 \frac{\text{L FORSU triturada}}{\text{hab}\cdot\text{día}}}{225 \frac{\text{L ARU}}{\text{hab}\cdot\text{día}}} = 11,20 \text{ mL FORSU triturada por 1 L de ARU (Ec III.1)}$$

El volumen teórico de metano se calcula a partir de la reacción de oxidación de este (Ecuación III.2), obteniendo 4 gramos de DQO por gramo de metano.



A partir de la ley de los gases ideales (Ecuación III.3), se puede calcular que a partir de 1 gramo de DQO se obtienen 350 ml de metano a 0°C y 1 atm de presión.

$$pV = nRT \quad [\text{Ec. III.3}]$$

$$V = \frac{1 \text{ mol CH}_4}{64 \text{ g DQO}} \cdot 0,082 \cdot 273,15 = 0,35 \text{ L} = 350 \text{ mL}$$

Dado que tanto el agua residual como la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos poseen una concentración significativa de sulfatos, debe tenerse en cuenta que existirá una competencia por la materia orgánica entre las bacterias sulfatorreductoras (SRB) y las archaea metanogénicas (AM) cuando ambas estén presentes en el inóculo. La materia orgánica que utilicen las SRB en la reducción del sulfato (2 gramos de DQO por cada gramo de $\text{SO}_4\text{-S}$), no estará disponible para las AM y deberá sustraerse en el cálculo del metano producido.

Datos utilizados en el cálculo

AGUA RESIDUAL URBANA

Volumen: 1 litro

Concentración promedio: 585 mg DQO $\cdot\text{L}^{-1}$

Biodegradabilidad anaerobia ARU: 43%

Concentración de sulfato presente: 100 mg S $\cdot\text{L}^{-1}$

FRACCIÓN ORGÁNICA DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS

Volumen: 11,22 mL

Concentración promedio: 59400 mg DQO $\cdot\text{L}^{-1}$

Biodegradabilidad anaerobia ARU: 72%

Concentración de sulfato presente: 154 mg S $\cdot\text{L}^{-1}$

Cálculos realizados

AGUA RESIDUAL URBANA

- En primer lugar, se calcula la cantidad de materia orgánica, en gramos, de la cual se dispone:

$$585 \text{ mg DQO} \cdot \text{L}^{-1} \cdot 1 \text{ L} = 585 \text{ mg DQO}$$

- Se sustrae la cantidad de materia orgánica que será consumida por las bacterias sulfatoreductoras, para la reducción de sulfato a sulfuro. Esta cantidad no estará disponible para las *Archaea* metanogénicas.

$$100 \text{ mg S} \cdot \text{L}^{-1} \cdot 1 \text{ L} = 100 \text{ mg S}$$

- Cómo se ha visto al principio del anexo, se realiza la conversión a metano, en mililitros, y se aplica el porcentaje de biodegradabilidad.
- Se obtendrán 88,01 mL a partir del ARU.

FRACCIÓN ORGÁNICA DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS

- En primer lugar, se calcula la cantidad de materia orgánica, en gramos, de la cual se dispone:
- Se sustrae la cantidad de materia orgánica que será consumida por las bacterias sulfatoreductoras, para la reducción de sulfato a sulfuro. Esta cantidad no estará disponible para las *Archaea* metanogénicas.
- Cómo se ha visto al principio del anexo, se realiza la conversión a metano, en mililitros, y se aplica el porcentaje de biodegradabilidad.
- Se obtendrán 168,00 mL a partir de la FORSU.

El metano total obtenido es 255,66 mL, lo cual supone un incremento de 2,9 veces respecto del metano producido mediante un tratamiento únicamente con ARU.

8.4. ANEXO IV.- CARACTERIZACIÓN DE LAS CORRIENTES DE ENTRADA

A continuación, se muestra la caracterización, para las muestras del ARU y la FORSU durante la experimentación en la planta piloto AnMBR. Se muestran los promedios de cada periodo (en el cual se han establecido diferentes condiciones de operación) y de cada periodo pseudo-estacionario, a partir del cual se ha realizado el análisis y la discusión de los resultados.

Parámetro	Periodo 1	Periodo pseudo-estacionario	
	unidades	Promedio	DE
DQO	mg DQO·L ⁻¹	560	64
DQO soluble	mg DQO·L ⁻¹	103	22
Alcalinidad	mg CaCO ₃ ·L ⁻¹	246	95
AGV	mg HAc ·L ⁻¹	6,8	7,8
N-NH ₄	mg N·L ⁻¹	35,6	8,9
P-PO ₄	mg P·L ⁻¹	3,9	1
S-SO ₄	mg S·L ⁻¹	98	26
Sólidos Suspendidos	mg SS·L ⁻¹	248	138
Sólidos Suspendidos Volátiles	mg SSV·L ⁻¹	195	102
% SSV		79%	

Parámetro	unidades	Periodo pseudo-estacionario				Periodo total			
		FORSU		ARU		FORSU		ARU	
		Promedio	DE	Promedio	DE	Promedio	DE	Promedio	DE
DQO	mg DQO·L ⁻¹	76426	15100	421	87	80646	23100	472	161
DQO soluble	mg DQO·L ⁻¹	18242	4579	88	24	20980	4600	102	40
Alcalinidad	mg CaCO ₃ ·L ⁻¹	158	26	282,5	85	160	30	330	69
AGV	mg HAc ·L ⁻¹	1157	620	5,7	3	2910	503	9	4
N-NH ₄	mg N·L ⁻¹	29	5	29,1	5	30	6	37	7
P-PO ₄	mg P·L ⁻¹	78	21	5,9	7	78	23	5	4
S-SO ₄	mg S·L ⁻¹	172	76	89	14	195	15	98	17
Sólidos Suspendidos	mg SS·L ⁻¹	26440	12020	195	65	31630	11400	223	116
Sólidos Suspendidos Volátiles	mg SSV·L ⁻¹	24620	9870	171	57	31080	10100	166	102
% SSV		93%		88%		98%		74%	

Estudio de viabilidad de la incorporación de la FORSU al tratamiento de aguas residuales mediante la tecnología AnMBR

Periodo 3		Periodo pseudo-estacionario				Periodo total			
Parámetro	unidades	FORSU		ARU		FORSU		ARU	
		Promedio	DE	Promedio	DE	Promedio	DE	Promedio	DE
DQO	mg DQO·L ⁻¹	74938	11315	565	122	83602	244929	497	150
DQO soluble	mg DQO·L ⁻¹	18890	5382	119	14	22426	7986	93	23
Alcalinidad	mg CaCO ₃ ·L ⁻¹	158	74	325,5	80	190	59	351	72
AGV	mg HAc ·L ⁻¹	4645	2574	3,1	3	5780	2310	3	4
N-NH ₄	mg N·L ⁻¹	25	5	47,3	7	32	5	37	8
P-PO ₄	mg P·L ⁻¹	74	41	5,1	1	83	35	4	1
S-SO ₄	mg S·L ⁻¹	141	26	113	25	156	28	102	21
Sólidos Suspendidos	mg SS·L ⁻¹	32140	10572	297	80	38743	12694	245	81
Sólidos Suspendidos Volátiles	mg SSV·L ⁻¹	27759	10980	237	52	38630	12365	198	61
% SSV		86%		80%		99,7%		81%	

Periodo 4		Periodo pseudo-estacionario				Periodo total			
Parámetro	unidades	FORSU		ARU		FORSU		ARU	
		Promedio	DE	Promedio	DE	Promedio	DE	Promedio	DE
DQO	mg DQO·L ⁻¹	66870	13900	692	228	69455	20130	618	185
DQO soluble	mg DQO·L ⁻¹	19422	5200	150	25	19438	6035	121	29
Alcalinidad	mg CaCO ₃ ·L ⁻¹	180	54	358	73	162	90	297	68
AGV	mg HAc ·L ⁻¹	2255	1100	14	3	1725	939	6	5
N-NH ₄	mg N·L ⁻¹	33	8	44	6	36	9	43	7
P-PO ₄	mg P·L ⁻¹	75	34	4,8	1	82	39	4	1
S-SO ₄	mg S·L ⁻¹	203	53	119	6	224	96	114	13
Sólidos Suspendidos	mg SS·L ⁻¹	48541	15400	297	123	39484	16400	302	107
Sólidos Suspendidos Volátiles	mg SSV·L ⁻¹	47860	14100	241	107	39480	14500	248	88
% SSV		99%		81%		100%		82%	

