



Título del Trabajo Fin de Máster:  
**ESTUDIO DEL PROCESO DE  
TRATAMIENTO ANAEROBIO  
CON MEMBRANAS CUANDO SE  
INCORPORA LA FRACCIÓN  
ORGÁNICA DE LOS RESIDUOS  
SÓLIDOS URBANOS AL AGUA  
RESIDUAL URBANA:  
APLICACIÓN A UNA PLANTA  
PILOTO EN LA EDAR DEL  
CARRAIXET**

Intensificación:

**TRATAMIENTOS DE AGUAS**

Autor:

**YANN CASSING**

Director/es:

**RAMÓN BARAT**

**DANIEL AGUADO**

Fecha: *JULIO, 2012*



Título del Trabajo Fin de Máster:

**ESTUDIO DEL PROCESO DE TRATAMIENTO ANAEROBIO CON MEMBRANAS CUANDO SE INCORPORA LA FRACCIÓN ORGÁNICA DE LOS RESIDUOS SÓLIDOS URBANOS AL AGUA RESIDUAL URBANA: APLICACIÓN A UNA PLANTA PILOTO EN LA EDAR DEL CARRAIXET**

Autor: **YANN, CASSING**

Tipo	A <input checked="" type="checkbox"/> B <input type="checkbox"/>	Lugar de Realización	VALENCIA
Director	<b>Ramon BARAT</b>	Fecha de Lectura	<b>JULIO, 2012</b>
Codirector1	<b>Daniel AGUADO</b>		
Codirector2			
Tutor			

**Resumen:**

*Como consecuencia de la Directiva 1999/31/CE Europea relativa al vertido de residuos, los Estados Miembros tienen que reducir la cantidad de residuos orgánicos sólidos urbanos en vertederos para prevenir o reducir los efectos negativos del vertido de residuos en el medio ambiente, en particular en las aguas superficiales, aguas subterráneas, suelo, aire y sobre la salud humana. En ese sentido, los Trituradores de Deshechos de Alimentos (TDAs) han llegado a la prominencia como una posible alternativa para la eliminación de los residuos orgánicos, para reducir las cantidades de este tipo de residuos enviados a vertederos, e incorporarlas al sistema de alcantarillado. En este estudio el análisis de la pertinencia de utilizar el tratamiento anaerobio con membranas en las Estaciones de Tratamiento de Aguas Residuales (EDARs) para tratar las aguas residuales urbanas con la incorporación de la fracción orgánica de los residuos sólidos municipales ha sido evaluado. Los resultados han demostrado que este tratamiento es energéticamente más eficiente que los tratamientos comunes utilizados en EDAR como el proceso convencional de fangos activados o el proceso de oxidación total para la eliminación de material orgánico de las aguas residuales urbanas con deshechos orgánicos adicionales. Los beneficios de este tratamiento son su simplicidad relativa en relación con los otros tratamientos, usando solamente un reactor y un tanque de membrana, y el hecho de que no necesita oxígeno y genera una cantidad importante de biogás por lo que permite ahorrar costes. En efecto, este tipo de tratamiento puede hacer frente a la carga adicional de residuos orgánicos provenientes del uso de los TDAs en los hogares sin ningún cambio en su diseño, mientras que los otros tratamientos estudiados necesitan más oxígeno y más volumen de reactor. Además, como el proceso de tratamiento anaeróbico con membranas funciona a temperatura ambiente y no se necesita calentar el agua en el reactor, el biogás producido puede ser utilizado para otros usos como recurso renovable. Todo esto hace que este tratamiento sea atractivo para la posibilidad de tratar las aguas residuales urbanas con residuos orgánicos adicionales provenientes del uso del TDA en los hogares.*



***As a consequence of the 1999/31/CE European Directive about the operation of landfill of waste, the Members States have to reduce the amount of organic municipal solid waste in landfills in order to prevent or reduce the adverse effects of the landfill of waste on the environment, in particular on surface water, groundwater, soil, air and human health. In that sense, domestic Food Waste Disposers (FWDs) have recently come to prominence as a possible alternative for disposal of organic waste, to reduce the quantities of this type of waste sent to landfill, and incorporate it into the sewer system. In this study the analysis of the pertinence of using the Anaerobic Treatment and Membrane Filtration in Waste Water Treatment Plants (WWTPs) to treat the urban waste water with the incorporation of the organic fraction of the municipal solid waste has been evaluated. The results have shown that this treatment is energetically more efficient than the common treatments used in WWTP like the conventional activated sludge process or total oxidation process for the disposal of organic material from urban wastewater with additional organic waste. The benefits of this treatment are its relative simplicity in relation to the other treatments, using only a reactor and a membrane tank, and the fact that it doesn't need oxygen and generates an important quantity of biogas so it allows to save costs. Indeed, this type of treatment can cope with the additional organic waste load from the use of the FWDs in households without any changes in its design while the other treatments studied need more oxygen and more reactor volume. Furthermore, as the anaerobic treatment with membrane filtration process works at environmental temperature and it is not needed to heat the water in the reactor, the produced biogas can be used for other uses as renewable resource. All of this makes this treatment attractive for the possibility to treat urban wastewater with the additional organic waste from the use of the FWD in households.***

**Palabras clave:**

***Fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos / Triturador de desechos de alimentos / Tratamiento anaerobio / Membranas / Biogás***



## TABLA DE CONTENIDO

1.	INTRODUCCIÓN.....	1
1.1.	Importancia de la gestión de la Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos (FORSU) .....	1
1.2.	Tratamientos biológicos de las aguas residuales .....	2
1.2.1.	Catabolismo y anabolismo .....	2
1.2.2.	Tipos de tratamientos en Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (EDARs).....	3
1.3.	Ventajas del tratamiento anaerobio con membranas.....	8
2.	OBJETIVOS .....	10
2.1.	Objetivo general .....	10
2.2.	Objetivos específicos .....	10
3.	METODOLOGÍA .....	11
4.	ESTADO DEL ARTE .....	12
4.1.	Triturador de desechos de alimentos (TDA) .....	12
4.2.	Ventajas del uso del TDA .....	14
4.3.	Inconvenientes del uso del TDA .....	16
4.4.	Efectos sobre el consumo de agua .....	16
4.5.	Efectos sobre la red de alcantarillado .....	17
4.6.	Efectos sobre la composición del agua residual.....	17
4.7.	Efectos sobre el pretratamiento en EDARs.....	19
4.8.	Efectos sobre el tratamiento primario en EDARs.....	20
4.9.	Efectos sobre el tratamiento secundario (biológico) en EDARs.....	20
4.10.	Efectos sobre la digestión anaerobia en EDARs .....	21
5.	PLANTA PILOTO.....	21
5.1.	Descripción de la planta.....	21
5.2.	Condiciones de funcionamiento.....	24
6.	DISEÑO DEL MODELO.....	25
6.1.	Programa DESASS .....	25
6.2.	Características del agua residual .....	25
6.3.	Características del efluente.....	26
6.4.	Modelo de la planta piloto en DESASS .....	27
6.4.1.	Descripción del modelo.....	27



6.4.2.	Configuración y diseño del modelo .....	27
6.5.	Resultados iniciales.....	31
6.5.1.	Procesos implicados y bacterias asociadas .....	31
6.5.2.	Características del efluente .....	32
7.	AJUSTES DEL MODELO.....	33
7.1.	Determinación de la fracción inerte (Xi) y de la fracción lentamente biodegradable (Xs) de la materia orgánica.....	34
7.2.	Determinación del coeficiente de transferencia de los gases.....	37
8.	SIMULACIÓN CON LA INCORPORACIÓN DE LA FORSU.....	39
8.1.	Elección de los datos utilizados .....	39
8.2.	Simulación con la incorporación de la FORSU.....	41
8.2.1.	Datos de entrada .....	41
8.2.2.	Resultados de la simulación .....	44
8.3.	Influencia del TRC.....	47
8.4.	Influencia del factor de penetración (FP).....	50
8.5.	Influencia de la temperatura.....	54
9.	SIMULACIÓN CON LOS TRATAMIENTOS CONVENCIONALES .....	58
9.1.	Fangos activados .....	58
9.1.1.	Descripción .....	58
9.1.2.	Diseño y simulación sin la incorporación de la FORSU .....	59
9.1.3.	Simulación con la incorporación de la FORSU .....	62
9.2.	Oxidación total .....	62
9.2.1.	Descripción .....	62
9.2.2.	Diseño y simulación sin la incorporación de la FORSU .....	63
9.2.3.	Simulación con la incorporación de la FORSU .....	64
10.	COMPARATIVO DE LOS SISTEMAS SIMULADOS.....	65
11.	CONCLUSIONES .....	66
12.	BIBLIOGRAFÍA.....	69



## 1. INTRODUCCIÓN

Actualmente gran parte de los Residuos Sólidos Urbanos (RSU) es materia biodegradable (45-48%) en España (PNIR 2007-2015) y acaba en los vertederos. Esta materia orgánica (MO) acaba por degradarse produciendo gases que se emiten a la atmósfera.

### 1.1. Importancia de la gestión de la Fracción Orgánica de los Residuos Sólidos Urbanos (FORSU)

En cuanto a esta emisión de gases, la degradación en condiciones anaerobias (típica de los vertederos actuales) de la materia orgánica contenida en los residuos biodegradables, genera el denominado "gas de vertedero" o "biogás" en cantidades importantes. Aunque la composición del biogás depende de la antigüedad del vertedero, se estima que las concentraciones medias de los gases generados son las siguientes: 55% metano ( $\text{CH}_4$ ), 44%  $\text{CO}_2$  y 1% de otros compuestos químicos (sulfhídrico, mercaptanos, etc) (BOE 3243 – 2009).

Cabe recordar que el metano es un gas de potente efecto invernadero ya que tiene un potencial de calentamiento 21 veces superior al del  $\text{CO}_2$  (IPCC 2007). Según los últimos datos del Inventario Nacional de Gases de Efecto Invernadero (GEI) para el año 2006, el 22% del metano generado proviene de vertederos, y representa del orden del 2% del total de gases de efecto invernadero. En este sentido, aunque su contribución a la emisión de gases de efecto invernadero es pequeña en comparación con otras fuentes (como la ganadería o el cultivo de arroz), su reducción en los vertederos ayudaría a alcanzar el objetivo fijado para España en el marco del Protocolo de Kioto.

Es en parte por esta razón que la Unión Europea decidió que para prevenir o reducir los efectos adversos del vertido de residuos en el medio ambiente, en particular sobre las aguas superficiales, las aguas subterráneas, el suelo, el aire y la salud humana, los Estados Miembros deberán enviar menos RSU Biodegradables a los

vertederos (Directiva 1999/31/CE). En concreto, unas reducciones habían y han de llevarse a cabo dentro de unos plazos establecidos (hasta 75% de MO en los RSU en 2006, 50% en 2009 y 35% en 2016), tomando como referencia la cantidad de MO en los RSU de un año de referencia (1995).

La generación de MO en los residuos sólidos urbanos se puede reducir por distintos procesos, y conviene tenerlo en cuenta por razones obvias de limitación de espacio para el almacenamiento de los RSU en vertederos, y para evitar la emisión no controlada de metano al medio ambiente. Estos procesos pueden ser la recogida selectiva de la materia orgánica o la separación de la Fracción Orgánica de los RSU (FORSU) en plantas de procesamiento para hacer compost o bien como veremos a continuación la incorporación de esta FORSU al agua residual y su posterior tratamiento en Estaciones Depuradoras de Agua Residual (EDARs).

El objetivo principal de estos procesos, aparte del uso del compost como fertilizante para la agricultura, es la utilización del biogás producido por degradación de la materia orgánica en condiciones anaerobias como fuente de energía, por lo que la reducción de la FORSU permite también poder aprovechar esta MO para producir más biogás de forma controlada e utilizarlo como energía renovable.

## **1.2. Tratamientos biológicos de las aguas residuales**

### *1.2.1. Catabolismo y anabolismo*

La eliminación de materia orgánica constituye uno de los objetivos del tratamiento de las aguas residuales, utilizándose en la mayoría de los casos procesos biológicos. El mecanismo más importante para la eliminación de la materia orgánica presente en el agua residual, es el metabolismo bacteriano. El metabolismo consiste en la utilización por parte de las bacterias de la materia orgánica como fuente de energía y carbono para generar nueva biomasa. Cuando la materia orgánica es metabolizada, parte de ella es transformada químicamente a productos finales, en un proceso que es acompañado por la liberación de energía llamado "Catabolismo". Otro proceso



denominado “Anabolismo ó Síntesis” ocurre simultáneamente, donde parte de la materia orgánica se transforma en nuevo material celular (J. A. Rodríguez).

El anabolismo es un proceso que consume energía y solamente es viable si el catabolismo está ocurriendo para proporcionarle la energía necesaria para la síntesis celular. Por otro lado, el catabolismo solo es posible si existe la presencia de una población bacteriana viva (J. A. Rodríguez).

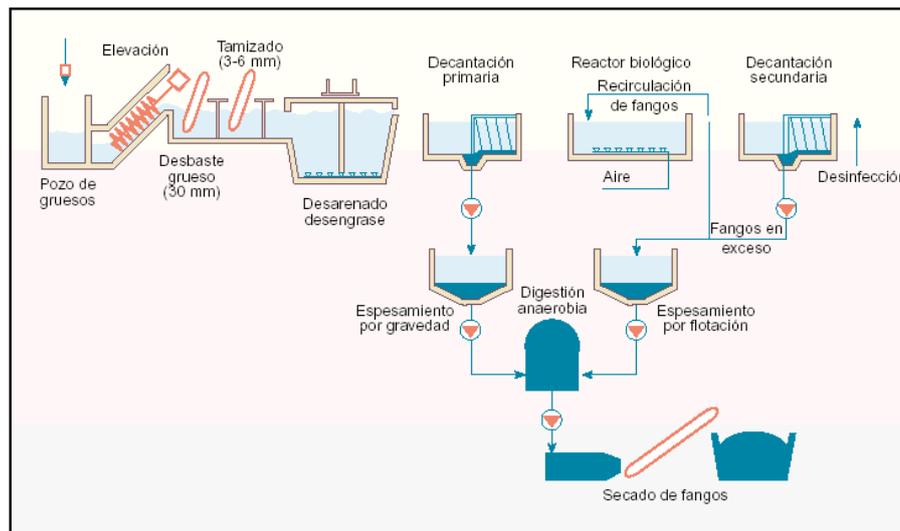
El catabolismo se divide en dos procesos fundamentalmente diferentes: (1) Catabolismo Oxidativo y (2) Catabolismo Fermentativo. El catabolismo oxidativo es una reacción redox, donde la materia orgánica es el reductor que es oxidada por un oxidante. En la práctica ese oxidante puede ser el oxígeno, nitrato o sulfato. El catabolismo fermentativo se caracteriza por el hecho de no haber presencia de un oxidante: el proceso resulta en un reordenamiento de los electrones de la molécula fermentada de un modo tal que se forman como mínimo dos productos. Generalmente son necesarias varias fermentaciones secuéciales para que se formen productos estabilizados (J. A. Rodríguez).

### *1.2.2. Tipos de tratamientos en Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (EDARs)*

Los principales tratamientos biológicos que se llevan a cabo en las EDARs son los tratamientos aerobios y los tratamientos anaerobios y el uso de uno u otro depende de condicionantes como la carga orgánica del agua residual medida como DQO (Demanda Química de Oxígeno) o DBO (Demanda Biológica de Oxígeno), el volumen de reacción de la EDAR y de otros que veremos a continuación.

En un esquema clásico de EDAR (figura 1), cuando el agua residual llega se somete a un pretratamiento que consiste en un sistema de rejillas de distintos tamaños que filtran los elementos más pesados (ropa, objetos voluminosos, piedras, hojas, palos, etc) y partículas más finas (arenas, gravas, y grasas flotantes). A continuación los detritos en suspensión se separan por métodos físicos en el decantador primario (con mecanismos centrifugadores), en cuyo fondo se depositan los fangos primarios.

Luego en un reactor el agua se somete a tratamientos aerobios (y/o anaerobios en algunos casos) para eliminar la MO y en los decantadores secundarios, la materia orgánica descompuesta junto a bacterias (biosólidos) precipita en el fondo y se separa del agua formando fangos secundarios.



**Figura 1. Esquema clásico de una EDAR «tipo», constituida por un pretratamiento, tratamiento primario y tratamiento biológico secundario convencional. La parte inferior sustituye la línea de fangos. (fuente J. Doménech, 2003)**

Los fangos, tanto primarios como secundarios, tienen un contenido en agua superior al 95% y son putrescibles (Wikipedia, “fango”), por lo que los objetivos de su tratamiento son:

- Reducir su volumen mediante la eliminación de agua (proceso de espesamiento)
- Estabilizarlos para reducir su fermentación (proceso de estabilización por digestión). El propósito de la digestión es reducir la cantidad de materia orgánica y el número de los microorganismos presentes en los sólidos que causan enfermedades. La opción más común es la digestión anaerobia, pero también se puede utilizar la digestión aerobia y el abonamiento.
- Conseguir su manejabilidad y transportabilidad (proceso de deshidratación).



En las EDARs actuales se emplean principalmente tratamientos aerobios para tratar el agua residual mientras que el fango resultante se suele tratar con un tratamiento anaerobio (digestión anaerobia), aunque en algunos casos este último también puede ser utilizado para tratar el agua residual. En todo caso y como veremos a continuación, el tratamiento anaerobio se utiliza para tratar aguas con una alta carga orgánica.

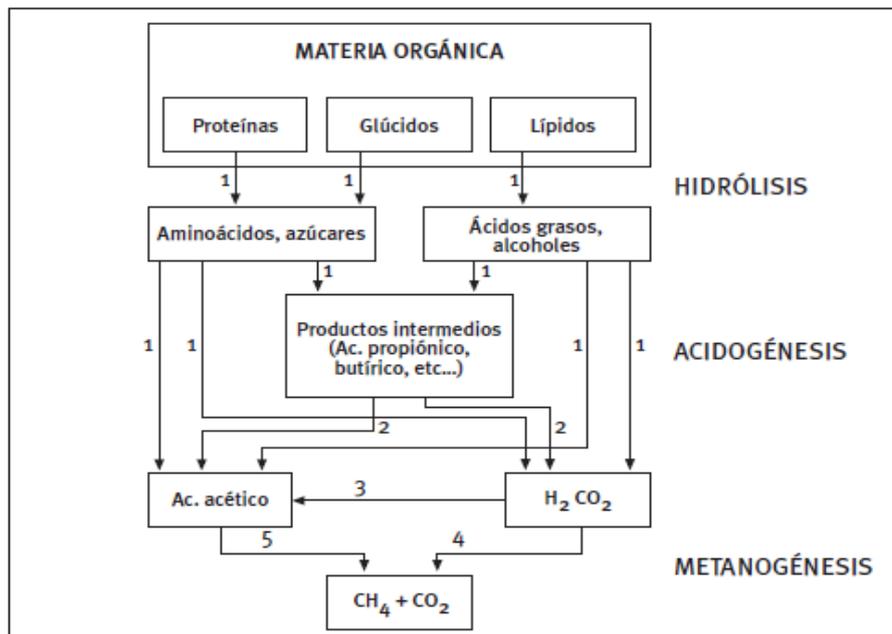
Para el tratamiento aerobio de las aguas residuales en un reactor se incrementa fuertemente el aporte de oxígeno por riego de superficies sólidas, por agitación o agitación y aireación sumergida simultáneas. El crecimiento de los microorganismos y su actividad degradativa crecen proporcionalmente a la tasa de aireación. Las sustancias orgánicas e inorgánicas acompañantes productoras de enturbiamiento son el punto de partida para el desarrollo de colonias mixtas de bacterias y hongos de las aguas residuales, los flóculos, que con una intensidad de agitación decreciente, pueden alcanzar un diámetro de unos mm dividiéndose o hundiéndose después. El 40 – 50% de las sustancias orgánicas disueltas se incorporan a la biomasa bacteriana y el 50 – 60% de las mismas se degrada. La acción degradativa o depuradora de los microorganismos en un proceso se mide por el porcentaje de disminución de la DBO en las aguas residuales tratadas. Dicha disminución depende de la capacidad de aireación del proceso, del tipo de residuos y de la carga de contaminantes de las aguas residuales y se expresa así mismo en unidades de DBO (“Sistemas de Tratamiento de Aguas” – CEDUM – Universidad de Manzanares). Tras la depuración biológica, las aguas residuales contienen compuestos orgánicos, fosfatos, nitratos y sulfatos disueltos que solo se degradaran ya lentamente. Los nitratos se forman por oxidación, por parte de las bacterias nitrificantes, del amonio desprendido en la degradación de compuestos orgánicos nitrogenados y los fosfatos y sulfatos provienen de fertilizantes, excreciones o detergentes y productos de limpieza.

La eliminación de los nitratos es posible gracias a las bacterias Desnitrificadoras que reducen el nitrato en amoníaco o gas nitrógeno (desnitrificación) y la eliminación de los fosfatos es posible gracias a las bacterias PAO que son capaces, mediante una secuencia de etapas anaerobias-aerobias, de almacenar grandes cantidades de

fósforo en su interior en forma de polifosfatos. El fósforo pasa entonces a formar parte del fango que finalmente es estabilizado por digestión anaerobia.

Finalmente, cuando está presente en el agua, el sulfato se elimina mediante las bacterias sulfato reductoras (SRB) que reducen los sulfatos oxidando la materia orgánica (en particular  $S_a$  – ver ANEXO I) para la producción de sulfuro de hidrogeno ( $S_{hs}$  - ver ANEXO I) y bicarbonato ( $HCO_3^-$ ).

En el otro tipo de tratamiento, el tratamiento anaerobio, tiene lugar la digestión anaerobia que es un proceso fermentativo que se caracteriza por la conversión de la materia orgánica a metano ( $CH_4$ ) y dióxido de carbono ( $CO_2$ ), en ausencia de oxígeno y con la interacción de diferentes poblaciones bacterianas responsables de distintos procesos. En efecto, la digestión anaerobia está caracterizada por la existencia de varias fases consecutivas diferenciadas en el proceso de degradación del sustrato (término genérico para designar, en general, el alimento de los microorganismos), interviniendo 5 grandes poblaciones de microorganismos (Figura 2).



**Figura 2. Fases de la fermentación anaerobia y poblaciones de microorganismos: 1) Bacterias hidrolíticas-acidogénicas (Xacid); 2) Bacterias acetogénicas (Xpro); 3) Bacterias homoacetogénicas; 4) Bacterias metanogénicas hidrogenófilas (Xmh2); 5) Bacterias metanogénicas acetoclásticas (Xmac). (Fuente: GIRO)**



La primera fase es la hidrólisis de partículas y moléculas complejas (Xs – ver ANEXO I) que son hidrolizadas por enzimas extracelulares producidas por los microorganismos fermentativos. Como resultado se producen compuestos solubles (como Sf – ver ANEXO I), que serán metabolizados por las bacterias anaerobias en el interior de las células. Los compuestos solubles, básicamente diferentes tipos de oligosacáridos y azúcares, alcoholes, aminoácidos y ácidos grasos, son fermentados por los microorganismos acidogénicos (Xacid – ver ANEXO I) que producen, principalmente, ácidos grasos de cadena corta (Spro – ver ANEXO I), alcoholes, dióxido de carbono e hidrógeno (Sh<sub>2</sub> – ver ANEXO I). La producción de hidrógeno mediante dicha reacción es muy importante para el correcto funcionamiento del proceso global por dos motivos: el hidrógeno es uno de los precursores a partir de los cuales se forma metano y la producción de hidrógeno permite que el acético (otro precursor del metano) sea el producto mayoritario de la etapa de acidogénesis. Debido a su termodinámica, las reacciones de oxidación anaerobia de ácidos grasos están inhibidas por altas presiones de hidrógeno. Los ácidos grasos de cadena corta (Spro) son transformados en acético (Sa – ver ANEXO I), hidrógeno (Sh<sub>2</sub>) y CO<sub>2</sub>, mediante la acción de los microorganismos acetogénicos (Xpro – ver ANEXO I). Finalmente ocurre la metanogénesis, que produce metano (Sch<sub>4</sub> – ver ANEXO I) principalmente a partir de acético (Sa) y a partir de H<sub>2</sub> (Sh<sub>2</sub>) y CO<sub>2</sub> mediante la acción de las bacterias metanogénicas (Xmh<sub>2</sub> y Xmac – ver ANEXO I) (Pavlostathis y Giraldo-Gómez, 1991).

Sin embargo, el lento crecimiento de estas bacterias obliga a tiempos de retención más dilatados para conseguir una adecuada estabilización de los residuos. No obstante, este bajo crecimiento implica que sólo una pequeña parte del residuo orgánico biodegradable está siendo sintetizado en forma de nuevas células. Mediante la acción de las bacterias propias, la mayor parte del residuo orgánico se transforma en metano, que es un gas combustible y, por ello, un producto final útil. Si se producen cantidades suficientes de dicho gas, como ocurre en el tratamiento de fangos, el gas puede ser empleado para la generación de energía o para proporcionar calefacción a edificios.



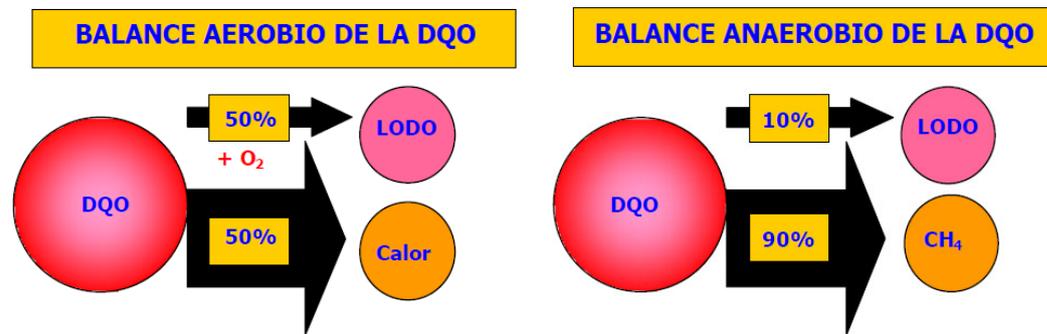
A causa de la baja tasa de crecimiento celular y de la conversión de la materia orgánica en gas metano y dióxido de carbono, la materia sólida resultante suele estar bastante bien estabilizada. Esto la convierte, tras el proceso de deshidratación o de secado, en un material apto para su evacuación en vertederos, para el compostaje, o para su aplicación al terreno. Debido a la gran proporción de materia celular orgánica, los sólidos del fango resultante de los procesos aerobios se suelen digerir de manera anaerobia (S. Y. Ángeles Alvarado).

Altas temperaturas son necesarias para estimular el crecimiento de las bacterias y no tener que utilizar Tiempos de Retención Celular (TRC) muy largos con las temperaturas nominales que implica el uso de grandes volúmenes de reactor. En los sistemas de digestión anaerobia, el TRC coincide con el Tiempo de Retención Hidráulico (TRH) del líquido dentro del reactor. Conforme aumenta la temperatura, se producen reducciones importantes en el TRC. Por lo tanto, un aumento de la temperatura, no sólo reduce el TRC necesario para alcanzar un nivel de tratamiento adecuado, sino que también reduce el TRH asociado, lo cual permite disponer de reactores de menor volumen (S. Y. Ángeles Alvarado).

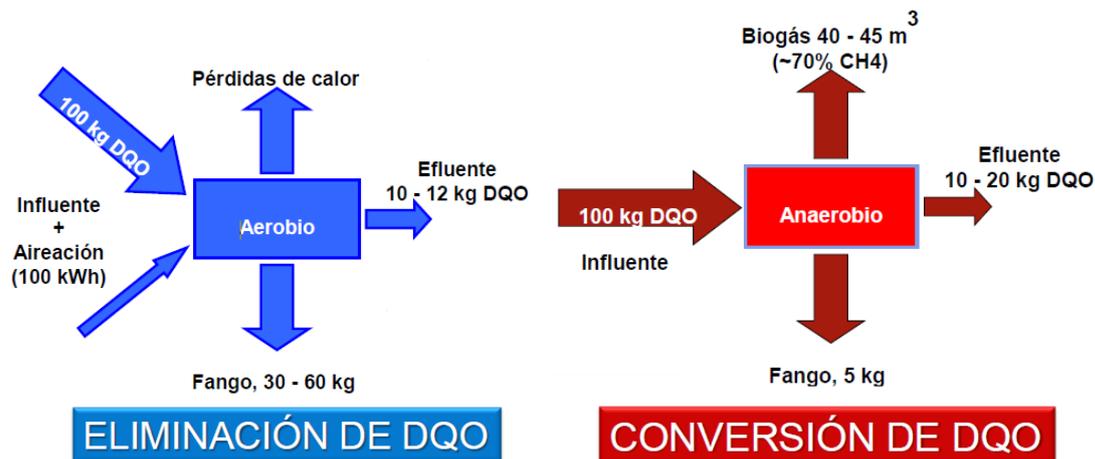
### **1.3. Ventajas del tratamiento anaerobio con membranas**

Las ventajas de este tratamiento sobre el tratamiento aerobio son las siguientes:

- no requiere oxígeno y permite reducir el consumo de energía al no tener que aportar oxígeno en el reactor
- produce hasta un 90% menos de fango que son directamente utilizables como abono (figura 3 y 4)
- permite reducir las necesidades de espacio (volúmenes de reactor)
- produce biogás que puede ser utilizado como fuente de energía a beneficio de la planta de tratamiento para por ejemplo mantener la alta temperatura del agua, necesaria para la fermentación (“Tratamiento Anaerobio Ventajas” – UPRM).



**Figura 3. Balance aerobio y anaerobio de la materia orgánica (fuente: [www.uasb.org](http://www.uasb.org))**



**Figura 4. Balance energético aerobio y anaerobio de la materia orgánica (fuente: Tema 8: “Digestión anaerobia” - Simulación y diseño de estaciones de tratamiento de aguas residuales – Ramón Barat y Joaquín Serralta, MIHMA – UPV – curso 2010-2011)**

Sin embargo existen algunos inconvenientes y limitaciones. En efecto, este proceso es más eficiente para aguas con elevadas cargas en DBO y la flora bacteriana requiere cierto tiempo para aclimatarse a las condiciones del agua. Además este tratamiento es más lento que el tratamiento aerobio porque requiere tiempos de contacto, es decir tiempos de retención hidráulica (TRH) y Celular (TRC) muchos mayores y esto implica el uso de grandes volúmenes de reactores anaerobios.



