UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE MADRID

**ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIEROS
DE CAMINOS, CANALES Y PUERTOS**

**OPTIMIZACIÓN DE LA AGITACIÓN DE
UN DIGESTOR ANAEROBIO
MEDIANTE MECÁNICA DE FLUIDOS
COMPUTACIONAL**

TESIS DOCTORAL

Jesús Sánchez Rubal

Ingeniero de Caminos, Canales y Puertos (UPM)

MADRID, 2016

UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE MADRID

**ESCUELA TECNICA SUPERIOR DE INGENIEROS
DE CAMINOS, CANALES Y PUERTOS**

**OPTIMIZACIÓN DE LA AGITACIÓN DE
UN DIGESTOR ANAEROBIO
MEDIANTE MECÁNICA DE FLUIDOS
COMPUTACIONAL**

TESIS DOCTORAL

Jesús Sánchez Rubal

Ingeniero de Caminos, Canales y Puertos (UPM)

DIRECTOR

Profesor Dr. Ingeniero D. Juan Antonio Cortacans
Profesora Dr. Dña. Isabel del Castillo

MADRID, 2016

UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE MADRID

Tribunal nombrado por el Mgfco. Y Excmo. Sr. Rector de la Universidad Politécnica de Madrid, el día.....de.....de 2016

Presidente D. _____

Secretario D. _____

Vocal D. _____

Vocal D. _____

Vocal D. _____

Realizado el acto de defensa y lectura de la Tesis el día ____ de _____ de 2016 en la E.T.S. de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos de la U.P.M.

Calificación: _____

EL PRESIDENTE:

VOCAL:

VOCAL:

VOCAL:

EL SECRETARIO:

AGRADECIMIENTOS

Es posible que la parte más difícil de plasmar en papel de esta tesis doctoral sean los agradecimientos a todas las personas que han contribuido directa o indirectamente a que la tesis sea posible. Se me ocurren tantas personas y tantas cosas buenas que decir sobre ellas que sólo espero poder expresarlo como se merecen.

Entre ellas, Guadalupe ocupa un lugar especial, por todo el apoyo recibido cuando más difícil parecía que iba a ser acabar la tesis, por sus ánimos, por escuchar todas mis historietas sobre campos de velocidades y fluidos no-newtonianos, porque siempre ha estado ahí, por tantas cosas,...

Aunque él no se dé cuenta todavía, Pablo ha sido un gran apoyo y una gran motivación para realizar esta tesis doctoral. Me queda la duda de si dentro de unos años se acordará de las tardes que papá se quedaba en casa “estudiando” y de cómo quería quitarme el ordenador para ver a Peppa Pig.

Quiero agradecerles a mis padres y a mi hermana todo el apoyo y el ánimo que me han dado a lo largo de estos años de Doctorado, su interés constante por saber que tal iban las cosas, su ayuda en cualquier momento,...

Y a Martin, sin su trabajo, su ayuda y su implicación nunca hubiese sido posible realizar esta tesis.

Sin duda, a Isabel y Juan Antonio, mis directores de tesis, quiero agradecerles su ayuda, sus enseñanzas, su paciencia, las ideas aportadas,... Tampoco me quiero olvidar de todos los profesores y personal del Departamento de Sanitaria, muchas gracias por vuestra ayuda y colaboración, especialmente a Julia, por hacer más divertidas y amenas todas las tardes que he pasado allí.

Aunque él no quiere aparecer aquí, no sería justo no acordarse de José Antonio, quien me enseñó todo lo que sabía nada más conocernos y que siempre será “El Maestro”. Como me dijo una vez, nos llevamos tan bien porque somos mucho más parecidos de lo que nos creemos.

El último, pero no el menos importante es Gonzalo, un ejemplo a seguir en el mundo de la investigación y de la docencia, por todo lo que ha conseguido y por lo que conseguirá.

Muchas gracias a todos los que me habéis ayudado.

ÍNDICE

RESUMEN	8
ABSTRACT	9
1. ANTECEDENTES	10
2. GENERALIDADES	12
2.1. La estabilización del fango	12
2.2. La digestión anaerobia	12
2.2.1. Introducción	12
2.2.2. Descripción del proceso	13
2.2.3. Importancia del tiempo de retención de sólidos	14
2.2.4. Eliminación de materia orgánica	16
2.2.5. Geometría de los digestores anaerobios	18
2.2.6. Agitación de los digestores anaerobios	19
3. INVESTIGACIÓN BIBLIOGRÁFICA	24
3.1. Antecedentes	24
3.2. Métodos empíricos para caracterizar la mezcla	25
3.2.1. Métodos con trazadores	25
3.2.2. Análisis de laboratorio para evaluar la agitación	30
3.3. Utilización de programas CFD	31
3.3.1. Validación de los programas CFD	40
3.3.2. Turbulencia y reología del fluido	43
3.3.3. Caracterización de la agitación y de las zonas muertas	51
3.4. Influencia de la geometría del digestor	57
3.5. Agitación del digestor y producción de biogás	58
4. OBJETIVOS	61
5. METODOLOGIA DE LA INVESTIGACION	63
5.1. Introducción	63
5.2. Software CFD	63
5.3. Planificación de los trabajos	64
5.4. Elección de los parámetros de diseño	71
5.4.1. Tiempo de simulación	71
5.4.2. Definición del malla	71
5.4.3. Condiciones de contorno	74

5.4.4.	Características del fango	74
5.4.5.	Características del biogás.....	76
5.4.6.	Caracterización de las zonas sin agitación	77
5.5.	OpenFOAM.....	78
5.5.1.	Lenguaje de programación de OpenFOAM.....	79
5.5.2.	Casos de OpenFOAM.....	81
5.5.3.	Solucionadores estándar y bibliotecas.....	84
5.5.6.	Pre-procesado	91
5.5.7.	Post-procesado con ParaView.....	93
5.6.	Castnet	93
5.7.	BlueCFD-Core	94
6.	PRESENTACION Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	95
6.1.	Gráfica del campo general de velocidades escalada entre 0 y 0,8 m/s.	95
6.2.	Gráfica del campo de velocidades escalada entre 0 y 0,2 m/s	99
6.3.	Porcentaje de zonas muertas.....	105
6.4.	Gráfica del campo vectorial de la velocidad	106
6.5.	Relación entre la potencia de agitación y el volumen agitado en cada digestor.	114
6.6.	Reducción de la producción de biogás como consecuencia de la existencia de zonas muertas.....	115
6.7.	Comparación entre la energía consumida para mejorar la agitación y la producida gracias a esta mejora	117
6.8.	Comparación de los resultados con los obtenidos en otras investigaciones.....	119
7.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	122
8.	FUTURAS LINEAS DE INVESTIGACION	126
9.	BIBLIOGRAFÍA.....	128
	ÍNDICE DE FIGURAS	148
	ÍNDICE DE TABLAS	151
	ANEXO: PUBLICACIONES REALIZADAS	153

RESUMEN

Debido al gran interés existente en el ahorro y recuperación de energía, y en el deseo de obtener productos que permitan usos beneficiosos del fango procedente de la depuración del agua residual, la digestión anaerobia es el proceso de estabilización de uso más extendido. El tiempo de retención de sólidos es un factor clave en el proceso de digestión anaerobia. En base al tiempo de retención de sólidos, se dimensiona el volumen de los digestores anaerobios para así obtener la reducción de materia orgánica deseada, con la correspondiente producción de biogás. La geometría del digestor y su sistema de agitación deben ser adecuados para alcanzar el tiempo de retención de sólidos de diseño.

Los primeros trabajos sobre la agitación de los digestores realizaban únicamente experimentos con trazadores y otros métodos de medición. En otros casos, la mezcla era evaluada mediante la producción de biogás. Estas técnicas tenían el gran hándicap de no conocer lo que sucedía realmente dentro del digestor y sólo daban una idea aproximada de su funcionamiento. Mediante aplicación de la mecánica de fluidos computacional (CFD) es posible conocer con detalle las características del fluido objeto de estudio y, por lo tanto, simular perfectamente el movimiento del fango de un digestor anaerobio.

En esta tesis se han simulado mediante CFD diferentes digestores a escala real (unos 2000 m³ de volumen) agitados con bomba/s de recirculación para alcanzar los siguientes objetivos: establecer la influencia de la relación entre el diámetro y la altura, de la pendiente de la solera, del número de bombas y del caudal de recirculación en dichos digestores, definir el campo de velocidades en la masa de fango y realizar un análisis energético y económico. Así, es posible conocer mejor cómo funciona el sistema de agitación de un digestor anaerobio a escala real equipado con bomba/s de recirculación.

Los resultados obtenidos muestran que una relación diámetro/altura del digestor por encima de 1 empeora la agitación del mismo y que la pendiente en la solera del digestor favorece que la masa de fango esté mejor mezclada, siendo más determinante la esbeltez del tanque que la pendiente de su solera. No obstante, también es necesario elegir adecuadamente los parámetros de diseño del sistema de agitación, en este caso el caudal de recirculación de fango, para obtener una agitación completa sin apenas zonas muertas. En el caso de un digestor con una geometría inadecuada es posible mejorar su agitación aumentando el número de bombas de recirculación y el caudal de las mismas, pero no se llegará a alcanzar una agitación total de la masa de fango debido a su mal diseño original.

ABSTRACT

Anaerobic digestion is the process for waste water treatment sludge stabilization of more widespread use due to the huge interest in saving and recovering energy and the wish to obtain products that allow beneficial uses for the sludge. The solids retention time is a key factor in the anaerobic digestion. Based on the solids retention time, volume anaerobic digester is sized to obtain the desired reduction in organic matter, with the corresponding production of biogas. The geometry of the digester and the stirring system should be adequate to achieve the design solid retention time.

Early works on digesters stirring just performed tracer experiments and other measurement methods. In other cases, mixing was evaluated by biogas production. These techniques had the great handicap of not knowing what really happened inside the digester and they only gave a rough idea of its operation. By application of computational fluid dynamics (CFD), it is possible to know in detail the characteristics of the fluid under study and, therefore, simulate perfectly the sludge movement of an anaerobic digester.

Different full-scale digesters (about 2000 m³ of volume) agitated with pump/s recirculation have been simulated by CFD in this thesis to achieve the following objectives: to establish the influence of the relationship between the diameter and height, the slope of the bottom, the number of pumps and the recirculation flow in such digesters, to define the velocity field in the mass of sludge and carry out an energy and economic analysis. Thus, it is possible to understand better how the agitation system of a full-scale anaerobic digester equipped with pump/s recirculation works.

The results achieved show that a diameter/height ratio of the digester above 1 worsens its stirring and that the slope of the digester bottom favors that the mass of sludge is better mixed, being more decisive the tank slenderness than the slope of its bottom. However, it is also necessary to select properly the design parameters of the agitation system, in this case the sludge recirculation flow rate, for a complete agitation with little dead zones. In the case of a digester with inadequate geometry, its agitation can be improved by increasing the number of recirculation pumps and flow of them, but it will not reach a full agitation of the mass of sludge because of the poor original design.

1. ANTECEDENTES

Soy Ingeniero de Caminos Canales y Puertos por la Universidad Politécnica de Madrid. Realice la especialidad de Hidráulica y Energética. En junio de 2006 terminé la carrera, siendo el nº3 de mi promoción.

Entre 2006 y 2007 trabajé primero en F.C.C. Construcción como Ayudante de producción en la obra “Caja Mágica” y después en Idom en el Departamento de Ingeniería Civil realizando proyectos relacionados con infraestructuras hidráulicas.

En marzo de 2007 me incorporé a las Divisiones de Proyectos de Saneamiento y Proyectos de Reutilización de Canal de Isabel II, donde dirijo proyectos de construcción de depuradoras y plantas de reutilización, así como planes especiales de agua regenerada.

Poco después, comencé a cursar mis estudios de Doctorado en el programa de Ingeniería Hidráulica y Energética, dando continuidad a mi especialidad durante la carrera.

En 2008 obtuve el Certificado de Docencia tras realizar los siguientes Cursos de Formación:

- Ingeniería avanzada de aliviaderos de presas
- Utilización de GIS en Hidráulica e Hidrología urbana
- Análisis de sistemas aplicado a la Ingeniería Civil
- Energía hidráulica: tecnologías avanzadas; energías marinas
- Gestión sostenible de cuencas hidrográficas
- Procesos de eliminación de nutrientes

En octubre de 2008 paso a formar parte de la División de Depuración de Madrid Norte del Canal de Isabel II tras aprobar una oposición, gestionando el mantenimiento y la explotación de las EDARes de La China, Viveros de la Villa, Rejas y Valdebebas.

Tras orientarse mi carrera profesional hacia el mundo de la depuración, decido cambiar mi programa de Doctorado y realizar el Doctorado en Ordenación del Territorio, Urbanismo y Medio Ambiente.

Obtengo la Suficiencia investigadora tras la defensa del trabajo tutelado “Influencia de la temperatura, la agitación de la mezcla y el tiempo de retención de sólidos en la fermentación del fango primario” en septiembre de 2010.

El 23 de febrero de 2012 se acepta la publicación de la investigación realizada en mi trabajo tutelado en la revista **“International Journal of Chemical Engineering”** de la editorial **“Hindawi Publishing Corporation”** bajo el título **“Influence of Temperature, Agitation, Sludge Concentration and Solids Retention Time on Primary Sludge Fermentation”**. Dicha publicación se incluye en el anexo de la Tesis Doctoral

En abril de 2014, tras una reestructuración interna dentro de mi empresa, paso a gestionar también las EDARes de Sur, Butarque y La Gavia.

En febrero de 2015 se acepta el cambio de proyecto de título de mi Tesis Doctoral pasando a ser **“Optimización de la agitación de un digestor anaerobio mediante mecánica de fluidos computacional”**.

2. GENERALIDADES

2.1. La estabilización del fango

El objetivo básico de cualquier sistema de depuración de aguas residuales es separar aquellas sustancias que se hayan añadido al agua limpia, mientras se ha estado utilizando como medio de limpieza y vehículo de transporte.

Se obtiene así dos productos: un agua efluente de mejores características de calidad que la influente, tomando como base ciertos parámetros normalizados, y una serie de residuos que han sido retirados durante el proceso de depuración. Entre estos residuos se encuentra el fango o lodo de depuradora. Dependiendo del sistema de tratamiento de las aguas residuales pueden existir fango primario, procedente de la decantación primaria, y el fango biológico, procedente del tratamiento biológico; o sólo este último.

Es necesario estabilizar los fangos puesto que los mismos presentan un alto contenido en materia orgánica putrescible. De esta forma, evitamos la generación de olores.

Existen diferentes procesos para estabilizar el fango: por vía biológica, ya sea aerobia o anaerobia, y por vía química, con cal por ejemplo. Mediante la estabilización biológica de los fangos reducimos el contenido en materia orgánica de los mismos, reduciendo la masa total y abaratando su transporte

La estabilización de los fangos es un requisito absolutamente necesario si queremos aplicarlos en agricultura.

2.2. La digestión anaerobia

2.2.1. Introducción

Debido al gran interés existente en el ahorro y recuperación de energía (Taricska et al., 2009) y en el deseo de obtener productos que permitan usos beneficiosos del fango procedente de la depuración del agua residual, la digestión anaerobia es el proceso de estabilización de uso más extendido. Así pues, nos encontramos que en algunos países es un sistema utilizado de forma casi exclusiva (en el Reino Unido se emplea este método para estabilizar un 96% de la masa de fango, un 95% en Suiza, un 66% en Holanda, etc.).

2.2.2. Descripción del proceso

La digestión anaerobia puede definirse como un proceso biológico que produce la degradación de la materia orgánica biodegradable por medio de una fermentación bacteriana durante la que se produce metano, en un recinto cerrado y en ausencia de oxígeno. Es un procedimiento lento y requiere ciertas condiciones de temperatura, concentración, tiempo de retención, pH, alcalinidad, etc.

Para que esto se lleve a cabo, tienen lugar un conjunto de reacciones químicas y bioquímicas, las cuales se dan dentro de complejos ecosistemas que incluyen distintos tipos de bacterias, cada una de las cuales da lugar a una única e indispensable biotransformación. Dado que el conjunto del proceso es llevado a cabo por numerosos tipos de bacterias trabajando de manera sintrófica, el desarrollo del mismo va a estar gobernado por el balance relativo de poblaciones viables entre los diferentes tipos de bacterias.

La digestión anaerobia de la materia orgánica sigue una ruta, que a grandes rasgos, suele dividirse en tres etapas consecutivas:

- Hidrólisis (1): para degradar la materia orgánica completamente, las moléculas orgánicas tienen que entrar en el interior de los microorganismos. Sin embargo, las macromoléculas presentes en los residuos son demasiado grandes para pasar a través de las membranas celulares. Para conseguirlo, los compuestos orgánicos insolubles son hidrolizados mediante enzimas extracelulares dando lugar a moléculas más pequeñas, accesibles para las bacterias.
- Acidogénesis (2, 3, 4 y 5): los compuestos más simples que pueden ser incorporados al interior celular son transformados en la fase denominada acidogénesis. Los microorganismos responsables de ello se denominan acidógenos y los productos de esta fase son principalmente ácidos simples como acético, propiónico y butírico. Estos ácidos se denominan comúnmente ácidos grasos volátiles (AGVs). También se obtienen como productos, dependiendo del sustrato en cuestión, gases como dióxido de carbono, hidrógeno y amoníaco, así como pequeñas cantidades de alcoholes, aldehídos y cetonas.
- Metanogénesis (6 y 7): durante la metanogénesis, tanto los AGVs como los demás productos de la acidogénesis son convertidos por los acetógenos y los metanógenos, primeramente en ácido acético y finalmente en biogás. El acético se produce a partir del metabolismo del propionato, butirato, ácidos grasos de cadena larga y compuestos aromáticos produce acetato, dióxido de carbono e hidrógeno. Las bacterias metanogénicas

presentan los requerimientos anaerobios más estrictos encontrados entre los microorganismos anaerobios. La mayoría de las bacterias metanogénicas tienen su punto óptimo de crecimiento entre 35 y 40°C (mesófilas) o en torno a 55-70°C (termófilas).

Figura 1. Esquema de la digestión anaerobia (Gujer y Zehnder, 1983)

2.2.3. Importancia del tiempo de retención de sólidos

Cuando un proceso tiene lugar a través de una secuencia de reacciones, como es el caso de la digestión anaerobia, generalmente uno de los pasos es más lento que el resto y éste será el que determine la velocidad del proceso en conjunto, por lo que es llamado paso limitante. En el proceso de digestión anaerobia convencional, el paso limitante es la hidrólisis y está íntimamente relacionado con la naturaleza del sustrato, la configuración del proceso, la temperatura, el pH y la carga orgánica. De hecho, el tiempo de retención de sólidos (TRS) y la temperatura del proceso son parámetros clave que controlan la estabilización de los polímeros orgánicos del fango y, consecuentemente, determinan el dimensionamiento de los digestores anaerobios (Huete, 2007).

Mientras la hidrólisis sea el paso limitante, todo el sustrato que es hidrolizado supera el resto del proceso de digestión anaerobia hasta formar metano. Por lo tanto, se puede

encontrar una relación entre el tiempo de retención del proceso y el rendimiento obtenido en el mismo, que vendrá dado por el porcentaje de sustrato hidrolizado en ese tiempo.

El valor de esta cinética de hidrólisis será la que determinará el tiempo de retención y el volumen de digestor necesario para alcanzar un determinado rendimiento de eliminación de materia orgánica.