Periodo 5		Periodo pseudo-estacionario				Periodo total			
Parámetro	unidades	FORSU		ARU		FORSU		ARU	
		Promedio	DE	Promedio	DE	Promedio	DE	Promedio	DE
DQO	mg DQO·L ⁻¹	72867	13393	552	174	71872	16518	564	182
DQO soluble	mg DQO·L ⁻¹	23042	9710	124	16	21795	7982	117	25
Alcalinidad	mg CaCO ₃ ·L ⁻¹	200	62	285	83	120	50	301	74
AGV	mg HAc ·L ⁻¹	2989	950	23	7	2820	1781	8	3
N-NH ₄	mg N·L ⁻¹	23	6	38	9	28	9	38	8
P-PO ₄	mg P·L ⁻¹	90	23	6,7	3	89	26	6	2
S-SO ₄	mg S·L ⁻¹	137	58	120	17	140	55	123	16
Sólidos Suspendidos	mg SS·L ⁻¹	26009	5900	307	141	30015	14220	316	96

Sólidos Suspendidos Volátiles	mg SSV·L ⁻¹	27759	10980	237	52	38630	12365	198	61
% SSV		86%		80%		99,7%		81%	

Parámetro	unidades	Periodo pseudo-estacionario		Periodo total	
		Promedio	DE	Promedio	DE
		ARU		ARU	
DQO	mg DQO·L ⁻¹	636	202	541	188
DQO soluble	mg DQO·L ⁻¹	92	24	101	33
Alcalinidad	mg CaCO ₃ ·L ⁻¹	300	44	366	83
AGV	mg HAc ·L ⁻¹	18	4	5,3	6
N-NH ₄	mg N·L ⁻¹	40	9,9	38	10
P-PO ₄	mg P·L ⁻¹	3,8	0,6	4,9	2
S-SO ₄	mg S·L ⁻¹	114	9,7	372	59
Sólidos Suspendidos	mg SS·L ⁻¹	221	48	223	70
Sólidos Suspendidos Volátiles	mg SSV·L ⁻¹	186	66	174	87
% SSV		84%		78%	

8.5. ANEXO V.- MODELO MATEMÁTICO BNRM2

El modelo utilizado para la realización de las simulaciones es el Biological Nutrient Removal Model n°2 (BNRM2) desarrollado por Barat *et al.* (2013), ampliado por Durán (2013) de forma que se incluyen los procesos biológicos en los cuales intervienen las bacterias sulfatorreductoras (SRB). Este modelo considera los procesos físicos, químicos y biológicos que tienen lugar en una EDAR. En función de las condiciones ambientales (aerobias, anóxicas o anaerobias) tiene lugar la proliferación de ciertas poblaciones bacterianas. Mediante la ampliación desarrollada en Durán (2013) es posible aplicar el modelo BNRM2 a un proceso anaerobio con concentraciones significativas de sulfato en el afluente, situación del presente estudio.

8.5.1. Componentes del modelo

El modelo considera un total de 46 componentes, 25 particulados (Tabla V. 1) y 21 solubles (Tabla V. 2). La notación S utilizada permite distinguir entre los componentes solubles, representados por una seguida del subíndice que representa cada componente, y los componentes particulados, representados con una X seguida de su correspondiente subíndice.

Tabla V. 1. Componentes particulados (X) del modelo BNRM2 ampliado

X_H	Bacterias heterótrofas.
X_{HSRO}	Bacterias sulfatorreductoras heterótrofas.
X_{ASRO}	Bacterias sulfatorreductoras autótrofas.
X_{m-ac}	<i>Archaea</i> metanogénicas acetotróficas.
X_{m-H2}	<i>Archaea</i> metanogénicas hidrogenotróficas.
X_{ACID}	Bacterias acidogénicas.
X_{ACET}	Bacterias acetogénicas.
$X_{AOO,K}$	Bacterias amonioxidantes (Estrategia-K).
$X_{AOO,r}$	Bacterias amonioxidantes (Estrategia-r).
X_{NOO}	Bacterias nitritoxidantes.
X_{PAO}	Bacterias acumuladoras de polifosfatos.
$X_{PAO,PP}$	Polifosfatos almacenados por X_{PAO} pero no incluido en la masa de X_{PAO} .
$X_{PAO,Stor}$	Polihidroxialcanoatos almacenados por X_{PAO} pero no incluido en la masa de X_{PAO} .
X_S	Sustrato lentamente biodegradable.
X_{NVSS}	Sólidos suspendidos no volátiles.

X_{TSS}	Sólidos suspendidos totales.
X_I	Materia orgánica inerte suspendida.
X_{ACP}	Fosfato de calcio amorfo ($Ca_3(PO_4)_2 \cdot xH_2O$).
X_{HAP}	Hidroxiapatita ($Ca_5(PO_4)_3OH$).
X_{MAP}	Estruvita ($MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$).
X_{NEW}	Newberryita ($MgHPO_4 \cdot 3H_2O$).
X_{Viv}	Vivianita ($Fe_3(PO_4)_2 \cdot 8H_2O$).
X_{Str}	Estrengita ($FePO_4$).
X_{Var}	Variscita ($AlPO_4$).
X_{Cal}	Carbonato de calcio ($CaCO_3$).

Tabla V. 2. Componentes solubles (S) del modelo BNRM2 ampliado

S_{ac}	Incluye acetato y ácido acético.
S_{AGV}	Productos de la fermentación excluyendo el ácido acético (propiónico, butírico, valérico...).
S_{CH4}	Metano disuelto.
S_f	Sustrato fermentable rápidamente biodegradable. No incluye los ácidos grasos volátiles.
S_H	Protón. Suma de los protones libres más los contenidos en el resto de especies.
S_{H2}	Hidrógeno soluble.
S_I	Materia orgánica inerte soluble.
$S_{ig,C}$	Carbono inorgánico. Representa la concentración de todas las especies que forman el sistema ácido-base del carbonato (CO_3^{2-} , HCO_3^- y H_2CO_3).
S_{N2}	Nitrógeno gas.
S_{NHx}	Nitrógeno amoniacal.
S_{NO2}	Nitrito.
S_{NO3}	Nitrato.
S_{O2}	Oxígeno disuelto.
S_{PO4}	Ortofosfatos.
S_S	Sulfuro. Representa la suma de las especies que forman el sistema ácido-base del sulfuro (H_2S , HS^- y S^{2-}).
S_{SO4}	Sulfato. Aceptor de electrones empleado por las bacterias sulfatorreductoras. Es la suma de SO_4^{2-} y HSO_4^- .
S_{ca}	Calcio inorgánico total soluble.
S_{Mg}	Magnesio inorgánico total soluble.
S_K	Potasio inorgánico total soluble.
S_{al}	Aluminio inorgánico total soluble.
S_{Fe}	Hierro inorgánico total soluble.

8.5.2. Procesos del modelo

Teniendo en cuenta procesos físicos, químicos y biológicos, el modelo comprende 66 procesos, los cuales se enumeran en la Tabla V. 3. Los procesos 31 a 39 son los

característicos del proceso anaerobio de degradación de materia orgánica. Los procesos 40 a 44 corresponden a los procesos característicos de los organismos encargados de la reducción de sulfato. Estos dos bloques de procesos (destacados en negrita) se explicaran con mayor detalle a continuación, por ser la base microbiológica del proceso que se estudia en la presente tesis.