En nuestro caso, con la incorporación de la FORSU al agua residual, el agua a tratar contendría mucha carga orgánica por lo que sería más adecuado utilizar el tratamiento anaerobio. Además, el uso de membranas permite retener más tiempo las bacterias en el medio y así aumentar el TRC sin necesidad de utilizar grandes volúmenes de reactores anaerobios. En efecto, una recirculación de los lodos retenidos por las membranas en el sistema permite disociar el TRH y el TRC y tener un alto TRC sin tener que aumentar el TRH.

## **2. OBJETIVOS**

### **2.1. Objetivo general**

En este estudio nos proponemos simular el funcionamiento del proceso de tratamiento anaerobio con membranas de la planta piloto del Carraixet cuando se incorpora la FORSU al agua residual para ver en qué medida esta incorporación afecta este tipo de tratamiento. Veremos también en qué medida esta incorporación afecta a los tipos más comunes de tratamientos aerobios en las EDARs actuales para poder evaluar primero si la implantación en las EDARs de un tratamiento anaerobio con membranas resultaría interesante y segundo si permitiría una ventaja a nivel energético sobre los otros tipos de tratamientos aerobios en EDARs cuando se incorpora la FORSU al agua residual.

### **2.2. Objetivos específicos**

Para ello tenemos que caracterizar por una parte el agua residual que llega a la planta piloto y por otra parte la carga adicional que resultaría de la incorporación de la FORSU al agua residual para poder simular el tratamiento anaerobio con membranas en los dos casos (con y sin incorporación de la FORSU al agua residual), ver qué efectos tendría a nivel energético y estimar las mejores condiciones de uso de este tratamiento.



También simularemos con esta incorporación los tratamientos aerobios más comunes en las EDARs que son la oxidación total y el sistema de fangos activados.

Con todo esto analizaremos las ventajas e inconvenientes de cada tipo de tratamiento para la incorporación de la FORSU al agua residual y su tratamiento en EDARs.

### 3. METODOLOGÍA

Para ello primero vamos a repasar el estado del arte de la gestión conjunta de la FORSU y del agua residual, es decir el tratamiento del agua residual cuando la FORSU es incorporada a ella, y ver los principales efectos que resultan de esta gestión sobre distintos aspectos pero sobre todo sobre los distintos tipos de tratamiento existentes en las EDARs actuales.

A partir del estado del arte trataremos también de establecer la caracterización físico-química de la FORSU y de la mezcla con el agua residual. Luego simularemos el tratamiento con un programa (DESASS) y ajustaremos el modelo a las condiciones de funcionamiento actuales de la planta piloto de la EDAR del Carraixet.

Una vez calibrado el modelo a la planta simularemos primero el funcionamiento del proceso de tratamiento anaerobio con membranas con la incorporación de la FORSU al agua residual y estudiaremos los efectos sobre el rendimiento del proceso (calidad del efluente y producción de biogás).

A continuación, estudiaremos los efectos de la variación de algunos parámetros y analizaremos qué condiciones de operación permiten maximizar la producción de biogás.

Para terminar, simularemos en DESASS los tratamientos aerobios de oxidación total y de fangos activados con la incorporación de la FORSU al agua residual, para poder evaluar qué tipo de tratamiento es el más adecuado, sobre todo a nivel energético



para la posibilidad de realizar el tratamiento del agua residual cuando se le incorpora la FORSU.

#### **4. ESTADO DEL ARTE**

##### **4.1. Triturador de desechos de alimentos (TDA)**

La incorporación de la FORSU es posible mediante la utilización en cada hogar de un “triturador de desechos de alimentos” (“food waste disposer”) conectado al sistema de desagüe y a la red de saneamiento.

Los trituradores de desechos de alimentos (TDA) se inventaron en la década de 1940, inicialmente para su conveniencia para las cocinas residenciales y los cocineros. Como el interés se desarrolló en el boom inmobiliario de la era post-Segunda Guerra Mundial, los TDAs fueron evaluados minuciosamente por los municipios para valorar su eficacia con respecto a los sistemas de recogida y de tratamiento de los residuos sólidos locales y las aguas residuales (Gitter, 2006).

El “triturador de desechos de alimentos” (TDA) es un dispositivo diseñado para ser colocado en el desagüe de la parte inferior del fregadero de la cocina. Los desechos de alimentos y otros materiales orgánicos se Trituran con agua adicional del grifo en partículas finas y se evacua la mezcla resultante en el sistema de alcantarillado, a través del desagüe (figura 5).

Sobre el tamaño de las partículas de alimentos producidos, un estudio Japonés encontró partículas de desechos de alimentos después del uso del TDA de entre 2 a 5 mm (Karlberg, 1999) y según Kegebein (2001) aproximadamente 98% de todas las partículas pasa a través de un tamiz de 2 mm. Shpiner (1997) por su parte proporciona la siguiente distribución de la trituración de los componentes más pesados: 62% de las partículas son inferiores a 1,7 mm; 86% son inferiores a 2,83 mm y 94% son inferiores a 3,36 mm.



**Figura 5. Triturador de Deshechos de Alimentos (TDA)**

La legislación incluyendo la Directiva sobre vertido de residuos de la UE (Directiva 1999/31/CE) está aumentando la presión sobre las autoridades locales para minimizar la cantidad de residuos enviados a vertedero en un intento de reducir las emisiones de metano a la atmósfera. Los TDAs han sido sugeridos como un método potencial de reducción de la cantidad actual de residuos biodegradables enviados a los vertederos, desviándola de la corriente de residuos sólidos al sistema de alcantarillado (Philip Thomas, 2010).

Al final del siglo 20, los TDAs se convirtieron en un aparato estándar, instalados en la mayoría de los hogares estadounidenses y casi omnipresentes en la construcción residencial nueva. El reconocimiento internacional de los TDAs también está creciendo, en respuesta a preocupaciones acerca de desviar los residuos de alimentos orgánicos de los vertederos y aumentar el uso beneficioso de los residuos de alimentos para la aplicación al suelo. Todo lo que los municipios suelen hacer con los residuos de desechos de alimentos es ambientalmente nocivo: almacenados en el interior de edificios (incluso refrigerados), apilados en bolsas en las aceras, recogidos en camiones, y se envían a vertederos distantes, donde se generan gases de efecto invernadero y lixiviados. Este proceso barato no es higiénico, medioambiental, ni



sostenible. En suma, los TDAs forman una parte esencial de un sistema integrado de gestión de residuos moderna en muchas partes del mundo (Gitter, 2006).

Esta integración de la gestión del agua residual y de los desechos orgánicos domésticos puede ser una estrategia aún más respetuosa del medio ambiente si un proceso de tratamiento adecuado del agua residual resultante se lleva a cabo con el fin de controlar la emisión de nutrientes (Paolo Batistoni et al., 2006).

Los procesos de tratamiento del agua residual se llevan a cabo en Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (EDARs) y suelen ser procesos de tratamiento aerobios del agua con fangos activados muchas veces asociados a una digestión anaerobio de los fangos.

A continuación se revisan los estudios más recientes llevados a cabo por las universidades, instituciones de investigación y agencias gubernamentales de todos los Estados Unidos y en muchos países, que examinan los efectos del uso de los TDA. Se recopilan y organizan los resultados en relación con todas las facetas, desde la red de alcantarillado hasta el tipo de tratamiento y el proceso de eliminación. En resumen, estos estudios han determinado en gran medida que los impactos de los TDAs son manejables, y que proporcionan un conjunto significativo de beneficios ambientales que hacen que el TDA merece su aceptación y utilización (Gitter, 2006).

#### **4.2. Ventajas del uso del TDA**

Las ventajas del uso del TDA en la bibliografía son múltiples:

- Reducción de las emisiones y costes de transporte frente a la recogida selectiva de RSU (Karlberg, 1999).
- Ambiente de trabajos de RSU más saludable (Karlberg, 1999). Ambiente higiénico mejorado en comparación con la recogida/almacenamiento de la FORSU (Shpiner, 1997 - Kegebein, 2001). Se observa una reducción en la incidencia de la atracción de vectores causantes de enfermedad en comparación



con la recogida/almacenamiento de los desechos de alimentos (de Koning, 2004 – Shpiner, 1997).

- Valor de la energía renovable del biogás de la digestión anaerobia en la Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR) (Hernández, 2002)
- La eliminación de desechos de alimentos en los residuos de la cocina produce un compost más limpio y mejor (de Koning, 2004).
- Reducción de los problemas de espacio para el almacenamiento de los residuos de alimentos (de Koning, 2004).
- Facilidad de uso (Shpiner, 1997). Gestión menos complicada que la recogida selectiva de MO (Karlberg, 1999). Representa una opción de eliminación de desechos de alimentos ambientalmente amigable y sostenible (Diggelman, 1998).
- Reducción de la cantidad de basura recogida de RSU y la frecuencia (Shpiner, 1997 – Diggelman, 1998)
- El alto contenido de carbono de los desechos de alimentos mejora el proceso de eliminación de nutrientes de la EDAR como el nitrógeno o el fósforo, proporcionando más carbono a las bacterias para la generación de biomasa (Rosenwinkel, 2001 - Kegebein, 2001 - Diggelman, 1998).
- Fuente la más conveniente y la preferida para la selección y colección de residuos orgánicos de la cocina (Diggelman, 1998).
- Promueve el reciclaje de nutrientes a partir de desechos orgánicos, cuando los biosólidos de la EDAR se aplican en la tierra (Diggelman, 1998).
- Como los desechos de alimentos están compuestos de 70% de agua, la EDAR es un sistema más natural de tratamiento de residuos orgánicos que las instalaciones de recogida y transporte de los RSU (Diggelman, 1998).
- Como los desechos de alimentos están compuestos de 70% de agua, el sistema de la EDAR reduce los lixiviados derivados de los sistemas de vertederos y de

compost, que reduce el potencial de la contaminación de las aguas subterráneas (Diggelman, 1998).

#### **4.3. Inconvenientes del uso del TDA**

Sin embargo, según algunos autores, también existen inconvenientes en el uso del TDA:

- Aumento de las cargas de DBO y SST a la EDAR (Shpiner, 1997).
- Aumento del consumo de agua (Shpiner, 1997).
- Aumento de la generación de los biosólidos en la EDAR (de Koning & van der Graaf, 1996 – Shpiner, 1996)
- Potencial acumulación de grasa/sólidos en la red de alcantarillado, que puede aumentar los costes de mantenimiento (Kegebein, 2001).
- Mayor impacto potencial de las cargas sobre los desbordamientos de alcantarillados (Rosenwinkel, 2001).
- Altos costos iniciales para el usuario (no el municipio) (Diggelman, 1998 - Rosenwinkel, 2001).
- Aumento de necesidad de energía para el consumo tanto del uso del triturador como para la aireación de la EDAR (Rosenwinkel, 2001).

#### **4.4. Efectos sobre el consumo de agua**

Nilsson et al, 1990 estiman que el consumo de agua no cambia por el uso del triturador y De Koning, 2004 informa que el uso de los trituradores no da lugar a un aumento notable en el volumen de aguas residuales.

Sin embargo, la mayoría de los estudios hablan de un incremento de entre 3 a 6 l/hab/día (Karlberg, 1999 – Kegebein, 2001 – CECED, 2003 – Cooperative Research Center, 2000) por lo que con un caudal de vivienda correspondiente a una dotación

de 200 l/hab/día (“Proyecto de urbanización de la UE-P3 en Xaló –Alicante”), el consumo de agua debido al TDA sería del 3%.

En este estudio, para tener en cuenta el consumo de agua debido al uso del TDA, suponemos un aumento del caudal de agua residual de un 5%, para ponernos en una situación más crítica.

#### **4.5. Efectos sobre la red de alcantarillado**

No hay ninguna referencia bibliográfica que demuestre que el uso de trituradores provoca la obstrucción o depósitos en las alcantarillas. La mayoría de los sólidos de alimentos tienen una densidad aproximadamente igual al agua y son fácilmente suspendidos en agua. Por lo tanto, es poco probable que los residuos de alimentos contribuyan a la obstrucción de alcantarillado. Evacuado con agua fría, la grasa que se encuentra en los residuos de alimentos se solidifica y se une a las otras partículas de residuos. El uso de agua fría evita el revestimiento de la red de alcantarillado con grasa (De Koning & van der Graaf, 1996).

Según Bolzonella et al. (2003), algunos problemas, como el estancamiento de las tuberías, podrían derivarse de una mayor descarga de aceites y grasas en las alcantarillas si la velocidad de las aguas residuales no es suficiente para arrastrarlas. Sin embargo, han demostrado que ningún problema se debía a ello. En efecto, informan que la velocidad de las aguas residuales es suficiente para mantener las alcantarillas limpias. Generalmente, la velocidad de auto-limpieza está en el intervalo de 0.5-1.6 m/s para alcantarillas con un diámetro de 200-2000 mm.

#### **4.6. Efectos sobre la composición del agua residual**

La carga adicional resultante de la utilización de TDAs varía en la bibliografía, dependiendo de si las medidas de la composición de los desechos de alimentos se hicieron directamente a partir de la corriente de agua resultante del uso del TDA (Bolzonella et al., 2003 y De Koning, 2004), de si es un estudio teórico sin

investigación inicial (de Koning & van der Graaf, 1996) o de si las medidas se hicieron a partir de muestras de la mezcla con el agua residual y de ahí se determinó las concentraciones en ausencia de TDA y se calculó la proporción debida al TDA (Nilsson et al., 1990).

Philip Thomas (2010) hizo una comparación de los valores de la bibliografía a propósito de la carga adicional en g/hab/día de los compuestos principales de la mezcla resultante de la trituración de la FORSU con agua adicional mediante el uso del TDA.

Además de estos valores de carga adicional, a partir de los datos de la composición de la FORSU de Cecchi et al. (2002) para dos tipos de fracción orgánica en g/kg de RSU, se puede estimar la carga adicional en g/hab/día con la cantidad de RSU producidos por habitantes y día de 1,43 kg/hab/día en Valencia y la fracción orgánica típica para España de los RSU de 44% (II PNRU 2007-2015). De esta manera, si X es la cantidad del compuesto z en 1 Kg de RSU entonces:

$$X \text{ g de } z/\text{Kg de RSU} * 1,43\text{Kg/hab./día} * 0,44 = Y \text{ g de } z/\text{hab./día}$$

Se distingue en el estudio de Cecchi et al. (2002) la FO proveniente de la recogida selectiva de MO de mercados, cantinas, restaurantes, etc. (“SC: separately collected”) y de la FO proveniente de los RSU domésticos (“SS: source sorting”).

Si a estos valores de Philip Thomas (2010) y Cecchi et al. (2002) sumamos también los valores obtenidos por de Koning en 2004, obtenemos los datos de cargas adicionales de la tabla 1.

A partir de estas cargas adicionales y teniendo la caracterización del agua residual, se puede recalcular la concentración de cada compuesto en la mezcla final del agua haciendo un balance de masas como veremos más adelante (punto 8.2.1) y ver el efecto sobre la composición del agua residual.

Referencia literatura	Carga adicional debido a la corriente del TDA (en g/hab./día)					
	COD	BOD	Ntot	N-NH4	Ptot	SST
De Koning & Van der Graaf (1996)	76	52				48
De Koning (2003)	95	66	2		0	60
Bolzonella et al. (2003)	75		2,5		0,25	50
NY Dep. (1997)	45,7	32,7		1,8	0,5	21,2
Nilsson et al. (1990)	88	31				34
P. Thomas (142 g) (2010)	35,8	16,5		0,03	0,11	14,1
P. Thomas (303 g) (2010)	71,9	35,1		0,07	0,23	31
Typical UK	150	60		7	2,5	80
Cecchi et al. (2002) (SC)	64		14		2,3	61
Cecchi et al. (2002) (SS)	138		4		0,5	126
Promedio	83,9	41,9	5,7	2,2	0,8	52,5

**Tabla 1. Comparación de los resultados de carga adicional (en g/hab./día) de varios estudios**

Sin embargo, los resultados de la bibliografía sobre el efecto en la composición del agua en las alcantarillas dependen del porcentaje de habitantes que usan el TDA sobre el total de habitantes. Este concepto se llama factor de penetración (FP).

#### **4.7. Efectos sobre el pretratamiento en EDARs**

Una vez la mezcla resultante del TDA y el agua residual llegan a la EDAR, la composición distinta de esta agua frente al agua residual habitual, puede generar cambios en los procesos de tratamientos de la EDAR.

Según el New York City Department of Environmental Protection (Junio de 1997) no se puede determinar ningún método para evaluar el impacto de la generación de arena o espuma en una EDAR. Entonces cuando se trata en EDARs el agua residual con la incorporación de la FORSU resultante del uso del TDA, se puede asumir que durante el pretratamiento, la arena adicional representa un 5% de los Sólidos Suspendidos Totales (SST).

Por su parte Rosenwinkel (2001) afirma que con el uso del TDA, el tamizado y el desarenador de una EDAR sólo se ven débilmente afectados.

Sin embargo según Hernández et al. (2002), se espera que los desechos de alimentos no contienen arena por lo que se puede considerar que no se genera más arena durante el pretratamiento cuando se incorpora la FORSU al agua residual.

#### **4.8. Efectos sobre el tratamiento primario en EDARs**

Según la bibliografía aproximadamente 90% de los desechos de alimentos provenientes del uso del TDA son eliminados durante el tratamiento primario en el decantador primario (Shpiner, 1997).

La sedimentación que tiene lugar en el decantador permite la eliminación del 80% de la DBO y del 90% de los SST proveniente de la mezcla resultante del TDA (Brillet et al., 1986). Según Nilsson (1990) el 75% de los SST del agua residual y el 90% de los SST provenientes de la trituración son eliminados, con un total de 80% eliminado.

Además, la sedimentación de las partículas resultante del uso del TDA “arrastran” con ellas otras partículas más finas que se agregan, permitiendo incluso una mejor sedimentación (Sinclair Knight, 1990).

#### **4.9. Efectos sobre el tratamiento secundario (biológico) en EDARs**

En un esquema clásico de EDAR el tratamiento secundario suele ser biológico y aerobio. En estas condiciones, la fracción soluble adicional de los desechos de alimentos conduce a mayores cargas de DBO/DQO en el reactor biológico durante el tratamiento secundario (Rosenwinkel, 2001). Por un lado esto conlleva una mayor demanda de oxígeno por lo que los costes de mantenimiento se pueden ver afectados. Pero por otro lado esta DBO/DQO adicional puede servir como fuente de carbono disponible continua y barata para la eliminación de nutrientes, ya que la condición básica para la apropiada eliminación biológica de nitrógeno y fósforo es tener un aporte suficiente de sustrato fácilmente degradable como es el carbón (Rosenwinkel, 2001).

#### **4.10. Efectos sobre la digestión anaerobia en EDARs**

En su estudio del uso de los deshechos de alimentos del aeropuerto de Los Angeles para producir energía, utilizando digestores anaerobios, Hernández (2002) notó que la temperatura óptima de funcionamiento del digestor resultó ser 55 °C y 57 °C (digestión termofílica). A medida que la temperatura aumentó desde este punto, la destrucción de los sólidos volátiles y la producción de gas disminuyeron y los ácidos volátiles aumentaron.

Los deshechos de alimentos (con un 90% depositados en los lodos del tratamiento primario) contienen un alto porcentaje de materia orgánica fácilmente degradable, es decir, 80% SV (de Koning, 2004). Los desechos de alimentos aumentarán de forma significativa la cantidad de biosólidos.

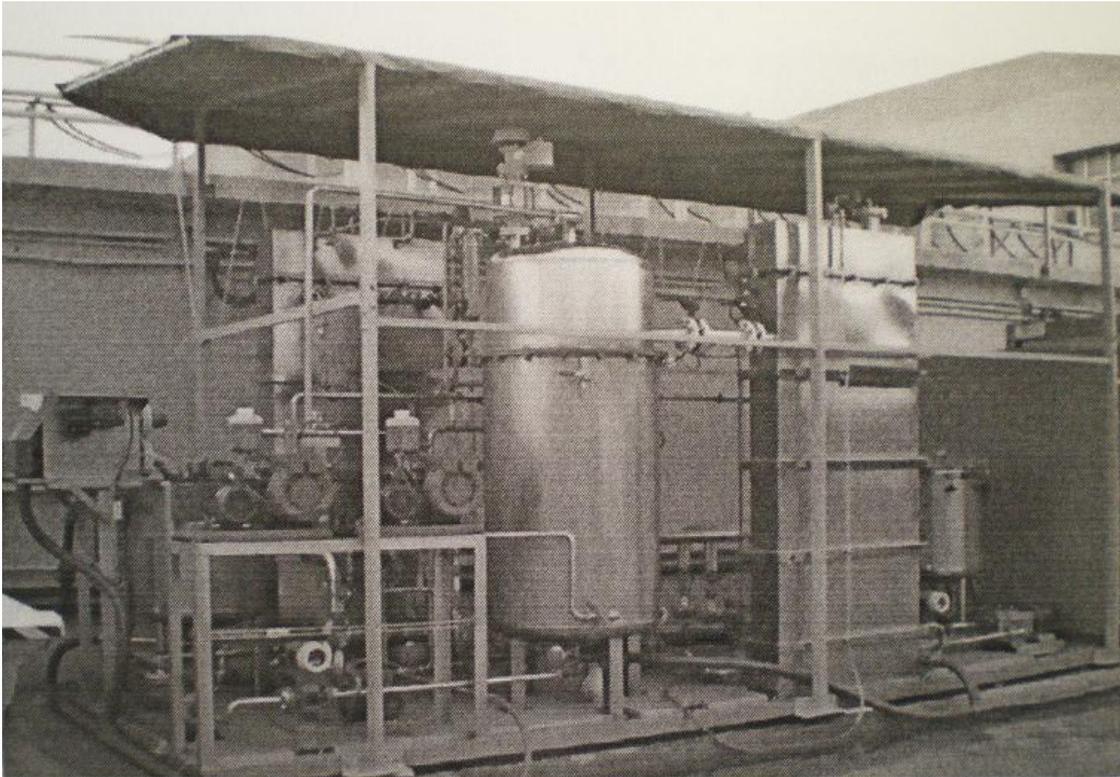
Sin embargo, Nilsson (1990) señala que estos biosólidos, que contienen más sólidos volátiles, se descompondrán más fácilmente que los biosólidos de aguas residuales regulares y más biogás puede ser producido.

### **5. PLANTA PILOTO**

#### **5.1. Descripción de la planta**

Para estudiar los efectos del uso del TDA sobre el proceso de tratamiento anaerobio con membranas, se utilizan como base de partida los datos de una planta piloto situada en la EDAR del Carraixet (Valencia) (Ver figura 6). La planta piloto utilizada puede tratar un caudal máximo de 1200 L/h, asumiendo un flujo neto de 20 L/m<sup>2</sup>/h en los dos tanques de membranas, lo que conduce a un TRH mínimo de 2h.

La planta consiste en un reactor anaerobio de 1,3 m<sup>3</sup> de volumen total (0,4 m<sup>3</sup> de volumen de espacio libre) conectado a dos tanques de membranas de 0,8 m<sup>3</sup> de volumen total cada uno (0,2 m<sup>3</sup> de volumen de espacio libre).



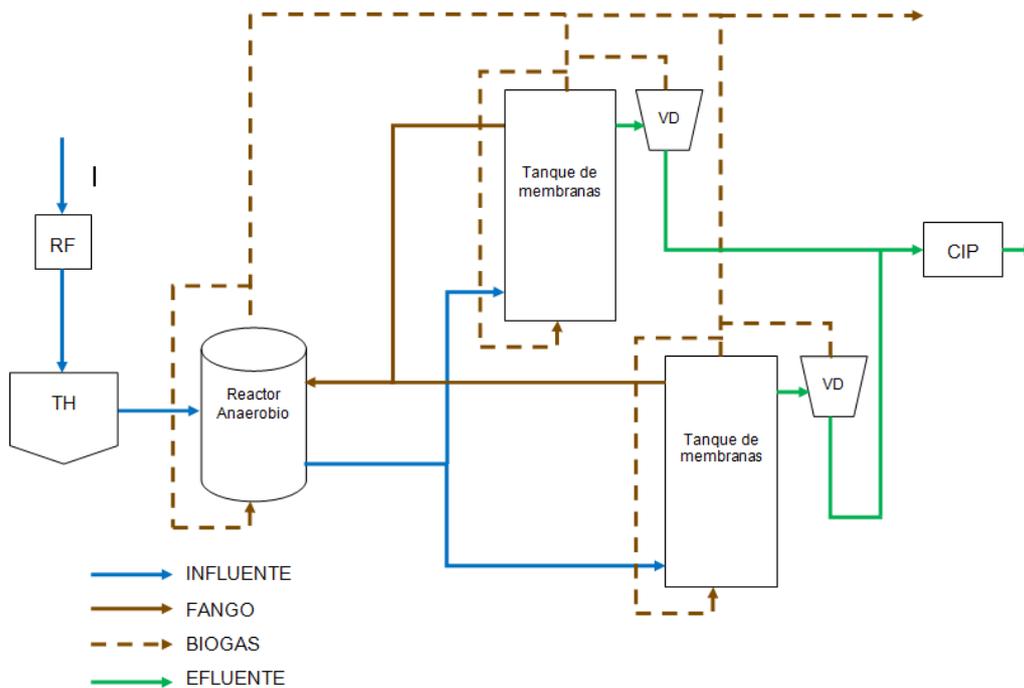
**Figura 6. Vista de la planta piloto del Carraixet (fuente: J.B. Gimenez et al –  
*Bioresource Technology 102 (2011) 8799-8806*)**

Cada tanque de membrana incluye un módulo de membrana de ultrafiltración de fibra hueca (PURON® Koch Membrane Systems (PUR-PSH31), de 0.05  $\mu\text{m}$  de tamaño de poro).

Cada módulo consiste en 9 conjuntos de fibra hueca de 1,8 m de longitud que proporciona una superficie total de membrana de 30  $\text{m}^2$ . Un filtro “rotofilter” de 0.5 mm de tamaño de criba ha sido instalado como sistema de pretratamiento. Un tanque de homogeneización (0,3  $\text{m}^3$ ) y un tanque “Clean-In-Place” o CIP (0,2  $\text{m}^3$ ) se incluyen también como elementos de la planta piloto. Para controlar la temperatura cuando sea necesario, el reactor anaerobio es cubierto y conectado a un sistema de calefacción / refrigeración del agua.

La figura 7 muestra el diagrama de flujo de la planta piloto. La planta es alimentada con el efluente del pretratamiento de la EDAR del Carraixet (cribado, desarenador y

eliminación de grasa). Después de un pretratamiento adicional en el filtro “rotofilter” (RF) y homogeneización en el tanque de homogeneización (TH), el agua residual (influyente para la planta piloto) es bombeada hasta el reactor anaerobio.



**Figura 7. Diagrama de flujo de la planta piloto del Carraixet**

Para mejorar las condiciones de agitación en el reactor anaerobio y para favorecer la extracción de los gases producidos de la fase líquida, una fracción del biogás producido es recirculado en este reactor. El agua del reactor anaerobio es continuamente recirculado a través del tanque de membranas externo donde el efluente es obtenido por filtración al vacío. Para evitar la formación de costra, otra fracción del biogás producido es recirculado en el tanque de membranas. Con el propósito de recuperar las burbujas de biogás extraídos con el efluente de las membranas, un vaso de degasificación (VD) ha sido instalado y consiste en un elemento de forma cónica que favorece la acumulación de biogás en su parte superior. Al final el efluente obtenido es almacenado en el tanque CIP.

Usando dos tanques de membranas en paralelo, la planta piloto ha sido diseñada y automatizada con una alta flexibilidad operacional que permite a la planta trabajar con uno o dos tanques. De esta manera, cuando se utiliza uno, se puede proceder a la limpieza del otro porque la utilización de la membrana puede provocar obstrucciones y acumulación de bacterias en la membrana. Así siempre se queda un tanque limpio a disposición y la funcionalidad del tratamiento no se ve afectada.

## 5.2. Condiciones de funcionamiento

Para este estudio, solo se utilizará uno de los dos tanques de membranas y las condiciones de funcionamiento de esta planta piloto son las expuestas en la tabla 2.

Volumen total del reactor	1,3	m <sup>3</sup>
Volumen de fango en el reactor	0,9	m <sup>3</sup>
Volumen total del tanque de membranas	0,8	m <sup>3</sup>
Volumen de fango del tanque de membranas	0,6	m <sup>3</sup>
Caudal de tratamiento	2000,0	l/d
Temperatura	33,0	°C
TRC	70,0	d
Caudal de recirculación	2700,0	L/h
Presión de descarga biogás	10,0	mbar

**Tabla 2. Condiciones de funcionamiento de la planta piloto del Carraixet**

Con este caudal de tratamiento, asumiendo un valor medio de consumo de agua de 200 l/hab./día, tenemos una equivalencia de 10 habitantes equivalentes (tabla 3).

PLANTA PILOTO CARRAIXET		
Población piloto	10	hab eq.
Q	2000	l/día
Qhab	200	l/hab/día

**Tabla 3. Datos de caudal de tratamiento (en l/día), de consumo de agua (en l/hab/día) y de habitantes equivalentes para la planta piloto del Carraixet.**

## 6. DISEÑO DEL MODELO

### 6.1. Programa DESASS

Para este estudio se utilizó el programa de simulación DESASS (DEsign and Simulation of Activated Sludge Systems) que es una herramienta de software para diseñar, simular y optimizar las plantas de tratamiento de aguas residuales y ha sido desarrollado por el grupo de investigación CALAGUA.