Por otro lado, existe un mínimo valor de tiempo de retención que permite que el proceso de digestión anaerobia se lleve a cabo por completo sin que el proceso se desestabilice, tiempo de retención hidráulico crítico (Gómez et al., 2008). A tiempos menores el proceso se desestabiliza y fracasa. Este valor crítico está relacionado con la cinética de crecimiento neto (crecimiento menos lisis) de las bacterias más lentas del proceso anaerobio y no depende ni de la composición ni de la concentración del fango fresco ni del rendimiento de eliminación de materia orgánica del digestor.

Figura 2. Relación entre el tiempo de retención de sólidos y el rendimiento de eliminación de materia orgánica mientras que la hidrólisis sea el paso limitante (Gómez et al. 2008).

Según los valores de las velocidades específicas de crecimiento y lisis a 35 °C hallados en bibliografía (Siegrist et al., 2002) las bacterias con una menor cinética de crecimiento neto son las metanogénicas acetoclastas, por lo tanto el tiempo de retención crítico será

aquél por debajo del cual se produce un lavado de este grupo de bacterias y por consiguiente una acumulación de ácidos grasos volátiles y una acidificación del digestor.

En condiciones ideales en las que la concentración, el caudal y la composición del fango fresco no variara, y cargando el digestor una vez al día, es necesario un tiempo de retención mínimo de 4.2 días para que las bacterias metanogénicas acetoclastas se regeneren tras el vaciado del digestor. Este será el valor del tiempo de retención crítico.

El tiempo de retención denominado crítico es un valor teórico y no sería válido en la operación de un digestor de fangos anaerobio real debido a que el fango fresco en un E.D.A.R. siempre se ve sometido a variaciones tanto en su composición como en su concentración. Una pequeña variación en las características del fango a tiempos de retención próximos al crítico” desestabilizaría el proceso de digestión anaerobio.

Por lo tanto, se puede concluir que, mientras el paso limitante de la digestión anaerobia sea el proceso de hidrólisis del fango, existirá una reducción del rendimiento de eliminación de materia orgánica a medida que se vaya disminuyendo el tiempo de retención del digestor pero no se producirá su fracaso (acidificación) hasta llegar a valores próximos al tiempo de retención crítico. Por lo tanto, sería posible afirmar que un digestor anaerobio puede operarse de manera estable a tiempos de retención incluso menores de 10 días, pero con un rendimiento de eliminación de materia orgánica y un grado de estabilización del fango menor, y en consecuencia una menor producción de biogás.

2.2.4. Eliminación de materia orgánica

Los únicos sólidos que pueden ser eliminados mediante la digestión anaerobia son los sólidos volátiles y la reducción de los mismos es uno de los principales objetivos del proceso. El grado de estabilización del fango en un proceso de digestión anaerobia, se suele medir por la cantidad de sólidos volátiles que se destruyen en el digestor. Puesto que es un proceso biológico que depende del crecimiento de los microorganismos, no es posible conseguir una destrucción total de dichos sólidos. En general, la reducción de SV que tiene lugar, oscila entre el 30 y el 65%. El porcentaje de eliminación de materia volátil, la producción de biogás y las características del gas producido, variarán dependiendo de la naturaleza de los fangos digeridos.

Hay que tener en cuenta que no todos los sólidos volátiles que se encuentran en el fango pueden ser destruidos en el proceso de digestión, el límite de la biodegradabilidad del fango dependerá en gran parte de la composición del mismo y de la tecnología empleada en la línea de tratamiento de aguas de la E.D.A.R.

En la explotación de las plantas, el cálculo de la reducción de sólidos volátiles es una operación que se debe llevar a cabo de forma rutinaria. Al calcular la reducción de los sólidos volátiles, se parte de la hipótesis de que el contenido de sólidos inertes en el fango tiene carácter conservativo, es decir, la cantidad de sólidos inertes que entra en el digestor es igual a la cantidad que sale. Por lo tanto, no existe acumulación de inertes en el interior del digestor.

Los factores que más afectan a la reducción de sólidos volátiles, son la temperatura y el tiempo de retención. La figura adjunta muestra la relación rendimiento de eliminación – tiempo de retención, en fangos de diferente fracción volátil.

Figura 3. Relación entre el tiempo de retención de sólidos y la reducción de materia volátil para diferentes porcentajes de sólidos volátiles en el fango fresco (XXXIII Curso sobre tratamiento de agua residuales y explotación de estaciones depuradoras. Edición 2015. CEDEX)

2.2.5. Geometría de los digestores anaerobios

Se pueden considerar tres geometrías diferentes para los digestores anaerobios:

- Cilíndricos: son los más usuales. La relación entre el radio del digestor y la profundidad es variable, recomendándose que si la agitación se va a realizar con gas esté

comprendida entre 0,7 y 2. Hay que tener en cuenta que los tanques bajos presentan problemas de acumulación de arenas y espumas y dificultades para conseguir mezclas adecuadas. Los tanques altos conllevan fluctuaciones debidos a problemas de mezclas. Asimismo, a mayor altura del digestor, mayor será la carga hidráulica sobre los muros, con la consecuente necesidad de refuerzo de la estructura y, por lo tanto, será más caro ejecutar el digestor. Habitualmente se trabaja con diámetros de entre 6 y 38 m y alturas cilíndricas de 6 a 12 m.

Los digestores cilíndricos se construyen de hormigón armado, pretensado en ocasiones. Normalmente, la solera es de forma cónica con pendientes de 1:6 - 1:4, aunque en ocasiones, el fondo es casi plano. La extracción del fango se suele realizar desde la parte central de la solera, aunque pueden existir tuberías de seguridad a diferentes de altura para extraer el fango cuando la tubería de salida principal se atasca. Normalmente, siempre existe una tubería de seguridad que toma el fango (o las espumas, en caso de generarse) de la parte superior.

- Rectangulares: son de construcción muy sencilla. La agitación presenta puntos muertos, por lo que existen problemas de mezcla, particularmente en las esquinas, lo que implica una mayor acumulación de arenas y espumas. Además, se produce una concentración de tensiones en las esquinas, por lo que se necesitan paredes más gruesas que en los digestores cilíndricos. Debido a estos problemas, apenas son utilizados.

- Ovoides: su forma evita acumulaciones de arenas y espumas y favorece la mezcla permitiendo utilizar menor potencia. Sin embargo, tienen unos altos costes de construcción y no permiten un buen almacenamiento del gas de digestión.

2.2.6. Agitación de los digestores anaerobios

Es importante contar con equipos dentro del digestor que produzcan una mezcla del fango que se encuentra en su interior, para conseguir que:

- Se creen unas condiciones químicas, físicas y biológicas uniformes en el interior del digestor; siendo el objetivo más importante el de lograr una temperatura uniforme en todo el volumen del digestor reduciendo los gradientes interiores.

- Los fangos frescos que llegan al digestor se mezclen íntimamente con los fangos en digestión activa.
- Se obtenga el máximo volumen activo, al evitarse la formación de espumas y depósitos de arenas
- Se minimice la acción de elementos tóxicos al favorecer su rápida dispersión

Así pues, para mantener unas buenas condiciones de proceso, el contenido del digestor se debe agitar, haciéndose circular adecuadamente dentro del mismo y de esta manera evitar variaciones importantes en las condiciones existentes en su interior. Así, se crea un entorno homogéneo dentro del digestor a la vez que se evitan fenómenos de sedimentación o estratificación en su interior y de acumulación de madejas de pelos y fibras. Con una buena agitación se evitarán también las concentraciones de arenas y espumas, ya que una mezcla adecuada no permite o minimiza la sedimentación de las arenas en el fondo del digestor ni la acumulación de las espumas en la parte alta del mismo. Este segundo objetivo, requiere de cinco a diez veces mayores necesidades energéticas que las necesarias para alcanzar el primero (mantenimiento del proceso).

Los distintos sistemas de agitación utilizados pueden agruparse en dos grandes tipos: sistemas mecánicos (utilizan agitadores o bombas) y sistemas de agitación por gas. Estos últimos aprovechan el propio gas de producido en la digestión y son los más usados actualmente. Los sistemas de agitación más utilizados son los siguientes:

- Recirculación con bomba externa: la relación entre la potencia de la bomba y el volumen del digestor se estima entre $5 - 8 \text{ w/m}^3$ de digestor. Los puntos de succión y descarga necesitan tener una separación suficiente para que no se produzcan cortocircuitos. Pueden existir uno o varios puntos de aspiración del fango y de entrada del fango en el digestor, aunque lo más habitual es que haya sólo una tubería de aspiración y otra de impulsión. Normalmente, las bombas aspiran de la parte inferior del digestor y devuelven el fango por la parte superior, aunque también puede suceder al contrario. Su principal ventaja frente a otros sistemas es que dentro del digestor no hay elementos que puedan deteriorarse o averiarse lo que hace que este sistema sea bastante robusto y de fácil mantenimiento. Hurtado et al. (2015) estudiaron el flujo del fango mediante CFD en la digestión anaerobia de la EDAR de Alcantarilla (Murcia), cuyos digestores son agitados con

bombas de recirculación. Previamente Wu y Chen (2008) también habían simulado mediante CFD la mezcla de un digestor agitado con bomba externa.

- Inyección de fango mediante boquillas: es un sistema similar al anterior, pero en este caso, la entrada de fango en el digestor se produce a través de varias boquillas ubicadas en la parte inferior del reactor. La reducción de diámetro de las boquillas provoca un chorro de fango que crea un flujo circular en el digestor. Wasewar y Sarathi, (2008) y Mendozal et al. (2011) modelizaron esta agitación mediante un software CFD.

- Agitadores mecánicos: existen gran variedad de sistemas de agitación mediante agitadores mecánicos. Asimismo, los agitadores pueden estar dentro de un tubo de succión o directamente en el interior del digestor. En caso de existir un tubo de succión, el fango es succionado de una zona del digestor y enviado a través del tubo, que descarga en otra parte del digestor. Generalmente se utiliza una succión y descarga direccional para evitar que se produzca un circuito corto. Principalmente, podemos distinguir tres tipos: agitador tipo hélice (puede tener una o varias hélices) sin tubo de succión, agitador tipo hélice con tubo de succión y agitador tipo tornillo en el interior de un tubo de succión. Habitualmente, estos agitadores permiten girar en sentido contrario y así retirar madejas de fibras que se puedan haber enganchado o variar el sentido del flujo del digestor. La potencia instalada recomendada para este tipo de agitación es de unos 5 W/m^3 (Cortacans, 2011).

Como ventajas cabe citar un buen mezclado vertical y una mínima acumulación de espumas. Como inconvenientes hay que tener en cuenta que son sensibles al nivel del líquido y la corrosión y desgaste de las hélices, aunque el principal problema de estos sistemas de agitación es que los equipos de agitación están en el interior del digestor, lo que dificulta su mantenimiento, siendo necesario vaciar el digestor para extraerlos en caso de avería. Además, en el caso de exista un tubo de succión, existe el riesgo de que las madejas presenten en el fango se enganchen a él o incluso lo atasquen.

Entre los autores que han simulado esta agitación utilizando software CFD se encuentran Wu (2010a), Joshi et al. (2011), Yu et al. (2011), Wu (2011) y Bridgeman (2012).

- Agitación con gas: se puede realizar a través de uno o varios tubos situados en la solera del digestor o mediante una serie de lanzas suspendidas desde la cubierta del digestor y sumergidas en el fondo hasta una cierta distancia de la solera. En ambos casos, parte del gas producido en el proceso de digestión es presurizado mediante un compresor e

introducido de nuevo en el digestor. De esta manera, el gas introducido arrastra el fango produciendo el movimiento del mismo. El principal inconveniente de este sistema es la rotura de las lanzas o tuberías, así como su atasco. En el caso de las lanzas, en ocasiones, se coloca un rotámetro en cada lanza para determinar el caudal circulante por la misma. También en este caso, la potencia instalada recomendada para la agitación es de unos 5 W/m³ (Cortacans, 2011).

Son muchos los estudios que describen este tipo de agitación como adecuada (Morgan y Neuspiel, 1958; Kontandt y Roediger, 1977; Lee et al., 1996; Reinhold y Markl, 1997; Karim et al., 2005a; Borole et al., 2006) y también varios los que la han simulado mediante software CFD (Karim et al., 2007; Bel Fdhila et al., 2013; Coughtrie et al., 2013; Wu, 2014; Dapelo et al., 2015)

Una variante de la agitación con lanzas es el sistema ENVIREX, en el cual el gas entra en el digestor a través de una sola de las lanzas. Pasado un corto espacio de tiempo, el sistema cambia de lanza.

- Agitación con gas tipo HEAT & MIX. En este caso, el gas es introducido en una serie de tuberías exteriores al digestor de manera que provoca que el fango circule a través de ellas (como si fuese impulsado por una bomba). Estas tuberías toman el fango de la solera y lo elevan hasta su parte superior. Las tuberías toman e impulsan el fango a diferentes distancias del centro del digestor y con un determinado ángulo. De esta manera, se consigue crear un flujo circular según planos horizontales y verticales. En torno a las tuberías circula agua caliente, por lo que este sistema de agitación también actúa como intercambiador de calor.

Tiene como ventajas la ausencia de elementos dentro del digestor y que, en caso de atascarse una tubería de gas, no es necesario vaciar el digestor para acceder a ella, es suficiente con aislar esa tubería.

López-Jiménez et al. (2015) simularon mediante CFD la agitación del digestor de la planta de Ontinyent (Valencia), el cual es agitado mediante el sistema HEAT & MIX mediante dos tuberías diametralmente opuestas.

Aunque siempre se ha creído que existía una relación entre el sistema de mezcla y el problema de la generación de espumas, no se ha podido comprobar este hecho. Además, las espumas producidas en la digestión son, generalmente, controladas evitando

fluctuaciones en la carga, manteniendo estable la temperatura y evitando problemas de toxicidad.

3. INVESTIGACIÓN BIBLIOGRÁFICA

3.1. Antecedentes

La mezcla y la agitación de los digestores de mezcla completa han sido investigadas ampliamente empleando técnicas experimentales y numéricas. Los primeros trabajos sobre la mezcla realizaban únicamente experimentos con trazadores y otros métodos de medición.

Verhoff et al. (1974) utilizaron fluoruro como trazador para medir el volumen de mezcla en digestores agitados con lanzas de gas, a nivel de laboratorio y en instalaciones industriales. Explicaron el fenómeno de mezcla en términos de principios físicos a través de un análisis teórico, destacando la importancia del empuje hidrostático, la convección natural y otras fuerzas de los fluidos.

Chen (1981) aplicó la correlación de Metzner y de Otto (1957) en la agitación de un fluido no newtoniano en recipientes cilíndricos para estudiar la mezcla mediante un agitador mecánico en un digestor a escala de laboratorio, y estableció una conclusión general según la cual la energía necesaria para la agitación depende del número de Reynolds en régimen laminar y en régimen transitorio.

Monteith y Stephenson (1981) también realizaron ensayos con trazadores en digestores agitados con gas, para obtener una distribución del tiempo de residencia, y así realizar un análisis cuantitativo de las zonas muertas y de aquellas que estaban realmente agitadas.

Lee et al. (1995) estudiaron la agitación de un digestor anaerobio a escala planta piloto para comparar la agitación con lanzas de gas y con agitación mecánica, tomando como base de comparación la producción de biogás. Obtuvieron que la agitación por lanzas de gas era más eficiente.

La comprensión de la hidrodinámica en el flujo de los reactores anaerobios todavía está limitada ya que hasta ahora muchos de los estudios se han centrado principalmente en el rendimiento de los reactores anaerobios para el tratamiento de fangos, procedentes de aguas residuales de diferentes orígenes y la recuperación de energía (Seghezzo et al., 1998; Uemura y Harada, 2000; Latif et al, 2011; Tauseef et al, 2013). El impacto de algunos parámetros operativos clave como las cargas hidráulica y orgánica, la temperatura, los

nutrientes y el pH se han discutido ampliamente (Liu y Tay, 2002; Ghangrekar et al., 2005; Chan et al., 2009; Wu et al., 2009; Sánchez Rubal et al., 2012; Wang et al., 2012; Giuliano et al., 2013; Jain et al., 2015). Algunos estudios se dedicaron al proceso de floculación del fango y las características del mismo, como la formación, la estructura, el tamaño, la reología y el metabolismo del mismo en el reactor anaerobio (Batstone y Keller, 2001; Liu et al., 2003; Hulshoff Pol et al., 2004; Mu et al., 2006; Pevere et al., 2006; Wu et al., 2006; Bhunia y Ghangrekar, 2007; Baloch et al., 2008) y otros se centraron en el estudio de las reacciones cinéticas de la digestión anaerobia (García-Ochoa et al., 1999; Gavala et al., 2003; Vavilin et al., 2003; Batstone et al., 2004; Borja et al., 2005; Lübken et al., 2007; Meima et al., 2008; Zaher et al., 2009; Koch et al., 2010; Normak et al., 2012)

Aunque la importancia de una mezcla completa ha sido siempre considerada importante, estudios recientes, tanto utilizando medios tradicionales (Stroot et al., 2001; McMahon et al., 2001; Ong et al., 2002; Gómez et al., 2006; Ward et al., 2008) como modelizaciones CFD (Bridgeman, 2012; Wu, 2012b), precisan que un exceso de mezcla puede tener un efecto perjudicial a nivel económico y en el proceso de digestión sí mismo.

3.2. Métodos empíricos para caracterizar la mezcla

Se han realizado muchos estudios para evaluar los diferentes tipos de equipos de mezcla y el diseño de los digestores anaerobios. Esto incluye el estudio de los métodos con trazadores, diferentes ensayos de laboratorio, así como la modelización. La comprensión de los flujos de líquido en el reactor debe mejorarse con el objetivo de generar conocimientos fundamentales acerca de la influencia de la mezcla sobre la producción de biogás. Con un mejor conocimiento de la relación entre la mezcla y la producción de biogás, la optimización del rendimiento de los procesos debe ser posible.

3.2.1. Métodos con trazadores

En un reactor de mezcla completa, como es un digestor anaerobio, la composición es la misma en todos sus puntos. Por lo tanto, la corriente que entra al reactor de mezcla completa sufre un cambio brusco de composición, ya que es mezclada uniforme e instantáneamente, al ponerse en contacto con el contenido del reactor. La corriente que abandona el reactor es de la misma composición que la del interior del mismo.

Un reactor de mezcla completa real se comporta como si estuviese compuesto por tres partes: un reactor de mezcla completa, un reactor de flujo pistón, ambos ideales, así como un volumen muerto. Para determinar estos tres volúmenes se inyectan sustancias marcadoras, o trazadores, en la corriente de entrada del reactor.