Tabla V. 3. Procesos biológicos, físicos y químicos del modelo BNRM2 ampliado

1. Hidrólisis Aerobia	34. Crecimiento anaerobio X_{acet}
2. Hidrólisis Anóxica	35. Lisis X_{acet}
3. Hidrólisis Anaerobia	36. Crecimiento anaerobio X_{m-ac}
4. Crecimiento aerobio de X_H a partir de S_{ac}	37. Lisis X_{m-ac}
5. Crecimiento aerobio de X_H a partir de S_f	38. Crecimiento anaerobio X_{m-H2}
6. Crecimiento aerobio de X_H a partir de S_{AGV}	39. Lisis X_{m-H2}
7. Crecimiento anóxico de X_H a partir de S_{ac} y S_{NO3}	40. Crecimiento anaerobio de X_{HSRO} a partir de S_{ac}
8. Crecimiento anóxico de X_H a partir de S_f y S_{NO3}	41. Crecimiento anaerobio de X_{HSRO} a partir de S_{AGV}
9. Crecimiento anóxico de X_H a partir de S_{AGV} y S_{NO3}	42. Lisis de X_{HSRO}
10. Crecimiento anóxico de X_H a partir de S_{ac} y S_{NO2}	43. Crecimiento anaerobio de X_{ASRO}
11. Crecimiento anóxico de X_H a partir de S_f y S_{NO2}	44. Lisis de X_{ASRO}
12. Crecimiento anóxico de X_H a partir de S_{AGV} y S_{NO2}	45. Stripping S_{CO2}
13. Lisis de X_H	46. Stripping S_{O2}
14. Almacenamiento de $X_{PAO,Stor}$ con S_{ac}	47. Stripping S_{CH4}
15. Almacenamiento de $X_{PAO,Stor}$ con S_{AGV}	48. Stripping S_{H2}
16. Almacenamiento aerobio de $X_{PAO,PP}$	49. Stripping S_{N2}
17. Almacenamiento anóxico (S_{NO3}) de $X_{PAO,PP}$	50. Stripping S_{NH3}
18. Almacenamiento anóxico (S_{NO2}) de $X_{PAO,PP}$	51. Stripping S_{H2S}
19. Crecimiento aerobio de X_{PAO}	52. Precipitación de X_{ACP}
20. Crecimiento anóxico (S_{NO3}) de X_{PAO}	53. Disolución de X_{ACP}
18. Crecimiento anóxico (S_{NO2}) de X_{PAO}	54. Precipitación de X_{Str}
22. Lisis de $X_{PAO,Stor}$	55. Disolución de X_{Str}
23. Lisis de X_{PAO}	56. Precipitación de X_{MAP}
24. Lisis de $X_{PAO,PP}$	57. Disolución de X_{MAP}
25. Crecimiento aerobio de $X_{AOO,K}$	58. Precipitación de X_{NEW}
26. Lisis de $X_{AOO,K}$	59. Disolución de X_{NEW}
27. Crecimiento aerobio de $X_{AOO,r}$	60. Precipitación de X_{VIV}
28. Lisis de $X_{AOO,r}$	61. Disolución de X_{VIV}
29. Crecimiento aerobio de X_{NOO}	62. Precipitación de X_{VAR}
30. Lisis de X_{NOO}	63. Disolución de X_{VAR}
31. Hidrólisis Anaerobia	64. Precipitación de X_{CAL}
32. Crecimiento anaerobio X_{acid}	65. Disolución de X_{CAL}

Las ecuaciones de continuidad del modelo se muestran en la página siguiente:

Tabla V. 4. Ecuaciones de continuidad del modelo BNRM2 ampliado. (página siguiente)

A continuación se explicará con mayor detalle el proceso anaerobio de degradación de la materia orgánica y el proceso de reducción de sulfato a sulfuro llevado a cabo por los organismos sulfatorreductores.

El proceso anaerobio se puede dividir en cuatro etapas: hidrólisis, acidogénesis, acetogénesis y metanogénesis, que se divide según los organismos productores de metano consuman ácido acético o hidrógeno para la síntesis del metano.

La primera etapa es la hidrólisis (Proceso 31), que consiste en la degradación enzimática de moléculas de gran tamaño hasta sus monómeros solubles. Es un proceso extracelular, donde la X_s se descompone en S_f , que podrá ser utilizada por las bacterias acidogénicas, y S_i , que corresponde a la fracción no biodegradable, que no podrá ser degradada. La matriz estequiométrica del proceso, se presenta a continuación, así como su cinética.

Tabla V. 5. Matriz estequiométrica del proceso de hidrólisis.

	S_f	S_i	*	X_s
31	$1-f_{SI}$	f_{SI}	$U_{*,1}$	-1

* S_{NHX} , S_{PO4} , S_H , $S_{Ig,C}$, S_{SO4} , S_{Mg} , S_K , S_{Ca} , S_{Fe} , S_{Al} y X_{TSS} .

$$r_{31} = K_H \frac{X_s / X_{ACID}}{K_x + X_s / X_{ACID}} \quad [Ec.$$

V.1]

Donde K_H es la constante de hidrólisis y K_x es la constante de semisaturación de la relación X_s / X_{acid} para el proceso de hidrólisis.

	S _f	S _{AGV}	S _a	S _{H2}	S _{CH4}	S _I	S _{NHx}	S _{PO4}	S _{SO4}	S _{H2S}	S _{ig,C}	S _H	S _{Mg}	S _K	S _{Ca}	S _{Fe}	S _{Al}
	(g DQO)	(g DQO)	(g DQO)	(g DQO)	(g DQO)	(g DQO)	(g N)	(g P)	(g S)	(g S)	(mol C)	(mol H ⁺)	(g Mg)	(g K)	(g Ca)	(g Fe)	(g Al)
DQO (g DQO)	1	1	1	1	1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C (mol C)	iC _{Sf}	3/112	2/64	0	1/64	iC _{Si}	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0
S (g S)	0	0	0	0	0	iS _{Si}	0	0	1	1	0	0	0	0	0	0	0
N (g N)	iN _{Sf}	0	0	0	0	iN _{Si}	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
P (g P)	iP _{Sf}	0	0	0	0	iP _{Si}	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ⁺ (mol)	0	1/112	1/64	0	0	1	-1/14	3/31	0	0	2	1	-2/24,3	-1/39,1	-2/40	-3/55,8	-3/26,9
SST (g SST)	iSST _{Sf}	0	0	0	0	iSST _{Si}	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Mg (g Mg)	iMg _{Sf}	0	0	0	0	iMg _{Si}	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0
K (g K)	iK _{Sf}	0	0	0	0	iK _{Si}	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0
Ca (g Ca)	iCa _{Sf}	0	0	0	0	iCa _{Si}	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0
Fe (g Fe)	iFe _{Sf}	0	0	0	0	iFe _{Si}	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0
Al (g Al)	iAl _{Sf}	0	0	0	0	iAl _{Si}	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1

	X _S	X _{M-AC}	X _{M-H2}	X _{ACID}	X _{ACET}	X _{SRB-HET}	X _{SRB-AUT}	X _I	X _{SST}
	(g DQO)	(g DQO)	(g DQO)	(g DQO)	(g DQO)	(g DQO)	(g DQO)	(g DQO)	(g SST)
DQO (g DQO)	1	1	1	1	1	1	1	1	0
C (mol C)	iC _{Xs}	iC _{bio}	iC _{bio}	iC _{bio}	iC _{bio}	iC _{bio}	iC _{bio}	iC _{Xi}	0
S (g S)	iS _{Xs}	iS _{bio}	iS _{bio}	iS _{bio}	iS _{bio}	iS _{bio}	iS _{bio}	iS _{Xi}	0
N (g N)	iN _{Xs}	iN _{bio}	iN _{bio}	iN _{bio}	iN _{bio}	iN _{bio}	iN _{bio}	iN _{Xi}	0
P (g P)	iP _{Xs}	iP _{bio}	iP _{bio}	iP _{bio}	iP _{bio}	iP _{bio}	iP _{bio}	iP _{Xi}	0
H ⁺ (mol)	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SST (g SST)	iSST _{Xs}	iSST _{bio}	iSST _{bio}	iSST _{bio}	iSST _{bio}	iSST _{bio}	iSST _{bio}	iSST _{Xi}	1
Mg (g Mg)	iMg _{Xs}	iMg _{bio}	iMg _{bio}	iMg _{bio}	iMg _{bio}	iMg _{bio}	iMg _{bio}	iMg _{Xi}	0
K (g K)	iK _{Xs}	iK _{bio}	iK _{bio}	iK _{bio}	iK _{bio}	iK _{bio}	iK _{bio}	iK _{Xi}	0
Ca (g Ca)	iCa _{Xs}	iCa _{bio}	iCa _{bio}	iCa _{bio}	iCa _{bio}	iCa _{bio}	iCa _{bio}	iCa _{Xi}	0
Fe (g Fe)	iFe _{Xs}	iFe _{bio}	iFe _{bio}	iFe _{bio}	iFe _{bio}	iFe _{bio}	iFe _{bio}	iFe _{Xi}	0
Al (g Al)	iAl _{Xs}	iAl _{bio}	iAl _{bio}	iAl _{bio}	iAl _{bio}	iAl _{bio}	iAl _{bio}	iAl _{Xi}	0

En la acidogénesis, tienen lugar dos procesos. Por una parte, se produce el crecimiento anaerobio de las bacterias acidogénicas (Proceso 32) a partir de S_f , formando compuestos de menor complejidad como ácidos grasos volátiles (AGV), ácido acético e hidrógeno (en el modelo se observa un factor de distribución para tener en cuenta la disponibilidad de cada uno de los sustratos: f_{AGV} , f_a y f_{H_2}). Además, el modelo incluye la desaparición por muerte o lisis de las bacterias acidogénicas (Proceso 33).