El modelo matemático aplicado es el del Modelo de Eliminación Biológica de Nutrientes Nº 1 (Biological Nutrient Removal Model Nº 1 - BNRM1), que permite simular los procesos físicos, químicos y biológicos más importantes que tienen lugar en las plantas de tratamiento. DESASS calcula el rendimiento en el estado de equilibrio o transitorio de los esquemas de tratamiento integrales, incluyendo pobladores primarios, sistemas de generación de ácidos grasos volátiles por fermentación de los lodos primarios, sistemas de lodos activados para la eliminación de materia orgánica biológica y de nutrientes, precipitación química del fósforo, decantadores secundarios, espesadores por gravedad y digestores de lodos (aerobios y anaerobios) (ver ANEXO I).

También tiene en cuenta las conversiones biológicas que ocurren en los decantadores y espesadores (fermentación primaria de lodos, desnitrificación), es decir, que son considerados como elementos reactivos. DESASS también incluye el cálculo del pH acoplado a los procesos biológicos en todos los elementos, por lo que los efectos del pH sobre los procesos biológicos pueden ser directamente simulados. Además, el efecto de la recirculación sobre la eficiencia de la eliminación de nutrientes puede estimarse porque el rendimiento de la planta entera puede ser simulado.

### 6.2. Características del agua residual

Para este estudio disponemos de los siguientes datos de las características del agua residual de la EDAR del Carraixet (tabla 4) que es utilizada en la planta piloto.

PARÁMETRO		AFLUENTE
DQO <sub>total</sub>	(mgDQO·L <sup>-1</sup> )	574
DQO <sub>total sol</sub>	(mgDQO·L <sup>-1</sup> )	125
DBO <sub>20TOT</sub>	(mgDQO·L <sup>-1</sup> )	302
DBO <sub>20SOL</sub>	(mgDQO·L <sup>-1</sup> )	110
AGV	(mgDQO·L <sup>-1</sup> )	10
N-NH <sub>4</sub>	(mgN·L <sup>-1</sup> )	29
P-PO <sub>4</sub>	(mgP·L <sup>-1</sup> )	2,6
S-SO <sub>4</sub>	(mgS·L <sup>-1</sup> )	97
SST	(mg·L <sup>-1</sup> )	291
SSV	(mg·L <sup>-1</sup> )	253
Alcalinidad	(mgCACO <sub>3</sub> ·L <sup>-1</sup> )	292,5

**Tabla 4. Caracterización del agua residual de la EDAR del Carraixet.**

### 6.3. Características del efluente

Disponemos de los siguientes datos de las características del efluente de la planta piloto (tabla 5) después del tratamiento del agua residual:

EFLUENTE (mg/l)	Experimental
DQO <sub>total</sub>	127
CH <sub>4</sub>	60,0
N-NH <sub>4</sub>	44,4
P-PO <sub>4</sub>	6,5
S-SO <sub>4</sub>	6,0
S-HS <sup>-</sup>	90,0
X <sub>tss</sub>	0
LICOR MEZCLA (mg/l)	
DQO <sub>total</sub>	12820
X <sub>tss</sub>	10607
pH	6,7
Alcalinidad (CaCO <sub>3</sub> )	668
BIOGÁS	
CAUDAL (L/día)	150,0
H <sub>2</sub> S (%)	2,2
CH <sub>4</sub> (%)	65,0

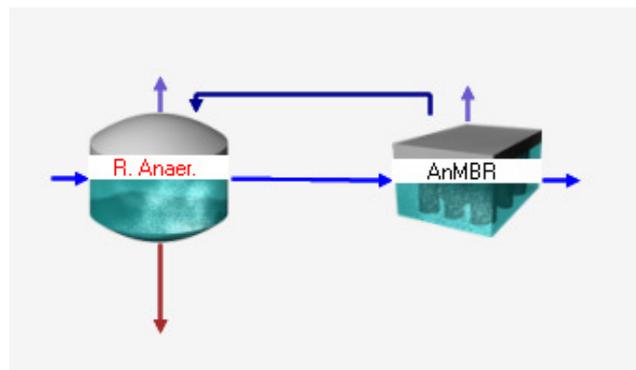
**Tabla 5. Caracterización del efluente de la planta piloto de la EDAR del Carraixet.**

## 6.4. Modelo de la planta piloto en DESASS

### 6.4.1. Descripción del modelo

Para reproducir las condiciones de tratamiento de la planta piloto en el programa utilizamos un reactor anaerobio (R. Anaer.) y un tanque anaerobio con membranas (AnMBR) tal y como se muestra en la figura 8.

El reactor anaerobio tiene una entrada (influyente, es decir el agua a tratar) y una salida de agua, una salida de lodos y una salida de gas (biogás) mientras que el tanque anaerobio con membranas tiene una entrada y una salida (efluente, es decir el agua tratada) de agua y una salida de gas (biogás). También hay una recirculación de agua entre el tanque y el reactor.



**Figura 8. Esquema de la planta piloto simulada con DESASS**

### 6.4.2. Configuración y diseño del modelo

#### 6.4.2.1. Datos de entrada de agua en el modelo

De los datos de las características del agua residual (ver punto 4.2.) se calculan los distintos componentes que constituyen el modelo (ver ANEXO 1).

Los parámetros  $S_{NH_4}$ ,  $S_{PO_4}$ ,  $S_{SO_4}$  y  $S_A$  corresponden respectivamente a las concentraciones de N-NH<sub>4</sub>, P-PO<sub>4</sub>, S-SO<sub>4</sub> y AGV (ácidos grasos volátiles).

Para los sólidos, sabiendo que  $SST = SSV + SSNV$ , deducimos los parámetros  $X_{SST}$  y  $X_{NV}$ .

Para la alcalinidad, se calcula el parámetro  $S_{alk}$  de la manera siguiente:

$$S_{alk} = (295,5 \text{ mgCaCO}_3/\text{l} / 100) * 2 = 5,85 \text{ molHCO}_3^-/\text{m}^3$$

$$S_{alk} = 5,85 \text{ molHCO}_3^-/\text{m}^3 * PM(\text{HCO}_3^-) = 5,85 \text{ molHCO}_3^-/\text{m}^3 * 61 \text{ gHCO}_3^-/\text{molHCO}_3^-$$

$$S_{alk} = 356,85 \text{ mgHCO}_3^-/\text{l}$$

Los demás parámetros se deducen de la serie de equivalencias siguientes:

$$DBO_{TOT} = X_S + S_S$$

$$S_F = S_S - S_A$$

$$DBO_{SOL} = S_S$$

$$X_S = DBO_{TOT} - S_S$$

$$S_S = S_F + S_A + S_{PRO}, \text{ con } S_{PRO} = 0$$

$$S_I = DQO_{SOL} - S_S$$

$$X_I = DQO_{TOT} - X_S - S_S - S_I$$

$$DQO_{TOT} = X_S + X_I + S_S + S_I$$

$$DQO_{SOL} = S_S + S_I$$

$S_{NH_4}$	29	mgN/l
$S_{PO_4}$	2,6	mgP/l
$S_{SO_4}$	97	mgS/l
$S_A$	10	mgDQO/l
$S_S$	110	mgDQO/l
$S_F$	100	mgDQO/l
$S_I$	15	mgDQO/l
$X_S$	192	mgDQO/l
$X_I$	257	mgDQO/l
$X_{SST}$	291	mgSST/l
$X_{NV}$	38	mgSSTNV/l
$S_{alk}$	356,85	mgHCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> /l

**Tabla 6. Valores de los componentes de la entrada de agua residual**

Entonces se modifican los valores en DESASS de los datos de entrada de agua del reactor anaerobio (pestaña "Cargas") con los valores de la tabla 6, a partir de una carga típica de agua residual (ver figura 9).

También se introduce el caudal a tratar de 2000 l/día (punto 3) y una temperatura ambiente de 18°C en los datos de entrada de agua (pestaña "Dotaciones y temperatura") (ver figura 9).

**Entrada Reactor Anaerobio - Cargas**

	Soluble (mg/l)		mgDQO/l	Suspendida (mg/l)		mgDQO/l
	Invierno	Verano		Invierno	Verano	
So2	0.01	0.01				
Sf	100.00	100.00		Xio	257.00	257.00
Sa	10.00	10.00		Xs	192.00	192.00
Snh4	29.00	29.00		Xh		
Sno3				Xpao		
Sno2				Xpp		
Spo4	2.60	2.60		Xpha		
Si	15.00	15.00		Xamm		
Salk	356.85	356.85		Xnit		
Sn2	15.11	15.11		Xaut		
Spro				Xacid		
Sh2				Xpro		
Sch4				Xmac		
Sco2	1.55	1.55		Xnh2		
Sea				Xmeoh		
Smg				Xmep		
Sk				Xsrb-pro		
Sfa				Xsrb-ac		
Sal				Xsrb-h2		
Sso4	97.00	97.00		Xss	291.30	291.30
Sbs				Xsv	38.00	38.00

**Entrada Reactor Anaerobio - Dotaciones y Temperatura**

	Temperatura (°C)	
	Invierno	Verano
	18.0	18.0

	Caudales	
	Invierno	Verano
Caudal(m3/día)	2.00	2.00
Qpunta/Qmedio	1.00	1.00
Qpluvial/Qpunta	1.00	1.00
Contaminación Punta	1.5	1.5
pH	7.00	7.00

Figura 9. Datos de carga (izquierda) y de dotaciones y temperatura (derecha) para la entrada de agua del reactor anaerobio en el modelo de DESASS.

#### 6.4.2.2. Diseño del reactor anaerobio

Para el reactor anaerobio, se introduce el volumen del fango y el volumen del gas necesario (44%) para coincidir con el volumen total de 1,3 m<sup>3</sup> (figura 10).

**Diseño Reactor Anaerobio - Geometría**

Diseño con forma prefijada

KLa introducidos por el usuario

Volumen del gas [% del volumen del fango]	44.00
Volumen del fango (m3)	0.90
Volumen total (m3)	1.30
Presión (atm)	1.0200

Usar la del fango de entrada

Fracción no sedimentable: 0.30000

KLa CO2 (1/día)	1.10000
KLa CH4 (1/día)	1.09396
KLa H2 (1/día)	1.19097
KLa O2 (1/día)	1.19836
KLa N2 (1/día)	1.12412
KLa NH3 (1/día)	1.10310
KLa H2S (1/día)	1.14201

Sin condición inicial

Utilizar Solución Anterior

Calcular Precipitación

**Cinética**    Datos Iniciales

Figura 10. Datos del diseño del reactor anaerobio

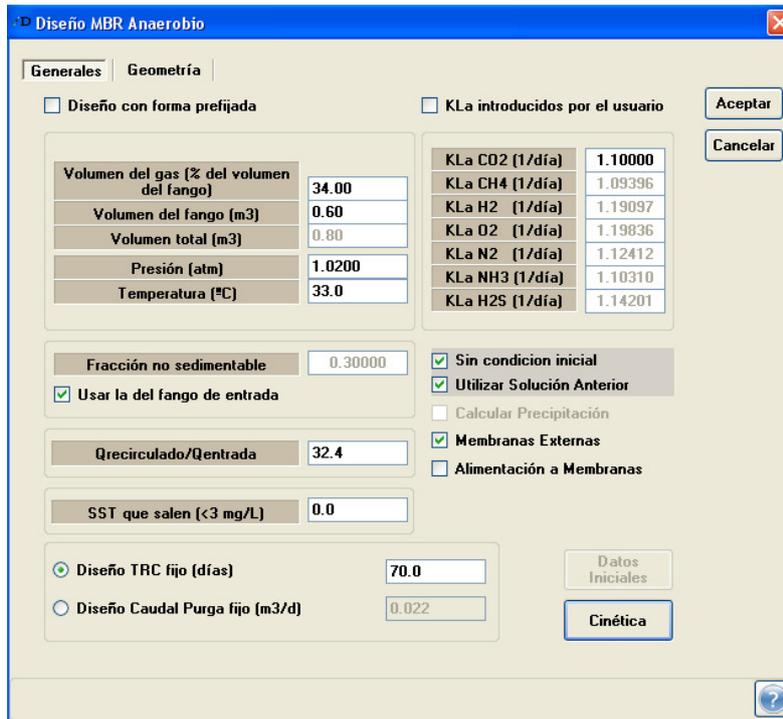
En un principio, no se toca el valor por defecto del coeficiente de transferencia de CO<sub>2</sub> (KLa).

La presión por defecto es ligeramente superior a la presión atmosférica para evitar la entrada de aire en caso de fisura porque algunos de los gases producidos por digestión en el reactor son inflamables en contacto con el aire. De esta manera, si existe cualquier problema de estanqueidad, el aire no entra en el reactor.

#### 6.4.2.3. Diseño del tanque de membranas

Para el tanque de membranas, se introduce el volumen del fango y el volumen del gas necesario (34%) para coincidir con el volumen total de 0,8 m<sup>3</sup> (figura 11).

En un principio, al igual que en el reactor anaerobio, no se toca el valor por defecto del coeficiente de transferencia de CO<sub>2</sub> (KLa), y la presión por defecto es ligeramente superior a la presión atmosférica por las mismas razones que para el reactor anaerobio.



The screenshot shows the 'Diseño MBR Anaerobio' software interface. It has two tabs: 'Generales' and 'Geometría'. The 'Generales' tab is active. There are two checkboxes at the top: 'Diseño con forma prefijada' (unchecked) and 'KLa introducidos por el usuario' (checked). Below these are several input fields and tables.

Volumen del gas (% del volumen del fango)	34.00
Volumen del fango (m3)	0.60
Volumen total (m3)	0.80
Presión (atm)	1.0200
Temperatura (°C)	33.0

KLa CO2 (1/día)	1.10000
KLa CH4 (1/día)	1.09396
KLa H2 (1/día)	1.19097
KLa O2 (1/día)	1.19836
KLa N2 (1/día)	1.12412
KLa NH3 (1/día)	1.10310
KLa H2S (1/día)	1.14201

Other parameters and checkboxes:

- Fracción no sedimentable: 0.30000
- Usar la del fango de entrada
- Qrecirculado/Qentrada: 32.4
- SST que salen (<3 mg/L): 0.0
- Sin condicion inicial
- Utilizar Solución Anterior
- Calcular Precipitación
- Membranas Externas
- Alimentación a Membranas
- Diseño TRC fijo (días): 70.0
- Diseño Caudal Purga fijo (m3/d): 0.022

Buttons: 'Aceptar', 'Cancelar', 'Datos Iniciales', 'Cinética', and a help icon (?) in the bottom right corner.

Figura 11. Datos del diseño del reactor anaerobio

Para la recirculación se introduce el valor del caudal recirculado partido por el caudal de entrada (ver punto 5.2):

$$Q_{\text{recirculado}}/Q_{\text{entrada}} = 2700 \text{ l/h} / 2000 \text{ l/día} = 64800 \text{ l/día} / 2000 \text{ l/día} = 32,4 \text{ l/día}$$

También se introduce el Tiempo de Retención Celular (TRC) de 70 días (ver punto 5.2).

Para terminar, se introduce la cantidad de SST que queremos que salga en el efluente y que ha de ser igual a la que sale de la planta piloto, es decir 0 mgSST/l (ver tabla 2).

## 6.5. Resultados iniciales

### 6.5.1. Procesos implicados y bacterias asociadas

Después de una simulación inicial (SimInicial), la cantidad de cada tipo de bacterias implicadas en este tratamiento anaerobio en el reactor anaerobio se puede ver en DESASS en el licor mezcla que sale del reactor anaerobio (ver tabla 7).

Vemos que las bacterias y procesos implicados en el tratamiento anaerobio son los siguientes:

- Bacterias acidogénicas (Xacid) que permiten la hidrólisis de la Xs en Sf y que transforman el Sf en Spro, Sa y Sh2 (acidogénesis).
- Bacterias acetogénicas (Xpro) que transforman el Spro en Sa y Sh2 (acetogénesis).
- Bacterias metanogénicas (Xmac) que transforman el Sa en Sch4 (metanogénesis).
- Bacterias sulfato-reductoras (Xsrb-acet) que transforman el Sa en Shs- y HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> (Salk) en presencia de Sso<sub>4</sub> (reducción de sulfatos).
- Bacterias sulfato-reductoras a partir del Sh2 (Xsrb-h2) que transforman el Sh2 en Shs-(reducción de sulfatos)

	Suspendidos	
	Invierno	Verano
	Concentrac. (mg/l)	
<b>Xi<sub>bm</sub></b>	<b>1012.99</b>	
<b>X<sub>io</sub></b>	<b>23668.26</b>	
<b>X<sub>s</sub></b>	<b>481.63</b>	
<b>X<sub>h</sub></b>	<b>0.00</b>	
<b>X<sub>pao</sub></b>	<b>0.00</b>	
<b>X<sub>pp</sub></b>	<b>0.00</b>	
<b>X<sub>pha</sub></b>	<b>0.00</b>	
<b>X<sub>amm</sub></b>	<b>0.00</b>	
<b>X<sub>nit</sub></b>	<b>0.00</b>	
<b>X<sub>aut</sub></b>	<b>0.00</b>	
<b>X<sub>acid</sub></b>	<b>75.32</b>	
<b>X<sub>pro</sub></b>	<b>41.89</b>	
<b>X<sub>mac</sub></b>	<b>15.51</b>	
<b>X<sub>mh2</sub></b>	<b>0.00</b>	
<b>X<sub>meoh</sub></b>	<b>0.00</b>	
<b>X<sub>mep</sub></b>	<b>0.00</b>	
<b>X<sub>srb_pro</sub></b>	<b>0.00</b>	
<b>X<sub>srb_acet</sub></b>	<b>98.47</b>	
<b>X<sub>srb_h2</sub></b>	<b>76.52</b>	
<b>X<sub>tss</sub></b>	<b>16373.07</b>	
<b>X<sub>tnv</sub></b>	<b>3504.01</b>	
<b>X<sub>nv</sub></b>	<b>3504.01</b>	
<b>X<sub>tss_NSed</sub></b>	<b>4911.92</b>	
<b>TRC (d)</b>	<b>70.00</b>	

**Tabla 7. Cantidad en el reactor anaerobio de las bacterias implicadas en el proceso de tratamiento anaerobio con membranas (SimInicial).**

### 6.5.2. Características del efluente

Con este diseño del modelo y después de la simulación del tratamiento anaerobio con membranas (SimInicial), la tabla 8 nos muestra las características del efluente obtenidas con el modelo que podemos comparar con las de la planta piloto (Experimental).

EFLUENTE (mg/l)	Experimental	SimInicial
DQO <sub>total</sub>	127	97
CH <sub>4</sub>	60,0	38,9
N-NH <sub>4</sub>	44,4	38,6
P-PO <sub>4</sub>	6,5	5,2
S-SO <sub>4</sub>	6,0	0,1
S-HS <sup>-</sup>	90,0	97,0
X <sub>tss</sub>	0	0
<b>LICOR MEZCLA (mg/l)</b>		
DQO <sub>total</sub>	12820	25566
X <sub>tss</sub>	10607	16373
pH	6,7	6,9
Alcalinidad (CaCO <sub>3</sub> )	668	595
<b>BIOGÁS</b>		
CAUDAL (L/día)	150,0	13,0
H <sub>2</sub> S (%)	2,2	1,64
CH <sub>4</sub> (%)	65,0	39,3

**Tabla 8. Comparación de la caracterización del efluente obtenida con el modelo (SimInicial) y en la planta piloto (Experimental).**

Vemos claramente que los valores que más distan de los de la planta piloto son los correspondientes a las variables de DQO<sub>total</sub> y X<sub>SST</sub> del licor mezcla (fango) y el caudal de biogás.

## 7. AJUSTES DEL MODELO

Para ajustar mejor el modelo a la planta piloto, hay que tener en cuenta algunas consideraciones que no están directamente incluidas en el modelo.

### **7.1. Determinación de la fracción inerte ( $X_i$ ) y de la fracción lentamente biodegradable ( $X_s$ ) de la materia orgánica.**

Si el valor de  $DQO_{tot}$  en el reactor es tan alto en comparación con la que obtenemos experimentalmente, esto quiere decir que se acumula más la  $DQO_{tot}$  según el modelo que en la realidad. Y esto se debe exclusivamente a la acumulación de  $X_i$  ya que la  $X_s$  y la  $S_s$  se degradan casi totalmente biológicamente con un TRC tan elevado de 70 días, y la  $S_i$  se va con el efluente.

Tradicionalmente, la fracción inerte de la materia orgánica,  $X_i$ , se considera como inerte debido a los elevados TRC necesarios para su degradación. Esta degradación es poco común en los tratamientos convencionales donde los valores habituales de TRC que se suelen utilizar son de menos de 20 días. En tal condiciones, la degradación del  $X_i$  es tan lenta que no se aprecia y se considera no biodegradable (inerte).

Pero cuando el TRC es muy elevado, esta degradación tardía y lenta se puede entonces apreciar y se traduce en la degradación de una fracción de  $X_i$ . Esta fracción puede entonces ser asimilada a la fracción degradable de la materia orgánica,  $X_s$ .

Entonces es razonable considerar que con un TRC de 70 días una parte de la  $X_i$  se convierte en  $X_s$ . Y dado que el modelo actual no permite la lenta degradación de la  $X_i$ , se ha representado artificialmente mediante la disminución de la  $X_i$  del influente y el incremento de la  $X_s$ .

Sería entonces interesante integrar al programa DESASS un modelo que tenga en cuenta esta conversión de  $X_i$  a  $X_s$ , por ejemplo añadiendo como parámetro una velocidad de degradación del  $X_i$  a  $X_s$  muy lenta de tal manera que esta conversión sea apreciable solo para valores muy elevadas de TRC.

A partir de una serie de simulaciones en DESASS donde se ha ido aumentando en la simulación inicial (SimInicial) el porcentaje de  $X_i$  que se considera se convierte en  $X_s$ , se puede ver en la tabla 9 como el valor de  $DQO_{tot}$  de la licor mezcla disminuye cuanto más porcentaje de  $X_i$  se convierte en  $X_s$ , hasta alcanzar un valor similar al

obtenido experimentalmente en la planta piloto (SimInicial6) con una conversión de 58,36% de Xi a Xs.

% de Xi a Xs	0	9,72	19,45	29,18	38,91	48,63	58,36	
<b>EFLUENTE (mg/l)</b>	SimInicial	SimInicial1	SimInicial2	SimInicial3	SimInicial4	SimInicial5	SimInicial6	<b>Experimental</b>
DQO <sub>total</sub> (mg/l)	97	114	130	145	160	174	188	<b>127</b>
CH <sub>4</sub> (mg/l)	38,9	54,1	68,1	81,4	94,2	106,7	119,0	<b>60,0</b>
N-NH <sub>4</sub> (mg/l)	38,6	39,5	40,4	41,3	42,3	43,2	44,1	<b>44,4</b>
P-PO <sub>4</sub> (mg/l)	5,2	5,5	5,7	5,9	6,1	6,4	6,6	<b>6,5</b>
S-SO <sub>4</sub> (mg/l)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	<b>6,0</b>
S-HS <sup>-</sup> (mg/l)	97,0	96,9	96,9	96,8	96,7	96,6	96,5	<b>90,0</b>
X <sub>tss</sub> (mg/l)	0	0	0	0	0	0	0	<b>0</b>
<b>LICOR MEZCLA (mg/l)</b>	SimInicial	SimInicial1	SimInicial2	SimInicial3	SimInicial4	SimInicial5	SimInicial6	<b>Experimental</b>
DQO <sub>total</sub> (mg/l)	25566	23441	21373	19247	17120	14994	12867	<b>12820</b>
X <sub>tss</sub> (mg/l)	16373	15304	14268	13208	12134	11066	10001	<b>10607</b>
pH	6,9	6,8	6,8	6,8	6,8	6,8	6,7	<b>6,7</b>
Alcalinidad (CaCO <sub>3</sub> ) (mg/l)	595	599	604	608	612	616	620	<b>668</b>
<b>BIOGÁS</b>	SimInicial	SimInicial1	SimInicial2	SimInicial3	SimInicial4	SimInicial5	SimInicial6	<b>Experimental</b>
CAUDAL (L/día)	13,0	20,0	27,0	36,0	44,0	53,0	62,0	<b>150,0</b>
H <sub>2</sub> S (%)	1,64	1,69	1,73	1,76	1,80	1,83	1,86	<b>2,2</b>
CH <sub>4</sub> (%)	39,3	49,1	55,7	60,1	63,2	65,5	67,1	<b>65,0</b>

**Tabla 9. Serie de simulaciones con un valor cada vez mayor del porcentaje de Xi que se convierte en Xs – de 0% (SimInicial) a 58,36% (SimInicial6).**

Si hay menos Xi entonces su acumulación en el reactor anaerobio es menor y la DQO<sub>tot</sub> de la licor mezcla es menor. Y como la cantidad de X<sub>sst</sub> depende de la

cantidad de  $X_i$ , esta disminuye también hasta alcanzar un valor similar al obtenido experimentalmente.

Sin embargo, el valor de la  $DQO_{tot}$  del efluente aumenta y se debe al incremento de  $X_s$  que hace aumentar la  $DQO_{tot}$  del agua y como la velocidad de degradación de la materia orgánica por parte de las bacterias sigue siendo la misma la  $DQO_{tot}$  del efluente va aumentando conforme aumenta el porcentaje de  $X_i$  que consideramos se convierte en  $X_s$ .

Para tratar de explicar la variación de los otros componentes de la tabla 9 de la SimInicial a la SimInicial6, principalmente el  $CH_4$ , tenemos que ver cómo evolucionan las bacterias del modelo (tabla 10).

	Suspendidos			Suspendidos	
	Invierno	Verano		Invierno	Verano
	Concentrac. (mg/l)			Concentrac. (mg/l)	
$X_i$ bm	1012.99		$X_i$ bm	1521.50	
$X_{io}$	23668.26		$X_{io}$	9896.98	
$X_s$	481.63		$X_s$	839.21	
$X_h$	0.00		$X_h$	0.00	
$X_{pao}$	0.00		$X_{pao}$	0.00	
$X_{pp}$	0.00		$X_{pp}$	0.00	
$X_{pha}$	0.00		$X_{pha}$	0.00	
$X_{amm}$	0.00		$X_{amm}$	0.00	
$X_{nit}$	0.00		$X_{nit}$	0.00	
$X_{aut}$	0.00		$X_{aut}$	0.00	
$X_{acid}$	75.32		$X_{acid}$	113.80	
$X_{pro}$	41.89		$X_{pro}$	64.02	
$X_{mac}$	15.51		$X_{mac}$	59.13	
$X_{mh2}$	0.00		$X_{mh2}$	0.00	
$X_{meoh}$	0.00		$X_{meoh}$	0.00	
$X_{mep}$	0.00		$X_{mep}$	0.00	
$X_{srb\_pro}$	0.00		$X_{srb\_pro}$	0.00	
$X_{srb\_acet}$	98.47		$X_{srb\_acet}$	71.23	
$X_{srb\_h2}$	76.52		$X_{srb\_h2}$	115.96	
$X_{tss}$	16373.07		$X_{tss}$	10001.07	
$X_{tnv}$	3504.01		$X_{tnv}$	3504.20	
$X_{nv}$	3504.01		$X_{nv}$	3504.20	
$X_{tss\_NSed}$	4911.92		$X_{tss\_NSed}$	3000.32	
TRC (d)	70.00		TRC (d)	70.00	

**Tabla 10. Cambios en la composición bacteriana del reactor anaerobio de la SimInicial (izquierda) a la SimInicial6 (derecha).**

Vemos que hay un aumento de la cantidad de bacterias acidogénicas (Xacid), acetogénicas (Xpro), metanogénicas (Xmac) y sulfato-reductoras Xsrb-h<sub>2</sub> mientras que hay una disminución de las bacterias sulfato-reductoras Xsrb-acet.

Esto se debe a que el aumento de Xs en el agua proporciona, después de su hidrólisis, el sustrato (Sf) para que las bacterias acidogénicas crezcan más y produzcan más Sa y Spro, que a su vez son sustratos para que las bacterias acetogénicas y metanogénicas crezcan más y produzcan respectivamente más Sa y Sh<sub>2</sub>, y Sch<sub>4</sub>. El Sa producido sirve a su vez de sustrato para que las bacterias metanogénicas crezcan más y produzcan aún más Sch<sub>4</sub>.

Esto explicaría el aumento de CH<sub>4</sub>, tanto en el agua (Sch<sub>4</sub>) como en el biogás producido (%CH<sub>4</sub>), que se observa en la tabla 9.

Por otro lado, el aumento de Sh<sub>2</sub> producido por las bacterias acidogénicas y acetogénicas sirve de sustrato para que las bacterias sulfato-reductoras Xsrb-h<sub>2</sub> crezcan más. Sin embargo la disminución de las bacterias sulfato-reductoras Xsrb-acet se debe a la competencia por el sustrato Sa con las bacterias metanogénicas Xmac. Podemos pensar entonces que la velocidad de asimilación del Sa es mayor para estas últimas, lo que explicaría que a mayor aporte de Sa las bacterias Xmac crecen más que las Xsrb-acet.

Por último vemos en la tabla 9 que el único valor ahora que queda por ajustar a los valores experimentales es el valor del caudal de biogás. Por eso hay que encontrar una manera de “hacer pasar” un parte del CH<sub>4</sub> del agua al biogás emitido. En la realidad esto se puede hacer con una buena agitación.

## 7.2. Determinación del coeficiente de transferencia de los gases

En la planta piloto existe una agitación mecánica que permite una mejor transferencia de los gases del agua al biogás emitido. Esta agitación es mucho mayor en el tanque de membranas que en el reactor anaerobio para evitar la acumulación de sólidos sobre las membranas. Para este estudio consideramos que la intensidad de



agitación en el tanque de membranas es de entre 2,5 y 4 veces superior a la del reactor anaerobio.

Esta agitación se hace burbujeando el biogás producido en el tanque de membranas mientras que la agitación en el reactor anaerobio se debe principalmente al caudal de recirculación.

El programa DESASS no permite considerar la agitación en sí misma pero permite considerar la transferencia de gases resultante de la agitación, cambiando los coeficientes de transferencia  $KLa$  de los gases. La referencia es el  $KLa$  para el  $CO_2$  y cambiándolo se ajustan automáticamente los demás  $KLa$  ( $CH_4$ ,  $H_2$ ,  $O_2$ ,  $N_2$ ,  $NH_3$ ,  $H_2S$ ).