En un reactor real, el tiempo de residencia (t_r) se calcula con la ayuda de un trazador inyectado en la corriente de entrada y determinando su concentración C_t en la corriente de salida según la siguiente fórmula: (Perry, 2001; Gil, 2013).

$$t_r = \frac{\int_0^\infty t \cdot C_t \cdot dt}{\int_0^\infty C_t \cdot dt}$$

El volumen muerto, V_m , se calcula como la diferencia entre el volumen geométrico del reactor, V_g , y el producto del tiempo de residencia por el caudal.

$$V_m = V_g - t_r \cdot Q$$

El volumen del reactor de flujo pistón (V_{fp}) se determina mediante su tiempo de retención, obtenido gráficamente de la curva de recuperación del trazador en la corriente de salida según la figura 4, multiplicando por el caudal.

$$V_{fp} = Q \cdot t_{fp}$$

Y el volumen del reactor de mezcla completa (V_{mc}), será el resultante de restar al volumen geométrico, los dos anteriores:

$$V_{mc} = V_g - V_m - V_{fp}$$

La concentración del trazador en la salida del reactor, después de haber finalizado su adición en el reactor, evoluciona según el siguiente balance de materia:

$$V \cdot dC_t = 0 - Q \cdot C_t \cdot dt \rightarrow C_t = C_0 \cdot e^{-\frac{t}{t_r}}$$

Figura 4. Curva del logaritmo de la recuperación del trazador en un reactor de “mezcla completa” real (Gil, 2013).

La recuperación del trazador R_t es el complemento de C_t , esto es C_0 menos C_t , con lo que:

$$R_t = C_0 \cdot \left(1 - e^{-\frac{t}{t_r}}\right)$$

En la figura 4 se muestra el logaritmo neperiano de la curva de recuperación del trazador, la cual permite determinar el tiempo que tarda el trazador en empezar a salir, que es el tiempo que emplea el fluido en recorrer el reactor de flujo pistón equivalente. Se representa el logaritmo para conseguir una mayor linealidad en la distribución de los puntos iniciales de recuperación del trazador para mejorar la determinación de t_{fp} .

Principalmente, se han utilizado dos tipos diferentes de métodos con trazadores para la evaluación de la calidad de la mezcla. El método de trazadores químicos se basa en la curva de respuesta a la concentración de un trazador inyectado en el efluente del reactor. El

rastreo de partículas radiactivas se basa en la tecnología de sensores que pueden recoger los fotones de rayos gamma producidos por las partículas inyectadas.

3.2.1.1. Trazadores químicos

La evaluación de la mezcla en un digestor operativo se puede realizar mediante la adición de una masa conocida de un trazador (por ejemplo, litio o fluoruro) y estudiar el cambio de la concentración del trazador en la corriente del efluente usando un electrodo selectivo de iones, espectroscopia u otro análisis químico. El trazador se puede agregar como un pulso, inyectado de forma instantánea y controlado hasta que la concentración del trazador haya llegado a cero, o como un paso con adición continua del trazador hasta que la concentración en el efluente se haya estabilizado (Capela et al., 2009).

Los datos recogidos se pueden utilizar para determinar la distribución del tiempo de residencia. Este tipo de evaluación puede proporcionar información sobre las regiones estancadas, de cortocircuito, tiempo de penetración y distribución del tiempo de residencia. La forma de la curva de la distribución del tiempo de residencia revela cualquier problema con la mezcla. Un digestor anaerobio perfectamente mezclado daría lugar a una disminución exponencial suave de la concentración media del trazador observada cerca del valor del tiempo de retención hidráulico tras una inyección de pulso del trazador químico. Sin embargo, si la concentración media del trazador en el efluente se observa antes del tiempo de retención hidráulico teórico del reactor, esto puede indicar la aparición de regiones de estancamiento.

Alternativamente, un pico temprano y afilado en la concentración del trazador puede indicar problemas de cortocircuito (Levenspiel, 1999). Un modelo de mezcla adecuado puede llevarse a cabo para obtener información más exacta de la curva de distribución del tiempo de residencia. Monteith y Stephenson (1981) describen un modelo basado en el trabajo de Cholette y Cloutier (1959) y Levenspiel (1962) para un CSTR (1) con y (2) sin cortocircuito, incluyendo una región agitada y una región estancada, que es no estaba disponible para la mezcla:

$$C/C_0 = [(v_1 V/v_2)/\Sigma t_a] \exp\{-t/\Sigma t_a\} + (v_2/v)\delta_{t=0}$$

$$C/C_0 = (V/V_a)\exp\{-t[V/(V_a\tau)]\}$$

Donde C y C_0 son la concentración del trazador en el tiempo t y la concentración prevista al inicio, respectivamente, V es el volumen del digestor, v es el caudal total, v_1 es el caudal en la zona agitada, v_2 es el caudal de cortocircuito, t es el tiempo en días, Σt_a es la zona agitada (tiempo de retención) y δ es la función delta de Dirac.

Monteith y Stephenson (1981) aplicaron este modelo en su trabajo y evaluaron la mezcla en dos digestores anaerobios de dos etapas a gran escala usando fluoruro de sodio como trazador. El resultado del estudio expuso las principales deficiencias en la agitación incluyendo grandes zonas sin mezclar, bajo tiempo de retención hidráulico y flujos de cortocircuito. También presentaron las conclusiones de otros estudios similares realizados por Tenney y Budzin (1972) y Smart (1978) que muestran grandes incoherencias en la mezcla. Capela et al. (2009) estudiaron la distribución del tiempo de residencia en un reactor, a escala real, para el tratamiento del condensado del evaporador de efluentes de una planta de celulosa de sulfito e informaron de una región sin mezclar que ocupaba el 22% del volumen del reactor, lo que facilitó la presencia de grandes cantidades de precipitados.

Levenspiel (1999) también presentó los modelos de dispersión y de series dentro del tanque, que son modelos para los casos de flujo de conexión cercano, que también pueden ser modificados para su uso en otras circunstancias. Así, los modelos presentados por Levenspiel han sido implementados y desarrollados por otros investigadores (Burrows et al., 1999; Martin, 2000; Capela et al., 2009). El método del trazador es muy versátil y se puede utilizar para una amplia gama de diferentes aplicaciones y tratamientos industriales, incluyendo, por ejemplo, el proceso de fangos activos (Burrows et al., 1999), filtros anaerobios de flujo ascendente (Smith et al., 1996), reactores anaerobios de película fija (Foster et al. 1982), biorreactores de membrana (Brannock et al., 2010) y procesos anaerobios de contacto (Smith et al., 1993). La configuración y la ejecución de este tipo de evaluaciones utilizando un trazador es muy lento y la evaluación de los resultados requiere un poco de experiencia para ser capaz de extraer toda la información de la curva de distribución del tiempo de residencia.

3.2.1.2. Partículas radiactivas

El rastreo de partículas radiactivas automatizado por ordenador (CARPET) es un método que se utiliza para estudiar el movimiento de una partícula radiactiva en un

digestor a escala de laboratorio. Mediante el seguimiento del movimiento de la partícula, la mezcla del digestor puede ser evaluada en función de la hidrodinámica, los patrones de flujo de partículas, las velocidades del fluido, la tensión de cizallamiento y las zonas muertas. Esta técnica ha sido utilizada con éxito por Karim et al. (2004), Vesvikar y Al-Dahhan (2005), Hoffmann et al. (2008) y su grupo de investigación de la Universidad de Washington en St. Louis para estudiar la agitación en digestores a escala de laboratorio y la verificación de sus nuevos estudios utilizando CFD. En este método, el isótopo radiactivo de partículas Sc-46 está revestido con parileno, activado y sellado en una esfera de plástico o metal para darle un diámetro similar, así como la densidad y las propiedades hidrodinámicas de las partículas sólidas que están siendo estudiadas, pero con la diferencia crucial que emite fotones de rayos gamma (Roy et al., 2001 y Hoffmann et al., 2008). Así, el movimiento de la partícula puede ser seguido por una serie de detectores de centelleo de NaI. Zoltek y Gram (1975) estudiaron la mezcla en reactores a escala real para el tratamiento de aguas residuales con el isótopo radiactivo Na-24 y dos sistemas de detectores de centelleo. Otros estudios de la agitación en digestores que han utilizado partículas radiactivas fueron los realizados por Loffell (1959) y White (1974).

3.2.2. Análisis de laboratorio para evaluar la agitación

Pueden llevarse a cabo diferentes tipos de experimentos de laboratorio para estudiar los efectos de la agitación, ya que existe la posibilidad de utilizar digestores transparentes de vidrio o acrílicos y añadir equipos de sensores de diferentes tipos. Algunas posibilidades sencillas son utilizar tinte, reacciones de neutralización ácido-base o partículas añadidas para permitir la observación visual de los efectos de los equipos de mezcla, intensidad de agitación y la manera en que se ven afectados los campos de velocidades. Los resultados también pueden ser evaluados mediante el uso de una cámara y de diferentes técnicas de análisis de imagen. Este tipo de análisis requiere que las paredes digestor sean transparentes y que el líquido sea claro y con una viscosidad similar a la del fluido estudiado para obtener unos resultados fiables. Debido a que el fango de los digestores es opaco, a menudo se utiliza agua o un líquido sintético para representar el contenido del digestor. Low et al. (2012) realizaron un estudio hidrodinámico de un digestor utilizando un fluido sintético, hecho a partir de la goma xantana y polvo Keltrol T mezclados con agua en diferentes concentraciones, y una cámara de vídeo.

El campo de la ingeniería química ha utilizado una amplia gama de diferentes técnicas de visualización de flujo para estudiar la mezcla y para evaluar las regiones sin mezcla (Makino et al., 2001, Lamberto et al., 1996, Hashimoto et al., 2012), los diferentes tipos de agitadores/impulsores (Noui-Mehidi et al., 2008), las diferentes modulaciones de velocidad (Yek et al., 2009), los movimientos de las partículas dentro del digestor (Alatengtuya et al., 2009), y el tiempo de mezcla (Cabaret et al., 2007). Otros métodos incluyen el uso de diferentes sondas en el tanque, pero esto puede afectar al campo de flujo del reactor, debido a que la propia sonda crea un obstáculo que desvía el flujo de su trayectoria normal. Sin embargo, las sondas siguen siendo una herramienta muy útil para el estudio de la mezcla. Entre ellas se incluyen el uso de sondas de tubo de Pitot (Hamad y He, 2010), las sondas de película caliente (Hamad y He, 2010) y las sondas ópticas (Chaumat et al., 2007, Kiambi et al., 2001, Hamad y He, 2010), entre muchas otras. Los tubos de Pitot miden la energía de velocidad por diferencia entre las presiones estática y total, la sonda de película caliente mide la velocidad de transferencia de calor de la sonda al entorno y las sondas ópticas se utilizan generalmente en los flujos multifase para estudiar el tamaño y la velocidad de las burbujas mediante la detección de cambios en la refracción y la reflexión. El uso de diferentes sensores, sondas y técnicas visuales es un amplio campo de investigación por derecho propio y el asesoramiento sobre la selección de las sondas para diversas aplicaciones se puede encontrar en las publicaciones científicas en este campo. Hay muy pocas oportunidades para realizar este tipo de mediciones en digestores a escala real ya que, por lo general, hay pocos puertos de acceso en el digestor. Sin embargo, estos tipos de experimentos son muy valiosos, y deben ser considerados, en el diseño de la agitación en un nuevo sistema de digestión anaerobia, ya que pueden ayudar a su optimización y ahorrar muchos costes en el futuro.

Jiang et al. (2014) emplearon la velocimetría de imágenes de partículas (PIV), la micro-PIV y una cámara de alta velocidad para cuantificar los campos de flujo del líquido y el movimiento relativo entre gránulos de lodo y burbujas en su estudio sobre cómo aumentar la producción de biogás en un digestor de flujo ascendente.

3.3. Utilización de programas CFD

Los programas de CFD se han utilizado ampliamente para simular y modelizar la agitación y la mezcla en los digestores anaerobios desde mediados de la década de 2000.

El desarrollo de técnicas numéricas y máquinas digitales con una mayor potencia de cálculo ha permitido la amplia aplicación de métodos CFD a muchas áreas de la dinámica de fluidos, incluyendo el agua y la ingeniería de aguas residuales (Karama et al., 1999; Syafalni y Saul, 2000; Hague et al., 2001; Peplinski y Ducoste, 2002; Liu et al, 2004; Gualtieri, 2006; Khan et al., 2006; Rauén et al., 2008; Stamou, 2008; Dufresne et al., 2009; Stamou et al., 2009; Martínez-Solano et al., 2010; Wols et al., 2010; Shahrokhi et al., 2013; Moncho-Esteve et al., 2015)

Fleming (2002) aplicó un software CFD para simular los campos de flujo dentro de una laguna anaerobia cubierta. El modelo movimiento incluía el movimiento de la masa de fango, la sedimentación y la mezcla dinámica.

Keshtkar et al. (2003) caracterizaron la agitación en un digestor utilizando dos parámetros de mezcla, que representaban las regiones con continuidad de flujo hidráulico y las zonas muertas, asumiendo que el volumen del reactor se dividía en dos secciones. El rendimiento de la digestión se evaluó vinculando las dos regiones líquidas del modelo de agitación con un modelo de la cinética microbiana, que incluía una etapa de hidrólisis enzimática y cuatro escalones de crecimiento microbiano, considerando también la inhibición del sustrato, el valor del pH y los efectos termodinámicos. Este fue uno de los primeros trabajos que intentaron integrar la agitación del digestor con el proceso de digestión anaerobia, a pesar de la simulación de la mezcla se simplifica por el uso de sólo dos parámetros.

Un grupo de investigación de la Universidad de Washington (St. Louis) lanzó un amplio proyecto de investigación sobre la agitación y la mezcla en digestores a escala de laboratorio. Utilizaron un software CFD junto con técnicas no invasivas, que eran el seguimiento automatizado mediante ordenadores de partículas radiactivas (CARPT) y la tomografía computarizada (CT). Realizaron el estudio en los tres sistemas de mezcla más habituales: recirculación con bomba, agitación con gas y agitación mecánica. Karim et al. (2004) utilizaron el CARPT y la CT para caracterizar la velocidad, la energía cinética turbulenta, y la acumulación de gas en un digestor agitado mediante gas a presión. Posteriormente, Karim et al. (2005a) estudiaron el efecto del tipo de agitación y la naturaleza del fango a digerir en el rendimiento de la digestión con la misma energía de mezclado y el mismo tiempo de retención hidráulica. Concluyeron que no había ninguna diferencia en el rendimiento de los digestores alimentados con purines al 5 % y mezclado

por diferentes tipos de agitación. Sin embargo, la agitación empeoró con el aumento de la concentración de los purines. Posteriormente, Karim et al. (2005b) realizaron un estudio que servía como continuación del anterior. Examinaron el efecto del tipo de agitación en la producción de biogás, y encontraron que en los digestores agitados y sin agitar la producción era muy similar cuando se alimentaban con lodo procedente de purines concentrado al 5%, mientras que los digestores agitados produjeron más biogás que los no agitados cuando se alimentaron los mismos se alimentaron con purines más concentrados (al 10% y al 15%). La agitación mediante gas resultó ser cuando se alimentaron los digestores con purines al 15 %, bajo las condiciones experimentales. Además, Karim et al. (2005c), compararon seis digestores agitados mediante gas para demostrar que la producción de metano varió insignificante para una baja concentración de sólidos. Indicaron que este fenómeno podría ser debido a la mezcla generada por el gas producido en el proceso de digestión. Vesvikar y Al-Dahhan (2005) simularon la agitación con gas en un digestor a escala de laboratorio para predecir el patrones de flujo, validando los resultados de la simulación con los datos del CARPT comunicados por Karim et al. (2004). Además, Vesvikar et al. (2005) verificaron el modelo CFD con los ensayos de CARPT y CT llevados a cabo por Karim et al. (2004), y realizaron simulaciones de agitación con gas en digestores con diferentes configuraciones. Los resultados obtenidos mostraron que, en el caso en el que el gas se inyectó a través de un solo punto, no se observó ningún efecto en el patrón de flujo del fango con los cambios de caudal; un aumento en el diámetro del tubo a través del cual se eleva el fluido arrastrado por el gas, aumentó la velocidad del fluido fuera del tubo y, por lo tanto, se redujo reducido el volumen de zonas muertas, y que un fondo cónico ayudó en la reducción del volumen de las zonas muertas. Karim et al. (2007) desarrollaron un método de los elementos finitos para simular la agitación en un digestor agitado mediante lanzas de gas en el interior de un tubo central. El efecto de la fase de gas en la fase líquida se simplificó fijando una velocidad del gas a la salida del tubo. Se debatió sobre la influencia en el flujo de líquido del caudal de gas, de la configuración del fondo del reactor y la instalación de un deflector colgante que modificase las líneas de corriente. Varma y Al-Dahhan (2007) realizaron los mismos ensayos y la misma configuración para el digestor que Karim et al. (2004) para investigar el rendimiento de los digestores agitados con gas. Demostraron que, para el mismo consumo energético, inyectar el gas a través de un anillo con múltiples orificios múltiples funcionaba mejor que introducir el gas a través de un solo orificio, mejorando la recirculación del líquido y reduciendo las zonas mal agitadas. Hoffmann et al. (2008) realizaron ensayos CARPT y simulaciones mediante software CFD en

digestores mezclados con un agitador mecánico para determinar el efecto de la intensidad de agitación sobre el rendimiento, la población de bacterias metanogénicas y la yuxtaposición de los microorganismos sintróficos en la digestión del estiércol procedente de ganado vacuno. Los mayores hallazgos fueron que las diferentes intensidades de mezcla no tuvieron efecto sobre el rendimiento de digestores de mezcla completa en condiciones estacionarias, que la intensidad de la agitación afectó a la competencia entre las bacterias metanogénicas acetoclastas *Methanosaeta concilii* y las *Methanosarcina*, con estas últimas ganando importancia en los digestores agitados con mayor intensidad, y que la interrupción de la interacción yuxtapuesta entre las bacterias y los metanógenos no afectó a la estabilidad de la digestión del estiércol procedente de ganado vacuno.

Wong (2005) llevó a cabo estudios experimentales y numéricos en un digestor de gran tamaño (9000 m^3) con forma de huevo ubicado en una planta de tratamiento de aguas residuales. El digestor contaba con un agitador mecánico en el interior de un tubo de aspiración para mantener el fango mezclado. En lugar de caracterizar la rotación del impulsor, se fijó una velocidad del fluido en el interior del tubo, lo que redujo de manera significativa el tamaño de la malla utilizada. Debido a esta simplificación, en esta simulación no se pudo relacionar la potencia suministrada al impulsor con el campo de velocidades. Debido a la compleja geometría y a la gran escala espacial del digestor, fueron necesarios un total de 101.258 tetraedros para mallar todo el dominio computacional, y más de dos meses de cálculo de la unidad central de procesamiento (CPU) para obtener una solución, utilizando un solucionador transitorio. El trabajo de Wong puede considerarse como la primera aplicación de CFD para el estudio de la agitación en digestores a gran escala, a pesar de que tiene limitaciones para aplicaciones industriales debido al tiempo de cálculo extremadamente largo.