Tabla V. 6. Matriz estequiométrica de los procesos en los que están involucradas las bacterias acidogénicas.

	S_f	S_{AGV}	S_a	S_{H_2}	*	X_S	X_{ACID}	X_I
32	$-1/Y_{ACID}$	$(1/Y_{ACID} - 1) \cdot f_{AGV}$	$(1/Y_{ACID} - 1) \cdot f_a$	$(1/Y_{ACID} - 1) \cdot f_{H_2}$	$U_{*,2}$		1	
33					$U_{*,3}$	$1 - f_{XI}$	-1	f_{XI}

* S_{NHX} , S_{PO_4} , S_H , $S_{Ig,C}$, S_{SO_4} , S_{Mg} , S_K , S_{Ca} , S_{Fe} , S_{Al} y X_{TSS} .

$$r_{32} = \mu_{ACID} \cdot M_F \cdot I_a \cdot I_{H_2} \cdot I_{O_2} \cdot I_{NO_3} \cdot I_{H_2S} \cdot M_{NHX} \cdot M_{PO_4} \cdot I_{pH} \cdot X_{ACID} \quad [Ec. V.2]$$

$$r_{33} = b_{X_{ACID}} \cdot X_{ACID} \quad [Ec. V.3]$$

Por lo que respecta a los parámetros del modelo, cabe distinguir entre parámetros estequiométricos y parámetros cinéticos. Los parámetros estequiométricos son aquellos que se utilizan para el cálculo de los coeficientes estequiométricos de cada proceso, como son los rendimientos de los microorganismos, que se representan por una M seguida del subíndice relativo a cada tipo de microorganismo considerado en el modelo. Los parámetros cinéticos son aquellos que se utilizan en las expresiones cinéticas de cada proceso, como la velocidad de crecimiento máxima de cada microorganismo, que se representa por la letra griega μ , seguida del subíndice relativo al tipo de microorganismo o b que representa la velocidad de muerte. Además, encontramos la nomenclatura M seguida del subíndice correspondiente, que simplifica una cinética de tipo Monod, que refleja la limitación del crecimiento según la concentración de un cierto componente y la I , que indica la función de inhibición no competitiva, que indica una disminución de la velocidad de crecimiento de los microorganismos debido a la presencia de un componente del modelo.

$$M_i = \frac{S_i}{k_{s,i} + S_i} ; I_i = \frac{k_{I,i}}{k_{I,i} + S_i} \quad [Ec. V.4]$$

Donde $k_{I,i}$: Es el coeficiente de inhibición para el compuesto inhibidor.

El proceso de acetogénesis se encuentra definido, de nuevo, por los procesos de crecimiento anaerobio (Proceso 34) y lisis (Proceso 35), en este caso, de las bacterias acidogénicas.

Tabla V. 7. Matriz estequiométrica de los procesos en los que están involucradas las bacterias acetogénicas.

	S_{AGV}	S_a	S_{H_2}	*	X_S	X_{ACET}	X_I
34	$-1/Y_{ACET}$	$(1/Y_{ACID}-1) \cdot f_{A'}$	$(1/Y_{ACID}-1) \cdot (1-f_{A'})$	$U_{*,4}$		1	
35				$U_{*,5}$	$1-f_{XI}$	-1	f_{XI}

* S_{NHX} , S_{PO_4} , S_H , $S_{I_{g,C}}$, S_{SO_4} , S_{Mg} , S_K , S_{Ca} , S_{Fe} , S_{Al} y X_{TSS} .

$$r_{34} = \mu_{ACET} \cdot M_{AGV} \cdot I_a \cdot I_{H_2} \cdot I_{O_2} \cdot I_{NO_3} \cdot I_{H_2S} \cdot M_{NHX} \cdot M_{PO_4} \cdot I_{pH} \cdot X_{ACET} \text{ [Ec. V.4]}$$

$$r_{35} = b_{X_{ACET}} \cdot X_{ACET} \text{ [Ec. V.5]}$$

En cuanto a organismos productores de metano, se encuentran los procesos de crecimiento y lisis de las *Archaea* metanogénicas acetotróficas (Procesos 36 y 37, respectivamente) y de las *Archaea* metanogénicas hidrogenotróficas (Procesos 38 y 39, respectivamente). Como bien indica el nombre de cada una, las primeras utilizan ácido acético (S_a) para la producción de metano, mientras que las segundas utilizan hidrógeno (S_{H_2}).

Tabla V. 8. Matriz estequiométrica de los procesos en los que están involucradas los organismos productores de metano.

	S_a	S_{H_2}	S_{CH_4}	*	X_S	X_{M-AC}	X_{M-H_2}	X_I
36	$-1/Y_{m-ac}$		$1/Y_{m-ac}-1$	$U_{*,6}$		1		
37				$U_{*,7}$	$1-f_{XI}$	-1		f_{XI}
38		$-1/Y_{m-H_2}$	$1/Y_{m-H_2}-1$	$U_{*,8}$			1	
39				$U_{*,9}$	$1-f_{XI}$		-1	f_{XI}

* S_{NHX} , S_{PO_4} , S_H , $S_{I_{g,C}}$, S_{SO_4} , S_{Mg} , S_K , S_{Ca} , S_{Fe} , S_{Al} y X_{TSS} .

$$r_{36} = \mu_{m-ac} \cdot M_a \cdot I_{O_2} \cdot I_{NO_3} \cdot I_{H_2S} \cdot M_{NHX} \cdot M_{PO_4} \cdot I_{pH} \cdot X_{m-ac} \text{ [Ec. V.6]}$$

$$r_{37} = b_{X_{m-ac}} \cdot X_{m-ac} \text{ [Ec. V.7]}$$

$$r_{38} = \mu_{m-H_2} \cdot M_{H_2} \cdot M_{I_{g,C}} \cdot I_{O_2} \cdot I_{NO_3} \cdot I_{H_2S} \cdot M_{NHX} \cdot M_{PO_4} \cdot I_{pH} \cdot X_{m-H_2} \text{ [Ec. V.8]}$$

$$r_{39} = b_{X_{m-H_2}} \cdot X_{m-H_2} \text{ [Ec. V.9]}$$

Por último, los organismos reductores de sulfato, directos competidores de las *Archaea* por diferentes sustratos. El modelo incluye el crecimiento de los organismos sulfatorreductores heterotrófos a partir de S_{AGV} (Proceso 40) y de S_a (Proceso 41) y los autotófos a partir de S_{H_2} (Proceso 43). Además, los correspondientes procesos de lisis (Procesos 42 y 44, respectivamente).

Tabla V. 9. Matriz estequiométrica de los procesos en los que están involucradas los organismos reductores de sulfato.

	S_{AGV}	S_a	S_{H_2}	*	S_{SO_4}	S_{H_2S}	X_S	X_{HSRO}	X_{ASRO}	X_I
40	$-1/Y_{HSRO}$			$U_{*,10}$	$-\frac{1}{2} \frac{1}{Y_{HSRO}} - i_{s,Bio}$	$\frac{1}{2} \frac{1}{Y_{HSRO}}$		1		
41		$-1/Y_{HSRO}$		$U_{*,11}$	$-\frac{1}{2} \frac{1}{Y_{HSRO}} - i_{s,Bio}$	$\frac{1}{2} \frac{1}{Y_{HSRO}}$		1		
42				$U_{*,12}$	$U_{SO_4,12}$		$1-f_{XI}$	-1		f_{XI}
43			$-1/Y_{HSRO}$	$U_{*,13}$	$-\frac{1}{2} \frac{1}{Y_{HSRO}} - i_{s,Bio}$	$\frac{1}{2} \frac{1}{Y_{HSRO}}$			1	
44				$U_{*,14}$	$U_{SO_4,14}$		$1-f_{XI}$		-1	f_{XI}

* S_{NHX} , S_{PO_4} , S_H , $S_{I_{g,C}}$, S_{Mg} , S_K , S_{Ca} , S_{Fe} , S_{Al} y X_{TSS} .