A partir de una serie de simulaciones en DESASS donde se ha ido aumentando en la simulación ajustada anteriormente (SimInicial6) el valor de  $KLa(CO_2)$  en el reactor anaerobio y el tanque de membranas, se puede ver en la tabla 11 como el valor del caudal de biogás aumenta cuanto más aumentamos el  $KLa$ , hasta alcanzar un valor similar al obtenido experimentalmente en la planta piloto (SimInicial11).

En efecto se alcanza un valor del caudal de biogás similar pero a detrimento del valor de  $CH_4$  presente en el agua ya que aumentando el coeficiente de transferencia  $KLa$  de los gases, parte de este  $CH_4$  "pasa" de la fase acuosa a la fase gaseosa (biogás). Esto explica la disminución del valor de  $CH_4$  del efluente.

Además, como la  $DQO_{tot}$  incluye al  $CH_4$ , si este disminuye del efluente también disminuye la  $DQO_{tot}$  del efluente.

La SimInicial11 tiene valores que se ajustan muy bien a los valores experimental de la planta piloto por lo que con los ajustes realizados se ha conseguido corregir y reproducir satisfactoriamente el comportamiento de la planta piloto en DESASS.

Podemos entonces considerar la SimInicial11 como la simulación ajustada y utilizarla para simular la incorporación en el modelo de la corriente de la FORSU resultante del uso del TDA en los hogares.

Relación de Kla reactor-tanque	2 - 5	4 - 10	5 - 15	6 - 20	7 - 25	
Kla tanque / Kla reactor	2,5	2,5	3	3,33	3,57	
EFLUENTE (mg/l)	SimInicial7	SimInicial8	SimInicial9	SimInicial10	SimInicial11	Experimental
DQO <sub>total</sub> (mg/l)	157	142	136	133	130	<b>127</b>
CH <sub>4</sub> (mg/l)	88,1	73,2	67,7	64,5	62,3	<b>60,0</b>
N-NH <sub>4</sub> (mg/l)	44,1	44,1	44,2	44,4	44,2	<b>44,4</b>
P-PO <sub>4</sub> (mg/l)	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	<b>6,5</b>
S-SO <sub>4</sub> (mg/l)	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	<b>6,0</b>
S-HS <sup>-</sup> (mg/l)	96,1	95,8	95,8	95,7	95,7	<b>90,0</b>
X <sub>tss</sub> (mg/l)	0	0	0	0	0	<b>0</b>
LICOR MEZCLA (mg/l)	SimInicial7	SimInicial8	SimInicial9	SimInicial10	SimInicial11	Experimental
DQO <sub>total</sub> (mg/l)	12824	12806	12799	12790	12788	<b>12820</b>
X <sub>tss</sub> (mg/l)	9994	10001	9991	9988	9988	<b>10607</b>
pH	6,75	6,8	6,8	6,8	6,8	<b>6,7</b>
Alcalinidad (CaCO <sub>3</sub> ) (mg/l)	619	616	616	618	618	<b>668</b>
BIOGÁS	SimInicial7	SimInicial8	SimInicial9	SimInicial10	SimInicial11	Experimental
CAUDAL (L/día)	98,0	115,0	124,0	126,0	131,0	<b>150,0</b>
H <sub>2</sub> S (%)	1,86	1,87	1,87	1,85	1,86	<b>2,2</b>
CH <sub>4</sub> (%)	66,9	66,6	66,6	66,6	66,5	<b>65,0</b>

**Tabla 11. Serie de simulaciones con un valor cada vez mayor del Kla(CO<sub>2</sub>) en el reactor anaerobio y el tanque de membranas – de 2-5 (SimInicial7) a 7-25 (SimInicial11).**

## 8. SIMULACIÓN CON LA INCORPORACIÓN DE LA FORSU

### 8.1. Elección de los datos utilizados

En la tabla 1 (punto 4.6) que muestra las cargas adicionales propuestas en la bibliografía, características de la corriente de agua resultante del uso del TDA, observamos que los datos más completos y que más se acercan a los valores medios son las cargas adicionales propuestas por De Koning (2004). Entonces a la hora de elegir los valores de carga adicional para estudiar los efectos que tendría la

implementación en los hogares del TDA, y la consiguiente incorporación de la FORSU al agua residual, se han considerado los datos de carga adicional propuestas por De Koning de 2004.

Respecto al valor de amonio (NH<sub>4</sub>), según Fassbender (1986), no supera el 2% del nitrógeno total (N<sub>tot</sub>). En consecuencia, puesto que no son de esperar altos valores en el contenido en NH<sub>4</sub> en comparación con el contenido en N<sub>tot</sub>, se considera el valor de P. Thomas de 2010 para 303g de desechos de alimentos (asimilables a la FORSU) generados diariamente. En efecto este valor representa una parte muy pequeña de N<sub>tot</sub> y los otros valores no responden a este criterio, excepto la de P. Thomas para 142g de desechos de alimentos generados diariamente. Pero dado que se considera en España una producción de RSU de 1,437 kg/hab/día y que el 44% es materia orgánica, se estima que la FORSU puede representar una producción de hasta 632 g diarios. En este caso nos parece más adecuado considerar el valor de generación de FORSU que más se acerca a esta estimación.

A la hora de determinar la fracción soluble de la DQO<sub>tot</sub> y la DBO<sub>tot</sub> vemos en la bibliografía (ver punto 4.1) que el tamaño de las partículas son del orden de 2 mm o incluso menos pero que nunca, con un TDA, llegarán a ser inferiores a 0,45 µm, que es cuando las partículas se consideran solubles. Por lo tanto se puede considerar que la totalidad de la materia orgánica triturada se encuentra en forma suspendida en la corriente resultante del uso del TDA y que no hay DQO<sub>sol</sub> ni DBO<sub>sol</sub>.

Para terminar, a la hora de determinar la fracción volátil de los SST (SSV) consideramos que es la misma que en el agua residual, es decir un 87% de los SST.

En resumen, los datos de cargas adicionales considerados se muestran en la tabla 12.

Carga adicional debido a la corriente del TDA (en g/hab./día)								
DQO <sub>tot</sub>	DQO <sub>sol</sub>	DBO <sub>tot</sub>	DBO <sub>sol</sub>	N <sub>tot</sub>	N-NH <sub>4</sub>	P <sub>tot</sub>	SST	SSV
95	0	66	0	2,1	0,07	0,3	60	52,2

**Tabla 12. Datos de cargas adicionales considerados para simular la incorporación de la FORSU al agua residual.**

## 8.2. Simulación con la incorporación de la FORSU

### 8.2.1. Datos de entrada

La incorporación de la corriente de la FORSU en el modelo implica recalcular los datos de entrada para cada componente con un balance de masa según la fórmula siguiente:

$$X_r = [ X_{infl} \text{ (g/l)} * Q_{pp} \text{ (l/d)} + X_{ca} \text{ (g/hab/d)} * FP \text{ (\%)} * \text{hab. Eq.} ] / [ Q_{pp} \text{ (l/d)} * 1,05 ]$$

- donde  $X_r$  representa el valor en g/l de un componente cualquiera (X) recalculado a partir del valor de este componente proveniente de la carga adicional debido al TDA ( $X_{ca}$ ) y su valor de origen en el influente ( $X_{infl}$ ).
- donde  $Q_{pp}$  es el caudal tratado en la planta piloto.
- donde FP es el factor de penetración
- donde hab. Eq. es el número de habitantes equivalentes de la planta piloto
- donde 1,05 representa el coeficiente utilizado para tener en cuenta el aumento de 5% del caudal de agua residual

En un principio estudiamos la influencia de la incorporación de la FORSU en el tratamiento anaerobio con membranas con un FP de 100% para considerar la situación en la que todos los hogares disponen de un TDA. Se estudiará también luego la influencia del FP sobre el tratamiento.

Aplicando esta fórmula a los datos de entrada de la tabla 6 (apartado 6.4.2.1) con las cargas adicionales elegidas, obtenemos nuevos datos de caracterización del influente (tabla 13).

Los otros valores se quedan iguales ya que no tenemos datos de carga adicional para ellas y consideramos que no varían (VFA,  $SO_4$ ,  $PO_4$  y Alk). Además no se encuentran referencias en la bibliografía que indiquen la presencia de sulfatos ( $SO_4$ ) en la materia orgánica. Sin embargo se podría generar en el recorrido hasta la EDAR a partir del sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ), procedente de la descomposición de la materia orgánica (Jimeno & Ballesteros, 2009).

CARACTERIZACIÓN INFLUENTE					
ARU + FORSU			ARU		% DE AUMENTO
SST	562	mgSST/l	291	mgSST/l	93
SSV	488,94	mgSSV/l	253	mgSSV/l	93
DQOtot	999	mgCOD/l	574	mgCOD/l	74
CODsol	119	mgCOD/l	125	mgCOD/l	-5
VFA	10	mgCOD/l	10	mgCOD/l	0
SO4-S	97	mgS/l	97	mgS/l	0
NH4-N	27,95	mgN/l	29	mgN/l	-4
PO4-P	2,6	mgP/l	2,6	mgP/l	0
Alk	292,5	mgCaCO3/l	292,5	mgCaCO3/l	0
DBOtot	601,9	mgCOD/l	302	mgCOD/l	99
DBOsol	105	mgCOD/l	110	mgCOD/l	-5
Factor de penetración		1			

**Tabla 13. Datos completos de la caracterización del influente con (ARU + FORSU) y sin (ARU) la incorporación de la FORSU al agua residual.**

El valor de SST del agua residual aumenta un 93%, el de la DQOtot aumenta un 74% y el de la DBOtot aumenta un 99% con la incorporación de la FORSU. El valor de NH4 sigue siendo prácticamente el mismo. El valor de la DQOsol y la DBOsol disminuye ligeramente (5%) debido a su dilución con la corriente procedente del uso del TDA.

De la tabla 13 se pueden deducir los parámetros a entrar en el programa de la misma manera que en lo descrito en el apartado 6.4.2.1 (tabla 14). Sin embargo se ha considerado que con un TRC de 70 días, una parte del Xi (el 58,36%) se degrada (ver punto 7.1). Esta parte se considera entonces como biodegradable (Xs).

Por lo tanto para tener en cuenta esta consideración se ha tenido que disminuir la fracción suspendida inerte (Xi) de la MO de un 58,36% y aumentar la fracción suspendida biodegradable (Xs) de la MO con la parte correspondiente a esta disminución.

ARU + FORSU			ARU	
$S_{PO4}$	2,6	mgP/l	2,6	mgP/l
$S_{NH4}$	27,95	mgN/l	29	mgN/l
$S_{NO3}$	0	mgN/l	0	mgN/l
$S_{SO4}$	97	mgS/l	97	mgS/l
$S_A$	10	mgDQO/l	10	mgDQO/l
$S_S$	104,76	mgDQO/l	110	mgDQO/l
$S_F$	94,76	mgDQO/l	100	mgDQO/l
$S_I$	14,29	mgDQO/l	15	mgDQO/l
$X_S$	720,57	mgDQO/l	192	mgDQO/l
$X_I$	159,38	mgDQO/l	257	mgDQO/l
$X_{SST}$	562	mgSST/l	291	mgSST/l
$X_{NV}$	73,06	mgSSTNV/l	38	mgSSTNV/l

**Tabla 14. Datos de carga para la entrada de agua del reactor anaerobio con (ARU + FORSU) y sin (ARU) la incorporación de la FORSU al agua residual.**

En un principio no disponemos de datos de  $N_{tot}$  y  $P_{tot}$  en la caracterización del agua residual pero estos datos se generan automáticamente en la simulación en DESASS (simulación ajustada "SimInicial11"). Así, con estos datos y los de las cargas adicionales de  $N_{tot}$  y  $P_{tot}$  elegidas, se puede estimar el valor de  $N_{tot}$  y  $P_{tot}$  en la mezcla del agua residual con la incorporación de la FORSU con la fórmula anterior (tabla 15).

CARACTERIZACIÓN INFLUENTE					
	ARU + FORSU		ARU		% DE AUMENTO
$N_{tot}$	56,7	mgN/l	49,04	mgN/l	16
$P_{tot}$	9,13	mgP/l	8,09	mgP/l	13

**Tabla 15. Estimación del valor de  $N_{tot}$  y  $P_{tot}$  del influente con (ARU + FORSU) y sin (ARU) la incorporación de la FORSU al agua residual.**

Estos valores son los que vamos a considerar en la simulación del tratamiento con la incorporación de la FORSU por lo que hay que ajustar en DESASS las constantes

estequiométricas del nitrógeno y el fósforo para las fracciones suspendidas de la materia orgánica (Inxi, Inxs, Ipxi e Ipxs – ver ANEXO I) hasta obtener los mismos valores de la tabla 15.

### 8.2.2. Resultados de la simulación

Con los datos de entrada calculados de la Tabla 14 y el ajuste de las constantes estequiométricas, se simula el tratamiento anaerobio del agua residual con la incorporación de la FORSU (SimMezcla1) y se obtienen los datos presentados en la tabla 16.

Vemos claramente que los cambios en la composición del agua residual, debido a la incorporación de la FORSU resultante del uso del TDA, generan principalmente un aumento de la DQO<sub>total</sub> del efluente y del licor mezcla (fango), de la cantidad de metano (CH<sub>4</sub>) del efluente, de la cantidad de SST en el licor mezcla (fango) y sobre todo del caudal de biogás, después de la simulación en DESASS del tratamiento anaerobio con membranas.

Factor de penetración (%)	0	100
EFLUENTE (mg/l)	<b>ARU</b>	<b>FORSU + ARU</b>
DQO <sub>total</sub> (mg/l)	130	185
CH <sub>4</sub> (mg/l)	62,3	90,0
N-NH <sub>4</sub> (mg/l)	44,2	49,9
P-PO <sub>4</sub> (mg/l)	6,6	8,0
S-SO <sub>4</sub> (mg/l)	0,1	0,0
S-HS <sup>-</sup> (mg/l)	95,7	91,4
X <sub>tss</sub> (mg/l)	0	0
LICOR MEZCLA (mg/l)	<b>ARU</b>	<b>FORSU + ARU</b>
DQO <sub>total</sub> (mg/l)	12788	20089
X <sub>tss</sub> (mg/l)	9988	16507
pH	6,8	6,6
Alcalinidad (CaCO <sub>3</sub> ) (mg/l)	618	653
BIOGÁS	<b>ARU</b>	<b>FORSU + ARU</b>
CAUDAL (L/día)	131,0	451,0
H <sub>2</sub> S (%)	1,86	2,09
CH <sub>4</sub> (%)	66,5	68,1

**Tabla 16. Comparación entre la simulación del tratamiento sin (ARU) y con (FORSU + ARU) la incorporación de la FORSU al agua residual.**

El aumento de la  $DQO_{tot}$ , que sea del efluente o del fango, se explica por el aumento en el agua residual de la  $DQO_{tot}$  debido a la incorporación de la FORSU.

Sin embargo la  $DBO_{tot}$  del efluente representa la cantidad de materia orgánica que no ha sido filtrada por las membranas:  $S_s$  y  $S_i$ . La cantidad de  $S_i$  del efluente es la misma que la del influente y la cantidad de  $S_s$  que queda en el efluente corresponde a la parte de la  $S_s$  del influente que no ha sido “digerida” por las bacterias en el reactor anaerobio:

$$DQO_{tot; efl} = S_{s \text{ infl}} \text{ no digerida} + S_{i \text{ infl}}$$

La  $S_i$  del influente prácticamente no aumenta con la incorporación de la FORSU por lo que el aumento de la  $DQO_{tot}$  del efluente se debe principalmente a un aumento de la parte de la  $S_s$  del influente que no es digerida. Esto se explica únicamente por el aumento de la  $S_s$  del influente. En efecto si con la cantidad de  $S_s$  del influente que llega en el reactor, sin la incorporación de la FORSU, las bacterias del reactor no consiguen “digerirlo” todo con un TRC de 70 días quiere decir que han alcanzado su velocidad máxima de “digestión” y que lo que no pueden digerir se acumula. Entonces observamos que cuando llega más  $S_s$  (con la incorporación de la FORSU) las bacterias, aunque más numerosas porque tienen más sustrato para crecer, también han alcanzado su velocidad máxima de “digestión” con el mismo TRC y a pesar de “digerir” más  $S_s$  se acumula más y aumenta la  $DQO_{tot}$  del efluente.

Por otra parte, la  $DQO_{tot}$  del fango incluye la cantidad de materia orgánica no filtrada y filtrada por las membranas:  $S_s$ ,  $S_i$ ,  $X_s$  y  $X_i$ . La cantidad de  $X_i$  es la misma que la del efluente más una parte debido a la muerte de las bacterias y la cantidad de  $X_s$  que queda en el fango corresponde a la parte de la  $X_s$  que no ha sido “hidrolizada” por las bacterias en el reactor anaerobio. Una parte de esta  $X_s$  también proviene de la muerte de las bacterias:

$$DQO_{tot; fango} = S_{s \text{ infl}} \text{ no digerida} + S_{i \text{ infl}} + X_{s \text{ infl}} \text{ no hidrolizada} + X_{i \text{ infl}} + X_s \text{ bacterias} + X_i \text{ bacterias}$$

Además de por las razones del aumento de la  $DQO_{tot}$  del efluente, el aumento de la  $DQO_{tot}$  del fango se debe al aumento de la  $X_s$  y de la  $X_i$  con la incorporación de la FORSU. También se puede considerar que aumenta gracias a que el mayor aporte de

materia orgánica provoca un aumento en la población de bacterias que tiene más sustrato para crecer (tabla 17).

Por su parte, la cantidad de SST del fango proviene de la totalidad de la cantidad de SST del influente ya que no hay SST en el efluente debido a la filtración por las membranas. Pero a esta cantidad de SST se añade también la generación de SST nuevos por muerte de las bacterias:

$$SST_{fango} = SST_{infl} + SST_{bacterias}$$

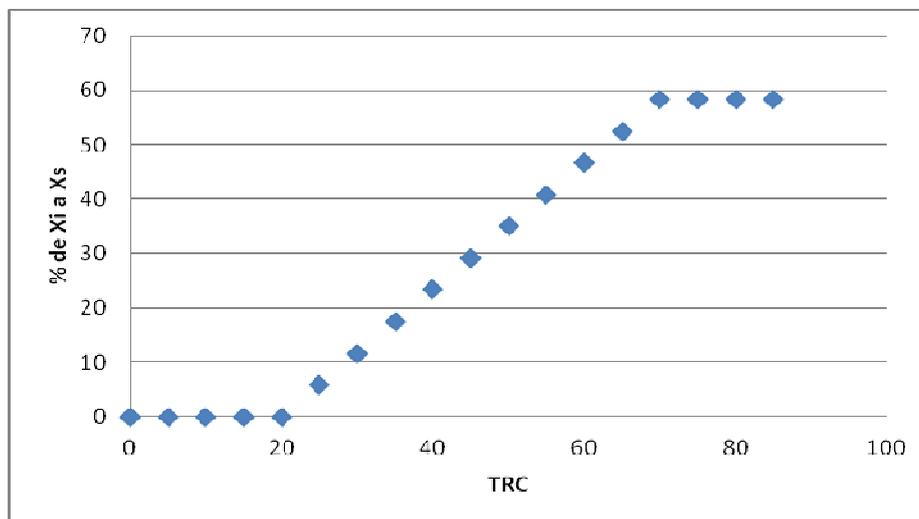
	Suspendidos			Suspendidos	
	Invierno	Verano		Invierno	Verano
	Concentrac. (mg/l)			Concentrac. (mg/l)	
Xi bm	1521.50		Xi bm	2792.78	
Xio	9896.98		Xio	14667.86	
Xs	839.21		Xs	1729.82	
Xh	0.00		Xh	0.00	
Xpao	0.00		Xpao	0.00	
Xpp	0.00		Xpp	0.00	
Xpha	0.00		Xpha	0.00	
Xamm	0.00		Xamm	0.00	
Xnit	0.00		Xnit	0.00	
Xaut	0.00		Xaut	0.00	
Xacid	113.80		Xacid	209.62	
Xpro	64.02		Xpro	119.02	
Xmac	59.13		Xmac	167.33	
Xmh2	0.00		Xmh2	0.00	
Xmeoh	0.00		Xmeoh	0.00	
Xmep	0.00		Xmep	0.00	
Xsrb_pro	0.00		Xsrb_pro	0.00	
Xsrb_acet	71.23		Xsrb_acet	5.77	
Xsrb_h2	115.96		Xsrb_h2	210.68	
Xtss	10001.07		Xtss	16507.09	
Xtnv	3504.20		Xtnv	6757.05	
Xnv	3504.20		Xnv	6757.05	
Xtss_NSed	3000.32		Xtss_NSed	4952.13	
TRC [d]	70.00		TRC [d]	70.00	

**Tabla 17. Cambios en la composición bacteriana del reactor anaerobio sin (izquierda) y con (derecha) la incorporación de la FORSU al agua residual.**

Entonces como aumenta la cantidad de SST en el influente con la incorporación de la FORSU, y que la población de bacteria aumenta, esto provoca un aumento de la cantidad de SST del fango.

### 8.3. Influencia del TRC

Para estudiar la influencia del TRC en el tratamiento anaerobio con membranas del agua residual cuando se le incorpora la FORSU, vamos a considerar que la fracción inerte particulada de la materia orgánica empieza a degradarse a partir de 20 días de TRC y que el porcentaje de  $X_i$  que se degrada, y que se considera se convierte a  $X_s$ , aumenta de manera lineal hasta el valor de 58,36% con 70 días de TRC. A partir de este TRC, como no conocemos como evoluciona esta degradación del  $X_i$  a  $X_s$ , consideramos que el porcentaje es el mismo (figura 12). Sin embargo sería interesante estudiar la evolución del porcentaje de  $X_i$  que se convierte en  $X_s$  en función del TRC para poder simular mejor la realidad.



**Figura 12. Evolución considerada del porcentaje de conversión de  $X_i$  a  $X_s$  en función del TRC.**

Entonces a partir de la simulación con la incorporación de la FORSU al agua residual (SimMezcla1) se simulan los efectos de la variación del TRC, ajustando el valor de  $X_i$  y

Xs según la figura 12 cada vez que se cambia de TRC. Se obtienen los resultados de la tabla 18.

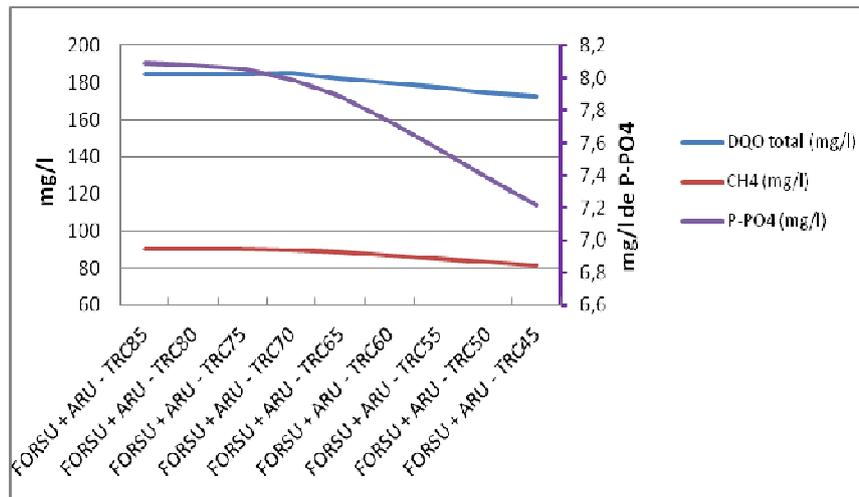
Podemos observar que para el efluente los valores que cambian significativamente son los valores de DQO<sub>total</sub>, de CH<sub>4</sub> y de PO<sub>4</sub> (figura 13). Estos valores disminuyen cuanto más disminuye el TRC.

Cuanto más aumenta el TRC más crecen las bacterias y más “digieren” la materia orgánica para generar CH<sub>4</sub> (bacterias metanogénicas), lo que explica el aumento del valor de CH<sub>4</sub> conforme aumenta el TRC. Además, como hemos visto anteriormente, la DQO<sub>total</sub> del efluente está compuesta por la Ss no digerida del influente y la Si del influente.

% de Xi a Xs	58,36	58,36	58,36	58,36	52,52	46,69	40,85	35,02	29,18
EFLUENTE (mg/l)	FORSU + ARU - TRC85	FORSU + ARU - TRC80	FORSU + ARU - TRC75	FORSU + ARU - TRC70	FORSU + ARU - TRC65	FORSU + ARU - TRC60	FORSU + ARU - TRC55	FORSU + ARU - TRC50	FORSU + ARU - TRC45
DQO total (mg/l)	184	185	185	185	182	180	177	175	172
CH <sub>4</sub> (mg/l)	90,3	90,2	90,1	90,0	88,3	86,6	84,9	83,2	81,4
N-NH <sub>4</sub> (mg/l)	50,0	50,0	49,9	49,9	49,2	48,5	47,8	47,1	46,4
P-PO <sub>4</sub> (mg/l)	8,1	8,1	8,1	8,0	7,9	7,7	7,6	7,4	7,2
S-SO <sub>4</sub> (mg/l)	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,1	0,1
S-HS <sup>-</sup> (mg/l)	91,3	91,3	91,4	91,4	91,7	92,0	92,3	92,6	92,9
X <sub>ss</sub> (mg/l)	0	0	0	0	0	0	0	0	0
LICOR MEZCLA (mg/l)	FORSU + ARU - TRC85	FORSU + ARU - TRC80	FORSU + ARU - TRC75	FORSU + ARU - TRC70	FORSU + ARU - TRC65	FORSU + ARU - TRC60	FORSU + ARU - TRC55	FORSU + ARU - TRC50	FORSU + ARU - TRC45
DQO total (mg/l)	23903	22634	21386	20089	20592	20815	20736	20371	19726
X <sub>tss</sub> (mg/l)	19866	18774	17687	16507	16197	15958	15439	14782	13999
pH	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6	6,6
Alcalinidad (CaCO <sub>3</sub> ) (mg/l)	669	650	650	653	647	661	641	637	634
BIOGÁS	FORSU + ARU - TRC85	FORSU + ARU - TRC80	FORSU + ARU - TRC75	FORSU + ARU - TRC70	FORSU + ARU - TRC65	FORSU + ARU - TRC60	FORSU + ARU - TRC55	FORSU + ARU - TRC50	FORSU + ARU - TRC45
CAUDAL (L/día)	458,0	456,0	454,0	451,0	429,0	406,0	382,0	359,0	335,0
H <sub>2</sub> S (%)	2,10	2,10	2,10	2,09	2,09	2,09	2,08	2,08	2,07
CH <sub>4</sub> (%)	67,9	67,9	67,9	68,1	68,2	68,3	68,5	68,7	68,8

**Tabla 18. Simulación de la variación del TRC a partir de la simulación de la incorporación de la FORSU al agua residual (SimMezcla1).**

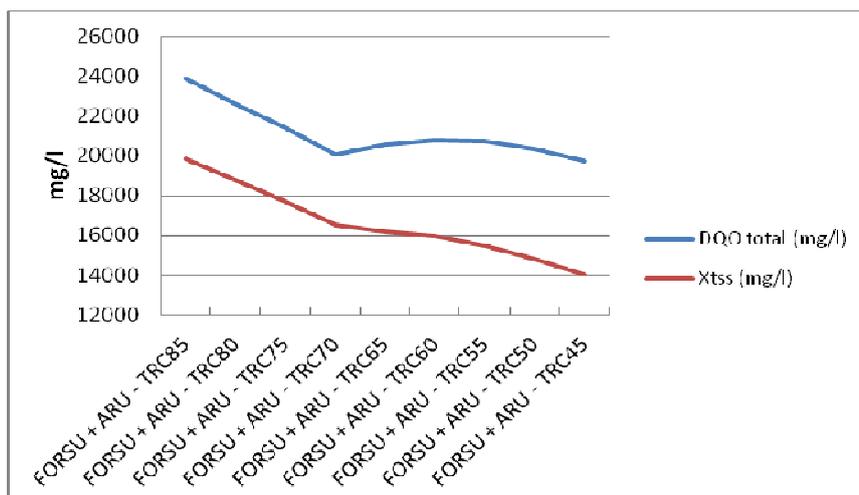
Entonces el aumento de la DQO<sub>total</sub> del efluente cuando aumenta el TRC se debería a que la cantidad de Sa que se produce a partir de la materia orgánica (Ss del influente) por parte de las bacterias acidogénicas y acetogénicas es superior a la cantidad de Sa que es transformada en CH<sub>4</sub> por parte de las metanogénicas. Así, lo que no se convierte a CH<sub>4</sub> se acumula y esta Sa que se acumula es parte de la Ss del influente no digerida.



**Figura 13. Variación de los valores de DQOt, CH4 y PO4 en el efluente en función del TRC.**

Por otra parte la evolución de la cantidad de PO4 se explica por la no presencia de bacterias PAO o eliminadoras de fosfatos que hace que cuanto más aumenta el TRC más se acumula el PO4 en el sistema.

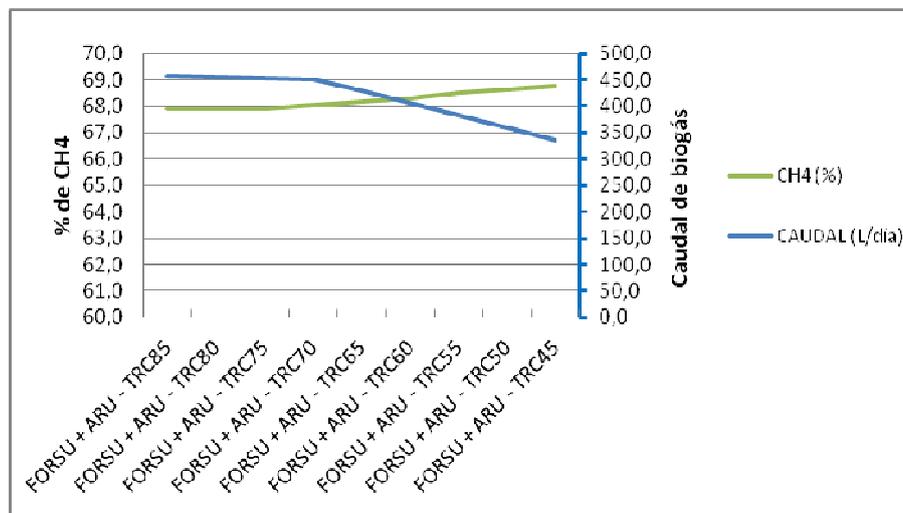
Vemos también que para el licor mezcla o fango los valores que cambian significadamente son los valores de DQOt y de SST (figura 14). Estos valores disminuyen cuanto más disminuye el TRC.