Wu y Chen (2008) desarrollaron primero la simulación de la agitación, a escala de laboratorio, de un fluido no newtoniano en un digestor agitado mediante recirculación por bombas. Concluyeron que los fluidos newtonianos y no newtonianos podían producir patrones de flujo completamente diferentes. Wu (2009) comparó cuatro diseños diferentes para la agitación mecánica en digestores. Los cuatro tipos de agitación estudiados fueron: bombeo mecánico de dos bombas de 10 CV ubicadas en tubos externos, agitación mecánica con dos hélices de 10 CV ubicadas en los laterales del digestor, bombeo mecánico con una bomba de 20 CV ubicada en un tubo de aspiración interna y agitación mecánica con un agitador de 20 CV ubicado en la parte superior del digestor. Concluyó que la agitación

mecánica sin tubos de aspiración podía ser más eficiente que la agitación mecánica situada dentro de un tubo de aspiración. Posteriormente, Wu (2010d) desarrolló un modelo de simulación de dos etapas para predecir los tiempos de mezcla en los cuatro tipos de agitación que había utilizado anteriormente (Wu, 2009), y demostró que la agitación mecánica con un solo impulsor fue la que tardó menos tiempo en homogeneizar el fango procedente de purines. Wu (2010a) también evaluó la agitación mecánica en el interior de un tubo de aspiración en un digestor en forma de huevo, y demostró que un digestor con forma de huevo podía ser mezclado de forma más eficiente que un digestor cilíndrico. Wu (2010c) presentó un modelo euleriano de flujo multifásico para caracterizar la agitación mediante gas en digestores, y sugirió que el modelo de turbulencia SST k- ω con correcciones para un número de Reynolds bajo era la aproximación más económica (desde el punto de vista de horas de cálculo) para simular el flujo de dos fases: gas y fluido no newtoniano. Realizó una comparación cuantitativa de los dos métodos de mezcla (gas confinado y gas no confinado) mostró que la mezcla con gas confinado era menos eficiente que la del gas no confinado cuando el fango estaba concentrado al 0% y al 2,5%, mientras que la mezcla con gas confinado fue más eficiente que la mezcla de gas no confinado en fango con una concentración del 5,4 %. Además, Wu (2010b) evaluó 12 modelos de turbulencia para una sola fase en una tubería, considerando el fango como fluido no newtoniano. En base a los resultados obtenidos, recomendó la utilización del modelo k- ω estándar para simular la turbulencia en digestores agitados mediante bomba de recirculación. Asimismo, Wu (2011) comparó 6 modelos de turbulencia para la agitación mecánica de fluidos no newtonianos en digestores, y llegó a la conclusión de que tanto el modelo k- ϵ como el modelo k- ω estándar fueron más apropiados que los demás modelos de turbulencia. Más recientemente, Wu (2012c) modelizó la agitación mecánica en digestores mediante Large Eddy Simulation (LES), y comparó tres modelos de subcuadrícula (SGS): modelo de Smagorinsky-Lilly, el modelo de adaptación local al muro de la viscosidad de Eddy y el modelo de transporte de la energía cinética. Los resultados indicaron que todos los modelos SGS produjeron excelentes resultados en la simulación la potencia del impulsor y del flujo, y que un LES realizó mejor la simulación para predecir el flujo turbulento que un Reynolds-averaged Navier-Stokes (RANS). Wu (2014) simuló la mezcla mediante gas con cuatro configuraciones diferentes: dos difusores en el fondo, gas confinado en un tubo central de aspiración, dos lanzas de gas y gas confinado en dos tubos de aspiración. Los campos de flujo para cada diseño se obtuvieron mediante la resolución de un modelo de flujo multifásico euleriano, suponiendo que la fase líquida era un fluido no

newtoniano descrito según una ley de potencia. Se realizó una descripción cualitativa del movimiento del fluido debido a la generación de burbujas de gas y se hizo una identificación cuantitativa de los campos de flujo de la fase líquida para comparar los cuatro diseños de mezcla, en los que se utilizaron la velocidad media y el índice de uniformidad de la velocidad para evaluar el rendimiento de la mezcla para cada diseño. El modelo se validó basándose en los resultados obtenidos por Karim et al. (2004) y Wu (2010c). Los resultados indicaron que la mezcla confinada se comporta mejor que la mezcla no confinada en términos de uniformidad de campos de flujo y velocidad media con respecto a la potencia de mezcla. Se sugirió más adecuado era la agitación mediante dos tubos de aspiración. En las figuras 4 y 5 se presentan un esquema de los 4 casos estudiados y el campo de velocidades para cada caso.

Figura 5. Diagrama esquemático de los cuatro diseños estudiados por Wu (2014): (a) difusores de fondo, (b) tubo central de aspiración, (c) dos lanzas y (d) dos tubos de aspiración.

Figura 6. Vista frontal de la magnitud de la velocidad de la fase líquida de los cuatro diseños estudiados por Wu (2014): (a) difusores de fondo, (b) tubo central de aspiración, (c) dos lanzas y (d) dos tubos de aspiración.

Latha et al. (2009) desarrollaron un modelo de fase discreta de Lagrange, en el que se describía la mezcla mediante gas de un digestor anaerobio, a escala de laboratorio, que trataba residuos sólidos urbanos e industriales. Asimismo, realizaron una comparación del comportamiento de la mezcla considerando el fluido como newtoniano y como no newtoniano.

Meroney y Colorado (2009) estudiaron, de forma numérica, la agitación mecánica en el interior de un tubo de aspiración en cuatro tanques de digestión anaerobia a escala real, donde utilizó una condición de contorno de modo “fan” para simular el agitador. Calculó el tiempo de renovación del volumen del digestor, el tiempo de difusión de la mezcla, el tiempo de retención hidráulica y gradiente de velocidad (G-value). La característica única de este estudio es presentar de primera mano información práctica para el diseño, construcción y explotación de reactores anaeróbicos mediante simulaciones CFD. Al igual

que en el trabajo de Wong, la mayor pega es que el modelo CFD no caracteriza la rotación del impulsor.

Terashima et al. (2009) evaluaron el rendimiento de la agitación en flujo laminar de un digestor de gran tamaño en forma de huevo utilizando el tiempo de homogeneización (tiempo de mezcla) y un índice de uniformidad. En este modelo, la fuerza descendente que representa la rotación del impulsor en el tubo se incluyó en las ecuaciones de los momentos. Teóricamente, el análisis del tiempo de homogeneización es el método más eficaz para evaluar el rendimiento de la agitación porque tiene que ver directamente con el proceso de mezcla. Sin embargo, el método de agitación en el tiempo es computacionalmente costosa ya que requiere resolver una ecuación de transporte de especies transitorio (trazador).

Mendozal et al. (2011) realizaron simulaciones mediante CFD de la agitación con chorros (jet) de un digestor cilíndrico a escala real, para identificar las zonas mezcladas y las zonas muertas. Utilizaron la ley de Stokes para calcular la solución velocidad de sedimentación de las partículas de la biomasa. Asimismo, evaluaron el efecto del ángulo del chorro en los campos de flujo.

Bridgeman (2012) simuló la agitación mecánica en un digestor a escala de laboratorio con fango procedente de una depuradora. Evaluó la selección de un modelo de turbulencia, la densidad de la malla y la viscosidad del fluido no newtoniano. En base a la comparación de los cinco modelos de turbulencia que utilizó, afirmó que el uso del modelo de estrés de Reynolds combinado con el método de marco de referencia múltiple (MRF) que caracterizaba la rotación del impulsor era la estrategia de modelado más adecuada. En este estudio, tanto la velocidad media como el gradiente de velocidad fueron utilizados para cuantificar los campos de flujo, y la concentración de sólidos y la velocidad del impulsor sirvieron para analizar las zonas muertas. Para validar el modelo, se compararon los valores del consumo de energía en el recipiente según los resultados experimentales y la simulación CFD. Basándose en los resultados de la modelización mediante CFD y en los datos experimentales, se observó que el rendimiento en la producción de biogás no fue ni alterado ni mejorado a través de la mezcla en los ensayos realizados a escala de laboratorio con concentraciones de sólidos del 2,5 %. La conclusión más importante de este trabajo fue señalar que los diseños futuros deberían centrarse en la reducción de la necesidad de

aporte de energía para evitar la deposición de la arena en lugar de optimizar la energía para la mezcla desde la perspectiva de la mejora del rendimiento en la producción de biogás.

Azargoshasb et al. (2015) simularon mediante CFD la agitación de un digestor de 2 l agitado de manera continua. Al modelo CFD le añadieron ecuaciones de balance de población de bacterias acetogénicas y metanogénicas. En sus ensayos utilizaron un fango creado en laboratorio.

Dapelo et al. (2015) desarrollaron y describieron un novedoso modelo CFD basado en el volumen finito de Euler-Lagrange (EL) para simular un digestor anaerobio mezclado con gas a presión. El movimiento del fluido es impulsado por la transferencia del momento de las burbujas al líquido. La validación del modelo se llevó a cabo mediante la evaluación del campo de flujo en un modelo a escala de laboratorio con velocimetría de imagen de partículas (PIV).

En la modelización mediante CFD de la digestión anaerobia de la EDAR de Alcantarilla (Murcia), Hurtado et al. (2015) Se simuló numéricamente un experimento de pulso con el fin de determinar la distribución del tiempo de residencia de la modelización. Se inyectaron cinco mil partículas en la tubería de entrada (cerca de la sección de entrada) al mismo tiempo y se resolvió numéricamente el seguimiento de las partículas a lo largo del digestor para validar el modelo. Variaron el caudal de recirculación (90, 80, 60, 45, 30 y 15 % del valor nominal) para estudiar su influencia en los flujos corriente, obteniendo que el volumen activo exhibía una tendencia logística con un crecimiento exponencial, que comienza a disminuir a partir de una tasa de flujo de mezcla igual al 45% del valor nominal, ya que el valor volumen activo está limitada por el volumen del tanque (el volumen activo que es un porcentaje de éste), tal y como se muestra en la figura 6. Asimismo, propusieron un régimen de funcionamiento capaz de mantener el volumen activo entre el 94 y el 99 %, alternando periodos de arranque/parada cada 2 h para la bomba de recirculación.

Figura 7. Influencia del caudal de recirculación en el volumen activo (Hurtado et al., 2015).

3.3.1. Validación de los programas CFD

Es importante contrastar los resultados obtenidos en las simulaciones con software CFD comparándolos con datos empíricos, de manera que las conclusiones sean fiables.

En los estudios realizados a escala de laboratorio o en plantas piloto es fácil realizar ensayos que nos permitan obtener datos con los que comparar los obtenidos en las simulaciones. Así son numerosos los investigadores que han aplicado diferentes técnicas para validar sus estudios: consumo energético (Bridgeman, 2012), consumo energético y caudal (Wu, 2010a), partículas radioactivas (Karim et al., 2004; Vesvikar y Al-Dahhan, 2005; Wu, 2012c), técnicas visuales (Tamburini et al., 2009), medidores de velocidad ultrasónicos de efecto Doppler (Wu, 2012a), y técnicas ópticas (Montante et al., 2001) como velocimetría de imágenes de partículas (Dapelo et al., 2015). Algunos autores se han basado en la bibliografía existente (Karim et al., 2007; Wu 2010c; Coughtrie et al., 2013)

Sin embargo, cuando la modelización se está realizando a escala real, la dificultad para obtener datos empíricos que caractericen el campo de velocidades es mucho mayor. En algunos casos, se han realizado ensayos que aún siendo de ayuda, no han dado una información completa: trazadores (Meroney y Colorado, 2009; Terashima et al., 2009; Hurtado et al., 2015), medidores de velocidad (Manea y Robescu, 2012) y medidas de

presión y temperatura en determinados puntos (López-Jiménez et al., 2015). En otros casos, se ha preferido aceptar los resultados obtenidos en las modelizaciones mediante CFD utilizando los parámetros de diseño (modelo de turbulencia o reología del fango, por ejemplo) validados a escala de laboratorio o los datos publicados por otros autores: Wu (2011, 2014), Yu et al. (2012) y Craig et al. (2013).

Sirva a modo de resumen, la comparativa realizada por Lindmark et al. (2014) que se presenta en la figura 7.

Figura 8. Comparativa entre nueve instigaciones que han simulado diferentes métodos de agitación (a escala de laboratorio, planta piloto y escala real) para la digestión mediante CFD, incluyendo métodos de modelización y métodos de validación (Lindmark et al., 2014)

3.3.2. Turbulencia y reología del fluido

La elección del método y del modelo de turbulencia, así como de la reología del fango digerido, adquieren una gran importancia a la hora de estudiar la agitación de la masa de fango dentro del digestor mediante los programas CFD. Dependiendo de los modelos elegidos, las simulaciones diferirán completamente.

3.3.2.1. Elección del modelo de turbulencia

La simulación numérica del flujo turbulento puede ser modelizada mediante los métodos de simulación RANS, LES y DNS. El método DNS es el más preciso, pero es el método que necesita unos ordenadores más potentes y mayor número de horas para calcular el flujo turbulento. El método LES muestra una alta precisión en la captura para los casos en que se trabaja con estructuras caóticas a gran escala. Cuando se utilizan software CFD industrial a nivel académico o a nivel industrial, el método de simulación RANS sigue siendo uno de los más utilizados para modelizar flujos turbulentos. El modelo de turbulencia debe ser seleccionado basándose en el caso estudiado.

A día de hoy, en la bibliografía existente no se ha publicado ninguna metodología definitiva que haya establecido la definición de los modelos y enfoques más apropiados para utilizar en la predicción del complejo flujo que se produce en los digestores anaerobios. Uno de los factores importantes es que el fango es mezclado en muchos biorreactores de diferentes tipologías, incluyendo reactores a escala de laboratorio donde pueden validarse los resultados obtenidos con los datos experimentales de los ensayos. El fango digerido en movimiento tiene números de Reynolds que indican que el flujo se encuentra en la región turbulenta de transición. Se sabe que este tipo de flujo es difícil de modelar y muchos modelos de turbulencia común no logran resolver correctamente el campo de velocidades. Esto se ve agravado por la naturaleza no newtoniana de casi todos los fangos, que puede alterar significativamente los números de Reynolds en todo el digestor donde tensiones de cizalladura internas varían. La literatura publicada no ha abordado plenamente la cuestión de cuáles son los modelos de turbulencia apropiados ni qué criterios deben adoptarse para seleccionarlos para los fangos de especial reología. Es decir, no hay un criterio claro que indique que modelo de turbulencia es el adecuado para cada caso, pero si hay estudios muy interesantes, que comparan diferentes modelos de turbulencia, que facilitan la elección del modelo a aplicar para cada caso.

Hasta la fecha, el modelo $k-\epsilon$ estándar ha sido el modelo de turbulencia más utilizado para simular la mezcla en reactores (Sahu et al., 1999; Mudde y Van Den Akker, 2001; Alexopoulos et al., 2002; Chapple et al., 2002; Oey et al., 2003; Aubin et al., 2004; Pruvost et al., 2004b; Kukukova et al., 2005; Mostek et al., 2005; Deglon y Meyer, 2006; Wilcox, 2006; Perner-Nochta y Posten, 2007; Littleton et al., 2007a, b; Wasewar y Sarathi, 2008; Vakili y Nasr Esfahany, 2009; Wu et. al, 2010c; Luo y Al-Dahhan, 2011 y Couto et al., 2015). A pesar de la amplia e intensa utilización de este modelo, el mismo tiene algunas deficiencias como el mal simulado de las capas límite que no están en equilibrio. Menter (2011) indicó que con este modelo puede resultar una exactitud reducida en las soluciones, que nos llevará a retrasar o fracasar en la modelización de la capa límite, resultando gradientes de presión adversos. Además, el modelo $k-\epsilon$ estándar ha sido consecuentemente encontrado inadecuado para su uso en el modelado de precisión para flujos turbulentos con números de Reynolds bajos o la separación de las capas límite turbulentas de manera eficaz; esto dio lugar a intentos de desarrollar formulaciones más precisas como el modelo $k-\omega$ SST (Menter et al., 2003).

Algunos otros modelos, como el RNG $k-\epsilon$ (Jaworski et al., 1998 y Aubin et al., 2004), el realizable $k-\epsilon$ (Shah, 1979 y Wu, 2009, 2010a), el estándar $k-\omega$ (Pruvost et al., 2004a, 2006), y el modelo de estrés Reynolds (RSM) (Luo y Al-Dahhan, 2011), han sido probados para aplicaciones específicas.

Jaworski y Zakrzewska (2002) compararon seis modelos de turbulencia que implican el modelo $k-\epsilon$ estándar, el RNG $k-\epsilon$, el realizable $k-\epsilon$, el Chen-Kim $k-\epsilon$, el Chen-Kim $k-\epsilon$ optimizado, y el modelo de estrés Reynolds (RSM) en un tanque de fondo plano con un impulsor PBT y cuatro deflectores.

Pruvost et al. (2004a) utilizaron 5 modelos de turbulencia del método RANS en su estudio sobre los flujos curvados y toroidales.

Básicamente, los modelos de turbulencia de dos ecuaciones se desarrollan basándose en la hipótesis de Boussinesq, que asume una turbulencia localmente isotrópica. Estos modelos tienen un coste relativamente bajo de computación pero son inapropiados para predecir los flujos en los casos de turbulencia heterogénea. Abandonando la hipótesis de viscosidad de Eddy isotrópica, el modelo RSM resuelve las ecuaciones de transporte para cada término de estrés de Reynolds en las ecuaciones de momento, lo que es adecuado para simular flujos altamente arremolinados y flujos secundarios de estrés-impulsado. Dado

que no hay un modelo de turbulencia universal que pueda ser utilizado para cualquier tipo de flujo turbulento, la selección de un modelo de turbulencia adecuado es crítica cuando se está utilizando el método de simulación RANS.

Con el avance continuo de la potencia de cálculo, el LES se ha convertido en un método de simulación de turbulencia atractivo. Ahora bien, todavía tiene limitaciones significativas para aplicaciones de ingeniería debido a sus altos costos de computación. Un método prometedor para el modelado de la mezcla turbulenta en biorreactores es el LES incrustado, que aplica el LES en zonas con fuerte biorreacción mientras utiliza el RANS en el resto de zonas.

Entre los autores que han utilizado el método DNS, se encuentran Marshall y Sala (2011).

Murthy y Joshi (2008) llevaron a cabo una extensa la revisión del LES, y evaluaron el modelo $k-\epsilon$ estándar, el RSM y el LES entre cinco impulsores diferentes.

Bridgeman et al. (2010) y Bridgeman (2012) evaluaron 5 modelos de turbulencia del método RANS para la agitación de un fluido newtoniano en el primer caso y para la modelización de en digestor anaerobio mezclado mediante agitación mecánica a escala de laboratorio en el segundo. Los modelos de turbulencia elegidos son los siguientes: el modelo $k-\epsilon$ estándar, el RNG $k-\epsilon$, el $k-\epsilon$ realizable, el estándar $k-\omega$ y el modelo de estrés Reynolds (RSM).

Wu (2009, 2010a) realizó simulaciones mediante CFD de la mezcla mediante agitadores mecánicos en digestores anaeróbicos utilizando el modelo $k-\epsilon$ realizable, considerando el fango digerido como agua o un fluido no-newtoniano dependiendo de su concentración en sólidos totales (TS). Los resultados fueron validados mediante ensayos de laboratorio. La cuestión que se planteaba en estas investigaciones era es si el modelo elegido es el más adecuado para la simulación de la mezcla de digestión anaerobia mediante impulsores mecánicos. Posteriormente, Wu (2010b, c) examinó doce modelos de turbulencia para una sola fase líquida y para dos fases de flujo en una tubería, e informó de que el modelo $k-\omega$ SST y el modelo $k-\omega$ estándar podían ser utilizados para simular la mezcla de gas y el bombeo mecánico en digestores anaeróbicos, respectivamente. El modelo de turbulencia SST $k-\omega$ con correcciones para un número de Reynolds bajo era la aproximación más

económica (desde el punto de vista de horas de cálculo) para simular el flujo de dos fases: gas y fluido no newtoniano.