$$r_{40} = \mu_{HSRO} \cdot M_{SO_4} \cdot M_{AGV} \cdot \frac{S_{AGV}}{S_{AGV}+S_A} \cdot I_{O_2} \cdot I_{NO_3} \cdot I_{H_2S} \cdot M_{NHX} \cdot M_{PO_4} \cdot I_{pH} \cdot X_{HSRO}$$

[Ec. V.10]

$$r_{41} = \mu_{HSRO} \cdot M_{SO_4} \cdot M_A \cdot \frac{S_A}{S_{AGV}+S_A} \cdot I_{O_2} \cdot I_{NO_3} \cdot I_{H_2S} \cdot M_{NHX} \cdot M_{PO_4} \cdot I_{pH} \cdot X_{HSRO}$$

[Ec. V.11]

$$r_{42} = b_{X_{HSRO}} \cdot X_{HSRO} \text{ [Ec. V.12]}$$

$$r_{43} = \mu_{ASRO} \cdot M_{SO_4} \cdot M_{H_2} \cdot M_{I_{g,C}} \cdot I_{O_2} \cdot I_{NO_3} \cdot I_{H_2S} \cdot M_{NHX} \cdot M_{PO_4} \cdot I_{pH} \cdot X_{ASRO} \text{ [Ec.}$$

V.13]

$$r_{44} = b_{X_{ASRO}} \cdot X_{ASRO} \text{ [Ec. V.14]}$$

8.6. ANEXO VI.- ANÁLISIS ESTADÍSTICOS DE LOS RESULTADOS

Para el análisis estadístico de los resultados, se utilizó el software STATGRAPHICS Centurion XVI (versión 16.1.17). A continuación se presenta una breve descripción de las técnicas utilizadas. El análisis de la varianza (ANOVA) está diseñado para construir un modelo estadístico que describa el impacto de un solo factor categórico X sobre una variable dependiente Y . Se realizan pruebas para determinar si hay o no diferencias significativas entre las medias, varianzas y/o medianas de Y en los diferentes niveles de X . Además, los datos se pueden presentar gráficamente de varias formas, en este trabajo de tesis doctoral, se ha representado según un gráfico de medias.

Para determinar si las medias de q grupos difieren o no significativamente unas de otras, se puede realizar un análisis de varianza simple (o de un criterio de clasificación). El software devuelve los resultados en la Tabla de ANOVA. La tabla divide la variabilidad que existe en las n mediciones entre dos componentes:

1. Un componente “intra grupos”, que mide la variabilidad del componente dentro del mismo grupo.
2. Un componente “entre grupos”, que mide la variabilidad entre componentes de diferentes grupos.

De particular importancia es la razón de F , que prueba la hipótesis de que la respuesta media para todos los niveles de X es la misma. Formalmente, prueba la hipótesis nula

$$H_0: \mu_1 = \mu_2 = \dots = \mu_q$$

versus la hipótesis alterna

$$H_A: \text{no todas las } \mu_j \text{ iguales}$$

Si F es lo suficientemente grande, se rechaza la hipótesis nula.

La significancia estadística de la razón de F es mucho más fácil de juzgar por su valor de P . Si el valor de P es menor que 0,05, la hipótesis nula de medias iguales se rechaza al nivel de significancia del 5%. Esto no implica que cada una de las medias es significativamente diferente de cada una de las otras. Simplemente implica que no todas las medias son iguales. Determinar qué medias son significativamente diferentes

de cuáles otras requiere de pruebas adicionales, como, por ejemplo la Prueba de Múltiples Rangos.

La prueba de Múltiples Rangos se ha basado en el método LSD. Este procedimiento se debe a Fisher y es llamado el procedimiento de la *Mínima Diferencia Significativa (Least Significant Difference)*, ya que la magnitud de los límites indica la diferencia mínima entre dos medias cualesquiera que puede ser declarada que representa una diferencia estadísticamente significativa. Sólo debe emplearse cuando la prueba de F en la tabla de ANOVA indica diferencias significativas entre las medias muestrales. Este método consiste en formar un intervalo de confianza para cada par de medias al nivel de confianza elegido usando:

$$M = t_{\alpha/2, n-q}$$

donde t representa el valor de la distribución t de Student con $n - q$ grados de libertad que deja un área de $\alpha/2$ en la cola superior de la curva.

Análisis estadístico de la Biodegradabilidad Anaerobia

Tabla VI. 1. Tabla ANOVA para Biodegradabilidad Anaerobia según tamaño de paso

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Entre grupos	31.2342	2	15.6171	2.08	0.1814
Intra grupos	67.695	9	7.52167		
Total (Corr.)	98.9292	11			

La tabla ANOVA descompone la varianza de la Biodegradabilidad Anaerobia en dos componentes: un componente entre-grupos y un componente dentro-de-grupos. La razón-F, que en este caso es igual a 2.07628, es el cociente entre el estimado entre-grupos y el estimado dentro-de-grupos. Puesto que el valor-P de la razón-F es mayor o igual que 0.05, no existe una diferencia estadísticamente significativa entre la media de la Biodegradabilidad Anaerobia entre un nivel de tamaño de paso y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.

Tabla VI. 2. Pruebas de Múltiple Rangos para Biodegradabilidad según tamaño de paso

Método: 95.0 porcentaje LSD

Contraste	Sig.	Diferencia	+/- Límites
0,5 mm - 5 mm		3.55	4.00475
0,5 mm - Soluble		0.65	5.06565
5 mm - Soluble		-2.9	5.37293

* indica una diferencia significativa.

Esta tabla aplica un procedimiento de comparación múltiple para determinar cuáles medias son significativamente diferentes de otras. La salida muestra las diferencias estimadas entre cada par de medias. No hay diferencias estadísticamente significativas entre cualquier par de medias, con un nivel del 95.0% de confianza. El método empleado actualmente para discriminar entre las medias es el procedimiento de diferencia mínima significativa (LSD) de Fisher. Con este método hay un riesgo del 5.0% al decir que cada par de medias es significativamente diferente, cuando la diferencia real es igual a 0.

Figura VI. 1. Medias de Biodegradabilidad Anaerobia según tamaño de paso

Medias y 95.0% de Fisher LSD

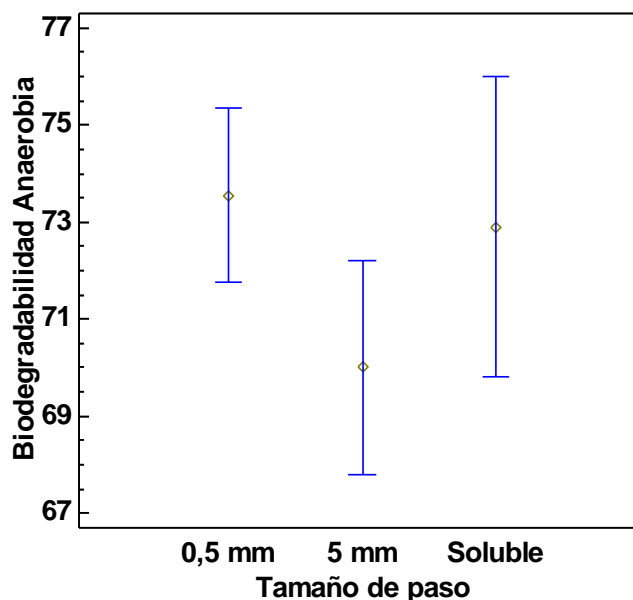


Tabla VI. 3. Tabla ANOVA para Biodegradabilidad Anaerobia según Inóculo

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Entre grupos	0.400417	1	0.400417	0.04	0.8443
Intra grupos	98.5288	10	9.85288		
Total (Corr.)	98.9292	11			

Puesto que el valor-P de la razón-F es mayor o igual que 0.05, no existe una diferencia estadísticamente significativa entre la media de Biodegradabilidad Anaerobia entre un Inóculo y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.