**Figura 14. Variación de los valores de DQOt y Xst en el fango en función del TRC.**

La evolución de estos valores se debe principalmente al aumento de las bacterias en el reactor conforme aumenta el TRC. En efecto, como hemos visto anteriormente, la DQO<sub>tot</sub> y los SST del fango están compuestos por la parte de X<sub>s</sub> y X<sub>i</sub> de las bacterias cuando estas mueren.

Para terminar, observamos que el valor del caudal de biogás aumenta significadamente pero que el valor del porcentaje de CH<sub>4</sub> del biogás disminuye ligeramenta cuando aumenta el TRC (figura 15).



**Figura 15. Variación de los valores del caudal de biogás y del porcentaje de CH<sub>4</sub> en función del TRC.**

La mayor producción de CH<sub>4</sub> por parte de las bacterias metanogénicas permitiría una mayor producción de biogás. Sin embargo, la ligera disminución del porcentaje de CH<sub>4</sub> del biogás indicaría que la velocidad de transferencia del CH<sub>4</sub> del agua al biogás es inferior a la velocidad a la que se genera el CH<sub>4</sub>.

#### 8.4. Influencia del factor de penetración (FP)

A partir de la fórmula del apartado 8.2.1, se recalculan los datos de entrada con distintos valores del FP. Los cambios en la composición del agua residual se resumen en la tabla 19.

% de aumento en el agua residual	FP=25%	FP=50%	FP=75%	FP=100%
DQO <sub>tot</sub> (mgDQO/l)	15%	35%	54%	74%
SST (mgSST/l)	20%	44%	69%	93%
DBO <sub>tot</sub> (mgDQO/l)	21%	47%	73%	99%

**Tabla 19. Efectos sobre la composición de DQO<sub>tot</sub>, SST y DBO<sub>tot</sub> del agua residual del FP cuando se incorpora la FORSU.**

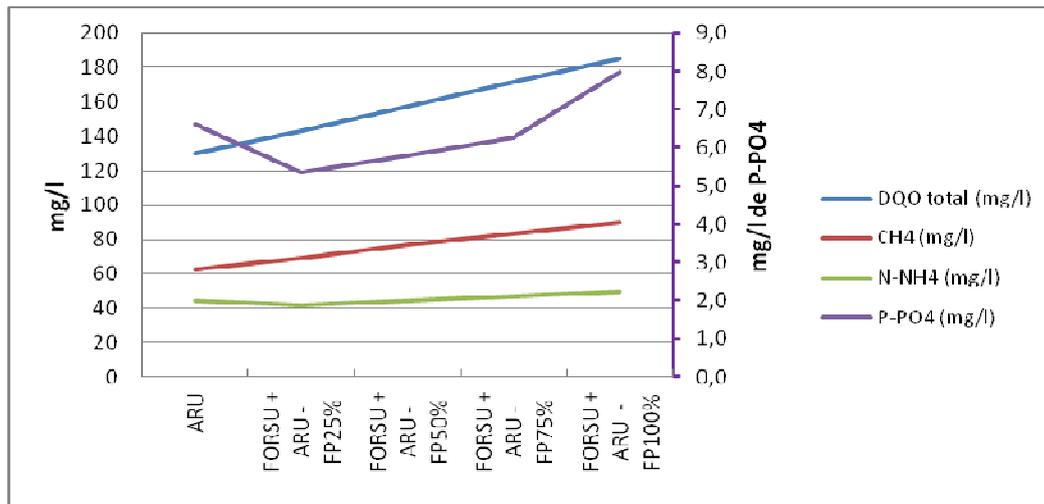
A partir de los valores de composición del agua residual recalculados se simulan los efectos de la variación del FP sobre el tratamiento (tabla 20) para evaluar la influencia del FP.

Factor de penetración (%)	0	25	50	75	100
<b>EFLUENTE (mg/l)</b>	ARU	FORSU + ARU - FP25%	FORSU + ARU - FP50%	FORSU + ARU - FP75%	FORSU + ARU - FP100%
DQO <sub>total</sub> (mg/l)	130	143	158	172	185
CH <sub>4</sub> (mg/l)	62,3	69,1	76,6	83,4	89,9
N-NH <sub>4</sub> (mg/l)	44,2	41,7	44,4	47,1	49,9
P-PO <sub>4</sub> (mg/l)	6,6	5,4	5,8	6,3	8,0
S-SO <sub>4</sub> (mg/l)	0,1	0,1	0,0	0,0	0,0
S-HS <sup>-</sup> (mg/l)	95,7	94,9	93,8	92,6	91,4
X <sub>tss</sub> (mg/l)	0	0	0	0	0
<b>LICOR MEZCLA (mg/l)</b>	ARU	FORSU + ARU - FP25%	FORSU + ARU - FP50%	FORSU + ARU - FP75%	FORSU + ARU - FP100%
DQO <sub>total</sub> (mg/l)	12788	14185	16174	18162	20089
X <sub>tss</sub> (mg/l)	9988	11098	12930	14715	16507
pH	6,8	6,7	6,7	6,6	6,6
Alcalinidad (CaCO <sub>3</sub> ) (mg/l)	618	624	634	642	651
<b>BIOGÁS</b>	ARU	FORSU + ARU - FP25%	FORSU + ARU - FP50%	FORSU + ARU - FP75%	FORSU + ARU - FP100%
CAUDAL (L/día)	131,0	150,0	274,0	361,0	451,0
H <sub>2</sub> S (%)	1,86	1,96	2,02	2,07	2,09
CH <sub>4</sub> (%)	66,5	68,4	69,1	68,8	68,1

**Tabla 20. Simulación de la variación del FP, de 0% (ARU) a 100% (FORSU + ARU – FP100%).**

Vemos que la incorporación de la FORSU al agua residual tiene un efecto en la mayoría de los valores de los componentes del efluente (figura 16).

El aumento progresivo de la DQO<sub>tot</sub> cuanto más aumenta el FP se debe a la cada vez mayor carga adicional de materia orgánica de la FORSU que se mezcla en el agua residual.

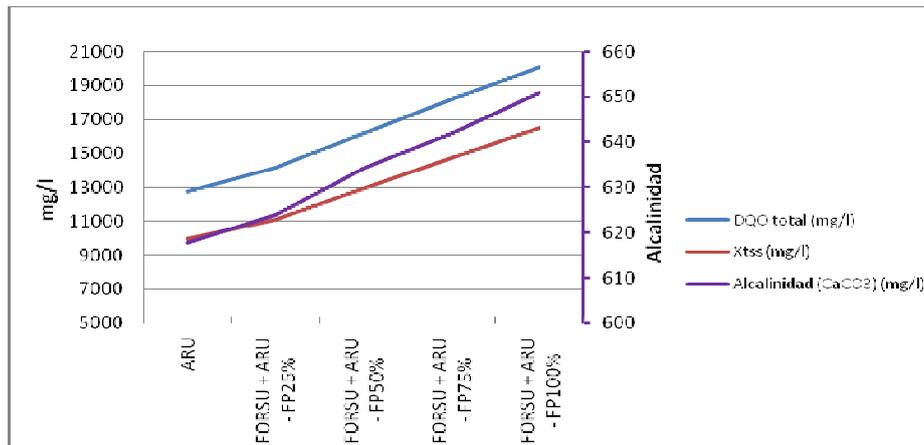


**Figura 16. Variación de los valores de DQO<sub>tot</sub>, CH<sub>4</sub>, NH<sub>4</sub> y PO<sub>4</sub> en el efluente en función del Factor de Penetración (FP).**

Para PO<sub>4</sub>, como no tenemos datos de carga adicional, se considera que no está presente en la FORSU y para NH<sub>4</sub> la cantidad presente en la FORSU es inferior a la del agua residual. Por lo tanto su concentración en el agua residual disminuye en un principio, debido a la dilución por la corriente de la FORSU. Sin embargo se ha considerado la carga adicional de N<sub>tot</sub> y P<sub>tot</sub> en la corriente de la FORSU. Entonces como NH<sub>4</sub> y PO<sub>4</sub> son parte de N<sub>tot</sub> y P<sub>tot</sub>, lógicamente si el FP aumenta hay cada vez más cantidad de N<sub>tot</sub> y P<sub>tot</sub> que se mezcla en el agua residual y la cantidad de NH<sub>4</sub> y PO<sub>4</sub> aumentan también cada vez más. Todo esto explica la evolución del valor de NH<sub>4</sub> y PO<sub>4</sub> en la figura 16.

Por último el aumento progresivo de la cantidad de CH<sub>4</sub> en el efluente significa que a cada vez mayor aporte de materia orgánica las bacterias crecen más y las metanogénicas generan cada vez más CH<sub>4</sub>.

Lo más significativo que se puede observar en la figura 17 es que cuanto más aumenta el FP más disminuye el valor de la DQO<sub>tot</sub> y de los SST del fango.

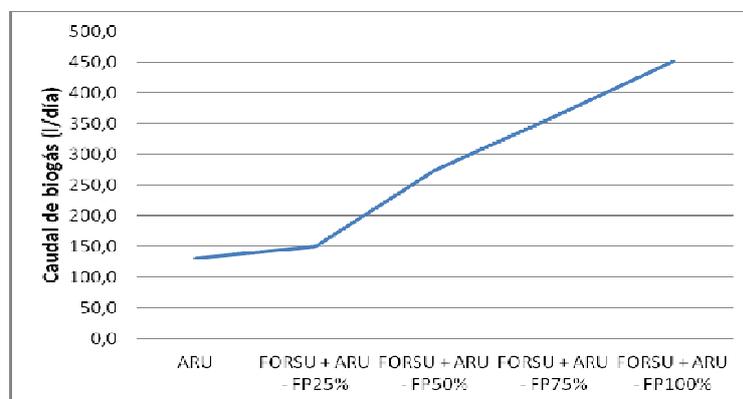


**Figura 17. Variación de los valores de DQOtot y Xsst del fango en función del Factor de Penetración (FP).**

Por las mismas razones expuestas en el apartado 8.2.2 más arriba se explica el aumento de la DQOtot y los SST del fango cada vez mayor cuanto más aumenta el FP.

Por su parte la evolución de la alcalinidad se debe a la generación cada vez mayor de HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> a partir de Sa y en presencia de sulfato (SO<sub>4</sub>) por parte de la bacterias sulfato-reductoras (Xsrb-acet). En efecto con cada vez más aporte de SO<sub>4</sub> proveniente de la FORSU las bacterias crecen más y generan más HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>.

Por último, otro valor que cambia significadamente es el valor del caudal de biogás que aumenta cuanto más aumenta el FP (figura 18).



**Figura 18. Variación del valor del caudal de biogás en función del Factor de Penetración (FP).**

Por las mismas razones anteriormente expuestas, cuanto más aumenta la carga de materia orgánica en el agua residual más crecen las bacterias y más producen CH<sub>4</sub> que junto con el CO<sub>2</sub> y otros gases forman el biogás. Esto explicaría el aumento del caudal de biogás conforme aumenta el FP.

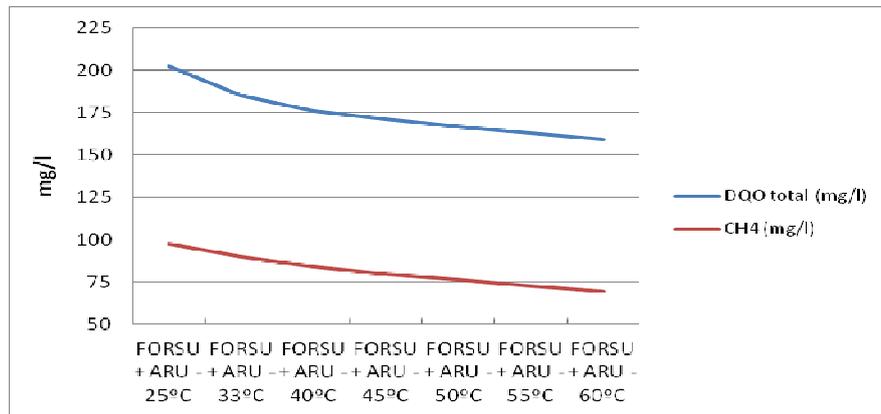
### 8.5. Influencia de la temperatura

A partir de la simulación con la incorporación de la FORSU al agua residual (SimMezcla1) se simulan los efectos de la variación de la temperatura, cambiando en DESASS el valor de la temperatura del tanque de membranas, que es también la del reactor anaerobio, y dejando el valor de la temperatura ambiente de 18°C. Se obtienen los resultados de la tabla 21.

Temperatura (°C)	25	33	40	45	50	55	60
<b>EFLUENTE (mg/l)</b>	<b>FORSU + ARU - 25°C</b>	<b>FORSU + ARU - 33°C</b>	<b>FORSU + ARU - 40°C</b>	<b>FORSU + ARU - 45°C</b>	<b>FORSU + ARU - 50°C</b>	<b>FORSU + ARU - 55°C</b>	<b>FORSU + ARU - 60°C</b>
DQO <sub>total</sub> (mg/l)	202	185	176	171	167	163	159
CH <sub>4</sub> (mg/l)	97,8	90,0	83,9	79,9	76,3	72,8	69,4
N-NH <sub>4</sub> (mg/l)	49,2	49,9	50,3	50,5	50,6	50,7	50,7
P-PO <sub>4</sub> (mg/l)	6,5	8,0	8,1	8,2	8,3	8,3	8,3
S-SO <sub>4</sub> (mg/l)	0,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
S-HS <sup>-</sup> (mg/l)	92,7	91,4	90,2	89,2	88,0	86,7	85,2
X <sub>tss</sub> (mg/l)	0	0	0	0	0	0	0
<b>LICOR MEZCLA (mg/l)</b>	<b>FORSU + ARU - 25°C</b>	<b>FORSU + ARU - 33°C</b>	<b>FORSU + ARU - 40°C</b>	<b>FORSU + ARU - 45°C</b>	<b>FORSU + ARU - 50°C</b>	<b>FORSU + ARU - 55°C</b>	<b>FORSU + ARU - 60°C</b>
DQO <sub>total</sub> (mg/l)	21575	20089	19279	18881	18592	18385	18238
X <sub>tss</sub> (mg/l)	17403	16507	15995	15744	15563	15434	15343
pH	6,6	6,6	6,6	6,5	6,5	6,5	6,5
Alcalinidad (CaCO <sub>3</sub> ) (mg/l)	650	653	651	648	649	649	651
<b>BIOGÁS</b>	<b>FORSU + ARU - 25°C</b>	<b>FORSU + ARU - 33°C</b>	<b>FORSU + ARU - 40°C</b>	<b>FORSU + ARU - 45°C</b>	<b>FORSU + ARU - 50°C</b>	<b>FORSU + ARU - 55°C</b>	<b>FORSU + ARU - 60°C</b>
CAUDAL (L/día)	386,0	451,0	503,0	540,0	574,0	608,0	645,0
H <sub>2</sub> S (%)	1,88	2,09	2,31	2,50	2,70	2,94	3,21
CH <sub>4</sub> (%)	71,1	68,1	65,2	63,1	61,4	59,6	57,7

**Tabla 21. Simulación de la variación de la temperatura a partir de la simulación de la incorporación de la FORSU al agua residual (SimMezcla1).**

Podemos observar que los valores que cambian significadamente en el efluente son los valores de DQO<sub>tot</sub> y de CH<sub>4</sub> (figura 19).



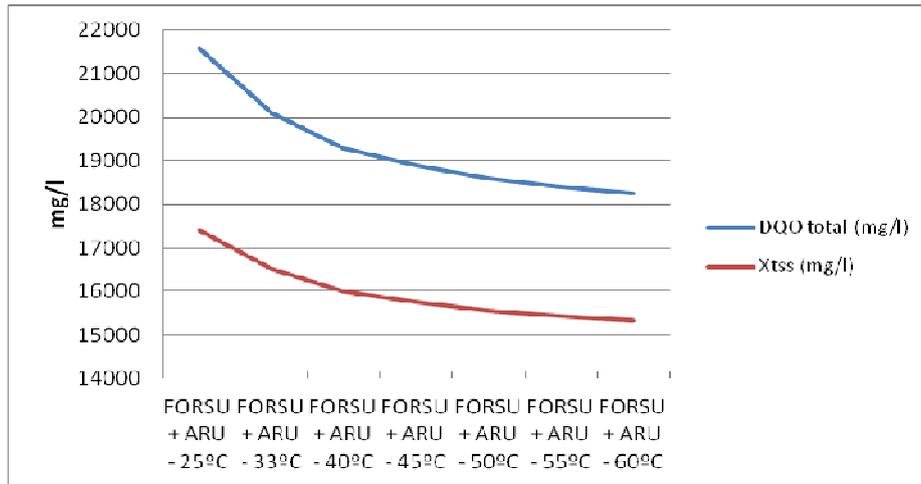
**Figura 19. Variación de los valores de DQOtot y CH4 en el efluente en función de la temperatura.**

Aquí vemos que cuanto más aumenta la temperatura más disminuye la cantidad de DQOtot y CH4 del efluente.

Existe una dependencia directa entre la temperatura y el proceso de digestión anaerobia (Hammad et al., 1999) y la actividad bacteriana incrementa con la temperatura, especialmente en la metanogénesis (Mata-Álvarez, 2003). Se produce entonces cada vez más CH4 por parte de las bacterias metanogénicas a partir de la mayor cantidad de sustratos producidos por las bacterias acidogénicas y acetogénicas que degradan cada vez más la materia orgánica (DQOtot) presente en el influente, y esto explica la evolución del valor de DQOtot en la figura 19.

Sin embargo, aunque se produzca más CH4 cuanto más alta es la temperatura, la solubilidad de los gases desciende al aumentar la temperatura, favoreciéndose la transferencia líquido-gas, y por tanto los gases desaparecen más rápidamente del medio acuoso y pasan a formar parte del biogás. Entonces el aumento de la producción de CH4 no compensa el aumento de la transferencia líquido-gas del CH4 con la temperatura y su valor disminuye (figura 19).

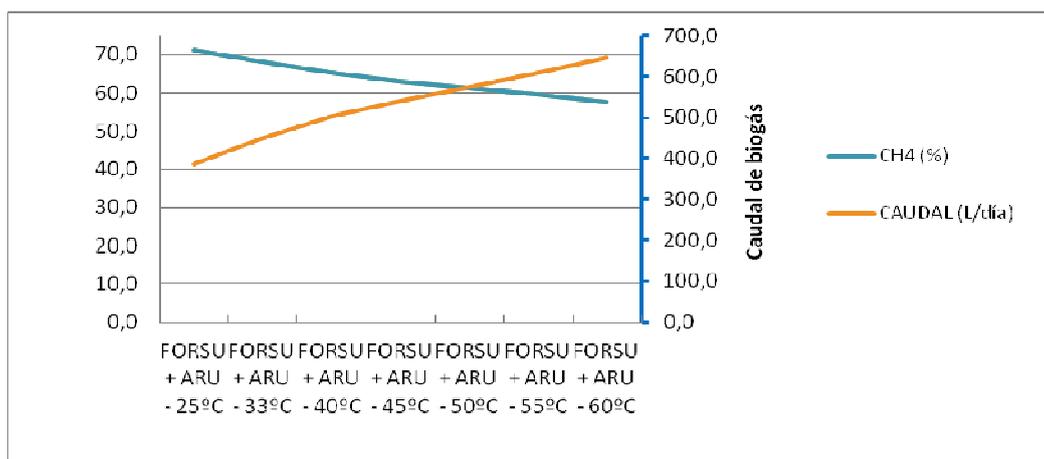
Se observa también que los valores que cambian significadamente en el fango son los valores de DQOtot y de SST (figura 20).



**Figura 20. Variación de los valores de DQOtot y Xsst del fango en función de la temperatura.**

Cuanto más aumenta la temperatura más disminuye el valor de la DQOtot y de los SST y esto se debe a que la mayor actividad de las bacterias hace que degradan más materia orgánica. Se degrada cada vez más Ss y Xs del influente y cada vez más SSV del influente cuanto más aumenta la temperatura.

Para terminar, vemos que el caudal de biogás aumenta cuando aumenta la temperatura pero el porcentaje de CH<sub>4</sub> del biogás disminuye (figura 21).

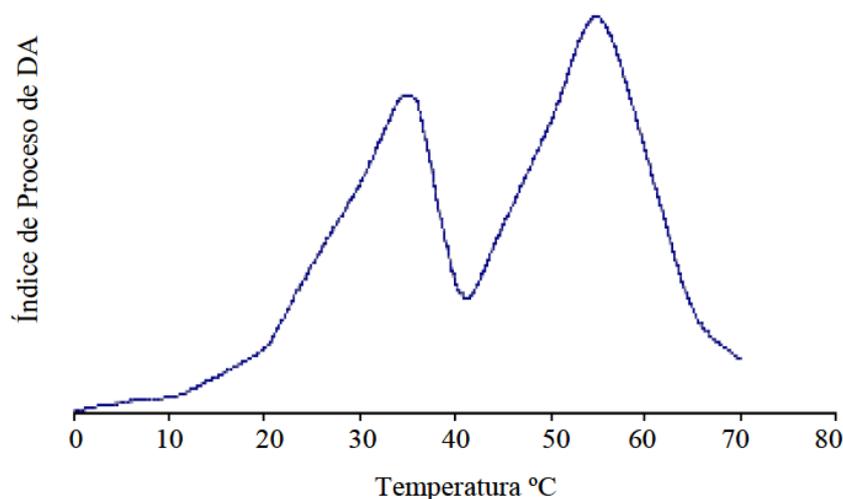


**Figura 21. Variación de los valores del caudal de biogás y del porcentaje de CH<sub>4</sub> en función de la temperatura.**

Hemos visto antes que se produce más CH<sub>4</sub> si aumenta la temperatura y que la transferencia de los gases es cada vez mayor por lo que es normal observar un aumento del caudal de biogás. Sin embargo, parece ser que el aumento de la transferencia del CH<sub>4</sub> es menor que para los otros gases presente en el agua (CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S), lo que explicaría la disminución del porcentaje de CH<sub>4</sub> del biogás cuando aumenta la temperatura.

Las bacterias anaerobias pueden desarrollarse en un amplio intervalo de temperatura, del intervalo mesofílico que va de 20°C a 40°C, el termofílico de 50°C a 65°C (Verma, 2002) y el psicrófilo menor a 20°C pero a dicho intervalo de temperatura las bacterias actúan a velocidades muy bajas (Monnet, 2004).

Podemos pensar que la temperatura más alta es la mejor para el proceso de digestión anaerobia pero según Golueken (2002), la temperatura óptima para la digestión anaerobia es de 35°C. En efecto, a temperatura termofílica el proceso es más eficiente (figura 22) en cuanto a la producción de biogás se refiere, ya que normalmente la actividad de las bacterias es mayor, pero el proceso es más sensible a los cambios de algunas de sus variables como el pH y la misma temperatura. Esto hace que el proceso sea más problemático que el mesofílico (Monnet, 2004), por lo tanto la estabilidad del proceso mesofílico lo hace más atractivo.



**Figura 22. Comportamiento del proceso de Digestión Anaerobia (DA) en función de la temperatura (Fuente: Mata-Álvarez y Mace, 2004)**

Además, a temperatura ambiente del agua residual el agua del reactor se estabiliza a temperaturas mesofílicas (33°C) sin necesidad de calentarla mientras que para alcanzar temperaturas termofílicas en el reactor se necesitaría utilizar una parte del biogás producido para calentar el agua del reactor.

## 9. SIMULACIÓN CON LOS TRATAMIENTOS CONVENCIONALES

### 9.1. Fangos activados

#### 9.1.1. Descripción

En un esquema clásico de tratamiento biológico de aguas residuales mediante el proceso de fangos activados, el agua residual pasa primero por un decantador primario que permite la eliminación de los sólidos en suspensión del agua. Luego el agua pasa en un reactor biológico donde se mantiene un cultivo bacteriano aerobio en suspensión y se realiza la oxidación de la materia orgánica. El contenido del reactor se conoce con el nombre de "licor mezcla".

El ambiente aerobio en el reactor se consigue mediante el uso de difusores, que también sirve para mantener el licor mezcla en estado de mezcla completa.

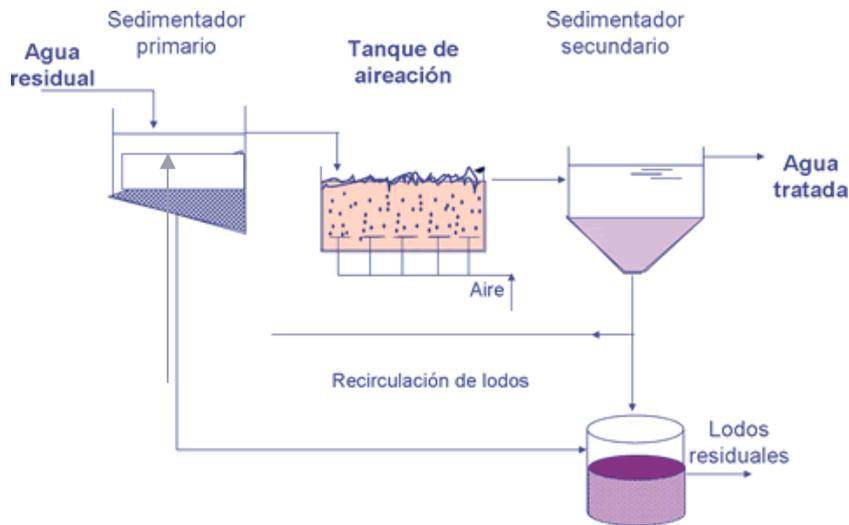
Al cabo de un periodo determinado de tiempo, la mezcla de las bacterias se conduce hasta un tanque de sedimentación o decantador secundario para su separación del agua residual tratada.

Una parte de las bacterias sedimentadas se recircula para mantener en el reactor la concentración de bacterias deseada, mientras que la otra parte se purga del sistema (fango en exceso).

En el proceso de fangos activados, las bacterias son los microorganismos más importantes, ya que son los causantes de la descomposición de la materia orgánica del influente. En el reactor, o tanque biológico, las bacterias aerobias o facultativas utilizan parte de la materia orgánica del agua residual con el fin de obtener energía

para la síntesis del resto de la materia orgánica en forma de nuevas bacterias (“Tratamiento secundario de aguas” - Arias Edison - Lastra Jorge).

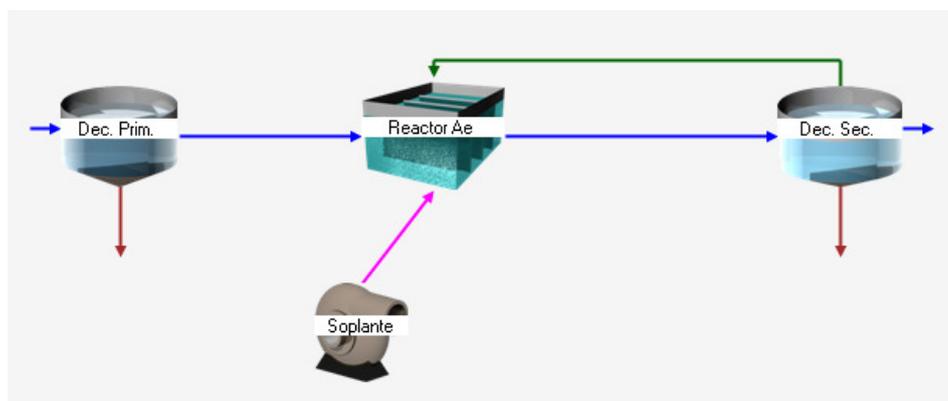
El esquema clásico del tratamiento por fangos activados se describe en la figura 23.



**Figura 23. Esquema clásico del tratamiento por fangos activados (Fuente: Metcalf & Eddy, 1996)**

### 9.1.2. Diseño y simulación sin la incorporación de la FORSU

En DESASS se reproduce el esquema del proceso de fangos activados tal y como aparece en la figura 24.



**Figura 24. Esquema del tratamiento por fangos activados simulado con DESASS**

El esquema incluye un decantador primario por el cual llega el agua residual y salen por una parte los sólidos sedimentados o fango primario y el agua que pasa a continuación en el reactor aerobio. Este reactor está alimentado en aire por unos difusores, a su vez alimentados por una soplante. Luego el agua pasa en un decantador secundario donde salen por una parte las bacterias sedimentadas o fango secundario del cual una parte se recircula en el reactor aerobio y por otra parte el agua tratada o efluente.

La población de microorganismos debe de mantenerse a un determinado nivel, concentración de sólidos en suspensión en el licor de mezcla (MLSS), para llegar a un equilibrio entre la carga orgánica a eliminar y la cantidad de microorganismos necesarios para que se elimine dicha carga. La cantidad de sólidos en el reactor (principalmente las bacterias) para un proceso de fangos activados con mezcla completa tiene que ser de entre 2500 a 4000 mgSST/l para asegurar el buen funcionamiento del sistema y sobre todo de la sedimentación (tabla 22 – “Completely mixed”).