Wu (2011) evaluó seis modelos de turbulencia (el $k-\epsilon$ estándar, el RNG $k-\epsilon$, el $k-\epsilon$ realizable, el estándar $k-\omega$, el $k-\omega$ SST y el modelo de estrés Reynolds (RSM)) para simular la agitación mecánica de un digestor anaerobio, considerando el fango como fluido no newtoniano y considerando seis concentraciones diferentes para el fango digerido. De acuerdo con el análisis de errores junto con la observación de la historia de convergencia para cada simulación, concluyó que todos los modelos son capaces de simular agitación mecánica de fluidos no newtonianos para las seis concentraciones de sólidos totales de estudio, con tiempo de uso de CPU razonable y computacional estabilidad. El modelo $k-\omega$ estándar muestra excelentes predicciones para concentraciones de sólidos del 0 % y 2,5 %; el modelo $k-\epsilon$ realizable tiene las soluciones con los errores más bajos para concentraciones del 5,4%, 9,1% y 12,1%; los modelos $k-\epsilon$ estándar, RNG $k-\epsilon$ y $k-\epsilon$ realizable realizan ligeramente mejor que los otros modelos la simulación para el 7,5%; el modelo $k-\epsilon$ estándar converge relativamente rápido, y el RSM es computacionalmente caro en comparación con los otros modelos. En los flujos con un fuerte remolino, es recomendable una estrategia de modelado comenzando con el modelo RNG $k-\epsilon$, luego cambiando al RNG $k-\epsilon$ o al $k-\epsilon$ realizable y, finalmente, mediante el RSM (si se desea). A modo de resumen, se puede concluir que los modelos $k-\omega$ estándar y $k-\epsilon$ realizable son muy recomendables.

Joshi et al. (2011) evaluaron diferentes modelos de turbulencia ($k-\epsilon$ estándar, el RNG $k-\epsilon$, el modelo de estrés Reynolds (RSM) y LES) en digestores con agitación mecánica (turbinas de disco) y deflectores en su parte interior, comparando los resultados con los datos experimentales obtenidos con anemometría interna láser Doppler (LDA). También se evaluaron las modificaciones propuestas al modelo $k-\epsilon$ estándar. La comparación realizada entre los modelos estudiados ha puesto de manifiesto las razones que explican el éxito parcial de las diversas modificaciones realizadas en el modelo $k-\epsilon$ estándar, así como el RSM.

Coughtrie et al. (2013) compararon diferentes modelos de turbulencia en la simulación de la mezcla de un digestor, a escala de laboratorio, agitado con una lanza de gas en el centro de mismo, considerando el fango como fluido newtoniano. Los modelos comparados fueron los siguientes: el $k-\omega$ SST, el $k-\epsilon$ RNG, el RSM y el SST de transición (Menter et al., 2006). El modelo SST de transición ofreció la predicción más precisa para la velocidad, la

separación/reacoplamiento y el campo de flujo en general. Se demostró que el modelo k- ϵ RNG es inadecuado para el modelado de los flujos con un número de Reynolds bajo encontrados en el modelo del digestor y no es capaz de definir correctamente los puntos de separación/reacoplamiento y el tamaño de las regiones de estancamiento. Los modelos k- ω SST y RSM proporcionaron resultados más precisos; ahora bien presentaron algunas imprecisiones en la modelización de la velocidad y de la separación/reacoplamiento.

Azargoshasb et al. (2015) eligieron para su modelización CFD un modelo euleriano multifase y un modelo de turbulencia RNG k- ϵ para simular las zonas de reacciones hidrodinámicas en el reactor. Se considero que el modelo RNG k- ϵ era más preciso que el k- ϵ estándar, aunque aumentaba el tiempo necesario para los cálculos.

López-Jiménez et al. (2015) utilizaron el modelo k- ϵ estándar para simular la agitación del digestor de la EDAR de Ontinyent (Valencia).

3.3.2.2. Elección del modelo de la reología del fango

La reología (palabra introducida por Eugene Bingham en 1929) es la rama de la física de medios continuos que se dedica al estudio de la deformación y el fluir de la materia. Todos los fluidos pueden ser generalmente clasificados en tres categorías:

- Fluido newtoniano cuya viscosidad depende sólo de la temperatura.
- Fluido no newtoniano cuya viscosidad depende de la temperatura y del esfuerzo cortante aplicado.
- Fluido no newtoniano cuya viscosidad depende de la temperatura, del esfuerzo cortante aplicado y del tiempo.

La figura 9 muestra cuatro tipos de fluidos en base a la tensión de cizalladura aplicada con respecto a la velocidad de cizalladura o velocidad de deformación producida.

Figura 9. Diferentes tipos de fluidos no newtonianos

Al igual que en el caso de la elección del modelo de turbulencia, el modelo de la reología del fango se ha elegido basándonos en la investigaciones y ensayos que han realizado otros autores.

En la mayoría de los casos, los residuos orgánicos como el fango de las aguas residuales presentan un comportamiento no newtoniano (O'Neil, 1985; Cumby, 1990; Achkari-Begdouri y Goodrich, 1992; James y Jayaranaiwachira, 2000; Kelly y Gigas, 2003; Seyssiecq et al, 2003; Landry et al., 2004; El-Mashad et al., 2005; Dular et al., 2006; Karim et al. ,2007; Mu et al., 2007; Bakker et al., 2009 y Baudez et al., 2013). Por otra parte, a menudo contiene arena, fibras de celulosa y otros residuos, que pueden estar sujetos a la sedimentación.

Considerar el fango digerido como un fluido de ley de potencia sin sedimentación ha dado buenos resultados en un amplio conjunto de la literatura (Terashima et al., 2009; Bridgeman, 2012; Wu, 2010a, 2010c, 2011, 2013, 2014 y Dapelo et al., 2015). En un fluido no newtoniano independiente del tiempo que se comporta según una ley de potencia, la viscosidad no es constante, sino que depende de la magnitud de la velocidad de cizallamiento:

$$\eta = k \dot{\gamma}^{n-1}$$

Donde η es la viscosidad aparente, k es el coeficiente de consistencia, $\dot{\gamma}$ es la velocidad de cizallamiento y n es el índice de ley de potencia.

La ecuación anterior es válida sólo para un intervalo de la velocidad de cizallamiento (Wu y Chen, 2008; Bridgeman, 2012). Más allá de ese intervalo, la viscosidad toma un valor máximo o mínimo constante. Los valores de $\eta_{\min}$ y $\eta_{\max}$ no tienen significado físico y son necesarios para evitar valores singulares para la viscosidad durante las ejecuciones, así como para evitar iteraciones innecesarias. Estos valores fueron elegidos de manera que las viscosidades máxima y mínima se encontrasen dentro del intervalo de las velocidades de cizallamiento máximas y mínimas una vez que se habían alcanzado las condiciones estacionarias. La relación entre la viscosidad aparente y la velocidad de cizallamiento, teniendo en cuenta los valores máximos y mínimos, se ha representado en la figura 10.

Figura 10. Relación entre la viscosidad aparente y la velocidad de cizallamiento

Asimismo, la densidad del fango (ρ) en kg/m^3 se puede expresar según la siguiente ecuación (Landry et al., 2004):

$$\rho = 0.0367TS^3 - 2.38TS^2 + 14.6TS + 1000$$

Donde TS es la concentración en tanto por ciento en peso del fango.

Achkari-Begdouri y Goodrich (1992) investigaron el estiércol procedente del ganado vacuno, y afirmó que las características reológicas de los lodos dependen de la relación total de sólidos (TS) y la temperatura. Wu y Chen (2008) usaron sus datos como base para los modelos que utilizan fango digerido. Estos datos se presentan en la tabla 1 donde las densidades de lodo para se muestran diferentes TS. Todos los valores de la densidad difieren en menos de 1% de la densidad del agua a 35°C (994 kg/m³). En base a los parámetros de la tabla 1, se puede considerar que el fango digerido sigue el comportamiento de un fluido pseudoplástico.

TS (%)	k (Pa·s ⁿ)	n	$\dot{\gamma}$ (s ⁻¹)	$\eta_{\min}$ (Pa·s)	$\eta_{\max}$ (Pa·s)	ρ (kg/m ³)
0	0.001	1	—	—	—	998
2.5	0.042	0.710	226~702	0.006	0.008	1000.36
5.4	0.192	0.562	50~702	0.01	0.03	1000.78
7.5	0.525	0.533	11~399	0.03	0.17	1001.00
9.1	1.052	0.467	11~156	0.07	0.29	1001.31
12.1	5.885	0.367	3~149	0.25	2.93	1001.73

Tabla 1. Propiedades del fango procedente de ganado vacuno según Achkari-Begdouri y Goodrich (1992)

Sin embargo, no todos los autores han considerado la ley de potencia como el modelo que mejor describe la reología del fango digerido. Según Monteiro (1997), el modelo que mejor describe el fango procedente de aguas residuales domésticas es la ley Hershel-Bulkley, que es una combinación de la ley de potencia y la ley de Bingham. La ley de Hershel-Bulkley se puede aplicar tanto para fluidos dilatantes o pseudoplásticos, dependiendo de si el índice de la ley de potencia es mayor o menor que uno, respectivamente. Tanto la ley de Hershel-Bulkley como la de Bingham tienen una tensión de fluencia que hay que superar antes de que el fluido entre en movimiento.

Ley de Bingham: $\tau = \tau_y + \mu_p \dot{\gamma}$

Ley de Hershel-Bulkley: $\tau = \tau_y + k \dot{\gamma}^n$

Donde τ es la tensión de cizalladura, τ_y es la tensión de fluencia, μ_p es la viscosidad plástica, k es el coeficiente de consistencia, $\dot{\gamma}$ es la velocidad de cizallamiento y n es el índice de ley de potencia.

Craig et al. (2013) compararon los resultados obtenidos por Achkari-Begdouri y Goodrich (1992), Monteiro (1997) y Baudez et al. (2011), tal y como se expone en la figura 11. Hay que tener en cuenta que en dicha gráfica se comparan fango procedente de

estiércol a una concentración del 5,4 % (Achkari-Begdouri y Goodrich, 1992) fango fresco al 3-4 % y fango digerido con 40 días de estabilización procedentes de una depuradora agua residual urbana (Monteiro, 1997), fango digerido al 1,85 % (Baudez et al., 2011) y agua, incluyendo la ley de Hershel-Bulkley ajustada a los fangos de depuradora.

Figura 11. Comparación entre las propiedades reológicas de diferentes fangos según Achkari-Begdouri y Goodrich (1992), Monteiro (1997) y Baudez et al. (2011) y agua (Craig et al., 2013).

3.3.3. Caracterización de la agitación y de las zonas muertas

Tal y como se ha indicado en el apartado 2.2.6, la calidad de la mezcla y agitación va a determinar el rendimiento del digestor anaerobio desde el punto de vista de uniformidad, espacio muerto y posibles cortocircuitos (Hendricks, 2006)

Considerando la distorsión angular que sufre un volumen elemental de fluido al ser sometido a fuerzas tangenciales en su superficie, Camp y Stein (1943) desarrollaron el concepto gradiente de velocidad (G), que se ha convertido en un parámetro fundamental para clasificar el grado de mezcla de un volumen determinado dentro de la industria del agua. El gradiente de velocidad se define como:

$$G = \sqrt{\frac{\varepsilon}{\mu}}$$

Siendo ε la potencia disipada por unidad de volumen y μ la viscosidad dinámica del fluido

Aunque actualmente algunos autores, como Clark (1985) y Graber (1994), consideran que este parámetro no es adecuado en su origen cuando se trabaja con campos de velocidades tridimensionales, y que es una simplificación excesiva caracterizar con un número un flujo turbulento complejo, en el cual áreas de gran energía de agitación coexisten con zonas muertas (Sindall et al., 2013). Sin embargo, el gradiente de velocidad todavía se utiliza ampliamente en toda la industria del tratamiento de aguas y en la literatura. Así, la guía de la U.S. EPA (1979) y Metcalf, Eddy (2003) sugieren que para una correcta digestión anaerobia, los valores promedio del gradiente de velocidad deben situarse entre 50 y 80 s⁻¹.

Asimismo, el gradiente de velocidad afecta a las poblaciones bacterianas involucradas en proceso de aguas residuales (Gray, 2010), y, por tanto, es un parámetro de interés en el diseño de ingeniería del medio ambiente (Tchobanoglous et al., 2010).

Cholette y Cloutier (1959) y Cholette et al (1960) propusieron modelos integrales en los que se incluía la dependencia del tiempo de las condiciones de mezcla en reactores ideales. En sus propuestas en cuenta las imperfecciones en el proceso de mezclado. Utilizaron expresiones algebraicas que incluían el efecto negativo de la mezcla parcial, el cortocircuito del caudal de entrada directo a la salida, los efectos del flujo pistón que expulsa el fluido influente por la salida sin estar mezclado, y el impacto de las zonas muertas en las concentraciones de salida.

Posteriormente, Wolf y Resnick (1963) propusieron una ecuación general basada en las ideas de Cholette y Cloutier (1959) y Cholette et al (1960):

$$\frac{C_{SO}(t)}{C_O} = \exp\left(-\frac{(1-f)}{a \cdot r \cdot (1-d) \cdot T_{HRT}} \cdot \left(t - L - \frac{p \cdot (1-d) \cdot r \cdot T_{HRT}}{(1-f)} + \beta \cdot a \cdot r \cdot (1-d) \cdot T_{HRT}\right)\right)$$

Donde a es la fracción de volumen efectivo perfectamente mezclado, d es fracción de volumen muerto, f es la fracción del caudal que hace cortocircuito con velocidad infinita a la salida, p es la fracción del volumen efectivo considerada como flujo pistón, r es un factor de corrección de tiempo de residencia asociado con errores de medición en V o v , L es el tiempo de retraso de la medida de la instrumentación, t es el tiempo, T_{HRT} es el tiempo de retención hidráulico e igual a V/v , V es el volumen total del sistema, v el caudal de entrada o de salida (se consideran iguales) y $\beta = -\frac{\ln(1-f)}{(1-f)}$ cuando $f \rightarrow 0$, $\beta \rightarrow 0$.

Hay que señalar que, con tantas variables, a veces es difícil diferenciar entre los efectos de espacio muerto, d , el error de medida, r , y la mezcla parcial, a , cuando f - p es casi cero, especialmente cuando la eficiencia de la mezcla es casi la ideal.

La guía de la U.S. EPA (1979) fija el límite inferior de la potencia disipada por unidad de volumen, también llamado nivel de energía de mezcla (MEL) por Stukenberg et al., (1992) y Wu (2010a, 2010b, 2010c), entre 5 y 8 W/m³ para una mezcla completa en digestores anaerobios agitados con bomba de recirculación. Además, se recomienda un tiempo de renovación del digestor inferior a 20-30 minutos.

Vesvikar y Al-Dahlan (2005) indicaron que aquellas zonas en las que la velocidad fuese inferior al 5 % de la velocidad máxima fuesen consideradas como zonas muertas o inactivas.

Karim et al. (2007) consideraron que el criterio más adecuado para definir las zonas con pobre agitación era identificar las regiones en las que la velocidad axial era menor que la velocidad de sedimentación de los flóculos. El tamaño y la velocidad de sedimentación de los flóculos del fango activo recogido en plantas de tratamiento de aguas residuales se sitúan en los intervalos de 0,06-12 mm y 0,02-2 cm/s, respectivamente (Li y Ganczarczyk, 1987; Lee et al., 1996; Li y Yuan, 2002). En base a estos datos, Karim et al. (2007) consideraron como 0,32 cm/s la velocidad de sedimentación característica de un flóculo medio. El fundamento de la elección de este criterio para identificar las zonas con agitación insuficiente es que si la velocidad axial del fluido es mayor que la velocidad de sedimentación, habrá arrastre suficiente sobre el flóculo para llevarlo con el flujo de fango.

Por otro lado, si la velocidad de sedimentación es mayor que la velocidad axial del fluido, entonces se producirá la sedimentación de flóculos en estas regiones. Por consiguiente, la cuantificación de las zonas poco agitadas del digestor se llevó a cabo mediante el cálculo del área encerrada por la mayor de la primera línea de corriente fuera del bucle cerrado de las líneas de corriente o el contorno de la magnitud de la velocidad axial igual a la velocidad de sedimentación.

Meroney y Colorado (2009) utilizaron el gradiente de velocidad definido por Camp y Stein (1943), la potencia disipada por unidad de volumen y los criterios establecidos por Cholette y Cloutier (1959) y Vesvikar y Al-Dahlan (2005) para comparar las simulaciones que estudió y definir las zonas muertas.

Para cuantificar los campos de velocidades, Wu (2010a) definió tres rangos de velocidades: zonas con velocidad baja ($0 < v < 0,05$ m/s), zonas con velocidad media ($0,05 < v < 1$ m/s) y zonas con alta velocidad ($v > 1$ m/s). Asimismo, utilizó el criterio de velocidad media y el nivel de energía de mezcla (MEL) para comparar unos sistemas de agitación con otros. En otras investigaciones, Wu (2010c y 2011) volvió a considerar la velocidad media como parámetro de comparación.

Bridgeman (2012) utilizó el mismo criterio que Vesvikar y Al-Dahlan (2005) para definir las zonas muertas o inactivas. Asimismo, definió tres rangos de velocidades, que en su caso, fueron: zonas con velocidad baja ($0 < v < 0,02$ m/s), zonas con velocidad media ($0,02 < v < 0,1$ m/s) y zonas con alta velocidad ($v > 0,1$ m/s). También fue utilizado el concepto de gradiente de velocidad definido por Camp y Stein (1943) para comparas los casos estudiados.

Basándose en la división de Bridgeman (2012) en zonas de alta, media y baja velocidad; Dapelo et al. (2015) dividieron el total del volumen en zonas y hallaron el gradiente de velocidad en cada una de ellas, ya que preveían que el valor del gradiente de velocidad de todo el volumen iba a englobar varios órdenes de magnitud debido a la coexistencia zonas turbulentas (alrededor de las burbujas) y zonas relativamente tranquilas. Curiosamente, el gradiente de velocidad de todo el volumen en sus casos de estudio estuvo comprendido entre 0,1 y 1 s⁻¹, muy por debajo del valor de 50-80 s⁻¹ sugerido por literatura para las plantas de digestión anaerobia (Metcalf, Eddy ,2003 y Tchobanoglous et al., 2010). También se encontraron bajos valores de esta magnitud en la investigación realizada por Bridgeman (2012), donde se observó que la presencia de zonas muertas o de bajo agitación no podía

evitarse incluso mediante el aumento de la potencia de entrada, aunque este hecho no afectó a la producción de biogás.

Coughtrie et al. (2013) únicamente se basaron en el estudio de los campos de velocidades en su comparación entre modelos de turbulencia y dos software CFD para comparar la agitación en el digestor a escala reducida utilizado por Karim et al. (2004)

Yu et al. (2013) estudiaron el proceso de sedimentación de las partículas en función de su tamaño para determinar la mezcla de un digestor de flujo ascendente de 70 l.

Craig et al. (2013) utilizaron los criterios fijados por la U.S. EPA (1979): gradiente de velocidad, potencia disipada por unidad de volumen y tiempo de renovación; para comparar los diferentes modelos elegidos para la viscosidad del fango en la agitación de un digestor de 1250 m³ de volumen.

Wu (2014) comparó la agitación mediante gas para 4 casos diferentes utilizando el gradiente de velocidad definido por Camp y Stein (1943), el nivel de energía de mezcla (MEL), el índice de uniformidad del campo de velocidades (UI) y el número de ruptura (B) definido por Coufort et al. (2005).