Tabla VI. 4. Pruebas de Múltiple Rangos para Biodegradabilidad Anaerobia según Inóculo

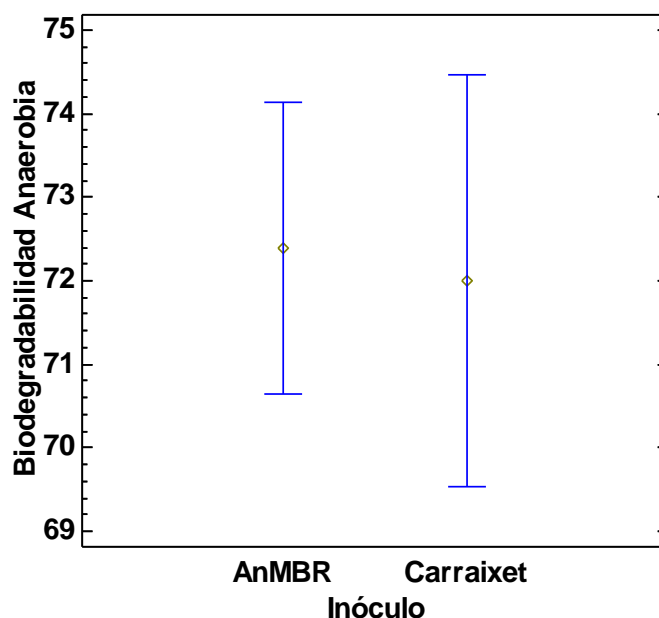
Método: 95.0 porcentaje LSD

Contraste	Sig.	Diferencia	+/- Límites
AnMBR – Carraixet		0.3875	4.28292

* indica una diferencia significativa.

Figura VI. 2. Medias de Biodegradabilidad Anaerobia según Inóculo

Medias y 95.0% de Fisher LSD



Análisis estadístico de la OLR total

Tabla VI. 5. Tabla ANOVA para OLR total según periodos

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Entre grupos	0.998035	5	0.199607	5.29	0.0010
Intra grupos	1.32172	35	0.0377635		
Total (Corr.)	2.31976	40			

Puesto que el valor-P de la prueba-F es menor que 0.05, existe una diferencia estadísticamente significativa entre la media de OLR total entre un periodo y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.

Tabla VI. 6. Pruebas de Múltiple Rangos para OLR total según periodos

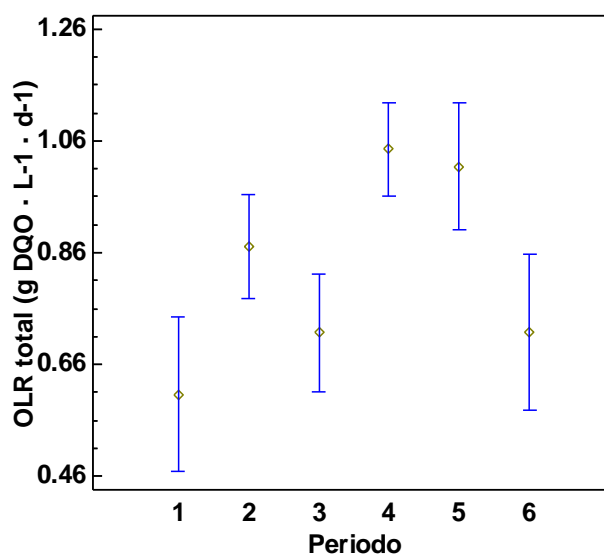
Método: 95.0 porcentaje LSD

Contraste	Sig.	Diferencia	+/- Límites
1 - 2	*	-0.264566	0.23707
1 - 3		-0.109808	0.247271
1 - 4	*	-0.438615	0.230343
1 - 5	*	-0.40711	0.254654
1 - 6		-0.110236	0.27896
2 - 3		0.154758	0.198814
2 - 4		-0.174049	0.177318
2 - 5		-0.142544	0.207924
2 - 6		0.15433	0.23707
3 - 4	*	-0.328807	0.190742
3 - 5	*	-0.297302	0.219484
3 - 6		-0.000427999	0.247271
4 - 5		0.0315047	0.200221
4 - 6	*	0.328379	0.230343
5 - 6	*	0.296874	0.254654

* indica una diferencia significativa.

Figura VI. 3. Medias de OLR total según periodos

Medias y 95.0% de Fisher LSD



Análisis estadístico de la OLR disponible para SRB

Tabla VI. 7. Tabla ANOVA para OLR disponible para SRB según periodos

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Entre grupos	0.0111237	5	0.00222475	0.41	0.8400
Intra grupos	0.190882	35	0.00545378		
Total (Corr.)	0.202006	40			

Puesto que el valor-P de la razón-F es mayor o igual que 0.05, no existe una diferencia estadísticamente significativa entre la media de OLR disponible para SRB entre un periodo y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.

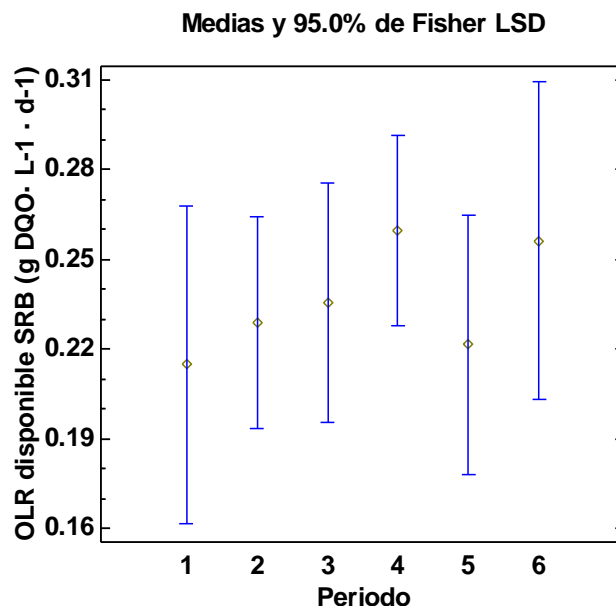
Tabla VI. 8. Pruebas de Múltiple Rangos para OLR disponible para SRB según periodos

Método: 95.0 porcentaje LSD

Contraste	Sig.	Diferencia	+/- Límites
1 - 2		-0.0140278	0.0900927
1 - 3		-0.0206786	0.0939694
1 - 4		-0.0449773	0.0875363
1 - 5		-0.00675	0.096775
1 - 6		-0.0415	0.106012
2 - 3		-0.00665079	0.0755542
2 - 4		-0.0309495	0.0673855
2 - 5		0.00727778	0.0790165
2 - 6		-0.0274722	0.0900927
3 - 4		-0.0242987	0.072487
3 - 5		0.0139286	0.0834096
3 - 6		-0.0208214	0.0939694
4 - 5		0.0382273	0.0760889
4 - 6		0.00347727	0.0875363
5 - 6		-0.03475	0.096775

* indica una diferencia significativa.

Figura VI. 4. Medias de OLR disponible para SRB según periodos



Análisis estadístico de la OLR disponible para AM

Tabla VI. 9. Tabla ANOVA para OLR disponible para AM según periodos

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Entre grupos	0.926686	5	0.185337	7.34	0.0001
Intra grupos	0.883349	35	0.0252386		
Total (Corr.)	1.81004	40			

Puesto que el valor-P de la prueba-F es menor que 0.05, existe una diferencia estadísticamente significativa entre la media de OLR disponible para AM entre un periodo y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.

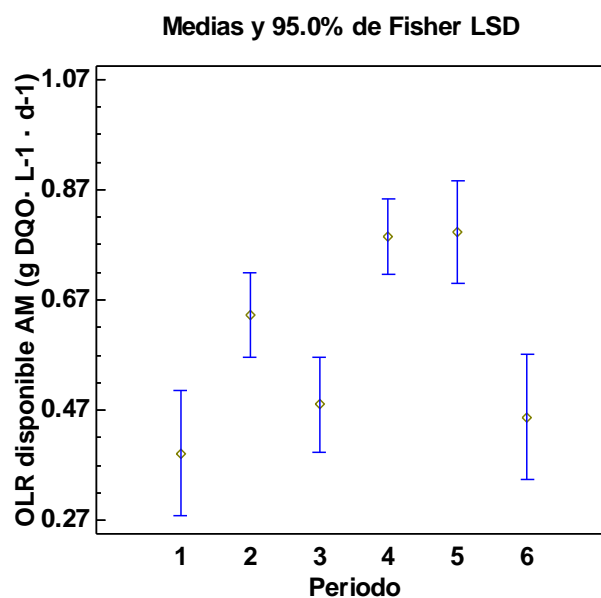
Tabla VI. 10. Pruebas de Múltiple Rangos para OLR disponible para AM según periodos

Método: 95.0 porcentaje LSD

Contraste	Sig.	Diferencia	+/- Límites
1 - 2	*	-0.250556	0.193808
1 - 3		-0.089	0.202148
1 - 4	*	-0.393545	0.188309
1 - 5	*	-0.4005	0.208184
1 - 6		-0.0655	0.228054
2 - 3		0.161556	0.162533
2 - 4		-0.14299	0.14496
2 - 5		-0.149944	0.169981
2 - 6		0.185056	0.193808
3 - 4	*	-0.304545	0.155935
3 - 5	*	-0.3115	0.179432
3 - 6		0.0235	0.202148
4 - 5		-0.00695455	0.163683
4 - 6	*	0.328045	0.188309
5 - 6	*	0.335	0.208184

* indica una diferencia significativa.