Type of process	Mean cell residence time (days)	F/M (kg BOD <sub>5</sub> /kg MLSS)	Loading (kg/BOD <sub>5</sub> /m <sup>3</sup> -d)	Hydraulic retention time (hr)	MLSS (mg/L)	Recycle ratio
Conventional	5 - 15	0.2 - 0.4	0.3 - 0.6	4 - 8	1500 - 3000	0.25 - 1.0
Step aeration	5 - 15	0.2 - 0.4	0.6 - 1.0	3 - 5	2000 - 3500	0.25 - 0.75
Completely mixed	5 - 30	0.1 - 0.6	0.8 - 2.0	3 - 6	2500 - 4000	0.25 - 1.5
Contact stabilization	5 - 15	0.2 - 0.6	1.0 - 1.2	0.5 (contact) 3 - 6 (stabil.)	1000 - 3000 4000 - 10000	0.50 - 1.5
High-rate	5 - 10	0.4 - 1.5	1.6 - 16	2 - 4	4000 - 10000	1.0 - 5.0
Extended aeration	20 - 30	0.05 - 0.15	0.16 - 0.4	18 - 36	3000 - 6000	0.75 - 1.5
Pure oxygen	8 - 20	0.25 - 1.0	1.6 - 3.2	1 - 3	3000 - 8000	0.25 - 0.5

**Tabla 22. Parámetros de diseño para los procesos de tratamiento de fangos activados (Fuente: Metcalf & Eddy, 1996)**

Hemos visto que la incorporación de la FORSU al agua residual incrementa la cantidad de sólidos y de DQO<sub>tot</sub> del agua, lo que incrementa a su vez la cantidad de bacterias en el reactor. Entonces, dado que se diseña y se simula este tratamiento en

DESASS primero sin la incorporación y en previsión del aumento de sólidos en el reactor con esta incorporación hemos ajustado el valor del TRC y del volumen del reactor para obtener una baja cantidad de sólidos del reactor de 2789 mgSST/l.

Con un TRC de 4 días y un volumen de reactor de 350 litros los valores de los principales parámetros del efluente obtenidos son los expuestos en la tabla 23.

	Simulación ARU
DQO <sub>tot</sub> (mgDQO/l)	56,39
Snh <sub>4</sub> (mgN/l)	1,43
N <sub>tot</sub> (mgN/l)	32,32
P <sub>tot</sub> (mgP/l)	3,45
SST (mgSST/l)	30

**Tabla 23. Valores de DQO, nitratos (NH<sub>4</sub>), nitrógeno (N<sub>tot</sub>), fósforo (P<sub>tot</sub>) y sólidos (SST) del efluente con el tratamiento por fangos activados del agua residual (ARU) simulado con DESASS.**

Según la Directiva 91/271/CEE transpuesta por el RDL 11/1995, el RD 509/1996 y el RD 2116/1998, los valores de DQO y de sólidos cumplen con los valores límites de emisión expuestos en la tabla 24 y para este estudio tenemos en cuenta únicamente el cumplimiento de esta directiva.

REQUISITOS PARA LOS VERTIDOS PROCEDENTES DE INSTALACIONES DE DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES URBANAS MEDIANTE TRATAMIENTO SECUNDARIO <sup>(a)</sup>		
Parámetros	Concentración	Porcentaje mínimo de reducción (b)
DBO <sub>5</sub> (c) (a 20° C sin nitrificación)	25 mg/l O <sub>2</sub>	70-90 %
DQO	125 mg/l O <sub>2</sub>	75 %
Total sólidos en suspensión	35 mg/l (d)	90 % (d)

- (a) O proceso equivalente. Se aplicará el valor de concentración o el porcentaje de reducción.  
 (b) Reducción relacionada con la carga del caudal de entrada.  
 (c) Este parámetro puede sustituirse por otro: carbono orgánico total (COT) o demanda total de oxígeno (DTO), si puede establecerse una correlación entre la DBO<sub>5</sub> y el parámetro sustituto.  
 (d) Este requisito es optativo. Los análisis de vertidos procedentes de sistemas de depuración por lagunaje se llevarán a cabo sobre muestras filtradas; no obstante, la concentración de sólidos en suspensión en las muestras de agua sin filtrar no deberá superar los 150 mg/l

**Tabla 24. Requisitos para los vertidos procedentes de instalaciones de depuración de aguas residuales urbanas mediante tratamiento secundario (Fuente: Directiva 91/271/CEE)**

Las necesidades de oxígeno obtenidas son de 22 g/h.

### 9.1.3. Simulación con la incorporación de la FORSU

Se cambian los datos de entrada de la simulación anterior, con el mismo TRC y volumen de reactor, por los datos de entrada con la incorporación de la FORSU al agua residual y se obtienen los resultados de la tabla 25.

	Simulación ARU + FORSU
DQO <sub>tot</sub> (mgDQO/l)	54,42
Snh <sub>4</sub> (mgN/l)	1,44
N <sub>tot</sub> (mgN/l)	32,85
P <sub>tot</sub> (mgP/l)	3,66
SST (mgSST/l)	30

**Tabla 25. Valores de DQO, nitratos (NH<sub>4</sub>), nitrógeno (N<sub>tot</sub>), fósforo (P<sub>tot</sub>) y sólidos (SST) del efluente con el tratamiento por fangos activados con la incorporación de la FORSU al agua residual (ARU+FORSU) simulado con DESASS.**

A pesar de que se cumplen las condiciones de vertido establecidas en la Directiva 91/271/CEE, el valor de la cantidad de sólidos en el reactor es de 4465 mgSST/l por lo que la incorporación de la FORSU con este tipo de tratamiento podría generar problemas de sedimentación y convendría aumentar el volumen del reactor para adaptarse a estas nuevas características del agua.

Además, las necesidades de oxígeno obtenidas son mayores y son de 29,2 g/h.

## 9.2. Oxidación total

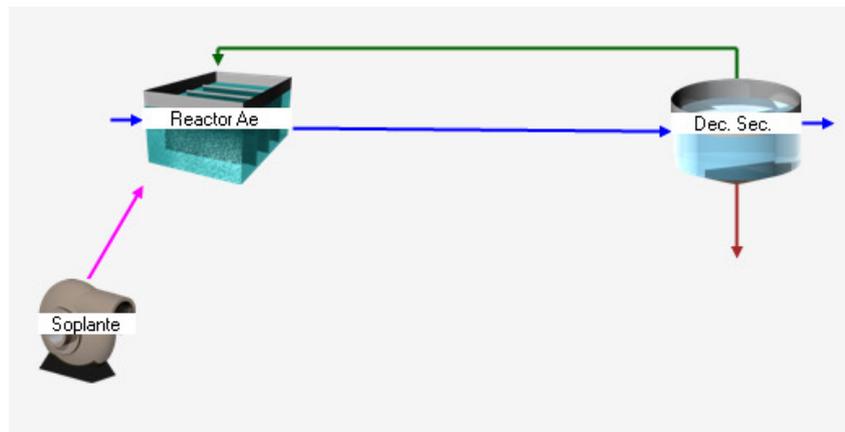
### 9.2.1. Descripción

El proceso de oxidación total es una variante del proceso de fangos activados, pero con elevados TRC. Este proceso funciona con bajas cargas másicas, lo que implica el

uso de grandes volúmenes para mantener una concentración de sólidos razonable en el reactor con un elevado TRC. Los microorganismos, por lo tanto, compiten por el alimento existente utilizando incluso su propia masa celular (José Ferrer & Aurora Seco, 2007). Esta situación altamente competitiva da lugar a un efluente altamente tratado con una baja producción de fangos que ya es estabilizado (%SSVB < 35%).

### 9.2.2. Diseño y simulación sin la incorporación de la FORSU

En DESASS se utiliza el esquema de la figura 25 para diseñar y simular el proceso de oxidación total.



**Figura 25. Esquema del tratamiento por oxidación total simulado con DESASS**

El esquema incluye un reactor aerobio por el cual llega el agua residual. Este reactor está alimentado en aire por unos difusores, a su vez alimentados por una soplante. Luego el agua pasa en un decantador secundario donde salen por una parte las bacterias sedimentadas o fango secundario del cual una parte se recircula en el reactor aerobio y por otra parte el agua tratada o efluente.

De la misma manera que anteriormente, hemos ajustado el valor del TRC y del volumen del reactor para obtener una baja cantidad de sólidos del reactor de 2789 mgSST/l.

Con un TRC de 23 días y un volumen de reactor de 3000 litros se cumplen los valores de las condiciones de vertidos de DQO<sub>tot</sub> y sólidos de acuerdo con la Directiva 91/271/CEE sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas (tabla 26).

	Simulación ARU
DQO <sub>tot</sub> (mgDQO/l)	54,38
Snh <sub>4</sub> (mgN/l)	0,36
N <sub>tot</sub> (mgN/l)	41,13
P <sub>tot</sub> (mgP/l)	5,64
SST (mgSST/l)	30

**Tabla 26. Valores de DQO, nitratos (NH<sub>4</sub>), nitrógeno (N<sub>tot</sub>), fósforo (P<sub>tot</sub>) y sólidos (SST) del efluente con el tratamiento por oxidación total del agua residual (ARU) simulado con DESASS.**

Las necesidades de oxígeno obtenidas son de 42,8 g/h.

### 9.2.3. Simulación con la incorporación de la FORSU

Se cambian los datos de entrada de la simulación anterior, con el mismo TRC y volumen de reactor, por los datos de entrada con la incorporación de la FROSU al agua residual y se obtienen los resultados de la tabla 27.

	Simulación ARU + FORSU
DQO <sub>tot</sub> (mgDQO/l)	54,42
Snh <sub>4</sub> (mgN/l)	1,44
N <sub>tot</sub> (mgN/l)	32,85
P <sub>tot</sub> (mgP/l)	3,66
SST (mgSST/l)	30

**Tabla 27. Valores de DQO, nitratos (NH<sub>4</sub>), nitrógeno (N<sub>tot</sub>), fósforo (P<sub>tot</sub>) y sólidos (SST) del efluente con el tratamiento por oxidación total con la incorporación de la FORSU al agua residual (ARU+FORSU) simulado con DESASS.**

A pesar de que se cumplen las condiciones de vertido, el valor de la cantidad de sólidos en el reactor es de 4667 mgSST/l por lo que la incorporación de la FORSU con este tipo de tratamiento podría generar problemas de sedimentación y convendría aumentar el volumen del reactor para adaptarse a estas nuevas características del agua.

Además, las necesidades de oxígeno obtenidas son mayores y son de 69,2 g/h.

## 10. COMPARATIVO DE LOS SISTEMAS SIMULADOS

A continuación se muestra en la tabla 28 un recapitulativo de los datos obtenidos en las simulaciones de los distintos tipos de tratamientos simulados en DESASS, considerando un FP de 100%.

	TIPOS DE TRATAMIENTO EN EDAR					
	Anaerobio con membranas		Aerobio - fangos activados		Aerobio - oxidación total	
	ARU	ARU + FORSU	ARU	ARU + FORSU	ARU	ARU + FORSU
DQO <sub>tot</sub> (mgDQO/l)	130	185	56,39	54,42	54,38	54,42
SnH <sub>4</sub> (mgN/l)	44,2	90	1,43	1,44	0,36	1,44
N <sub>tot</sub> (mgN/l)	49,04	56,7	32,32	32,85	41,13	32,85
P <sub>tot</sub> (mgP/l)	8,09	9,13	3,45	3,66	5,64	3,66
SST (mgSST/l)	0	0	30	30	30	30
Volumen del reactor (l)	2100		350		3000	
TRC (días)	70		4		23	
Necesidades de oxígeno (gO <sub>2</sub> /h)	0		22	29,2	42,8	69,2
Caudal de biogás (l/día)	131	451	-	-	0	

**Tabla 28. Tabla recapitulativa de los datos obtenidos en las simulaciones de los distintos tipos de tratamientos simulados en DESASS.**

## 11. CONCLUSIONES

A nivel energético, en base a las simulaciones con el programa DESASS del tratamiento anaerobio con membranas de la planta del Carraixet, hemos podido comprobar que la incorporación de la FORSU resultante del uso del TDA permite tener una mayor rentabilidad en cuanto a la producción de biogás se refiere (ver tabla 27).

Además hemos visto que algunos factores influyen en la producción de este biogás como el TRC, el FP o la temperatura. En general, cuanto más aumentan estos factores más aumenta la producción de biogás.

El TRC óptimo sería el TRC mínimo con el cual se produce la mayor cantidad de biogás y como a partir de un TRC de 70 días ya no aumenta mucho la producción se puede considerar como el TRC óptimo.

Para ajustar los resultados obtenidos por DESASS con los resultados experimentales se ha tenido que modificar la cantidad de  $X_i$  y  $X_s$  debido a que el elevado TRC de 70 días hace que una parte de lo que se considera generalmente  $X_i$  pasa a ser MO biodegradable ( $X_s$ ). Este aspecto no se contempla de momento en el programa y se tuvo que hacer manualmente por lo que sería interesante incluir modificaciones en los modelos biológicos actuales para tenerlo en cuenta.

En cuanto al FP vemos que por bajo que sea el FP siempre se incrementa la producción de biogás. Sin embargo a partir de 50% se aumenta más del doble. Entonces sería interesante la implantación del TDA en al menos 50% de los hogares para obtener una buena rentabilidad del uso del tratamiento anaerobio con membranas en EDARs cuando se incorpora la FORSU al agua residual.

Por su parte cuanto más alta es la temperatura del reactor, más biogás se produce con este tratamiento pero a su vez el proceso es cada vez más sensible a los cambios de algunas de sus variables como el pH y la misma temperatura (Monnet, 2004). Además como a temperatura ambiente el proceso funciona con una temperatura mesofílica (33°C) en el reactor, para alcanzar temperaturas termofílicas se necesitaría



calentar el agua del reactor con una parte del biogás producido. En este caso es más interesante funcionar con una temperatura mesofílica (33°C) sin necesidad de calentar el agua para por una parte tener un proceso más estable y por otra parte no tener que utilizar biogás para calentar el agua y tenerlo disponible como fuente de energía para otros usos.

En cuanto a la pertinencia del uso del tratamiento anaerobio con membranas en EDARs para el tratamiento del agua residual con la incorporación de la FORSU frente a otros tipos de tratamiento más comunes hemos visto que el hecho de que este tratamiento no requiera aporte de oxígeno alguno le hace más atractivo. En efecto es un esquema relativamente sencillo con un reactor y un tanque de membranas que permite utilizar volúmenes reducidos de reactor a pesar de funcionar con un TRC muy elevado. Además funciona a temperatura ambiente y no necesita oxígeno por lo que permite ahorrarse los costes de aporte de oxígeno y del proceso de calentamiento del reactor y disponer de una cantidad de biogás disponible para otros usos.

Se puede entonces suponer que el tratamiento anaerobio con membranas es más adecuado que los tipos de tratamiento convencionales para adaptarse a una eventual incorporación de la FORSU al agua residual y “aguantar” la carga adicional de FORSU proveniente del uso del TDA en los hogares. Así, ante la hipótesis de la implantación en los hogares del TDA, mientras los tratamientos aerobios de fangos activados y oxidación total necesitarían un nuevo diseño (aumento del volumen del reactor) y un mayor aporte de oxígeno (ver tabla 27), el tratamiento anaerobio con membranas no requeriría ningún cambio de diseño además de no necesitar oxígeno, y generaría más biogás aprovechable para diversos usos.

Para concluir, por una parte la implantación del TDA en los hogares y la incorporación de la FORSU al agua residual resultante, que puede considerarse como un tipo de recogida selectiva, permitiría el tratamiento de la materia orgánica en Estaciones Depuradoras del Agua Residual (EDARs) y podría representar una salida para reducir los efectos adversos de la FORSU en los vertederos (problemas de higiene, emisión

no controlada de biogás, lixiviados...), participando así en el cumplimiento de la Directiva 1999/31/CE.

Por otra parte, el uso del tratamiento anaerobio con membranas en EDARs permitiría soportar la carga adicional de la FORSU debido a la implantación del TDA en los hogares, generando una mayor producción de biogás y su consecuente aprovechamiento en energía eléctrica.

En un momento de gran necesidad de energías renovables debido a la cada vez mayor disminución y agotamiento de los recursos naturales, parece muy importante considerar estos dos aspectos para el futuro.



## 12. BIBLIOGRAFÍA

### WEB:

- “Tratamiento secundario de aguas” - Arias Edison - Lastra Jorge – página web de “monografías”: <http://www.monografias.com/trabajos10/tratamie/tratamie.shtml> , consultada en junio de 2012.
- “BOE 3243 – 2009” – página web de “boe” (Boletín Oficial del Estado): <http://www.boe.es/boe/dias/2009/02/26/pdfs/BOE-A-2009-3243.pdf> , consultada en marzo de 2012.
- “Directiva 1999/31/CE del Consejo de 26 de abril de 1999 relativa al vertido de residuos” – página web “EUR-Lex”: <http://eur-lex.europa.eu/LexUriServ/LexUriServ.do?uri=OJ:L:1999:182:0001:0019:ES:PDF> , consultada en marzo de 2012.
- “Directiva 91/271/CEE sobre tratamiento de las aguas residuales urbanas” – página web del Ministerio de Agricultura y Medio Ambiente: [http://www.magrama.gob.es/es/agua/publicaciones/03\\_manual\\_directiva\\_9\\_1\\_271\\_cee\\_tcm7-28959.pdf](http://www.magrama.gob.es/es/agua/publicaciones/03_manual_directiva_9_1_271_cee_tcm7-28959.pdf) , consultada en junio de 2012.
- J. A. Rodríguez - Profesora Asociada de la Universidad el Valle. Cali – Colombia – “TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES”, página web de “Ingenieroambiental”: <http://www.ingenieroambiental.com/4014/tratamiento545.pdf> , consultado en mayo de 2012.
- “Límites del Modelo de Ordenanza de Vertidos a Red Municipal de Saneamiento” – Página web de la Entitat de Sanejament d’Aigües (EPSAR): <http://www.epsar.gva.es/sanejament/docs/118.pdf> , consultada en Junio de 2012.
- “Plan Nacional Integrado de Residuos (PNIR) 2007-2015” – Ministerio de Medio Ambiente – página web de “Agers” (Asociación Española de Gerencia de Riesgos):

[http://www.agers.es/pdf/medio/PLAN\\_NACIONAL\\_INTEGRADO\\_DE\\_RESIDUOS\\_2007-2015.pdf](http://www.agers.es/pdf/medio/PLAN_NACIONAL_INTEGRADO_DE_RESIDUOS_2007-2015.pdf) , consultada en marzo de 2012.

- “Sistemas de Tratamiento de Aguas” – Universidad de Manzanares, página web de “CEDUM”:  
[http://cedum.umanizales.edu.co/mds/modulo5/unidad3/pdf/Sistemas\\_tratamiento.pdf](http://cedum.umanizales.edu.co/mds/modulo5/unidad3/pdf/Sistemas_tratamiento.pdf) , consultada en mayo de 2012.
- “Tratamiento Anaerobio Ventajas” – página web de la Universidad de Puerto Rico Mayagüez (UPRM):  
<http://www.uprm.edu/biology/profs/massol/anaerob4735.pdf> , consultada en mayo de 2012.
- WIKIPEDIA, la enciclopedia libre [en línea] [consulta “fango”: 20 mayo 2012]. Disponible en: < <http://es.wikipedia.org/wiki/Fango>>
- “II Plan Nacional de Residuos Urbanos (PNRU) 2007-2015”, anexo 1 del PNIR 2007-2015 – página web “cigsaudelaboral”:  
[http://www.cigsaudelaboral.org/files/documentacion\\_saude/10000004/853/1%20PLAN%20NACIONAL%20DE%20RESIDUOS%20URBANOS%202007-2015.pdf](http://www.cigsaudelaboral.org/files/documentacion_saude/10000004/853/1%20PLAN%20NACIONAL%20DE%20RESIDUOS%20URBANOS%202007-2015.pdf) , consultada en marzo de 2012.
- “Proyecto de urbanización de la UE-P3 en Xaló –Alicante”, anexo nº8 – página web “www.xalo.org”:  
<http://www.xalo.org/arxiu/99%20DV%20WEB/03%20Unidades%20de%20Ejecuci%20F3n/UE%20P3/P3%20Proyecto%20de%20urbanizaci%20F3n/02%20Planos/P3%20PU%20plano%2011%201%20202.pdf> , consultada en mayo de 2012.

#### ARTÍCULOS Y LIBROS:

- Ángeles Alvarado, S. Y., Ingeniería Química, División de Ciencias Básicas e Ingeniería, Universidad Autónoma Metropolitana – “*Estudio de un reactor de lecho suspendido inverso.*”



- Battistoni et al., Water Research 41 (2007) 893 – 903. 2006 – *“Application of food waste disposers and alternate cycles process in small-decentralized towns: A case study.”*
- Bolzonella, David, Paolo Pavan, Paolo Battisoni, and Franco Cecchi. Department of Science and Technology. University of Verona. 2003. *“The Under Sink Garbage Grinder: A Friendly Technology for the Environment.”*
- Brillet, A., Broix, B., and Buon, C. Service Assainissement Nantes , Direction départementale des affaires sanitaires et sociales Loire-Atlantique. Mars 1986 - *“Home Garbage Disposal.”*
- Cecchi, F., Pavan, P., Battistoni, P., Bolzonella, D. and Innocenti, L. , VII Latin American Symposium on Anaerobic Digestion p. 439–446. Merida-Yucatan, Mexico. 2002 – *“Characteristics of the organic fraction of municipal solid wastes in Europe for different sorting strategies and related performances of the anaerobic digestion process.”*
- CECED – European Committee of Manufacturers of Domestic Appliances. 2003 - *“Food Waste Disposers – An Integral Part of the EU’s Future Waste Management Strategy.”*
- Cooperative Research Centre (CRC) for Waste Management & Pollution Control Limited. December 2000 - *“Assessment of Food Disposal Options in Multi-Unit Dwellings in Sydney.”*
- de Koning, Dr.ir. J. Delft University of Technology. July 2004 - *“Environmental Aspects of Food Waste Disposers.”*
- de Koning, Dr.ir. J. and Prof.ir. J.H.J.M. van der Graaf. Delft University of Technology. April 1996 - *“Kitchen Waste Disposer Effects on Sewer System and Wastewater Treatment.”*
- Diggelman, Dr. Carol and Dr. Robert K. Ham. Department of Civil and Environmental Engineering – University of Wisconsin. January 1998. *“Life-Cycle Comparison of Five Engineered Systems for Managing Food Waste.”*

- Doménech, J., Farmacéutico. Diplomado en Ingeniería y Gestión Medioambiental. Especialista en Tecnología Ambiental. Revista OFFARM. 2003 – *“Depuración y potabilización del agua”*.
- FASSBENDER H. W. , 1986, Química de Suelos, con Énfasis en Suelos de Latino américa, Costa Rica.
- Ferrer, J. & Seco, A. 2007 - Capítulo 2.5.7. en *“Tratamientos biológicos de aguas residuales”* – Valencia – Editorial UPV.
- Gitter, M.,. In-Sink-Erator. 2006 - *“Summary of Research Regarding the Environmental Efficacy of Food Waste Disposers.”*
- Grady, C. P. L., Daigger, G. T. & Lim, H. C. Second edition. New York: Marcel Dekker, Inc. 1999 - *“Biological Wastewater Treatment.”*
- Hammad, M., Badameh, D., Tahbouk, K., Energy Conversion Management, 40, 1463-1475. 1999 – *“Evaluating variable organic waste to produce methane.”*
- Hernandez, Gerald L., Kenneth R. Redd, Wendy A. Wert, An Min Liu, and Tim Haug. Biocycle Magazine. January 2002. *“Los Angeles Digesters Produce Energy From Airport Food Residuals.”*
- Hernandez, G., et al, 2002. *“Hyperion Advanced Digestion Pilot Program”* presented at the Water Environment Federation’s Residuals and Biosolids Management Conference, Austin, TX, March 2002.
- Jimeno, A. & Ballesteros, M. 2009. *Biología 2*. Grupo Promotor Santillana. ISBN 974-84-7918-349-3
- Kegebein, Jorg, Erhard Hoffmann, and Prof. Hermann H. Hahn. Institute for Municipal Water Treatment, University of Karlsruhe. 2001 - *“Co-Transport and Co-Reuse – An Alternative to Separate Bio-Waste Collection?”*
- Karlberg, Tina and Erik Norin. VA-FORSK REPORT, 1999-9 - *“Food Waste Disposers – Effects on Wastewater Treatment Plants. A Study from the Town of Surahammar.”*



- Mata-Alvarez, J., IWA Publishing, 1 900222 14 0. 2003 – *“Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes.”*
- Metcalf y Eddy. 1996 – *“Ingeniería de aguas residuales: Tratamiento; vertido y reutilización.”* Tercera edición. U.S.A. Mc Graw Hill.
- Monnet, F., Remade Scotlan, November. 2004 – *“An introduction to anaerobic digestion of organic waste.”* – Final report.
- Nilsson, P., Hallin, P., Johansson, J., Karlén, L., Lilja, G., Petersson, B., Petterson, J., Department of Environmental Engineering, Lund Institute of Technology, The University of Lund, Sweden. 1990 – *“Waste Management at the Source Utilising Food Waste Disposers in Home: A Case Study in the Town of Staffanstop”* —Final Report.
- Pavlostathis, S.G., Giraldo-Gómez, E., Critical reviews in environmental control. Vol. 21 (5,6), pag. 411-490. 1991 – *“Kinetics of anaerobic treatment: a critical review.”*
- Rosenwinkel, K.-H. and D. Wendler. Institute for Water Quality and Waste Management, University of Hanover (ISAH). 2001 - *“Influences of Food Waste Disposers on Sewerage System, Wastewater Treatment and Sludge Digestion.”*
- Shpiner, Ram. Submitted to the Senate of the Technion – Isreal Institute of Technology. January 1997 - *“The Effect of Domestic Garbage Grinding on Sewage Systems and Wastewater Treatment Plants.”*
- Sinclair Knight. Report for Sydney Water, Sydney. Australia. 1990 – *“Review of Residential Waste Disposal Units: Preliminary Analysis and Interim Report.”*
- Thomas, P., Thames Water R&D, Water & Environment Journal. 2010 – *“The effects of food waste disposers on the wastewater system: a practical study”*.
- Waste Management Research Unit – Griffith University. August 1994. Executive Summary. *“Economic and Environmental Impacts of Disposal of Kitchen Organic Wastes Using Traditional Landfill – Food Waste Disposer – Home Composting.”*

## ANEXO I – Programa DESASS

### Modelo matemático utilizado

Para la realización de este trabajo se ha utilizado el software DESASS (Design and Simulation of Activated Sludge Systems) desarrollado por este grupo de investigación bajo un convenio de investigación firmado con la Entitat de Sanejament d'Aigües de la Generalitat Valenciana y las empresas SEARSA y AQUAGEST. DESASS es un simulador de estaciones depuradoras de aguas residuales diseñado y optimizado para la investigación de los procesos de eliminación de materia orgánica y nutrientes. Este programa permite evaluar esquemas completos de tratamiento incluyendo tanto la línea de agua como la de fangos, pudiéndose representar desde sistemas tan sencillos como la eliminación de materia orgánica, hasta procesos más complejos en los que se incorporan los esquemas de eliminación biológica de nitrógeno y fósforo, fermentación de fango primario y digestión de fangos.

DESASS tiene implementado un algoritmo de modelación matemática basado en un modelo biológico general (Biological Nutrient Removal Model No.1, BNRM1; Seco et al., 2004) que incluye el modelo de fangos activados número 2d modificado (ASM2d, Henze et al., 1999) de la IAWQ, junto con un modelo de fermentación y digestión anaerobia de los fangos desarrollado por el propio grupo de investigación basado en el modelo propuesto por Siegrist et al. (1993). El modelo ASM2d es el más ampliamente aceptado por la comunidad científica para representar los procesos de eliminación biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo.

El BNRM1 también tiene incorporado un modelo unidimensional de sedimentación basado en la teoría del flujo propuesta por Kynch (1952) y en el modelo propuesto por Takács et al. (1991). Este modelo permite representar los procesos de clarificación, sedimentación zonal y compresión junto con los procesos biológicos que tienen lugar en decantadores y espesadores (ej: fermentación de fango primario, desnitrificación en decantadores secundarios...).



El modelo utilizado tiene incluido un algoritmo para el cálculo del pH (Serralta et al., 2004) y un modelo para el cálculo de los procesos de precipitación inducidos biológicamente en el tratamiento de aguas residuales (Barat, 2004).

### **Componentes del modelo**

Se distinguen dos grupos de componentes: solubles ( $S_T$ ) y suspendidos ( $X_T$ ). Los componentes suspendidos están asociados al fango activado de tal forma que se pueden concentrar por sedimentación y/o espesamiento en los decantadores, mientras que los componentes solubles sólo pueden ser transportados en el agua. Todos los componentes suspendidos son eléctricamente neutros (no tienen carga eléctrica), mientras que los solubles pueden llevar carga eléctrica.

### **Componentes solubles**

$S_A$  ( $M_{DQO}L^{-3}$ ): Acetato. Es el producto principal del proceso de fermentación. Dado que la fermentación se ha incluido como un proceso biológico, los productos de la fermentación se deben considerar separadamente de los otros componentes orgánicos solubles.

$S_{ALK}$  ( $M_{HCO_3}L^{-3}$ ): alcalinidad del agua residual. La alcalinidad se usa para representar de una manera aproximada la conservación de las cargas eléctricas en las reacciones biológicas. La alcalinidad se ha introducido con la finalidad de obtener una rápida aproximación de posibles condiciones de pH bajos, que podrían inhibir algunos procesos biológicos. Para todos los cálculos estequiométricos se supone el  $S_{ALK}$  como bicarbonato ( $HCO_3^-$ ).

$S_F$  ( $M_{DQO}L^{-3}$ ): sustrato fermentable soluble y fácilmente biodegradable. Es la fracción de la DQO soluble que está directamente disponible para la degradación por parte de los organismos heterótrofos. Se supone que  $S_F$  puede ser utilizado como sustrato



para el proceso de fermentación, por lo tanto, no incluye productos de la fermentación.

$S_I$  ( $M_{DQO}L^{-3}$ ): materia orgánica soluble inerte. La principal característica de este componente es que no puede degradarse en las plantas de tratamiento. Se supone que este elemento es parte del influente o bien se puede generar en el proceso de hidrólisis de los sustratos orgánicos suspendidos.

$S_{N_2}$  ( $M_N L^{-3}$ ): nitrógeno gaseoso,  $N_2$ . Se supone que es el único producto nitrogenado del proceso de desnitrificación.  $S_{N_2}$  puede estar sujeto a una transferencia entre las fases líquida y gaseosa, al igual que el oxígeno,  $S_{O_2}$ .