Wu (2014) dividió el campo de velocidades en 3 zonas dependiendo del valor del gradiente de velocidad: bajo gradiente de velocidad ($0 < G < 10 \text{ s}^{-1}$), gradiente de velocidad medio ($10 < G < 70 \text{ s}^{-1}$) y alto gradiente de velocidad ($G > 70 \text{ s}^{-1}$)

El índice de uniformidad del campo de velocidades se define como el cociente entre el sumatorio de los productos del valor absoluto del módulo de la velocidad en una celda menos la velocidad media en el tanque por el volumen de esa celda y el sumatorio de los módulos de las velocidades en cada celda por el volumen de esa celda. Así, cuanto menor sea el valor de UI, más homogénea es la mezcla. Una mezcla completamente uniforme se produce para $UI = 0$.

El número de ruptura se define como el cociente entre la fuerza necesaria para romper un flóculo y la fuerza de unión de ese flóculo. Por lo tanto, un flóculo debe romperse cuando $B > 1$ mientras que su tamaño debe mantenerse o aumentar cuando $B < 1$.

López-Jiménez et al. (2015) consideraron el volumen total de zonas muertas como un posible parámetro de mezcla para caracterizar los digestores anaerobios, que había sido sugerido por Bello-Mendoza y Sharratt (1998). Por lo tanto, determinaron que es

importante identificar un criterio adecuado para evaluar el volumen total de zonas muertas. La velocidad de sedimentación de las partículas sólidas, si se conoce, se puede utilizar como velocidad límite para identificar la aparición de zonas muertas (Vesvikar y Al-Dahlan, 2005). Así, López-Jiménez et al. (2015) utilizaron la ley de Stokes para definir las zonas muertas, tal y como anteriormente habían realizado otros autores (Metcalf, Eddy, 2003 y Galindo-Urra et al., 2010). Aplicando la Ley de Stokes a partículas con un diámetro entre 0,0001 y 0,0006 m, fijaron la velocidad límite para las zonas muertas en 0,005 m/s, considerándose zonas agitadas aquellas con velocidad mayor a 0,005 m/s. En las simulaciones con fluidos no Newtonianos, la velocidad límite aumentó hasta 0,02 m/s y, lógicamente, aumentó el tamaño de las zonas muertas.

Hurtado et al. (2015) utilizaron el criterio establecido por Vesvikar y Al-Dahlan (2005), según el cual aquellas zonas en las que la velocidad fuese inferior al 5 % de la velocidad máxima, se consideraban como zonas muertas o inactivas, aunque también consideraron como zonas muertas aquellas en la que la velocidad era inferior a 0,02 m/s cuando compararon variaron el caudal de recirculación.

En el caso de que la mezcla del digestor se realice mediante agitadores mecánicos, la potencia del impulsor de potencia se puede obtener directamente a partir del par de torsión del propio impulsor, y el número de potencia se define como (Wu y Pullum, 2000):

$$P = 2\pi NM$$

$$N_p = \frac{P}{\rho N^3 D_m^5}$$

Donde P es la potencia del impulsor (W), N es la velocidad de giro del impulsor (rps) M es el par motor del impulsor (N·m), ρ es la densidad del fluido (kg/m^3), D_m es el diámetro del impulsor (m) y N_p es el número de potencia.

Para calcular la velocidad de flujo producida por el impulsor, es necesario crear una superficie para la región de descarga. En el caso de un impulsor de flujo axial, esta superficie es circular. Mediante la integración del caudal total a través de esta superficie, se puede obtener la velocidad de flujo y, posteriormente, el número de flujo (Patwardhan, 2001 y Paul et al., 2004):

$$N_q = \frac{Q}{ND_m^3}$$

Donde Q es el caudal (m³/s) y N_q es el número de flujo.

Numerosos autores han utilizado ambos parámetros en sus investigaciones (Chudacek, 2002; Wu, 2010a, 2011 y Yu et al., 2011)

3.4. Influencia de la geometría del digestor

Han sido muy pocos los autores que han estudiado la influencia de la geometría del digestor en la agitación del mismo.

Choi et al., (1996) expusieron que el fondo cónico era una medida eficaz para mejorar la eficacia de la agitación.

Karim et al. (2007) realizaron simulaciones mediante CFD para estudiar el efecto de la configuración del fondo y la instalación de deflectores en el interior de un digestor, a escala de laboratorio, agitado con una lanza de gas en el centro de mismo, considerando el fango como fluido no newtoniano. Con el fin de mantener el mismo tiempo de retención en todos los casos, la altura del digestor se aumentó para compensar la pérdida de volumen asociado con la parte inferior cónica. Para una tasa de recirculación de biogás de 84,96 l/h, las zonas deficientemente mezcladas eran el 33.6 % para el caso del digestor con fondo plano, mientras que en el caso de los digestores con fondos cónicos de 25° y 45° las zonas mal agitadas eran aproximadamente el 31,9% y el 29,6%, respectivamente. La introducción de un deflector colgante en combinación con un fondo cónico de 45° consiguió una reducción de las zonas mal mezcladas de tres veces en comparación con un digestor de fondo plano sin deflector. Aunque la introducción de un deflector colgante fue capaz de reducir significativamente el tamaño de las zonas mal agitadas, una mayor optimización de la geometría del digestor puede conducir a mejoras adicionales. Couvert et al. (1999) ya habían estudiado el montaje de deflectores en el interior de un reactor rectangular agitado con aire comprimido.

3.5. Agitación del digestor y producción de biogás

Aunque la importancia de la agitación de un digestor anaerobio para conseguir una buena mezcla, y en consecuencia alcanzar una producción de biogás eficiente ha sido señalada por muchos investigadores (Lee et al., 1995; Karim et al., 2005c), en otros casos se ha indicado que la agitación, incluso ausencia de la misma, no influye apenas en la producción de biogás (Ong et al., 2002), influye muy poco (Van Hulle et al. (2014) observaron una reducción del 10 % de la producción de metano para condiciones sin mezcla) incluso es positivo (Stroot et al., 2001 y Vavilin y Angelidaki, 2005).

Karim et al. (2005b) examinaron el efecto del tipo de agitación en la producción de biogás, y se encontraron con que los digestores agitados y sin agitar tenían una producción muy similar cuando se alimentaban con fango al 5 % procedente de estiércol, mientras que los digestores mezclados produjeron más biogás que las que sin mezclar cuando se alimentaron con los mismos fangos al 10 % y al 15 %. La agitación con gas era ineficaz para fangos con una concentración superior al 15 %. Liao y Li (2015) también observaron resultados similares para altas concentraciones del fango. Así, observaron que para una concentración del fango superior al 12 %, si no había agitación, difícilmente se producía biogás

Bridgeman (2012) observó que la producción de biogás en un digestor a escala de laboratorio mezclado mediante un agitador mecánico no se vio afectada por los cambios en la velocidad del agitador. Sin embargo, si afectó al volumen de zonas muertas, tal y como se ve en la figura 12.

Figura 12. Influencia de la velocidad de la mezcla en el volumen de zonas muertas para fango digerido concentrado al 5,4 % (Bridgeman, 2012).

Es importante destacar la investigación que realizaron Lindmark et al. (2014). En ella, compararon la tasa de producción de biogás (l metano/g sólidos volátiles del fango fresco) de diferentes investigaciones y con diferentes condiciones de agitación. Rico et al. (2011) apenas obtuvieron diferencia en la producción de biogás cuando en el digestor agitado mediante una bomba de su planta piloto la bomba funcionó en continuo o de manera intermitente. Kaparaju et al. (2008) obtuvieron resultados similares en sus ensayos con digestores mezclados con agitadores mecánicos a escala de laboratorio, escala planta piloto y ensayos batch, aunque sus resultados no se pueden considerar como concluyentes debido a la disparidad de resultados. Stroot et al., (2001) observaron como la producción de biogás aumentaba cuando en digestores a escala de laboratorio (0,5 l y 1 l de volumen), agitados de manera mecánica, la mezcla se realizaba de manera intermitente. Ong et al. (2002) y Hoffman et al. (2008) obtuvieron la misma producción de biogás independientemente de la velocidad de giro del agitador mecánico. Lin y Pearce (1991) produjeron más biogás cuando sus digestores de 7 l se agitaron que cuando permanecieron en reposo. Sin embargo, la velocidad del agitador mecánico no influyó en la producción de biogás. Chen Jiaja et al. (2011) aumentó la producción de biogás de sus digestores de 90 l con el incremento de la velocidad de giro del agitador. Hashimoto (1982) no obtuvo resultados concluyentes en sus ensayos a nivel de laboratorio, mientras que en los

realizados en la planta piloto la producción de biogás fue la misma para la agitación en continuo que de manera intermitente. En todos los casos, la agitación fue mecánica. Ghanimeh et al. (2012) observaron cómo se producía más biogás cuando sus digestores de 9 l con agitación mecánica se mezclaban de manera continua en vez de intermitentemente.

Los resultados comentados anteriormente se muestran en las figuras 13 y 14. LS, PS y B se refieren a escala de laboratorio, escala planta piloto y ensayos batch, respectivamente, y los números se refieren a los diferentes ensayos en la serie.

Figura 13. Comparación realizada por Lindmark et al. (2014) de la producción de biogás para diferentes ensayos y diferentes condiciones de agitación (I).

Figura 14. Comparación realizada por Lindmark et al. (2014) de la producción de biogás para diferentes ensayos y diferentes condiciones de agitación (II).

4. OBJETIVOS

El tiempo de retención de sólidos es un factor clave en el proceso de digestión anaerobia. En base al tiempo de retención de sólidos, se dimensiona el volumen de los digestores anaerobios para así obtener la reducción de materia orgánica deseada, con la correspondiente producción de biogás.

En el diseño un digestor anaerobio, influyen fundamentalmente dos factores: la geometría del mismo y el sistema de agitación. Si la geometría del digestor y su sistema de agitación no son adecuados, el tiempo de retención de sólidos será inferior al de diseño, ya que en el digestor se producirán zonas muertas donde sedimentarán las pequeñas partículas de arena o limos presentes en el fango. Al reducirse el tiempo de retención de sólidos, la reducción de materia orgánica no será la deseada, ya que el fango permanecerá menos tiempo en el sistema de lo que se decidió cuando se proyectó el digestor. Por lo tanto, la producción de biogás y la estabilización del fango serán menores a las esperadas según el diseño que se realizó de la instalación.

Sin embargo, teniendo en cuenta los resultados publicados por algunos autores (Ong et al., 2002; Van Hulle et al., 2014; Stroot et al., 2001; Vavilin y Angelidaki, 2005), es posible que una agitación ineficiente no afecte a corto plazo a la producción de biogás para la concentración que habitualmente tiene el fango digerido en las EDARes que tratan agua residual de origen urbano. Independientemente de estas conclusiones, que son más que discutibles, lo que parece claro es que una mala agitación facilita la presencia de zonas muertas (Bridgeman, 2012). Esto provocará que a largo plazo disminuya la producción de biogás. En consecuencia, será necesario vaciar periódicamente los digestores para eliminar la arena acumulada, lo que incrementará los costes de explotación. De hecho, en EEUU existen empresas especializadas para realizar estos trabajos.

Asimismo, la mala agitación también provocará que haya zonas en las que no haya contacto entre el fango fresco y las bacterias presentes en el digestor, provocando que la producción de biogás se reduzca todavía más.

Por lo tanto, es necesario conocer más profundamente cómo influyen en la agitación de un digestor su sistema de agitación y su geometría. Anteriormente se han expuesto los trabajos de numerosos investigadores que han estudiado los diferentes sistemas de agitación de la digestión anaerobia. Sin embargo, sólo tres de ellos (Choi et al., 1996;

Couvert et al., 1999; Karim et al., 2007) han estudiado cómo influye la geometría del digestor o el montaje de pantallas deflectoras en la mezcla del mismo. En consecuencia, en esta investigación se pretende conocer cómo es la agitación de un digestor anaerobio agitado por una o varias bombas de recirculación con diferentes configuraciones geométricas y caudales unitarios de la bomba/s. Para conseguir este fin, se plantean los siguientes objetivos:

- Establecer la influencia de la relación entre el diámetro y la altura en la agitación de un digestor anaerobio con forma cilíndrica equipado con bomba/s de recirculación
- Establecer la influencia de la pendiente de la solera de un digestor anaerobio con forma cilíndrica, equipado con bomba/s de recirculación, en la agitación de éste.
- Establecer la influencia del número de bombas y del caudal de recirculación en la agitación de un digestor anaerobio cilíndrico.
- Definir el campo de velocidades de un digestor anaerobio con forma cilíndrica equipado con bomba/s de recirculación.
- Evaluación energética y económica de los casos estudiados
- Como objetivo final y englobando los anteriores, conocer mejor cómo funciona el sistema de agitación de un digestor anaerobio a escala real equipado con bomba/s de recirculación.

5. METODOLOGIA DE LA INVESTIGACION

5.1. Introducción

La mejor manera de conocer cómo funciona la agitación de un digestor anaerobio es conocer cómo se mueve el fango dentro de él. Es decir, caracterizar el campo de velocidades. De esta manera, será sencillo determinar qué zonas no están en movimiento en base a unos criterios establecidos.

Gracias al desarrollo de los procesadores de los ordenadores y de las diferentes herramientas de cálculo es posible caracterizar el campo de velocidades de un digestor anaerobio de una manera fiable y detallada mediante software CFD, que son las herramientas de cálculo perfectas para realizar este trabajo.

5.2. Software CFD

La dinámica de fluidos computacional (CFD) es el análisis de sistemas que implican el flujo de fluido, el calor de transferencia, reacciones químicas,... por medio de simulaciones por ordenador. Los ordenadores se utilizan para llevar a cabo la gran cantidad de cálculos necesarios para la resolución de los problemas de dinámica de fluidos, sin embargo hoy en día, incluso con los mejores superordenadores, en algunos casos sólo se pueden conseguir aproximaciones.

Antes de los 90, los programas de CFD no eran muy utilizados entre la comunidad industrial, pero los últimos 20 años, debido a la disponibilidad de software de alto rendimiento y de ordenadores muy potentes, el uso de tales programas ha aumentado rápidamente.

Los paquetes de CFD generalmente comprenden tres elementos principales: un pre-procesador, un solucionador y un post-procesador. En la etapa de pre-procesamiento se crea la malla, y se fijan las condiciones de contorno y las propiedades del fluido. Una vez realizadas esas operaciones, el solucionador realizará el análisis y para terminar en la parte post-procesamiento se mostrarán los resultados calculados con versátiles herramientas de visualización de datos.

De entre todos los programas CFD existentes en el mercado se ha decidido utilizar OpenFOAM, ya que es de código abierto.

5.3. Planificación de los trabajos

Una vez decidido que la simulación del movimiento del fango se iba a realizar mediante el software OpenFOAM, era hora de elegir el sistema de agitación, la geometría de los digestores y la escala de los mismos.

Se ha decidido realizar el estudio en digestores anaerobios a escala real, de 2.000 m³ de volumen aproximadamente, para poder aplicar los resultados a futuros diseños de digestores anaerobios incluidos en proyectos de construcción de diferentes EDARes. Dado que los digestores en España se construyen con un volumen unitario que varía entre 2.000 y 10.000 m³ aproximadamente (Cortacans, 2011), se ha elegido el volumen unitario más pequeño entre los digestores existentes, para reducir el tiempo de simulación. Asimismo, uno de los digestores anaerobios de la EDAR de Valdebebas tiene un volumen parecido (2.180 m³). Realizar la investigación en digestores a escala real presenta dos inconvenientes fundamentalmente. El primero de ellos es el aumento del tiempo de cálculo. El segundo es la imposibilidad de realizar ensayos de laboratorio para validar los resultados obtenidos. Sin embargo, gracias a un profundo estudio la bibliografía existente, se han tomado los parámetros validados por otros autores mediante diferentes medios, tal y como hicieron anteriormente otros investigadores (Karim et al., 2007; Wu 2010c, 2011, 2014; Yu et al., 2012; Coughtrie et al., 2013; Craig et al., 2013).

En cuanto al sistema de agitación, se ha elegido la recirculación de fango mediante bomba ubicada en el exterior del digestor debido a los buenos resultados que este sistema ha dado en instalaciones existentes (EDAR Valdebebas) y a que el tiempo de cálculo es menor que para otros sistemas de agitación. La bomba toma el fango de la parte inferior y lo eleva hasta la parte superior del tanque. Si se hubiese elegido un sistema de agitación con gas a presión, el tiempo de cálculo hubiese aumentado exponencialmente debido a la interacción de las fases gas y líquido.

Se han modelizado 4 digestores cilíndricos, en los que ha variado la relación entre su altura y el diámetro del cilindro y la configuración del fondo. Se han diseñado digestores de diámetro igual a su altura o con un diámetro el doble de su altura. Asimismo, se ha

considerado que los digestores pueden tener el fondo completamente plano o cónico. En el caso de los digestores con fondo cónico, se han dimensionado de manera que la altura de la parte cónica sea igual a la altura de la parte cilíndrica. Variando la relación entre el diámetro y la altura del digestor y cambiando su tipo de fondo, tenemos 4 tipos de digestores diferentes que se indican en la tabla 2.

NOMBRE	FONDO	RELACIÓN ϕ/H	ϕ (m)	H CÓNICA (m)	H TOTAL (m)	V REAL (m ³)
DIGESTOR 1	PLANO	1	13,66	-	13,66	2002
DIGESTOR 2	PLANO	2	17,21	-	8,61	2002
DIGESTOR 3	CONO	1	15,64	7,82	15,64	2003
DIGESTOR 4	CONO	2	19,70	4,93	9,85	2002

Tabla 2. Geometrías elegidas para modelizar los digestores

Cada uno de los 4 casos indicados anteriormente, han sido modelizados con un caudal de recirculación de 250 m³/h. De esta manera, se renueva el volumen del digestor cada 8 horas, valor acorde con la bibliografía ((Metcalf, Eddy ,2003). La tubería de recirculación tiene un diámetro de 250 mm.

Asimismo, el digestor nº3 (fondo cónico y diámetro igual a la altura total) también se ha simulado con un caudal de recirculación de 500 m³/h para evaluar la influencia del caudal de recirculación en la mezcla de la masa de fango. A priori, se ha pensado que el digestor nº2 puede ser el que presente una mezcla menos completa, por lo que también se ha simulado la agitación del mismo con dos bombas de 500 m³/h diametralmente enfrentadas. Por lo tanto, tenemos un total de 6 casos de estudio.

En los casos en los que sólo se utiliza una bomba para agitar el digestor, la tubería de aspiración parten del centro del digestor y la impulsión entra 1 m dentro del digestor. En el caso del digestor nº2 mezclado con dos bombas, las tuberías de aspiración comienzan a 2,5 m del centro del digestor. En todos los casos, se han considerado un resguardo de 2 m entre la altura de la lámina de fango y la cubierta del digestor, y que la generatriz superior de la tubería de impulsión esta 0,5 m por debajo de la superficie del digestor. La cubierta del digestor se ha representado plana, aunque en la realidad no sea así para facilitar la

modelización. Esta simplificación no tiene ninguna influencia en la simulación llevada a cabo.