Figura VI. 5. Medias de OLR disponible para AM según periodos



Análisis estadístico de la OLR disponible para AM procedente del ARU

Tabla VI. 11. Tabla ANOVA para OLR disponible para AM procedente del ARU (OLR ARU) según periodos

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Entre grupos	0.348194	3	0.116065	11.56	0.0000
Intra grupos	0.291238	29	0.0100427		
Total (Corr.)	0.639431	32			

Puesto que el valor-P de la prueba-F es menor que 0.05, existe una diferencia estadísticamente significativa entre la media de OLR ARU entre un periodo y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.

Tabla VI. 12. Pruebas de Múltiple Rangos para OLR ARU según periodos

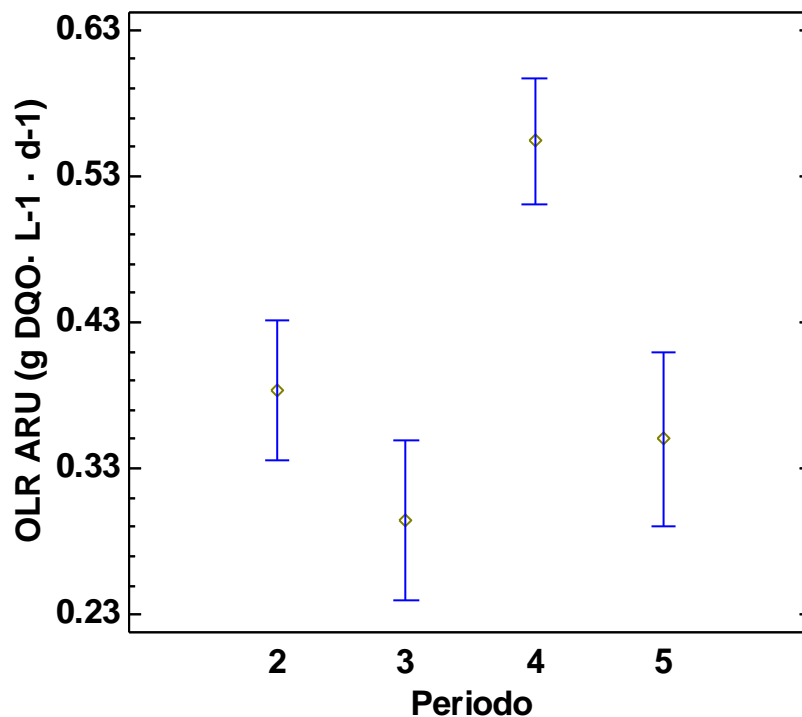
Método: 95.0 porcentaje LSD

Contraste	Sig.	Diferencia	+/- Límites
2 - 3		0.0890159	0.10329
2 - 4	*	-0.170465	0.0921224
2 - 5		0.0332778	0.108023
3 - 4	*	-0.259481	0.0990966
3 - 5		-0.0557381	0.114029
4 - 5	*	0.203742	0.104021

* indica una diferencia significativa.

Figura VI. 6. Medias de OLR ARU según periodos

Medias y 95.0% de Fisher LSD



Análisis estadístico de la OLR disponible para AM procedente del FORSU

Tabla VI. 13. Tabla ANOVA para OLR disponible para AM procedente del FORSU (OLR FORSU) según periodos

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Entre grupos	0.243674	3	0.0812248	10.77	0.0001
Intra grupos	0.218728	29	0.00754234		
Total (Corr.)	0.462402	32			

Puesto que el valor-P de la prueba-F es menor que 0.05, existe una diferencia estadísticamente significativa entre la media de OLR FORSU entre un periodo y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.

Tabla VI. 14. Pruebas de Múltiple Rangos para OLR FORSU según periodos

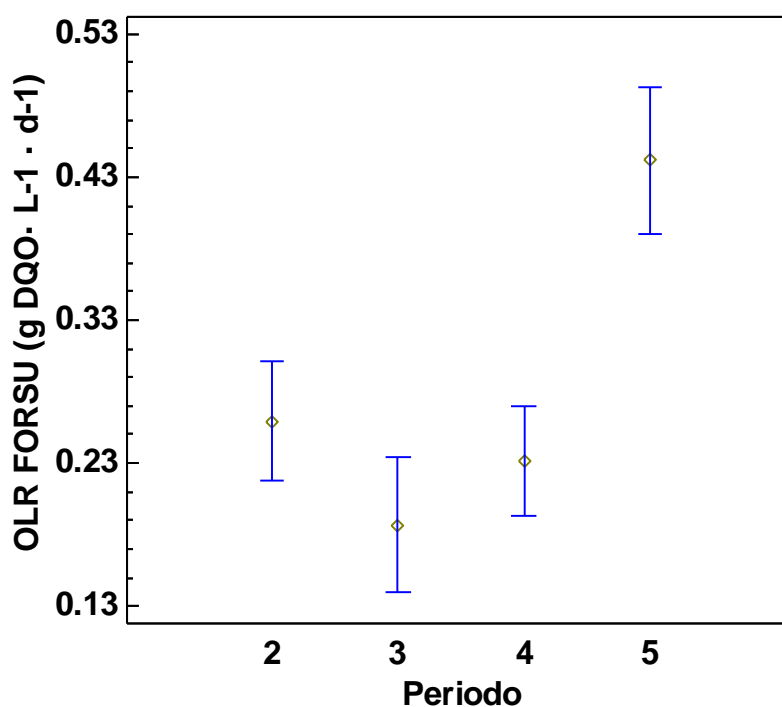
Método: 95.0 porcentaje LSD

Contraste	Sig.	Diferencia	+/- Límites
2 - 3		0.0725397	0.0895129
2 - 4		0.0274747	0.079835
2 - 5	*	-0.183056	0.0936149
3 - 4		-0.0450649	0.085879
3 - 5	*	-0.255595	0.0988196
4 - 5	*	-0.21053	0.0901465

* indica una diferencia significativa.

Figura VI. 7. Medias de OLR FORSU según periodos

Medias y 95.0% de Fisher LSD



Análisis estadístico de los Sólidos Totales del reactor (ST reactor)

Tabla VI. 15. Tabla ANOVA para ST reactor según periodos

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Entre grupos	2.30418E9	5	4.60837E8	1392.48	0.0000
Intra grupos	3.0778E7	93	330946.		
Total (Corr.)	2.33496E9	98			

Puesto que el valor-P de la prueba-F es menor que 0.05, existe una diferencia estadísticamente significativa entre la media de ST reactor entre un periodo y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.

Tabla VI. 16. Pruebas de Múltiple Rangos para ST reactor según periodos

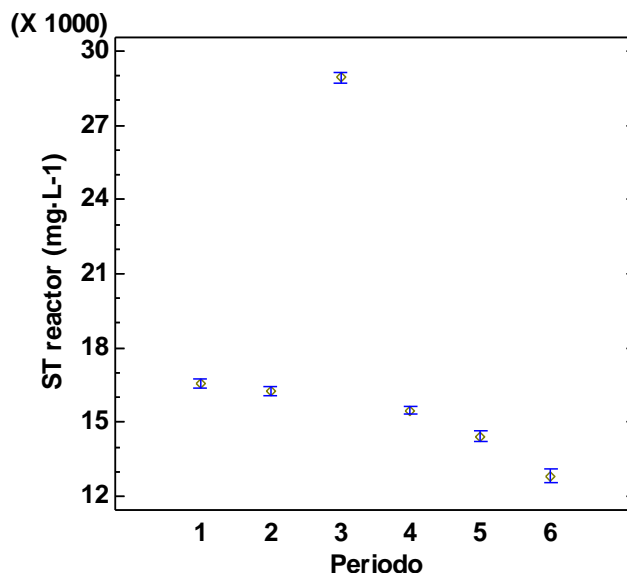
Método: 95.0 porcentaje LSD

Contraste	Sig.	Diferencia	+/- Límites
1 - 2		302.167	376.008
1 - 3	*	-12387.0	384.183
1 - 4	*	1072.44	337.192
1 - 5	*	2138.7	376.008
1 - 6	*	3725.5	446.525
2 - 3	*	-12689.1	424.527
2 - 4	*	770.273	382.525
2 - 5	*	1836.53	417.143
2 - 6	*	3423.33	481.675
3 - 4	*	13459.4	390.563
3 - 5	*	14525.7	424.527
3 - 6	*	16112.5	488.084
4 - 5	*	1066.26	382.525
4 - 6	*	2653.06	452.026
5 - 6	*	1586.8	481.675

* indica una diferencia significativa.