$S_{NH_4}$  ( $M_N L^{-3}$ ): nitrógeno amoniacal. Para el balance de las cargas eléctricas, se supone el  $S_{NH_4}$  como  $NH_4^+$ .

$S_{NO_3}$  ( $M_N L^{-3}$ ): nitrógeno oxidado, nitrato más nitrito. Se supone que el  $S_{NO_3}$  incluye tanto nitrato como nitrito, debido a que el nitrito no está incluido en el modelo como un componente separado. Para todos los cálculos estequiométricos (especialmente la conservación de la DQO) se puede considerar el  $S_{NO_3}$  como nitrógeno nítrico ( $N-NO_3^-$ ).

$S_{O_2}$  ( $M_{O_2}L^{-3}$ ): oxígeno disuelto.

$S_{PO_4}$  ( $M_P L^{-3}$ ): fósforo soluble inorgánico, principalmente ortofosfatos. Para el balance de las cargas eléctricas, se supone que este componente consiste en un 50% de  $H_2PO_4^-$  y un 50% de  $HPO_4^{2-}$ , independientemente del pH.



$S_{PRO}$  ( $M_{DQO}L^{-3}$ ): Ácidos grasos de cadena corta excepto el acético. Para todos los cálculos estequiométricos, se supone que  $S_{PRO}$  equivale a ácido propiónico. Sin embargo, es probable que el componente incluya una gran variedad de otros componentes minoritarios (productos finales del proceso de fermentación).

$S_{Mg}$  ( $M_{Mg}L^{-3}$ ): concentración total de magnesio en forma disuelta.

$S_K$  ( $M_KL^{-3}$ ): concentración total de potasio en forma disuelta.

$S_{Ca}$  ( $M_{Ca}L^{-3}$ ): concentración total de calcio en forma disuelta.

$S_{Fe}$  ( $M_{Fe}L^{-3}$ ): concentración total de hierro en forma disuelta.

$S_{Al}$  ( $M_{Al}L^{-3}$ ): concentración total de aluminio en forma disuelta.

$S_{H_2}$  ( $M_{DQO} L^{-3}$ ): Hidrógeno disuelto medido como DQO. Se trata de una especie gaseosa sujeta a intercambio con la atmósfera.

$S_{CH_4}$  ( $M_{DQO} L^{-3}$ ): Metano disuelto medido como DQO. Al igual que el hidrógeno, este componente está sometido a procesos de intercambio con la atmósfera.

$S_{IC}$  ( $Mol_C L^{-3}$ ): Carbono inorgánico medido como moles de carbono (carbonato, bicarbonato y ácido carbónico). El ácido carbónico ( $H_2CO_3$ ) en agua se encuentra fundamentalmente en forma de dióxido de carbono ( $CO_2$ ), por lo que su concentración también está incluida en este componente.



$S_{TH}$  ( $Mol_H L^{-3}$ ): Protones totales medidos como moles de  $H^+$  (protones libres en disolución más los protones contenidos en las diversas especies presentes en la disolución).

### ***Componentes suspendidos***

$X_{ACID}$  ( $M_{DQO}L^{-3}$ ): organismos heterótrofos acidogénicos. Son los responsables de llevar a cabo el proceso de fermentación así como la hidrólisis de la materia orgánica lentamente biodegradable en condiciones anaerobias. Son anaerobios estrictos y sólo pueden desarrollarse en ausencia de oxígeno.

$X_{ACET}$  ( $M_{DQO}L^{-3}$ ): organismos heterótrofos acetogénicos. Son los responsables de la oxidación anaerobia de los ácidos grasos volátiles englobados en el componente  $S_{PRO}$ .

$X_{MET}$  ( $M_{DQO}L^{-3}$ ): organismos heterótrofos metanogénicos acetotróficos. Son los responsables de la conversión del ácido acético en metano y dióxido de carbono.

$X_{MH_2}$  ( $M_{DQO}L^{-3}$ ): organismos heterótrofos metanogénicos hidrogenotróficos. Son los responsables de la conversión del hidrógeno en metano.

$X_{AUT}$  ( $M_{DQO}L^{-3}$ ): organismos autótrofos nitrificantes. Son los responsables de llevar a cabo el proceso de nitrificación. Son aerobios estrictos y se supone que estos organismos oxidan el amonio ( $S_{NH_4}$ ) directamente a nitrato ( $S_{NO_3}$ ); por lo tanto, incluyen los organismos que oxidan el amonio y el nitrito.

$X_H$  ( $M_{DQO}L^{-3}$ ): organismos heterótrofos. Se supone que estos organismos pueden crecer en condiciones aerobias y anóxicas. Son los responsables de los procesos de



hidrólisis de los sustratos particulados y pueden utilizar todos los sustratos solubles orgánicos degradables ( $S_A$ ,  $S_{PRO}$  y  $S_F$ ).

$X_I$  ( $M_{DQO}L^{-3}$ ): materia orgánica inerte suspendida. Esta fracción del sustrato suspendido no se puede degradar en el tratamiento, pero se puede separar por sedimentación junto al fango activado.  $X_I$  puede ser una fracción del influente o puede producirse a partir del proceso de muerte de la biomasa activa (lisis).

$X_{NV}$  ( $M_{SST}L^{-3}$ ): sólidos suspendidos no volátiles (SSNV). Este componente se introduce en el modelo únicamente con el fin de calcular su concentración y tenerlos en cuenta en los procesos de sedimentación ya que no intervienen para nada en los procesos biológicos.

$X_{PAO}$  ( $M_{DQO}L^{-3}$ ): organismos acumuladores de polifosfatos (PAO). Se supone que este componente incluye todos los tipos de organismos acumuladores de polifosfatos. La concentración de  $X_{PAO}$  no incluye los productos que se almacenan intracelularmente ( $X_{PP}$  y  $X_{PHA}$ ), sino únicamente los propios microorganismos. Se supone que estos microorganismos sólo pueden crecer en condiciones aerobias.

$X_{PHA}$  ( $M_{DQO}L^{-3}$ ): producto almacenado intracelularmente en los organismos acumuladores de polifosfatos. Incluye principalmente polihidroxialcanoatos (PHA) y glicógeno. Este componente está asociado con  $X_{PAO}$ , pero no está incluido en la masa de  $X_{PAO}$ . Para todas las consideraciones estequiométricas, se supone que el PHA tiene la composición química de polihidroxibutirato, PHB ( $C_4H_6O_2$ )<sub>n</sub>.

$X_{PP}$  ( $M_P L^{-3}$ ): polifosfato, almacenado intracelularmente en las bacterias PAO. Este componente está asociado con  $X_{PAO}$ , pero no está incluido en la masa de  $X_{PAO}$ . Es una parte del fósforo suspendido y puede ser analíticamente cuantificado. Para

consideraciones estequiométricas se supone que tiene la composición química  $(K_{0.33}Mg_{0.33}PO_3)_n$ .

$X_S$  ( $M_{DQO}L^{-3}$ ): sustrato lentamente biodegradable. Incluye compuestos orgánicos de peso molecular alto en forma coloidal o particulada. Para que el  $X_S$  se degrade biológicamente, ha de ser previamente hidrolizado. Se supone que los productos de la hidrólisis ( $S_F$ ) pueden fermentar.

$X_{MEOH}$  ( $M_{SST}L^{-3}$ ): hidróxidos metálicos. Este componente se añade al sistema para llevar a cabo el proceso de precipitación química del fósforo. Se asume que este componente está compuesto de  $Fe(OH)_3$ . Es posible reemplazar este componente por otros reactivos.

$X_{MEP}$  ( $M_{SST}L^{-3}$ ): fosfatos metálicos. Este componente resulta de la precipitación química del fósforo. Se asume que este componente está compuesto de  $FePO_4$ .

$X_{TSS}$  ( $M_{SST}L^{-3}$ ): sólidos suspendidos totales (SST). Este componente se introduce en el modelo únicamente con el fin de calcular su concentración mediante la estequiometría. La predicción de los SST resulta especialmente interesante debido a que la eliminación biológica de fósforo y la precipitación química introducen fracciones inorgánicas en el fango activado.

$X_{PREC}$  ( $M_{SST}L^{-3}$ ): esta variable engloba a todos aquellos precipitados incluidos en el modelo (estruvita, newberita, fosfato cálcico amorfo, hidroxiapatita, estrengita, vivianita, variscita, calcita, siderita y magnesita).

### Procesos biológicos considerados. Estequiometría y cinética.

El modelo considera 33 procesos que se detallan a continuación agrupados en función del tipo de microorganismos que los llevan a cabo. Las expresiones cinéticas propuestas para las velocidades de los distintos procesos (ver 0) se basan en la cinética de Monod, es decir: una velocidad máxima corregida por distintas funciones *switch* del tipo (Ec. )

$$\frac{S}{K_S + S}$$

Ec. 1

Donde: S: concentración de sustrato limitante del crecimiento;  $K_S$ : Constante de semi-saturación. Corresponde a la concentración de sustrato para la cual la velocidad del proceso se reduce a la mitad de su valor máximo.

La inhibición que experimentan algunos procesos por el aceptor de electrones o por el producto final, está incluida en las expresiones cinéticas asumiendo la ecuación habitualmente utilizada en cinética enzimática para representar la inhibición no competitiva (Ec. ).

$$\frac{K_I}{K_I + I}$$

Ec. 2

Donde: I: concentración de componente inhibidor del crecimiento;  $K_I$ : Constante de inhibición. Corresponde a la concentración de componente inhibidor para la cual la velocidad del proceso se reduce a la mitad de su valor máximo.

### Procesos de los microorganismos heterótrofos

Los microorganismos heterótrofos ( $X_H$ ) son los responsables de la hidrólisis del sustrato lentamente biodegradable ( $X_S$ ) y de la degradación aerobia y anóxica de los sustratos fermentables ( $S_F$ ) y de los productos de la fermentación ( $S_A$  y  $S_{PRO}$ ). Además, estos microorganismos están sujetos a los procesos de lisis.

### Procesos de hidrólisis

La mayoría de los sustratos orgánicos de elevado peso molecular, particulados o en forma coloidal, no pueden ser utilizados directamente por los microorganismos. Estos sustratos pueden pasar a estar disponibles para su consumo por los microorganismos mediante reacciones enzimáticas externas que transforman la materia orgánica lentamente biodegradable en materia orgánica fácilmente biodegradable. A este proceso se le suele conocer como hidrólisis. No está claro si los productos de la hidrólisis se liberan al medio en la forma de fracciones orgánicas más simples o si son capturados directamente por los microorganismos que catalizan esta hidrólisis. En el modelo utilizado se considera que los productos de la hidrólisis se liberan al medio en la forma de sustrato orgánico fácilmente biodegradable que posteriormente, en condiciones aerobias y anóxicas, es consumido por los microorganismos.

Hay evidencia experimental de que las reacciones de hidrólisis dependen de los aceptores de electrones disponibles en el medio; por lo tanto, en el modelo utilizado se distinguen tres tipos de hidrólisis:

- Hidrólisis aerobia ( $S_{O_2} > 0$ )
- Hidrólisis anóxica ( $S_{O_2} \approx 0, S_{NO_3} > 0$ )
- Hidrólisis anaerobia ( $S_{O_2} \approx 0, S_{NO_3} \approx 0$ )

En la **Tabla** se presenta la matriz estequiométrica de los distintos procesos de hidrólisis.

El modelo supone que en el proceso de degradación de la materia orgánica suspendida ( $X_S$ ) a sustrato soluble fermentable ( $S_F$ ) es posible que se genere una pequeña fracción ( $f_{SI}$ ) de materia orgánica soluble inerte ( $S_I$ ), aunque la considera despreciable. Los coeficientes estequiométricos para  $S_{NH_4}$ ,  $S_{PO_4}$  y  $S_{ALK}$  pueden obtenerse aplicando las ecuaciones de conservación de nitrógeno, fósforo y carga eléctrica.

Componente i	S <sub>F</sub>	S <sub>NH4</sub>	S <sub>PO4</sub>	S <sub>I</sub>	S <sub>ALK</sub>	X <sub>S</sub>
Proceso						
Hidrólisis aerobia	1-f <sub>SI</sub>	V <sub>1,NH4</sub>	V <sub>1,PO4</sub>	f <sub>SI</sub>	V <sub>1,ALK</sub>	-1
Hidrólisis anóxica	1-f <sub>SI</sub>	V <sub>2,NH4</sub>	V <sub>2,PO4</sub>	f <sub>SI</sub>	V <sub>2,ALK</sub>	-1
Hidrólisis anaerobia	1-f <sub>SI</sub>	V <sub>3,NH4</sub>	V <sub>3,PO4</sub>	f <sub>SI</sub>	V <sub>3,ALK</sub>	-1

**Tabla 1. Matriz estequiométrica para los procesos relacionados con la hidrólisis debida a las bacterias heterótrofas**

Para la correcta aplicación de estas ecuaciones de conservación es necesario conocer los contenidos en nitrógeno, fósforo y carga eléctrica de los distintos componentes del modelo. Los valores correspondientes a los componentes cuya fórmula es conocida (acético, propiónico, amonio, nitrato, nitrógeno y fósforo) se obtienen por estequiometría, los valores correspondientes a la biomasa se obtienen asumiendo que su composición química es C<sub>5</sub>H<sub>7</sub>NO<sub>2</sub>P<sub>0,2</sub>, mientras que para el resto de componentes se calculan a partir de determinaciones analíticas del agua influente (ver **Ec. 3**, **Ec. 4**, **Ec. 5** y **Ec. 6**).

$$NKT_{sol} = S_{NH} + S_F \cdot i_{NSF} + S_I \cdot i_{NSI} \quad \text{Ec. 3}$$

$$NKT_{susp} = X_S \cdot i_{NXS} + X_I \cdot i_{NXI} + (X_{ACID} + X_{AUT} + X_H + X_{PAO}) \cdot i_{NBM} \quad \text{Ec. 4}$$

$$P_{sol} = S_{PO4} + S_F \cdot i_{PSF} + S_I \cdot i_{PSI} \quad \text{Ec. 5}$$

$$P_{susp} = X_S \cdot i_{PXS} + X_I \cdot i_{PXI} + (X_{ACID} + X_{AUT} + X_H + X_{PAO}) \cdot i_{PBM} + X_{PP} \quad \text{Ec. 6}$$

siendo:  $i_{NSI}$  : contenido en nitrógeno de S<sub>I</sub> (g N/g DQO)

$i_{NSF}$  : contenido en nitrógeno de S<sub>F</sub> (g N/g DQO)

$i_{NXI}$  : contenido en nitrógeno de  $X_I$  (g N/g DQO)

$i_{NXS}$  : contenido en nitrógeno de  $X_S$  (g N/g DQO)

$i_{NBM}$  : contenido en nitrógeno de la biomasa (g N/g DQO)

$i_{PSI}$  : contenido en fósforo de  $S_I$  (g P/g DQO)

$i_{PSF}$  : contenido en fósforo de  $S_F$  (g P/g DQO)

$i_{PXI}$  : contenido en fósforo de  $X_I$  (g P/g DQO)

$i_{PXS}$  : contenido en fósforo de  $X_S$  (g P/g DQO)

$i_{PBM}$  : contenido en fósforo de la biomasa (g P/g DQO)

El cálculo de los sólidos suspendidos se realiza de forma análoga al de los coeficientes estequiométricos del amonio, fósforo y alcalinidad, siendo necesario conocer el contenido en sólidos suspendidos de todos los componentes particulados del modelo (ver **Ec. 6**). El contenido en sólidos de  $X_{PHA}$  y  $X_{PP}$  se calcula a partir de la fórmula estequiométrica considerada, el contenido en sólidos de todos los grupos de microorganismos se calcula asumiendo que su composición es  $C_5H_7NO_2P_{0.2}$ , mientras que para la materia orgánica se calcula a partir de determinaciones analíticas del agua influente (**Ec. 7** y **Ec. 8**).

$$SST = X_I \cdot i_{SSTXI} + X_S \cdot i_{SSTXS} + (X_{ACID} + X_{AUT} + X_H + X_{PAO}) \cdot i_{SSTBM} + X_{PHA} \cdot 0.6 + X_{PP} \cdot 3.23 \quad \text{Ec. 7}$$

$$SSVB = X_S \cdot i_{SSTXS} + (X_{ACID} + X_{AUT} + X_H + X_{PAO}) \cdot i_{SSTBM} + X_{PHA} \cdot 0.6 \quad \text{Ec. 8}$$

$$SSVNB = X_I \cdot i_{SSTXI} \quad \text{Ec. 9}$$

siendo:  $i_{SSTXI}$  : contenido en sólidos suspendidos de  $X_I$  (g SS/g DQO);  $i_{SSTXS}$  : contenido en sólidos suspendidos de  $X_S$  (g SS/g DQO);  $i_{SSTBM}$  : contenido en sólidos suspendidos de la biomasa (g SS/g DQO).

El proceso de hidrólisis considera una velocidad de reacción limitada por la superficie:

$$\frac{X_s / X_H}{K_x + X_s / X_H}$$

La velocidad de reacción del proceso de hidrólisis en condiciones anóxicas y anaerobias es menor que en condiciones aerobias. Por lo tanto, las expresiones cinéticas para condiciones anóxicas y anaerobias vienen afectadas por los factores  $\eta_{NO_3}$  y  $\eta_{fe}$  respectivamente.

El proceso de amonificación (liberación de amonio a partir del nitrógeno orgánico particulado) no se incluye en el modelo utilizado porque se considera que la materia orgánica que se hidroliza, así como la materia orgánica soluble, contienen una fracción constante de nitrógeno y de fósforo. Dado que el contenido en nitrógeno y fósforo de la materia orgánica particulada ( $X_s$ ) suele ser superior al de la materia orgánica soluble ( $S_f$ ) durante el proceso de hidrólisis se libera amonio y fósforo al medio.

*Crecimiento aerobio de las bacterias heterótrofas a partir de sustratos fermentables ( $S_f$ ) y de productos de la fermentación ( $S_A$  y  $S_{PRO}$ ).*

Estos procesos se han modelado en tres reacciones paralelas, las cuales consumen los sustratos degradables ( $S_f$ ,  $S_A$  y  $S_{PRO}$ ). El modelo supone para ambos procesos la misma velocidad máxima de crecimiento ( $\mu_H$ ) y el mismo rendimiento ( $Y_H$ ). Estos procesos requieren oxígeno, nutrientes y alcalinidad y producen biomasa ( $X_H$ ).



Crecimiento anóxico de las bacterias heterótrofas a partir de sustratos fermentables ( $S_F$ ) y de productos de la fermentación ( $S_A$  y  $S_{PRO}$ ).

Estos tres procesos son similares a los procesos de crecimiento aerobio, pero se utiliza nitrato,  $S_{NO_3}$ , como aceptor de electrones en vez de  $S_{O_2}$ . La estequiometría para el nitrato se ha calculado en base a la asunción de que todo el nitrato se reduce a nitrógeno gas ( $S_{N_2}$ ). Se supone que la desnitrificación es inhibida por el oxígeno y que la velocidad de crecimiento es reducida en condiciones anóxicas por el factor  $\eta_{NO_3}$ . Este último factor refleja, en las expresiones cinéticas del modelo, que no todos los microorganismos heterótrofos tienen capacidad de llevar a cabo los procesos de desnitrificación o que la desnitrificación se produce a una velocidad menor respecto al proceso de crecimiento aerobio.

Lisis de los microorganismos heterótrofos

Estos procesos representan la suma de todos los fenómenos asociados a la desaparición de la biomasa heterótrofa (respiración endógena, lisis, predación, etc). Se han modelado siguiendo una cinética de primer orden y sus velocidades de reacción son independientes de los aceptores de electrones presentes.

En la **Tabla** se han omitido las columnas para el  $S_{PO_4}$  y el  $S_{NH_4}$  que intervienen en las reacciones debido a que su valor se obtiene directamente aplicando un balance sobre el contenido en nitrógeno y fósforo de las especies implicadas en cada reacción.

Componente i	S <sub>O2</sub>	S <sub>F</sub>	S <sub>A</sub>	S <sub>PRO</sub>	S <sub>NO3</sub>	S <sub>N2</sub>	X <sub>I</sub>	X <sub>S</sub>	X <sub>H</sub>
Proceso									
Crecimiento aerobio sobre S <sub>F</sub>	$-\frac{(1-Y_H)}{Y_H}$	$-\frac{1}{Y_H}$							+1
Crecimiento aerobio sobre S <sub>A</sub>	$-\frac{(1-Y_H)}{Y_H}$		$-\frac{1}{Y_H}$						+1
Crecimiento aerobio sobre S <sub>PRO</sub>	$-\frac{(1-Y_H)}{Y_H}$			$-\frac{1}{Y_H}$					+1
Crecimiento anóxico sobre S <sub>F</sub>		$-\frac{1}{Y_H}$			$-\frac{(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$	$\frac{(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$			+1
Crecimiento anóxico sobre S <sub>A</sub>			$-\frac{1}{Y_H}$		$-\frac{(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$	$\frac{(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$			+1
Crecimiento anóxico sobre S <sub>PRO</sub>				$-\frac{1}{Y_H}$	$-\frac{(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$	$\frac{(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$			+1
Lisis							f <sub>XI</sub>	1-f <sub>XI</sub>	-1

**Tabla 2. Matriz estequiométrica para los procesos relacionados con las bacterias heterótrofas**

### Procesos de los microorganismos acumuladores de polifosfatos

#### Almacenamiento de X<sub>PHA</sub>

Se supone que las bacterias PAO liberan fósforo (S<sub>PO4</sub>) procedente de las reservas de polifosfatos (X<sub>PP</sub>) y utilizan la energía producida para el almacenamiento de productos de la fermentación (S<sub>A</sub> y S<sub>PRO</sub>) intracelularmente (en la forma de X<sub>PHA</sub>). Este proceso se observó inicialmente bajo condiciones anaerobias. Sin embargo, también



se ha detectado bajo condiciones aerobias y anóxicas por lo que en las expresiones cinéticas no se han incluido los términos de inhibición para el oxígeno y el nitrato. El modelo considera como base estequiométrica el proceso de captura de materia orgánica.

### Almacenamiento de polifosfatos

Este proceso representa al almacenamiento de fósforo, en la forma de polifosfato intracelular ( $X_{pp}$ ). Las bacterias PAO obtienen la energía para llevar a cabo este proceso a partir de la degradación del  $X_{PHA}$  acumulado. La regeneración de las reservas de polifosfatos es esencial para el crecimiento de las bacterias PAO ya que los sustratos orgánicos ( $S_A$  y  $S_{PRO}$ ) únicamente se acumulan intracelularmente mediante la energía obtenida a partir de la degradación de los polifosfatos. Por otra parte, se ha observado que el almacenamiento de fósforo se detiene si el contenido de fósforo en las bacterias PAO es demasiado alto. A partir de esta observación, en la expresión cinética de este proceso se ha introducido un término que inhibe el proceso cuando la fracción  $X_{pp}/X_{PAO}$  se acerca a la cantidad máxima de fósforo que las bacterias PAO son capaces de almacenar ( $K_{MAX}$ ).

El almacenamiento de polifosfatos puede realizarse en condiciones aerobias o anóxicas. Al igual que sucedía con las bacterias heterótrofas la velocidad de almacenamiento es reducida en condiciones anóxicas por el factor  $\eta_{NO_3}$ . Este último factor refleja, en las expresiones cinéticas del modelo, que no todos los microorganismos acumuladores de polifosfatos tienen capacidad de llevar a cabo los procesos de desnitrificación o que la desnitrificación se produce a una velocidad menor respecto al proceso de almacenamiento aerobio.

### Crecimiento de las bacterias PAO

Se supone que los organismos acumuladores de polifosfatos crecen a partir del sustrato orgánico intracelular ( $X_{PHA}$ ). Sin embargo, se sabe que las bacterias PAO

pueden crecer a partir de los sustratos solubles como el  $S_A$ , aunque es altamente improbable que tales sustratos estén disponibles bajo condiciones aerobias en una planta de eliminación biológica de nutrientes por lo que no está considerado en el modelo.

Las bacterias PAO son capaces de crecer tanto en condiciones aerobias como en condiciones anóxicas. De forma análoga al proceso de almacenamiento, la velocidad de crecimiento es reducida en condiciones anóxicas por el factor  $\eta_{NO_3}$ . Este último factor refleja, en las expresiones cinéticas del modelo, que no todos los microorganismos acumuladores de polifosfatos tienen capacidad de llevar a cabo los procesos de desnitrificación o que la desnitrificación se produce a una velocidad menor respecto al proceso de crecimiento aerobio.

#### Lisis de las bacterias PAO y liberación de sus productos almacenados intracelularmente

Estos procesos representan la suma de todos los fenómenos asociados a la desaparición de la biomasa PAO ( $X_{PAO}$ ) junto con sus productos almacenados intracelularmente ( $X_{PHA}$  y  $X_{PP}$ ). En el modelo utilizado se consideran tres procesos de lisis de primer orden respecto al componente que desaparece e independientes de los aceptores de electrones presentes. Si las constantes de velocidad de cada uno de los tres procesos son iguales, la composición de los microorganismos no cambia en los procesos de desaparición. Sin embargo, existen evidencias experimentales según las cuales  $X_{PP}$  se descompone más rápidamente que  $X_{PAO}$  y  $X_{PHA}$ . Esta pérdida adicional de polifosfato puede modelarse matemáticamente mediante un valor de la constante de velocidad  $b_{PP}$  más alto. Los productos de la lisis se han definido por analogía a los de los organismos heterótrofos. Las reservas orgánicas y los polifosfatos se supone que se descomponen a  $S_A$  y  $S_{PO_4}$ , respectivamente.

En la **Tabla** se ha omitido la columna para el  $S_{NH_4}$  que interviene en las reacciones debido a que su valor se obtiene directamente aplicando un balance sobre el contenido en nitrógeno de las especies implicadas en cada reacción.

Componente i	S <sub>O2</sub>	S <sub>NO3</sub>	S <sub>N2</sub>	S <sub>A</sub>	S <sub>PR</sub> o	S <sub>PO4</sub>	X <sub>I</sub>	X <sub>S</sub>	X <sub>PAO</sub>	X <sub>PP</sub>	X <sub>PHA</sub>
Proceso											
Almacenamiento de X <sub>PHA</sub> a partir de S <sub>A</sub>				-1		Y <sub>PO4</sub>				-Y <sub>PO4</sub>	1
Almacenamiento de X <sub>PHA</sub> a partir de S <sub>PRO</sub>					-1	Y <sub>PO4</sub>				-Y <sub>PO4</sub>	1
Almacenamiento aerobio de X <sub>PP</sub>	-Y <sub>PHA</sub>					-1				1	-Y <sub>PHA</sub>
Almacenamiento anóxico de X <sub>PP</sub>		$-\frac{Y_{PHA}}{2.86}$	$\frac{Y_{PHA}}{2.86}$			-1				1	-Y <sub>PHA</sub>
Crecimiento aerobio	$-\frac{(1-Y_{PAO})}{Y_{PAO}}$					-i <sub>PBM</sub>			1		$-\frac{1}{Y_{PAO}}$
Crecimiento anóxico		$-\frac{(1-Y_{PAO})}{2.86 \cdot Y_{PAO}}$	$\frac{(1-Y_{PAO})}{2.86 \cdot Y_{PAO}}$			-i <sub>PBM</sub>			1		$-\frac{1}{Y_{PAO}}$
Lisis de X <sub>PAO</sub>							f <sub>XI</sub>	1-f <sub>XI</sub>	-1		
Ruptura de X <sub>PP</sub>						1				-1	
Ruptura de X <sub>PHA</sub>				1							-1

**Tabla 3. Matriz estequiométrica para los procesos relacionados con las bacterias**

**PAO.**

## Procesos de los microorganismos autótrofos

En el modelo utilizado se supone la nitrificación como un proceso de una sola reacción, donde el amonio ( $S_{NH_4}$ ) se transforma directamente a nitrato ( $S_{NO_3}$ ). La estequiometría y la cinética de los procesos llevados a cabo por los microorganismos autótrofos se presentan en la **Tabla** y **Tabla** , respectivamente.

### Crecimiento de los microorganismos autótrofos

Las bacterias nitrificantes son aerobias estrictas, consumen amonio como sustrato y como nutriente y producen nitrato y biomasa autótrofa ( $X_{AUT}$ ). Este proceso se modela de forma análoga al crecimiento de las bacterias heterótrofas.

### Lisis de los microorganismos autótrofos

Los procesos de lisis de los microorganismos autótrofos se modelan análogamente a como se hace con la lisis de los organismos heterótrofos. La  $X_S$  generada por la lisis es utilizada por las bacterias heterótrofas previa transformación de ésta a  $S_F$  (mediante los procesos de hidrólisis). Por lo tanto, la lisis de los microorganismos implica un crecimiento y consumo de oxígeno por parte de las bacterias heterótrofas.

Componente i	$S_{O_2}$	$S_{NH_4}$	$S_{NO_3}$	$S_{PO_4}$	$X_I$	$X_S$	$X_{AUT}$
Proceso							
Crecimiento aerobio	$-\frac{(4.57 - Y_A)}{Y_A}$	$-i_{NBM} - \frac{1}{Y_A}$	$\frac{1}{Y_A}$	$-i_{PBM}$			+1
Lisis					$f_{XI}$	$1 - f_{XI}$	-1

**Tabla 4. Matriz estequiométrica para los procesos relacionados con las bacterias autótrofas**



## Procesos anaerobios

### Hidrólisis

Transformación de la materia orgánica lentamente biodegradable en materia orgánica fermentable por la acción de los enzimas extracelulares vertidos por las bacterias acidogénicas.

### Fermentación (acidogénesis)

Transformación de la materia orgánica fermentable en ácidos grasos volátiles. Este proceso lo llevan a cabo las bacterias acidogénicas ( $X_{ACID}$ ).

### Acetogénesis

Oxidación anaerobia de los ácidos grasos volátiles englobados en el componente  $S_{PRO}$ . Este proceso lo llevan a cabo las bacterias acetogénicas ( $X_{ACET}$ ).

### Conversión del ácido acético en metano y dióxido de carbono

Este proceso es llevado a cabo por las bacterias metanogénicas acetotróficas ( $X_{MAC}$ ).