A modo de resumen, en la tabla siguiente se presentan los 6 casos de estudio

NOMBRE	GEOMETRÍA DIGESTOR	FONDO	RELACIÓN ϕ/H	Nº DE BOMBAS DE AGITACIÓN	CAUDAL UNITARIO BOMBA (m ³ /h)
CASO 1	DIGESTOR 1	PLANO	1	1	250
CASO 2	DIGESTOR 2	PLANO	2	1	250
CASO 3	DIGESTOR 2	PLANO	2	2	500
CASO 4	DIGESTOR 3	CONO	1	1	250
CASO 5	DIGESTOR 3	CONO	1	1	500
CASO 6	DIGESTOR 4	CONO	2	1	250

Tabla 3. Casos elegidos para modelizar la agitación de los digestores.

Según se indica en el apartado 5.5.6, los digestores se han modelizado con el programa Rhino 5. En las siguientes figuras, se presenta el modelado de los mismos.

Figura 15. Vistas perspectiva y frontal del digestor nº1

Figura 16. Vista perspectiva del digestor nº2

Figura 17. Vista frontal del digestor nº2

Figura 18. Vista perspectiva del digester nº2 para el caso de agitación con dos bombas

Figura 19. Vista frontal del digester nº2 para el caso de agitación con dos bombas

Figura 20. Vista perspectiva del digestor nº3

Figura 21. Vista frontal del digestor nº3

Figura 22. Vista perspectiva del digestor nº4

Figura 23. Vista frontal del digestor nº4

5.4. Elección de los parámetros de diseño

Una vez definida la geometría de los digestores, es necesario realizar el mallado de los mismos y del fluido objeto de estudio. Asimismo es necesario definir las condiciones de contorno y las características de los fluidos que intervienen en la simulación.

5.4.1. Tiempo de simulación

Todos los casos se han simulado durante 10 minutos, alcanzando el estado estacionario entre los 7 y 8 minutos de simulación. El tiempo real de cálculo ha sido cercano a las 24 horas en un equipo de 16 núcleos facilitado por DHCAE Tools. El CESVIMA (Centro de Supercomputación y Visualización de Madrid), centro que pertenece a la UPM, había facilitado sus equipos para realizar los cálculos necesarios para llevar a cabo la tesis, pero no ha sido posible utilizarlos debido a la dificultad que entrañaba el manejo de OpenFOAM en el cluster del CESVIMA.

5.4.2. Definición del malla

En la ejecución del mallado se ha prestado especial atención a las zonas de entrada de fango en la tubería, de salida del mismo, a la propia tubería y a la interfase fango-gas, realizando una malla más detallada en estos puntos.

La malla necesaria para modelizar los digestores ha contado con entre 800.000 y 1.200.000 células dependiendo de cada caso. Incluso en la primera modelización llevada a cabo (digestor nº3 con caudal de 500 m³/h) la malla era de más de 3.000.000 de células puesto que se modelizó con gran exactitud la interfase fango-gas, puesto que se desconocía si se iba a generar mucha turbulencia que provocase una interacción clara entre los dos fluidos. Al observarse que la superficie estaba relativamente tranquila, se simplificó la malla en esta zona.

A continuación se presentan una vista general de la malla generada y dos detalles de la tubería de aspiración y de la tubería de impulsión y la interfase fango-gas para el caso del digestor nº3 con un caudal de recirculación de 500 m³/h

Figura 24. Vista general de la malla para el caso 5 (digestor nº3 con un caudal de recirculación de 500 m^3/h)

Figura 25. Detalle de la malla de la tubería de aspiración para el caso 5 (digestor nº3 con un caudal de recirculación de $500 \text{ m}^3/\text{h}$)

Figura 26. Detalle de la malla de la tubería de impulsión y la interfase agua fango para el caso 5 (digestor nº3 con un caudal de recirculación de $500 \text{ m}^3/\text{h}$)

5.4.3. Condiciones de contorno

Aparte de las condiciones de caudal de las bombas, se ha considerado que la velocidad del agua es 0 en los muros y en las paredes de las tuberías. Asimismo, para disminuir los tiempos de cálculo, se ha impuesto la condición de simetría respecto al plano vertical que corta al digestor a la mitad conteniendo el eje de la tubería. En el caso del digestor nº2 agitado con 2 bombas, también se ha considerado la simetría respecto al plano vertical perpendicular al anterior que pasa por el centro del digestor.

5.4.4. Características del fango

Es necesario seleccionar el modelo de turbulencia que va definir el movimiento del fango, así como el modelo de la reología y la densidad del mismo.

5.4.4.1. Elección de las características del fango y su justificación

En base al estudio de la bibliografía existente realizado en el apartado 3.3.2 se ha decidido:

- Utilizar el método de turbulencia RAS y el modelo de turbulencia k- ω SST.
- Considerar el fango digerido concentrado al 3,5 % en peso, ya que este es el valor habitual en las EDARes que tratan agua residual de origen urbano.
- Considerar el fango digerido como un fluido no-newtoniano que sigue la ley de potencia propuesta por Achkari-Begdouri y Goodrich (1992) y Wu y Chen (2008) y cuyos parámetros se definen en la tabla 1.
- Calcular la densidad del fango a partir de la fórmula propuesta por Landry et al. (2004) y que se indica en el apartado 3.3.2.2

Debido a la imposibilidad de realizar ensayos empíricos que permitiesen evaluar los diferentes métodos y modelos de turbulencia y elegir el que mejor se adaptase a la situación real analizada, la elección de las ecuaciones que gobernarán la turbulencia se ha basado en el estudio de la bibliografía existente. Tal y como se ha comentado en el punto 3.3.2.1, a día de hoy, en la bibliografía existente no se ha publicado ninguna metodología

definitiva que haya establecido la definición de los modelos y enfoques más apropiados para utilizar en la predicción del complejo flujo que se produce en los digestores anaerobios. El modelo de turbulencia más utilizado ha sido el k- ϵ estándar.

Sin embargo, a pesar de la amplia e intensa utilización de este modelo, el mismo tiene algunas deficiencias como el mal simulado de las capas límite que no están en equilibrio. Menter (2011) indicó que con este modelo puede resultar una exactitud reducida en las soluciones, que nos llevará a retrasar o fracasar en la modelización de la capa límite, resultando gradientes de presión adversos. Además, el modelo k- ϵ estándar ha sido consecuentemente encontrado inadecuado para su uso en el modelado de precisión para flujos turbulentos con números de Reynolds bajos o la separación de las capas límite turbulentas de manera eficaz; esto dio lugar a intentos de desarrollar formulaciones más precisas como el modelo k- ω SST (Menter et al., 2003).

Teniendo en cuenta que no hay un criterio claro sobre cuál es el modelo de turbulencia más adecuado para simular el movimiento del fango digerido en un digestor anaerobio y que no hay unanimidad entre los investigadores, se ha decidido utilizar el modelo propuesto por el autor que haya realizado la comparativa más exhaustiva entre los modelos de turbulencia. Así, Wu (2010b, c) examinó doce modelos de turbulencia para una sola fase líquida y para dos fases de flujo en una tubería, e informó de que el modelo k- ω SST y el modelo k- ω estándar podían ser utilizados para simular la mezcla de gas y el bombeo mecánico en digestores anaeróbicos, respectivamente. El modelo de turbulencia SST k- ω con correcciones para un número de Reynolds bajo era la aproximación más económica (desde el punto de vista de horas de cálculo) para simular el flujo de dos fases: gas y fluido no newtoniano.

Al analizar las conclusiones de Wu (2010b, c), surgió la duda entre utilizar el modelo k- ω estándar, que es el más adecuado para el caso de estudio, o el modelo k- ω SST, que es el más adecuado para los casos en los que se simulan la fase líquida y la fase gas y que también da buenos resultados para el caso de estudio. Finalmente se ha decidió utilizar el modelo k- ω SST. De esta forma, se facilitaba la continuación de esta investigación para simular la agitación de los mismos digestores mediante gas (lanzas o HEAT & MIX) y así poder comparar los diferentes sistemas de agitación. Además, también se trata del modelo propuesto por Menter et al. (2003) cuando planteo una alternativa más precisa al modelo k- ϵ estándar.

Aunque es cierto que la ley de Hershel-Bulkley se adapta muy bien a los resultados obtenidos para fango digerido procedente de agua residual urbana por Monteiro (1997) y Baudez et al. (2011), el hecho de que la concentración del fango analizado en estas investigaciones se encuentre en el entorno del 2 % (poco más de la mitad de la concentración del fango objeto de estudio), ha hecho que se decida modelizar la reología del fango digerido al 3,5 % mediante la ley de potencia, basándose en los resultados de Achkari-Begdouri y Goodrich (1992) y Wu y Chen (2008). También se ha tenido en cuenta, que al contar con unos valores máximo y mínimo para la ley de potencia, ésta se parece bastante a la ley de Hershel-Bulkley. Considerando una concentración del fango del 3,5 %, se han interpolado los datos de la tabla 1, obteniendo los siguientes valores para el caso de estudio:

k (Pa·sⁿ)	0,0937
n	0,6590
u_{min} (Pa·s)	0,0074
u_{max} (Pa·s)	0,0156

Tabla 4. Parámetros de la ley de potencia de la viscosidad del fango digerido estudiado

Asimismo, la densidad del fango digerido se ha obtenido a partir de la ecuación propuesta por Landry et al. (2004):

$$\rho = 0.0367TS^3 - 2.38TS^2 + 14.6TS + 1000$$

Donde TS es la concentración en tanto por ciento en peso del fango.

Para una concentración de TS del 3,5 %, la densidad resultante es de 1.000,51 kg/m³

5.4.5. Características del biogás

El biogás se ha considerado como si fuese aire, ya que al sólo interaccionar con el fango en la superficie del digestor esta simplificación no afecta a los resultados obtenidos.

5.4.6. Caracterización de las zonas sin agitación

De nuevo, en este caso nos encontramos con que no existe un criterio claro para definir las zonas muertas o sin agitación.

De todos los criterios expuestos en el punto 3.3.3, se ha considerado como más adecuado aquel que propone una velocidad crítica, a partir de la cual sedimentan las partículas de un determinado tamaño.

La velocidad crítica se ha definido como aquella para la cual decantan las partículas inertes de menor tamaño, los limos y arcillas.

La velocidad crítica se ha calculado según la Ley de Stokes para partículas discretas.

$$v_{Lim} = \frac{2}{9} \frac{r^2 (\delta - \rho) g}{\eta}$$

Donde v_{lim} es la velocidad crítica en m/s, r es el radio de la partícula en m, δ es la densidad de los limos y arcillas (Kg/m^3), ρ es la densidad del fango (Kg/m^3) y η es la viscosidad del fango ($\text{Pa}\cdot\text{s}$).

Se ha considerado un tamaño de partícula de 0,0625 mm y una densidad de 2.650 kg/m^3 para los limos. Asimismo, se ha considerado como densidad el valor máximo establecido para la ley de potencia (0,0156 $\text{Pa}\cdot\text{s}$) puesto que este es el valor obtenido para la viscosidad en las simulaciones realizadas. La densidad resultante es de 1.000,51 kg/m^3 . Así el valor obtenido para la velocidad crítica de sedimentación es de 0,0009 m/s.

Aunque en las suspensiones líquidas el nivel de la interfase agua - partículas de sedimento va variando a través del tiempo transcurrido y la velocidad de sedimentación va disminuyendo conforme las partículas precipitadas pasan de una sedimentación de tipo discreto a una sedimentación de compresión, se ha considerado esta velocidad crítica como aquella a partir de la cual comienzan a decantar limos y arcillas.

La velocidad crítica obtenida es bastante inferior a la que otros autores habían considerado. Bridgeman, (2012) definió las zonas con velocidad baja como aquellas en las que la velocidad era inferior a 0,02 m/s. Este mismo valor fue el considerado por López-Jiménez et al. (2015) para definir las zonas muertas cuando simulaban la mezcla del digestor

considerado el fango como fluido no newtoniano. Sin embargo, el valor adoptado nos ha parecido el que nos va a aportar una información más próxima a la realidad.

5.5. OpenFOAM

OpenFOAM (Open Field Operation and Manipulation) es un programa de cálculo de dinámica de fluidos de código abierto producido por OpenCFD Ltd. Sus orígenes provienen de finales de los 80 en el Imperial College (Londres), cuando un grupo de personas decidió desarrollar una poderosa herramienta para poder realizar simulaciones generales de manera flexible. Fue lanzado como una fuente abierta en el año 2004 bajo la Licencia Pública General de GNU. Tiene un gran número de usuarios en la mayoría de las áreas de la ingeniería y de la ciencia, tanto en empresas con fines comerciales como organizaciones académicas.

OpenFOAM cuenta con una amplia gama de características que permite resolver diferentes variables de flujos de fluidos complejos que involucran desde reacciones químicas, modelos de turbulencia y transferencia de calor, a dinámica de sólidos y electromagnetismo. Incluye herramientas para mallado, en particular snappyHexMesh, que permite mallar de forma paralela para geometrías CAD complejas, y para el procesamiento antes y después. Casi todo (incluyendo mallado, y pre y post-procesamiento) se ejecuta en paralelo como estándar, permitiendo a los usuarios sacar el máximo provecho de equipos informáticos a su disposición.

Al ser abierto, OpenFOAM ofrece a los usuarios total libertad para personalizar y ampliar su funcionalidad existente, ya sea por sí mismos o gracias a otros. Además tiene un diseño de código altamente modular en el que las colecciones de funcionalidad (por ejemplo métodos numéricos, mallado, modelos físicos,...) están compilados cada uno en su propia biblioteca compartida. Las aplicaciones ejecutables se crean a continuación, siendo simplemente vinculadas a la funcionalidad de la biblioteca. OpenFOAM incluye más de 80 aplicaciones que simulan solucionadores (solvers) de problemas específicos de ingeniería de mecánica de medios continuos y más de 170 aplicaciones de utilidad que realizan tareas de pre y post-procesamiento, por ejemplo, mallado, visualización de datos, etc.

OpenFOAM está escrito en C++ y se utiliza con un enfoque orientado a objetos que hace que el código sea comprensible y permite al usuario aplicar sus propios archivos con el

fin de adaptarlo a cada caso concreto. Básicamente, OpenFOAM es una biblioteca usada para crear ejecutables, conocidos como aplicaciones, con el fin de resolver el caso en el que el usuario está trabajando. Hay dos tipos de aplicaciones: solucionadores, que han de resolver los casos; y las utilidades, que están diseñados para la transformación de datos. La estructura general de OpenFOAM se muestra en la siguiente figura.

Figura 27. Descripción general de la estructura de OpenFOAM (Guía de usuario de OpenFOAM)

5.5.1. Lenguaje de programación de OpenFOAM

Se requieren algunos conocimientos de C ++ para comprender y ser capaz de trabajar y de modificar las bibliotecas de OpenFOAM. Sin embargo, tal y como se ha indicado anteriormente, con el objeto de que OpenFOAM sea comprensible y fácil de utilizar, el código es bastante sencillo de entender y así puede ser utilizado en los diferentes casos de los usuarios.

5.5.1.1. Estructura de archivos y compilación

OpenFOAM, como cada biblioteca diseñada con C ++, está compuesto por clases. La definición de dicha clase es a través de un conjunto de funciones de construcción de objetos y miembros de la clase. Cada clase contendrá dos archivos, uno para la definición (extensión .C) y otro para el desarrollo de la clase (extensión .H). Una clase puede utilizar clases creadas anteriormente que serán reconocidas por el compilador incluyendo la línea: `#include "name_of_the_class.H"`.

En los sistemas estándar de Linux la utilidad "make" se utiliza actualmente como compilador. Ahora bien, OpenFOAM se suministra con una versión mejorada llamada "wmake" que se basa en "make", pero es más fácil de usar y mucho más versátil. Cada parte de código que incluyamos o modifiquemos, necesita ser compilada con el fin de ser reconocida por OpenFOAM. Para hacerlo tendremos que incluir una carpeta llamada "Make" en el directorio de la clase que contiene dos archivos, "options" y "files". En la siguiente figura podemos ver un ejemplo de una clase llamada App.

Figura 28. Estructura de directorios para una aplicación "App" (Guía de usuario de OpenFOAM)

El archivo de Make/options contiene la ruta completa para localizar los archivos de cabecera (otras clases) y los nombres de la biblioteca. La sintaxis de los archivos de cabecera es -I<ruta>, mientras que para las bibliotecas es -L<rutabiblioteca> y el archivo de Make/options en lugar de contener el nombre de la clase está siendo compilado y su ruta completa.

Antes de que una clase existente vaya a ser recompilada después de haber hecho algunas modificaciones, es necesario eliminar primero los antiguos archivos dependientes. Con este fin, se puede escribir WClean en la línea de comandos y con esta orden se borrarán todos los antiguos archivos dependientes y ya se podrá compilar la clase en cuestión.

5.5.1.2. Representación de ecuaciones

Una de las fortalezas más importantes de OpenFOAM es que la sintaxis de las ecuaciones en las aplicaciones del solucionador se parece mucho a las ecuaciones diferenciales. Por ejemplo, la ecuación de momento para un simple flujo laminar incompresible, en forma vectorial sería:

$$\frac{\partial U}{\partial t} + (U \cdot \nabla)U - \nabla \cdot (\nu \nabla U) = -\frac{1}{\rho} \nabla p$$

Se representa en el solucionador icoFoam por el código:

```
Solve
(
    fvm :: ddt (U)
  + fvm :: div (phi,U)
  - fvm :: laplacian (nu,U)
  ==
  - fvc :: grad (p)
);
```

donde phi es el flujo de velocidad en un volumen definido en las caras de cada celda.

5.5.2. Casos de OpenFOAM

OpenFOAM está provisto de una serie de ejemplos de casos que se encuentran en \$FOAM_TUTORIALS y se dividen en carpetas en función del solucionador que se utiliza en el ejemplo. Por lo general, cuando un usuario quiere ejecutar un caso, él o ella copiarán el caso fuente que más se parece al caso que él o ella quiere correr y más tarde hará las modificaciones que crea necesarias. La estructura básica para un caso OpenFOAM es la siguiente:

Figura 29. Estructura de un caso de OpenFOAM (Guía de usuario de OpenFOAM).

5.5.2.1. Carpeta “system”

En esta carpeta se ubican tres archivos: `controlDict`, `fvSchemes` y `fvSolution`.

En `controlDict` se establecen los datos de entrada y de salida y se ejecutan los parámetros de tiempo, incluyendo el tiempo de inicio y de parada y el tiempo de paso.

En el archivo `fvSchemes` se encuentran los esquemas numéricos. En este archivo se indicará cómo deben resolverse numéricamente el laplaciano, la divergencia y resto de operadores.

En el archivo `fvSolution` se establecen los solucionadores de ecuaciones, las tolerancias de convergencia, los factores de relajación y otros controles de algoritmo.

5.5.2.2. Carpeta “constant”

En esta carpeta se ubican dos archivos (`transportProperties` y `turbulenceProperties`) y una carpeta (`Polymesh`).

En el archivo `transportProperties` se incluyen las propiedades del fluido o los fluidos con los que estamos trabajando, por ejemplo, viscosidad del fluido. En esta investigación, los fluidos son el biogás y el fango digerido.

En el archivo `turbulenceProperties` figura el modelo de turbulencia que se va a utilizar y sus parámetros.