Figura VI. 8. Medias de ST reactor según periodos

Medias y 95.0% de Fisher LSD



Análisis estadístico de la Producción de fangos

Tabla VI. 17. Tabla ANOVA para la producción de fangos según periodos

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Entre grupos	0.717873	5	0.143575	18.28	0.0000
Intra grupos	0.180676	23	0.0078555		
Total (Corr.)	0.89855	28			

Puesto que el valor-P de la prueba-F es menor que 0.05, existe una diferencia estadísticamente significativa entre la media de Producción de fangos entre un periodo y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.

Tabla VI. 18. Pruebas de Múltiple Rangos para la producción de fangos según periodos

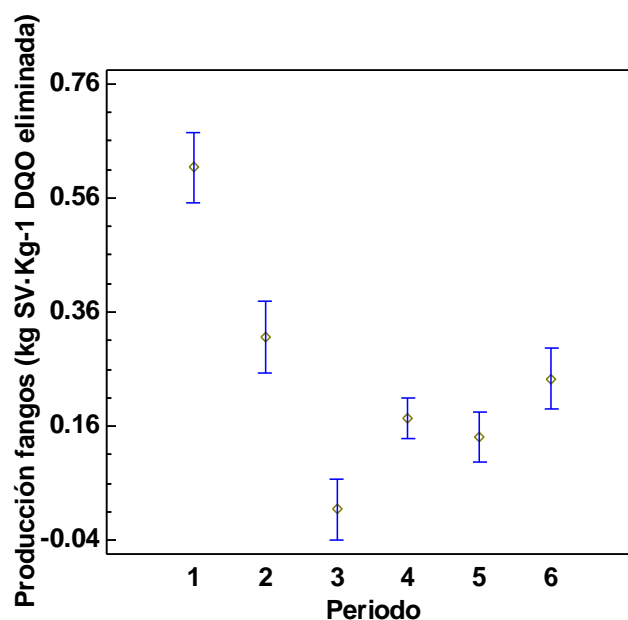
Método: 95.0 porcentaje LSD

Contraste	Sig.	Diferencia	+/- Límites
1 - 2	*	0.297242	0.149703
1 - 3	*	0.599097	0.140034
1 - 4	*	0.438796	0.122232
1 - 5	*	0.471483	0.129647
1 - 6	*	0.370303	0.140034
2 - 3	*	0.301855	0.140034
2 - 4	*	0.141553	0.122232
2 - 5	*	0.17424	0.129647
2 - 6		0.0730607	0.140034
3 - 4	*	-0.160302	0.110178
3 - 5	*	-0.127615	0.118351
3 - 6	*	-0.228794	0.129647
4 - 5		0.0326869	0.0966329
4 - 6		-0.0684927	0.110178
5 - 6		-0.10118	0.118351

* indica una diferencia significativa.

Figura VI. 9. Medias de la producción de fangos según periodos

Medias y 95% de Fisher LSD



Análisis estadístico del ratio DQO/S-SO₄

Tabla VI. 19. Tabla ANOVA para el ratio DQO/S-SO₄ según periodos

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Entre grupos	27.9032	5	5.58064	1.81	0.1382
Intra grupos	98.4379	32	3.07618		
Total (Corr.)	126.341	37			

Puesto que el valor-P de la razón-F es mayor o igual que 0.05, no existe una diferencia estadísticamente significativa entre la media de Ratio entre un periodo y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.

Tabla VI. 20. Pruebas de Múltiple Rangos para el ratio DQO/S-SO₄ según periodos

Método: 95.0 porcentaje LSD

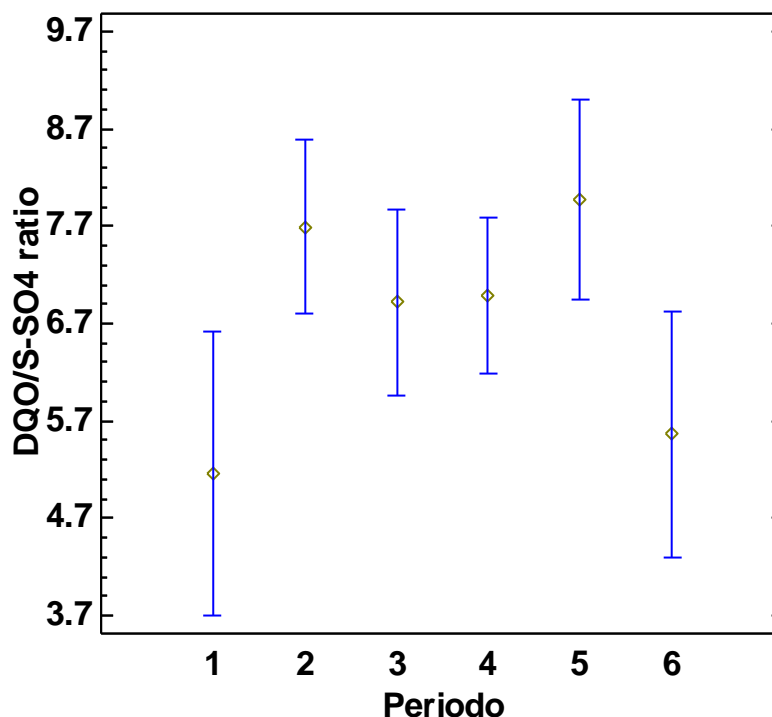
Contraste	Sig.	Diferencia	+/- Límites
1 - 2	*	-2.52594	2.41866
1 - 3		-1.75826	2.46533
1 - 4		-1.82519	2.35177
1 - 5	*	-2.81042	2.52621
1 - 6		-0.399901	2.72861
2 - 3		0.767687	1.84899
2 - 4		0.700755	1.69463
2 - 5		-0.284475	1.92942

Contraste	Sig.	Diferencia	+/- Límites
2 - 6		2.12604	2.18776
3 - 4		-0.0669318	1.76059
3 - 5		-1.05216	1.98761
3 - 6		1.35836	2.23924
4 - 5		-0.98523	1.84488
4 - 6		1.42529	2.11358
5 - 6	*	2.41052	2.3061

* indica una diferencia significativa.

Figura VI. 10. Medias del ratio DQO/S-SO₄ según periodos

Medias y 95.0% de Fisher LSD



Análisis estadístico de la producción total de metano

Tabla VI. 21. Tabla ANOVA para el metano total según periodos

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Entre grupos	512824.	5	102565.	40.23	0.0000
Intra grupos	346690.	136	2549.19		
Total (Corr.)	859514.	141			

Puesto que el valor-P de la prueba-F es menor que 0.05, existe una diferencia estadísticamente significativa entre la media de metano total entre un periodo y otro, con un nivel del 95.0% de confianza.

Tabla VI. 22. Pruebas de Múltiple Rangos para el metano total según periodos

Método: 95.0 porcentaje LSD

Contraste	Sig.	Diferencia	+/- Límites
1 - 2	*	-67.9797	29.2747
1 - 3	*	-115.903	26.7534
1 - 4	*	-144.016	26.4866
1 - 5	*	-189.616	30.9094
1 - 6	*	-74.2137	27.344
2 - 3	*	-47.9229	30.1352
2 - 4	*	-76.0363	29.8987
2 - 5	*	-121.637	33.8789

Contraste	Sig.	Diferencia	+/- Límites
2 - 6		-6.23404	30.6608
3 - 4	*	-28.1134	27.4348
3 - 5	*	-73.7136	31.7256
3 - 6	*	41.6889	28.2634
4 - 5	*	-45.6002	31.501
4 - 6	*	69.8023	28.0111
5 - 6	*	115.403	32.2252

* indica una diferencia significativa.

Figura VI. 11. Medias del metano total según periodos

Medias y 95.0% de Fisher LSD