### Conversión del hidrógeno en metano

Este proceso lo llevan a cabo las bacterias metanogénicas hidrogenotróficas ( $X_{MH2}$ ).

### Muerte de las bacterias acidogénicas, acetogénicas, acetotróficas, hidrogenotróficas

En este proceso se engloban todos los procesos de desaparición de la biomasa (muerte, lisis, predación...). Por muerte de las bacterias se genera una pequeña fracción de materia orgánica suspendida no biodegradable ( $X_i$ ), y materia orgánica lentamente biodegradable ( $X_s$ ) que tras ser hidrolizada puede ser utilizada como



sustrato por las bacterias acidogénicas. Los procesos de desaparición de todos los grupos de bacterias se han modelado de forma análoga.

*Desabsorción del metano, hidrógeno y del dióxido de carbono*

Aunque para el hidrógeno y el metano se podría asumir el equilibrio entre las fases líquida y gaseosa, se han modelado de forma análoga al dióxido de carbono

Bacterias	Proceso	S <sub>F</sub>	S <sub>A</sub>	S <sub>PRO</sub>	S <sub>I</sub>	S <sub>NH4</sub>	S <sub>PO4</sub>	S <sub>H2</sub>	S <sub>CH4</sub>	S <sub>IC</sub>	S <sub>TH</sub>	X <sub>I</sub>	X <sub>S</sub>	X <sub>ACID</sub>	X <sub>PRO</sub>	X <sub>MAC</sub>	X <sub>MH2</sub>
Acidogénicas	1) Hidrólisis Anaerobia	1-f <sub>SI</sub>			f <sub>SI</sub>	**	**			**	**		-1				
	2) Fermentación de la materia fermentable	$\frac{-1}{P_{ACID}}$	$\left(\frac{1}{P_{ACID}} - 1\right) \cdot f_{Ac} \cdot \left(\frac{1}{P_{ACID}} - 1\right) \cdot f_{PRO}$			**	**	$\left(\frac{1}{P_{ACID}} - 1\right) \cdot f_{H2}$		**	**			1			
	3) Lisis					**	**			**	**	f <sub>XI</sub>	1-f <sub>XI</sub>	-1			
Acetogénicas	4) Oxidación anaerobia del ác. propiónico		$\left(\frac{1}{P_{PRO}} - 1\right) \cdot f_{Ac}$	$\frac{-1}{P_{PRO}}$		**	**	$\left(\frac{1}{P_{PRO}} - 1\right) \cdot f_{H2}$		**	**				1		
	5) Lisis					**	**			**	**	f <sub>XI</sub>	1-f <sub>XI</sub>		-1		
	6) Conversión del ácido acético en metano		$\frac{-1}{P_{MAC}}$			**	**		$\frac{1}{P_{MAC}}$	**	**					-1	
Meta noge nicas	7) Lisis					**	**			**	**	f <sub>XI</sub>	1-f <sub>XI</sub>		1		
	8) Conversión del hidrógeno en metano					**	**	$\frac{-1}{P_{MAC}}$	$\frac{1}{P_{MAC}}$	**	**						1
Hidrogeno- tróficas	9) Lisis					**	**			**	**	f <sub>XI</sub>	1-f <sub>XI</sub>				-1
	10) Desabsorción CO <sub>2</sub>									-1	-2						
	11) Desabsorción CH <sub>4</sub>								-1								
	12) Desabsorción H <sub>2</sub>							-1									

Las ecuaciones cinéticas para cada uno de los procesos incluidos en el modelo utilizado se presentan en la **Tabla** .

Proceso	Velocidad de reacción
Hidrólisis aerobia	$K_h \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{X_S/X_H}{K_X + X_S/X_H} \cdot X_H$
Hidrólisis anóxica	$K_h \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{X_S/X_H}{K_X + X_S/X_H} \cdot X_H$
Hidrólisis anaerobia	$K_h \cdot \eta_{Fe} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{K_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{X_S/X_H}{K_X + X_S/X_H} \cdot X_H$
Crecimiento aerobio sobre $S_F$	$\mu_H \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_F}{S_A + S_F + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot X_H$
Crecimiento aerobio sobre $S_A$	$\mu_H \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_A}{S_A + S_F + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot X_H$
Crecimiento aerobio sobre $S_{PRO}$	$\mu_H \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{PRO}}{K_{PRO} + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{PRO}}{S_A + S_F + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot X_H$
Crecimiento anóxico sobre $S_F$	$\mu_H \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_F}{S_A + S_F + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot X_H$
Crecimiento anóxico	$\mu_H \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_A}{S_A + S_F + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot X_H$

Proceso	Velocidad de reacción
sobre $S_A$	
Crecimiento anóxico sobre $S_{PRO}$	$\mu_H \cdot \eta_{NO3} \cdot \frac{K_{O2}}{K_{O2} + S_{O2}} \cdot \frac{S_{PRO}}{K_{PRO} + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{PRO}}{S_A + S_F + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{NH4}}{K_{NH4} + S_{NH4}} \cdot \frac{S_{NO3}}{K_{NO3} + S_{NO3}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO4}}{K_P + S_{PO4}} \cdot X_H$
Lisis de $X_H$	$b_H \cdot X_H$
Almacenamiento de $X_{PHA}$ a partir de $S_A$	$q_{PHA} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_A}{S_A + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PP}/X_{PAO}}{K_{PP+} X_{PP}/X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
Almacenamiento de $X_{PHA}$ a partir de $S_{PRO}$	$q_{PHA} \cdot \frac{S_{PRO}}{K_{PRO} + S_{PRO}} \cdot \frac{S_A}{S_A + S_{PRO}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PP}/X_{PAO}}{K_{PP+} X_{PP}/X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
Almacenamiento aerobio de $X_{PP}$	$q_{PP} \cdot \frac{S_{O2}}{K_{O2} + S_{O2}} \cdot \frac{S_{PO4}}{K_{PS} + S_{PO4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA}/X_{PAO}} \cdot \frac{K_{MAX} - X_{PP}/X_{PAO}}{K_{IPP} + (K_{MAX} - X_{PP}/X_{PAO})} \cdot X_{PAO}$
Almacenamiento anóxico de $X_{PP}$	$q_{PP} \cdot \eta_{NO3} \cdot \frac{S_{NO3}}{K_{NO} + S_{NO3}} \cdot \frac{K_{O2}}{K_{O2} + S_{O2}} \cdot \frac{S_{PO4}}{K_{PS} + S_{PO4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA}/X_{PAO}} \cdot \frac{K_{MAX} - X_{PP}/X_{PAO}}{K_{IPP} + (K_{MAX} - X_{PP}/X_{PAO})} \cdot X_{PAO}$
Crecimiento aerobio de $X_{PAO}$	$\mu_{PAO} \cdot \frac{S_{O2}}{K_{O2} + S_{O2}} \cdot \frac{S_{NH4}}{K_{NH4} + S_{NH4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO4}}{K_P + S_{PO4}} \cdot \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA}/X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$

Proceso	Velocidad de reacción
Crecimiento anóxico de $X_{PAO}$	$\mu_{PAO} \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO} + S_{NO_3}} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{X_{PHA}/X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA}/X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$
Lisis de $X_{PAO}$	$b_{PAO} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_{PAO}$
Ruptura de $X_{PP}$	$b_{PP} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_{PP}$
Ruptura de $X_{PHA}$	$b_{PHA} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_{PHA}$
Crecimiento aerobio de $X_{AUT}$	$\mu_{AUT} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot X_{AUT}$
Lisis de $X_{AUT}$	$b_{AUT} \cdot X_{AUT}$
Hidrólisis	$K_h \cdot \eta_{fe} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{K_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{X_S/X_{ACID}}{K_X + X_S/X_{ACID}} \cdot X_{ACID}$
Fermentación	$\mu_{ACID} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{K_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot X_{ACID}$
Lisis de $X_{ACID}$	$b_{ACID} \cdot X_{ACID}$
Acetogénesis	$\mu_{ACET} \cdot \frac{S_{PRO}}{K_{PRO} + S_{PRO}} \cdot \frac{K_{I,A}}{K_{I,A} + S_A} \cdot \frac{K_{I,H_2}}{K_{I,H_2} + S_{H_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{10^{-pH}}{K_{PH} + 10^{-pH}} \cdot \frac{K_{I,PH}}{K_{I,PH} + 10^{-pH}} \cdot \frac{1}{f_{pH}} \cdot X_{ACET}$
Lisis $X_{ACET}$	$b_{ACET} \cdot X_{ACET}$
Crecimiento $X_{MH_2}$	$\mu_{MH_2} \cdot \frac{S_{H_2}}{K_{H_2} + S_{H_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{10^{-pH}}{K_{PH} + 10^{-pH}} \cdot \frac{K_{I,PH}}{K_{I,PH} + 10^{-pH}} \cdot \frac{1}{f_{pH}} \cdot X_{MH_2}$

Proceso	Velocidad de reacción
Lisis $X_{MH2}$	$b_{MH2} \cdot X_{MH2}$
Crecimiento $X_{MAC}$	$\mu_{MAC} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_{NH4}}{K_{NH} + S_{NH4}} \cdot \frac{S_{PO4}}{K_P + S_{PO4}} \cdot \frac{10^{-pH}}{K_{PH} + 10^{-pH}} \cdot \frac{K_{L,PH}}{K_{L,PH} + S_{H2}} \cdot \frac{1}{f_{pH}} \cdot X_{MAC}$
Lisis $X_{MAC}$	$b_{MAC} \cdot X_{MAC}$
Desorción $CH_4$	$K_L a_{CH_4} \cdot (S_{CH_4} - C_{CH_4}^*)$
Desorción $H_2$	$K_L a_{H_2} \cdot (S_{H_2} - C_{H_2}^*)$
Desorción $CO_2$	$K_L a_{CO_2} \cdot (S_{CO_2} - C_{CO_2}^*)$

**Tabla 5. Velocidades de reacción para los diferentes procesos considerados en el modelo biológico.**

### Modelo de sedimentación

El modelo del decantador incluye las zonas de clarificación, sedimentación y compresión del fango, de forma que se pueden obtener no sólo las concentraciones del efluente y de la recirculación de fangos, sino también el perfil de concentraciones en el decantador. De esta manera, se puede conocer la posición del manto de fangos en cada momento y la capacidad de almacenamiento de fangos del decantador.

En este modelo se asume que los gradientes horizontales de concentración de sólidos en el decantador son despreciables y, por tanto, sólo se modelan los procesos en la dirección vertical.

El modelo de decantación se basa en la teoría del flujo de sólidos propuesta por Kynch en 1952. Esta teoría afirma que la velocidad de sedimentación de los sólidos en una suspensión sólo varía con la concentración inicial en la zona de sedimentación retardada. Según este modelo, el flujo total de sólidos que se produce en el decantador se puede expresar como:

$$j_T = j_b + j_s \quad \text{Ec. 10}$$

es decir, la suma del flujo debido a la sedimentación ( $j_s$ ) y el flujo debido al arrastre de sólidos producido por los caudales de agua sobrenadante y de fango espesado ( $j_b$ ).

El flujo debido al arrastre se puede expresar como:

$$j_b = V \cdot X \quad \text{Ec. 11}$$

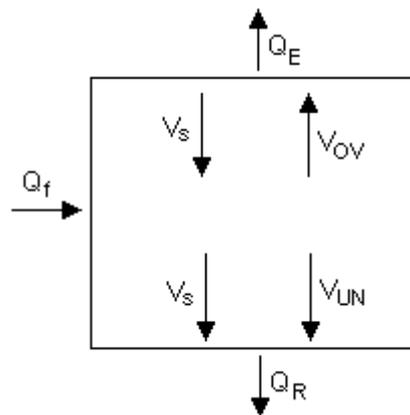
donde  $V$  es la velocidad del agua o del fango y depende de la sección del decantador y la zona del decantador donde se evalúe (ver **Figura**):

- Parte superior a la alimentación ( $y \geq y_f$ ):

$$V_{OV} = -\frac{Q_E}{A}$$

- Parte inferior a la alimentación ( $y < y_f$ ):

$$V_{UN} = -\frac{Q_R}{A}$$



**Figura 1. Esquema de un decantador.**

El flujo de sólidos debido a la sedimentación será el producto de la velocidad de sedimentación de los sólidos por la concentración de sólidos existente:



$$j_s = V_s \cdot X$$

**Ec. 12**

*Expresión general de la velocidad de sedimentación.*

De todos los modelos de sedimentación propuestos por la teoría del flujo, el más aceptado y utilizado es el modelo exponencial de Vesilind (1968):

$$V_{zs} = V_0 \cdot \exp(-n \cdot X)$$

**Ec. 13**

Sin embargo, este modelo únicamente es válido en el intervalo de concentraciones donde se puede asumir que se produce una sedimentación zonal. Mediante experimentos de sedimentación en una probeta graduada para disoluciones con distintas concentraciones de sólidos, se pueden obtener los valores de la velocidad de sedimentación zonal por simple observación del descenso de la interfase que separa los sólidos que sedimentan del líquido clarificado.

La **Ec.** de la velocidad de sedimentación solamente describe el comportamiento de la sedimentación zonal, pero en los decantadores también se producen otros procesos que afectan al flujo de sólidos, como son la sedimentación floculada y la compresión del fango, que también han de quedar bien definidos para poder obtener un modelo de flujo general.

### **Sedimentación floculada.**

El efecto de la sedimentación floculada se considera importante en las capas más elevadas del decantador, donde la concentración de sólidos es demasiado baja como para que se pueda producir una sedimentación zonal.

Se ha comprobado (Patry i Takács, 1992) que en esta zona de bajas concentraciones, la velocidad de sedimentación aumenta con la concentración de sólidos debido a que el efecto de floculación es más importante cuanto mayor sea la concentración de sólidos.

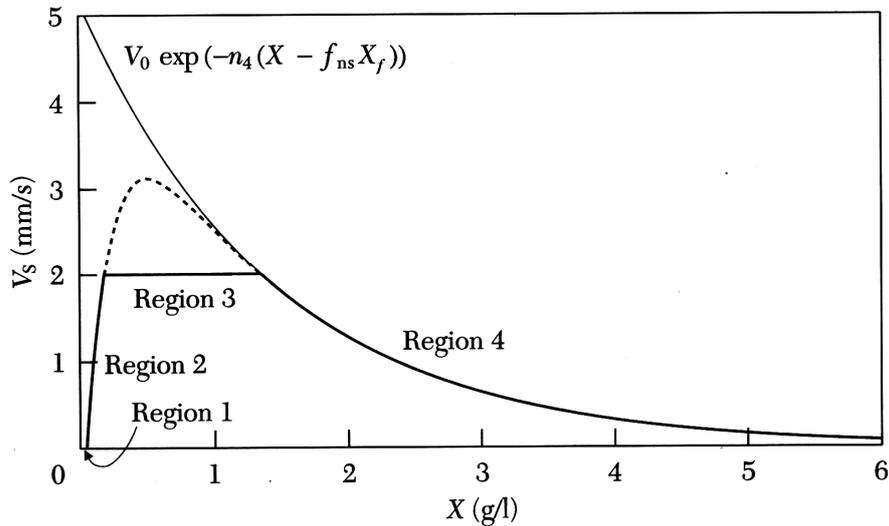
Esta floculación se podría explicar como el aumento del tamaño medio de las partículas de mayor diámetro debido al arrastre de las partículas de menor diámetro (más numerosas) que se encuentran por el camino durante la sedimentación. Este efecto de arrastre se produce por las diferentes velocidades con que sedimentan las partículas discretas en función de su tamaño.

Por tanto, el efecto de la floculación será mayor a medida que aumenta la concentración de sólidos. Así, la velocidad de sedimentación aumentará hasta llegar a un valor máximo de la velocidad de sedimentación efectiva ( $V_{Smax}$ ). Esta velocidad máxima se puede entender como el momento en el que las partículas de mayor diámetro ya han arrastrado a la gran mayoría de las de menor diámetro y se ha conseguido un estado de igualdad de diámetros (y por tanto, también de velocidades de sedimentación discreta) entre las partículas que anula el efecto de floculación anterior. Las concentraciones de sólidos para las que se produce este efecto de extinción de la floculación dependen de las características del fango, fundamentalmente de la distribución de tamaños de partícula en los fangos introducidos al decantador y de la facilidad de las partículas para flocular. En la **Figura** se puede ver la variación de la velocidad de sedimentación en función de la concentración del fango.

Teniendo en cuenta estas consideraciones, la expresión general para la velocidad de sedimentación se puede expresar de la siguiente forma (Takács et al., 1991):

$$V_s = \max \left\{ 0, \min \left[ V_{Smax}, V_0 \cdot \left( e^{-r_h \cdot X^*} - e^{-r_p \cdot X^*} \right) \right] \right\} \quad \text{Ec. 14}$$

donde  $X^*$  es la concentración de sólidos sedimentables, es decir, el total de sólidos existentes ( $X$ ) menos los sólidos no sedimentables ( $X_{\min}$ ).



**Figura 2. Velocidad de sedimentación considerando la sedimentabilidad de sólidos dispersos y floculados (Ekama et al., 1997).**

Los sólidos no sedimentables se pueden obtener en función de la fracción de sólidos no sedimentables existentes en el fango ( $f_{ns}$ ) según la siguiente expresión:

$$X_{\min} = f_{ns} \cdot X_f \quad \text{Ec. 15}$$

y por tanto,

$$X^* = X - f_{ns} \cdot X_f \quad \text{Ec. 16}$$

Según este modelo global, para obtener la velocidad de sedimentación de un fango en el decantador en función de la concentración de sólidos existente en cada zona del mismo, debemos conocer los siguientes parámetros para ese fango:



- $V_0$  (m/h): Máxima velocidad de sedimentación zonal.
- $V_{Smax}$  (m/h): Máxima velocidad de sedimentación efectiva.
- $r_h$  (m<sup>3</sup>/g): Parámetro característico de la sedimentación zonal.
- $r_p$  (m<sup>3</sup>/g): Parámetro característico de la sedimentación floculada.
- $f_{ns}$ : Fracción no sedimentable de los sólidos en la entrada.

La obtención de los parámetros  $V_0$  y  $r_h$  experimentalmente requiere por lo menos entre 6 y 10 experimentos de sedimentación con un intervalo de concentraciones de 2 a 12 g/l. Esto supone un elevado tiempo de experimentación, ya que para concentraciones superiores a los 6 g/l, el experimento para determinar la velocidad de sedimentación zonal puede alargarse más de 3 horas.

Dado el trabajo que supone la obtención de estos parámetros para cada fango, y también los problemas de desnitrificación que pueden aparecer en las columnas de sedimentación, se han propuesto diversas correlaciones empíricas de  $V_0$  y  $r_h$  con los diferentes parámetros de sedimentabilidad de los fangos, fundamentalmente con el índice volumétrico del fango (IVF). De esta manera se pueden obtener valores aproximados de  $V_0$  y  $r_h$  a partir de los valores de determinados parámetros que no requieren tanto tiempo experimental. (ver **Tabla** ).

Por lo que respecta a los parámetros de sedimentación floculada ( $V_{Smax}$  y  $r_p$ ), como primera aproximación se suele dar a la velocidad máxima de sedimentación efectiva ( $V_{Smax}$ ) un valor del orden del de la velocidad máxima de sedimentación teórica ( $V_0$ ). Para el parámetro  $r_p$ , los valores suelen estar en un orden de magnitud superior a los valores de  $r_h$  (Ekama et al., 1997).

Teniendo en cuenta estas consideraciones, y usando la correlación empírica propuesta por Härtel y Pöpel (1992) (**Tabla** ) se han utilizado los siguientes parámetros para el modelo de sedimentación (ver **Tabla** ).

Parámetro	Valor Utilizado
$V_0$ (m/d)	435
$V_{Smax}$ (m/d)	250
$r_h$ (m <sup>3</sup> /g)	0.000157
$r_p$ (m <sup>3</sup> /g)	0.0007
$f_{ns}$	0.003

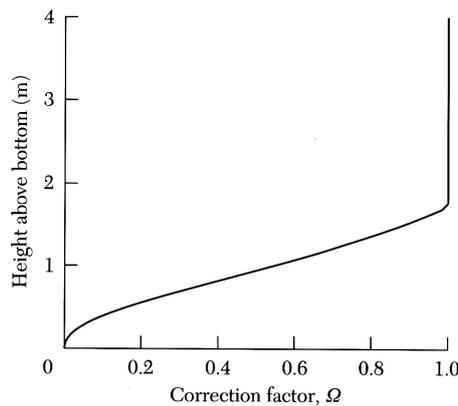
**Tabla 6. Valores de los parámetros de sedimentación utilizados en el diseño de la solución variante**

### **Efecto de las zonas de transición y compresión del fango.**

El modelo anterior para la velocidad de sedimentación sólo tiene en cuenta el comportamiento de los sólidos desde concentraciones muy bajas hasta concentraciones altas donde aún se produce una sedimentación zonal. Por tanto, no representa el comportamiento de los sólidos cuando dejan la sedimentación zonal y el fango comienza a comprimirse por el propio peso de los sólidos que van sedimentando.

Este efecto de compresión hará que la velocidad de sedimentación real en las capas inferiores del decantador sea muy inferior a la que se obtendría si la sedimentación fuera zonal con esa misma concentración.

Härtel y Pöpel (1992), propusieron una función correctora para tener en cuenta este efecto de reducción de la velocidad de sedimentación (figura 3). Esta función (2) solamente debe ser aplicable para las zonas de transición y compresión que aparecen en las capas más bajas del decantador. Por lo tanto, para las capas más elevadas,  $\Omega = 1$  mientras que a partir de la zona de transición, el valor de  $\Omega$  irá disminuyendo hasta anular la velocidad de sedimentación en el fondo del decantador (0).



**Figura 3. Factor de corrección de la sedimentación para una alimentación al decantador a 1'8 m del fondo del decantador. (Härtel y Pöpel, 1992).**

Researcher(s)	Data source and type	SSP	Equations	Comments
Merkel (1971)	Large number of measurements	DVSI SVI	$DSVI = SVI \cdot 300 (SV_{30})^{0.6}$	Applies to $300 < SV_{30} < 800$ ml/l
Rachwal <i>et al.</i> (1982)	Averages of a number of years of measurements at full-scale Carousel-type plants	SSVI <sub>3,5</sub>	Gave $V_0$ and $n$ values for different ranges of SSVI <sub>3,5</sub>	Did not report individual $V_{25}$ - $X$ data
Koopman & Cadée (1983)	Literature data: • Sezgin (1980) • Palm <i>et al.</i> (1980) • Jenkins <i>et al.</i> (1981) • Lee <i>et al.</i> (1983)	DSVI	$n = 0.249 + 0.002191$ DVSI ( $R^2 = 0.99$ ) $\ln V_0 = 2.605 - 0.00365$ DVSI ( $R^2 = 0.735$ )	Data collected over a very narrow range of concentrations (0.7–4.8 g/l)
Pitman (1980, 1984)	Over 6 years of measurements from four full-scale N and N&P removal plants (Alexandra (AX) N, Ohifantsvlei (OF) N, Goudkoppies (GK) N&P, and Northern Works (NW) N&P)	SVI SSVI <sub>3,5</sub>	$V_0/n = 37.45 \exp(-0.00395$ SVI) ( $R^2 = 0.913$ ) $V_0/n = 67.9 \exp(-0.016$ SSVI <sub>3,5</sub> ) ( $R^2 = 0.968$ ) $n = 0.88 - 0.393 \log(V_0/n)$ ( $R^2 = 0.976$ )	Did not measure DVSI Relationship between SVI and $V_0$ and $n$ should not be used because of SVI's dependence on concentration at high $SV_{30}$ (> 400 ml)
Daigger & Roper (1985)	Six pilot-scale and two full-scale activated sludge plants	SVI	$V_0 = 7.80$ ( $R^2 = \pm 0.89$ ) $n = 0.148 + 0.00210$ SVI ( $R^2 = 0.997$ )	Data showed considerable scatter Chemical dosing to plants
Hartley (1985)	Literature data: • Ekama <i>et al.</i> (1984) • Sezgin <i>et al.</i> (1984) • Rachwal <i>et al.</i> (1982) • Werda (1983)	SVI SSVI <sub>3,5</sub>	No equations given	Small data set Method lacks statistical rigour
Ekama and Marais (1986)	A. Pitman (1980, 1984) White (1975) Rachwal <i>et al.</i> (1982)  B. Own data • 15 Western Cape plants  • Stofkoper and Trentelman (1982) (STOWa 1981)	SSVI <sub>3,5</sub> SVI SSVI <sub>3,5</sub> DSVI	$V_0/n = 67.9 \exp(-0.016$ SSVI <sub>3,5</sub> ) ( $R^2 = 0.968$ ) $n = 0.88 - 0.393 \log(V_0/n)$ ( $R^2 = 0.976$ ) $SSVI_{3,5} = 0.67$ DVSI $V_0/n = 39.32 \exp(-0.00518$ SVI) ( $R^2 = 0.722$ ) $SSVI_{3,5} = 0.65$ DVSI	Confirmed Pitman (1984) relationship with White (1976) and Rachwal <i>et al.</i> (1982) data  Koopman and Cadée (1983) data did not conform Wide scatter in data Wide scatter in data
Wahlberg and Keinath (1988)	A. 141 sets of literature data Hartley (1985) Pitman (1980) Guthrie (1985) Grady <i>et al.</i> (1982) Morris <i>et al.</i> (1986) Daigger (1985) Roper (1976) Dick <i>et al.</i> (1967)  B. Sampled 21 activated sludge, completely mixed step-aeration and contact stabilization treatment plants. Wide variety of influents and aeration systems. 32 sets of data obtained. All 185 results pooled	SVI	No clear relationship between $V_0$ and SVI Relationship between $n$ and SVI not linear	Wide scatter in data
Härtel & Pöpel (1992)	Literature data: • Wahlberg and Keinath (1988) • Koopman and Cadée (1983) • Morris <i>et al.</i> (1989) • Forster (1982) • Pitman (1980) • Ericsson <i>et al.</i> (1988) • Knocke (1986) • Chad and Keinath (1979)	SVI	$V_0 = 17.4 \exp(-0.0113$ SVI) + 3.931 $n = -0.9834 \exp(-0.00581$ SVI) + 1.043 ( $R^2$ values not given)	All data sets pooled Used incorrect parameter from Wahlberg and Keinath (1988) data Large degree of scatter in the data Assumed that samples could be pooled
Daigger (1995)	Literature data: • Daigger and Roper (1985) • Tuntoolavest <i>et al.</i> (1980) • Wahlberg and Keinath (1988) • UCT (1986)	SVI DSVI SSVI <sub>3,5</sub>	See Table 3.2	Assumed that D&R, T&G, W&K and UCT data sets could be pooled Pitman (1980, 1984) used for independent assessment of statistical functions
Wilson (1996)	Daigger (1995) relationships	SVI SV <sub>30</sub>	$n = 0.004$ SVI (l/g) $V_{25} = V_0 \exp(-0.004$ SV <sub>30</sub> ) (m/h) $SV_{30} = SVI \cdot X_F$ (ml/l) $V_0 = 0.3T$ to $0.5T$ (m/h) ( $T$ in °C)	Simplified Daigger (1995) equations (see Table 3.2) by assuming $n$ is directly proportional to SVI, and $V_0$ a function of temperature only Assumed that $SV_{30} = SVI \cdot X_F$ is a consistent relationship for the SVI; this is not valid because of SVI's sensitivity to concentration

**Tabla 7. Recopilación de correlaciones hechas por diferentes investigadores para obtener los parámetros  $V_0$  (en m/h) y  $r_h$  (en l/g) en función de los parámetros de sedimentabilidad del fango (Ekama *et al.*, 1997).**

El modelo de sedimentación utilizado utiliza la ecuación propuesta por Otterpohl y Freund (1992) para corregir el flujo de sedimentación en función de la altura en el decantador:

$$\Omega = \frac{1 - B \cdot h_t^{-\left(1 + \frac{2 \cdot IVF}{100 + IVF}\right)}}{1 - B \cdot z^{-\left(1 + \frac{2 \cdot IVF}{100 + IVF}\right)}} \quad \text{Ec. 17}$$

donde:

$$B = -\left(\frac{100 + IVF}{IVF} + 1\right) \cdot h_c^{\left(1 + \frac{2 \cdot IVF}{100 + IVF}\right)} \quad \text{Ec. 18}$$

$$h_t = \min(2 \cdot h_c, h_f) \quad \text{Ec. 19}$$

$$h_c = \left(1 - \frac{1}{X_c \cdot r_h}\right) \cdot \left(\frac{X_f \cdot h_f}{X_c}\right) \quad \text{Ec. 20}$$

$$X_c = \frac{480}{IVF} \quad \text{Ec. 21}$$

Con esta función correctora, el flujo de sedimentación de sólidos se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$j_s = \varphi(z) \cdot V_s(X) \cdot X \quad \text{Ec. 22}$$

Teniendo en cuenta que el flujo de sólidos viene determinado por la suma del flujo por arrastre y el flujo de sedimentación, la ecuación diferencial que describe el proceso de sedimentación en la dirección vertical de los decantadores y espesadores será:

$$-\frac{\partial X}{\partial t} = V \cdot \frac{\partial X}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial y} (\Omega \cdot V_s \cdot X) \quad \text{Ec. 23}$$

Para poder obtener el perfil de concentraciones que se establece en el decantador desde la concentración del agua sobrenadante hasta la concentración del fango espesado, se ha dividido el decantador en 10 capas de igual altura y se aplica un balance de materia a cada una, considerando cada capa como un reactor de tanque agitado.

Las entradas y salidas de materia de cada capa vienen dadas por el flujo total de sólidos que se establece en el decantador. En la capa de alimentación estará la entrada de agua proveniente del reactor de fangos activados y las capas inferior y superior del decantador tendrán las salidas de fango espesado y efluente respectivamente.

Para poder modelar los procesos biológicos que se producen en el decantador se ha utilizado la misma estructura de cálculo que en los reactores de fangos activados, considerando las capas del decantador como una serie de reactores donde las salidas y entradas de materia vienen dadas por los flujos de sedimentación que se establecen en función de la concentración de sólidos totales en cada capa.