En la carpeta `Polymesh` se encuentra todos los datos de la malla (puntos, aristas, caras,...). Esta carpeta se puede crear de diferentes maneras: a mano, transformando los datos procedentes de otros software o con el uso de la pre-aplicaciones (`snappyHexMesh`, `blockMesh`,...). También es conocido como archivo "frontera", puesto que es donde se definen los muros exteriores y el número de caras en que se dividen los mismos. Están permitidas las siguientes definiciones de pared:

Selection Key	Description
<code>patch</code>	generic patch
<code>symmetryPlane</code>	plane of symmetry
<code>empty</code>	front and back planes of a 2D geometry
<code>wedge</code>	wedge front and back for an axi-symmetric geometry
<code>cyclic</code>	cyclic plane
<code>wall</code>	wall — used for wall functions in turbulent flows
<code>processor</code>	inter-processor boundary

Tabla 5. Definiciones básicas de pared para OpenFOAM (Guía de usuario de OpenFOAM).

5.5.2.3. Carpeta 0

En esta carpeta se incluyen las condiciones de contorno. Dependiendo del modelo de turbulencia con el que estemos trabajando, será necesario añadir diferentes archivos de condiciones de contorno a las condiciones típicas de contorno como la velocidad o la presión. Por ejemplo si estamos utilizando `simpleFoam` (flujo turbulento en estado estacionario), también será necesario incluir las condiciones de contorno para la turbulencia, en este caso k y ϵ . Las condiciones de contorno se establecerán para cada muro.

5.5.2.4. Directorios de tiempo

Contiene los archivos de datos para campos específicos, tales como los valores iniciales y de condiciones de contorno o resultados generados.

5.5.3. Solucionadores estándar y bibliotecas

Los solucionadores están ubicados en el directorio `$FOAM_APP/solvers` y se dividen en directorios según su categoría: mecánica de medios continuos, la combustión y análisis del estrés de cuerpos sólidos. La lista de solucionadores distribuidos con OpenFOAM se puede encontrar en la Guía del usuario.

En lo que se refiere a las bibliotecas estándar, se separan en bibliotecas generales (proporcionan clases generales) y las bibliotecas de modelos (específicas para modelos de mecánica de medios continuos). Ambos están ubicados en el directorio `$FOAM_LIB/$WM_OPTIONS`. La lista de las bibliotecas estándar también se puede encontrar en la Guía del usuario.

5.5.4. Métodos y modelos de turbulencia disponibles en OpenFOAM

OpenFOAM ofrece una amplia gama de métodos y modelos para simular la turbulencia del fluido objeto de estudio. Los métodos incluidos se describen a continuación.

5.5.4.1. Reynolds-Average Simulation (RAS)

También conocido como Reynolds-averaged Navier-Stokes (RANS). Las ecuaciones que gobiernan el movimiento del fluido se resuelven de forma conjunto promediado, incluyendo modelos apropiados para el efecto de turbulencia. Los modelos de RAS para fluidos incompresibles y compresibles se indican en las tablas 6 y 7.

<i>laminar</i>	Dummy turbulence model for laminar flow
<i>kEpsilon</i>	Standard high- <i>Re</i> $k - \varepsilon$ model
<i>kOmega</i>	Standard high- <i>Re</i> $k - \omega$ model
<i>kOmegaSST</i>	$k - \omega$ -SST model
<i>RNGkEpsilon</i>	RNG $k - \varepsilon$ model
<i>NonlinearKEShih</i>	Non-linear Shih $k - \varepsilon$ model
<i>LienCubicKE</i>	Lien cubic $k - \varepsilon$ model
<i>qZeta</i>	$q - \zeta$ model
<i>LaunderSharmaKE</i>	Launder-Sharma low- <i>Re</i> $k - \varepsilon$ model
<i>LamBremhorstKE</i>	Lam-Bremhorst low- <i>Re</i> $k - \varepsilon$ model
<i>LienCubicKELowRe</i>	Lien cubic low- <i>Re</i> $k - \varepsilon$ model
<i>LienLeschzinerLowRe</i>	Lien-Leschziner low- <i>Re</i> $k - \varepsilon$ model
<i>LRR</i>	Launder-Reece-Rodi RSTM
<i>LaunderGibsonRSTM</i>	Launder-Gibson RSTM with wall-reflection terms
<i>realizableKE</i>	Realizable $k - \varepsilon$ model
<i>SpalartAllmaras</i>	Spalart-Allmaras 1-eqn mixing-length model

Tabla 6. Modelos de turbulencia RAS para fluidos incompresibles (<http://cfd.direct/>).

<i>laminar</i>	Dummy turbulence model for laminar flow
<i>kEpsilon</i>	Standard $k - \varepsilon$ model
<i>kOmegaSST</i>	$k - \omega - SST$ model
<i>RNGkEpsilon</i>	RNG $k - \varepsilon$ model
<i>LaunderSharmaKE</i>	Launder-Sharma low- Re $k - \varepsilon$ model
<i>LRR</i>	Launder-Reece-Rodi RSTM
<i>LaunderGibsonRSTM</i>	Launder-Gibson RSTM
<i>realizableKE</i>	Realizable $k - \varepsilon$ model
<i>SpalartAllmaras</i>	Spalart-Allmaras 1-eqn mixing-length model

Tabla 7. Modelos de turbulencia RAS para fluidos compresibles (<http://cfd.direct/>).

5.5.4.2. Large Eddy Simulation (LES)

Las grandes estructuras turbulentas en el flujo se resuelven mediante las ecuaciones de gobierno, mientras que el efecto de la sub-cuadrícula de escalas (SGS) es modelado. La separación de escala se obtiene mediante la aplicación de un filtro para las ecuaciones que rigen el cálculo, el cual también influye en la forma de los modelos de SGS. En las siguientes tablas se muestran la lista de modelos del método LES, los filtros LES y las funciones de ancho de filtro (deltas).

<i>Smagorinsky</i>	Smagorinsky model
<i>Smagorinsky2</i>	Smagorinsky model with 3-D filter
<i>dynSmagorinsky</i>	Dynamic Smagorinsky
<i>homogenousDynSmagorinsky</i>	Homogeneous dynamic Smagorinsky model
<i>dynLagrangian</i>	Lagrangian two equation eddy-viscosity model
<i>scaleSimilarity</i>	Scale similarity model
<i>mixedSmagorinsky</i>	Mixed Smagorinsky/scale similarity model
<i>dynMixedSmagorinsky</i>	Dynamic mixed Smagorinsky/scale similarity model
<i>kOmegaSST SAS</i>	$k-\omega$ -SST scale adaptive simulation (SAS) model
<i>oneEqEddy</i>	k -equation eddy-viscosity model
<i>dynOneEqEddy</i>	Dynamic k -equation eddy-viscosity model
<i>kOmegaSST SAS</i>	$k-\omega$ -SST scale adaptive simulation (SAS) model
<i>oneEqEddy</i>	k -equation eddy-viscosity model
<i>dynOneEqEddy</i>	Dynamic k -equation eddy-viscosity model
<i>locDynOneEqEddy</i>	Localised dynamic k -equation eddy-viscosity model
<i>spectEddyVisc</i>	Spectral eddy viscosity model
<i>LRDDiffStress</i>	LRR differential stress model
<i>DeardorffDiffStress</i>	Deardorff differential stress model
<i>SpalartAllmaras</i>	Spalart-Allmaras model
<i>SpalartAllmarasDDES</i>	Spalart-Allmaras delayed detached eddy simulation (DDES) model
<i>SpalartAllmarasIDDES</i>	Spalart-Allmaras improved DDES (IDDES) model

Tabla 8. Modelos de turbulencia LES isocóricos (<http://cfd.direct/>).

<i>Smagorinsky</i>	Smagorinsky model
<i>oneEqEddy</i>	k -equation eddy-viscosity model
<i>dynOneEqEddy</i>	Dynamic k -equation eddy-viscosity model
<i>lowReOneEqEddy</i>	Low- Re k -equation eddy-viscosity model
<i>DeardorffDiffStress</i>	Deardorff differential stress model
<i>SpalartAllmaras</i>	Spalart-Allmaras 1-eqn mixing-length model

Tabla 9. Modelos de turbulencia LES anisocóricos (<http://cfd.direct/>).

<i>laplaceFilter</i>	Laplace filters
<i>simpleFilter</i>	Simple filter
<i>anisotropicFilter</i>	Anisotropic filter

Tabla 10. Filtros LES (<http://cfd.direct/>).

<i>PrandtlDelta</i>	Prandtl delta
<i>cubeRootVolDelta</i>	Cube root of cell volume delta
<i>maxDeltaxyz</i>	Maximum of x, y and z; for structured hex cells only
<i>smoothDelta</i>	Smoothing of delta

Tabla 11. Deltas LES (<http://cfd.direct/>).

5.5.4.3. Detached Eddy Simulation (DES)

Es un método híbrido, que trata las regiones cercanas a la pared con un enfoque de RAS y el flujo general o de la parte interior con un enfoque LES. Los modelos, los filtros y las funciones de ancho de filtro son los mismos que para el método LES.

5.5.4.4. Direct Numerical Simulation (DNS)

Resuelve todas las escalas de turbulencia mediante la resolución de manera numérica de las ecuaciones de Navier-Stokes, sin ningún tipo de modelado turbulencia. Las simulaciones DNS se pueden realizar en OpenFOAM utilizando el solucionador dnsFoam

5.5.5. Modelos de reología de un fluido disponibles en OpenFOAM

Los modelos existentes relacionan la viscosidad ν con la velocidad de cizallamiento $\dot{\gamma}$, para el caso de fluidos no newtonianos, y son especificados por el usuario en el diccionario “transportProperties”. A continuación se describen los modelos disponibles en OpenFOAM.

5.5.5.1. Modelo newtoniano

La viscosidad se considera constante.

5.5.5.2. Modelo de Bird-Carreau

La viscosidad y la velocidad de cizallamiento se relacionan según la siguiente ecuación:

$$\nu = \nu_{\infty} + (\nu_0 - \nu_{\infty}) [1 + (k\dot{\gamma})^a]^{(n-1)/a}$$

Donde k es el coeficiente de consistencia y el coeficiente a toma el valor 2 por defecto.

5.5.5.3. Ley de potencia de Cross

La viscosidad y la velocidad de cizallamiento se relacionan según la siguiente ecuación:

$$\nu = \nu_{\infty} + \frac{\nu_0 - \nu_{\infty}}{1 + (m\dot{\gamma})^n}$$

5.5.5.4. Ley de potencia

La viscosidad y la velocidad de cizallamiento se relacionan según la siguiente ecuación:

$$\nu = k\dot{\gamma}^{n-1} \quad \nu_{\min} \leq \nu \leq \nu_{\max}$$

Donde k es el coeficiente de consistencia y n es el índice de ley de potencia.

Es importante destacar que la ley de potencia sólo es válida para un intervalo de la velocidad de cizallamiento. Más allá de ese intervalo, la viscosidad toma un valor máximo o mínimo constante definido por los valores $\eta_{\max}$ y $\eta_{\min}$, respectivamente. Es decir, fuera del intervalo de aplicación, el fluido se comporta como si se tratase de un fluido newtoniano.

5.5.5.5. Ley de Herschel-Bulkley

La viscosidad y la velocidad de cizallamiento se relacionan según la siguiente ecuación:

$$\nu = \min(\nu_0, \tau_0/\dot{\gamma} + k\dot{\gamma}^{n-1})$$

Donde k es el coeficiente de consistencia y n es el índice de ley de potencia.

El modelo de Herschel-Bulkley combina los efectos de un plástico de Bingham y el comportamiento de un fluido según la ley de potencia. Para bajas tasas de deformación, el material se modeliza como un fluido muy viscoso con viscosidad ν_0 . Más allá de un umbral en la velocidad de deformación correspondiente al umbral de estrés τ_0 , la viscosidad es descrita por una ley de potencia.

5.5.6. Pre-procesado

En este trabajo se han utilizado dos herramientas para el pre-procesamiento. Se ha utilizado el software Rhinoceros 3D (versión Rhino 5) para definir la geometría de los digestores y las conducciones de fango. Por otro lado, se ha usado snappyHexMesh, una herramienta muy potente para el pre-procesamiento proporcionada por OpenFOAM.

El proceso llevado a cabo ha sido el siguiente:

- Generar la geometría mediante Rhino 5
- Guardar el archivo generado en formato estereolitográfico (STL)
- Refinar el mallado de las figuras creadas mediante snappyHexMesh.

5.5.6.1. Rhino 5

Rhinoceros 3D es una herramienta de software para modelado en tres dimensiones basado en NURBS. Es un software de diseño asistido por computadora creado por Robert McNeel & Associates, originalmente como un agregado para AutoCAD de Autodesk. Este programa es comúnmente usado para el diseño industrial, la arquitectura, el diseño naval, el diseño de joyas, el diseño automotriz, CAD/CAM, prototipados rápidos, ingeniería inversa, así como en la industria del diseño gráfico y multimedia.

Rhino puede crear, editar, analizar, documentar, renderizar, animar y traducir curvas NURBS, superficies y sólidos, nubes de puntos y mallas poligonales. No hay límite de complejidad, grado o tamaño, aparte del que posea el hardware utilizado.

Las vastas opciones para importación y exportación en el programa es una razón del crecimiento de su uso. La gran variedad de formatos con los que puede operar, le permite actuar como una herramienta de conversión, permitiendo romper las barreras de compatibilidad entre programas durante el desarrollo del diseño.

5.5.6.2. SnappyHexMesh

La utilidad snappyHexMesh genera automáticamente mallas de 3 dimensiones que contienen hexaedros (hex) y fracciones de hexaedros (split-hex) de geometrías de superficies trianguladas en formato de estereolitografía (STL).

La malla se ajusta aproximadamente a la superficie refinando la malla de partida mediante sucesivas iteraciones y adaptando la malla resultante (formada por fracciones de hexaedros) a la superficie. Una fase opcional es contraer o hacer retroceder la malla resultante e insertar nuevas capas de células hexaédricas. La especificación del nivel de refinamiento de la malla es muy flexible y el manejo de la superficie es robusto para una calidad final de la malla final pre-especificada. Esta utilidad se ejecuta en paralelo con un paso de equilibrio de carga de cada iteración.

El proceso de mallado se compone de tres pasos que se almacenan en el directorio principal como archivos 1, 2 y 3 respectivamente. En primer lugar el refinamiento se realiza según los niveles de refinamiento que se establecen en el diccionario `snappyHexMesh`. En el segundo paso, las células se rompen con el fin de obtener superficies lisas y, finalmente, se crean las capas de acuerdo a los valores establecidos por el usuario en el diccionario `snappyHexMesh`.

Es necesario crear los directorios indicados en la figura adjunta cuando se desea ejecutar `snappyHexMesh`.

Figura 30. Estructura de un caso con `SnappyHexMesh` (Guía de usuario de OpenFOAM).

En la carpeta `constant/polyMesh` se debe colocar el archivo de fondo. Dicha malla debe estar compuesta de células hexaédricas con una relación de aspecto cercana a uno.

El archivo .stl es un archivo de superficie que contiene los datos de la superficie que se quiere ser mallada.

En la carpeta del sistema, se ubicará el diccionario snappyHexMesh, donde se establecerán todas las variables relacionadas con las características de la malla y su calidad.

5.5.7. Post-procesado con ParaView

ParaView es una aplicación de código abierto para el análisis de datos y visualización multiplataforma. Los usuarios de ParaView pueden crear rápidamente visualizaciones para analizar sus datos utilizando técnicas cualitativas y cuantitativas. La exploración de los datos se puede realizar de forma interactiva en 3D o mediante programación con capacidades de procesamiento por lotes de ParaView. ParaView fue desarrollado para analizar conjuntos de datos muy grandes utilizando recursos informáticos de memoria distribuida. Se puede ejecutar en supercomputadoras para analizar conjuntos de datos a gran escala así como en las computadoras portátiles para los datos más pequeñas. ParaView puede ser tanto un marco de aplicación como una aplicación llave en mano.

El código base de ParaView está diseñado de tal manera que todos sus componentes pueden ser reutilizados para desarrollar rápidamente aplicaciones verticales. Esta flexibilidad permite a los desarrolladores de ParaView realizar rápidamente aplicaciones que tienen una funcionalidad específica para el dominio de un problema concreto. ParaView funciona con tanto con memoria distribuida como compartida y con sistemas de un solo procesador o procesadores en paralelo.

5.6. Castnet

Dado que OpenFOAM está escrito en C++ y su manejo es algo complicado, lento y no del todo intuitivo, se ha utilizado el software para ejecutar todos los trabajos de modelización. El entorno de modelado de Castnet permite acelerar todo el flujo de trabajo de OpenFOAM.

Las características más sobresalientes del entorno de modelado Castnet son:

- El apoyo a un entorno de simulación flexible y completo para OpenFOAM en los sistemas operativos Windows y Linux incluyendo pre-procesamiento, resolución y post-procesamiento.
- Suministro de acceso fiable, estable y de alta calidad a CFD y mallado FEA, basado en la geometría CAD.
- Establecimiento de un entorno completo basado en la interfaz gráfica de usuario (GUI)
- Acceso a solucionadores de código abierto de gran capacidad sin necesidad de editar archivos de texto o de tener un conocimiento detallado de la estructura de las palabras clave.
- Reducción del tiempo desde el modelo CAD hasta el caso listo para solucionar en comparación con el uso directo de la tecnología de solucionadores de código abierto
- La admisión a un análisis fiable y estable de CFD y de FEA mediante un control de trabajo detallado (runGui).

5.7. BlueCFD-Core

Debido a que OpenFOAM sólo puede ejecutarse utilizando Linux como sistema operativo, y teniendo en cuenta que los equipos disponibles para la investigación tenían Windows como sistema operativo, ha sido necesario contar con un software que nos permitiese utilizar OpenFOAM en el sistema operativo de Windows. El software que nos ha permitido ejecutar OpenFOAM en un sistema operativo de Windows ha sido blueCFD-Core.

BlueCFD-Core es un paquete de servicios, disponibles bajo petición, de una construcción de alta calidad de OpenFOAM, actualizado hasta versiones de Windows 7, 8 y 8.1 de 64 bits, completamente compilable en Windows, con algunos ajustes adicionales, ejecutables y scripts, a fin de mantener la facilidad de uso en un entorno de Windows.

6. PRESENTACION Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

En las simulaciones realizadas, se han obtenido una gran cantidad de datos que aportan valiosa información sobre la agitación de los digestores anaerobios estudiados. Se ha seleccionado la información más relevante y más clara para la comprensión del trabajo realizado, el análisis de los resultados y la toma de decisiones en el campo profesional. Dicha información es la siguiente:

- Gráfica del campo general de velocidades escalada entre 0 y 0,8 m/s
- Gráfica del campo de velocidades escalada entre 0 y 0,2 m/s, cambiando de color por debajo de la velocidad crítica.
- Porcentaje de zonas muertas.
- Gráfica del campo vectorial de la velocidad

6.1. Gráfica del campo general de velocidades escalada entre 0 y 0,8 m/s.

A continuación se presentan las gráficas del campo de velocidades escalado entre 0 y 0,8 m/s para cada uno de los cuatro casos de estudio. Estas gráficas nos indican que excepto en los puntos de entrada y de salida de las tuberías de recirculación la velocidad en el digestor es baja, por debajo de los 0,4 m/s. También puede observarse como al doblar el caudal de recirculación, aumenta la velocidad en la masa de fango. En el caso de instalar otra bomba y doblar el caudal de cada bomba, como se ha hecho con el digestor nº2, se observa como la agitación aumenta considerablemente dentro del mismo. Lo cual es lógico, puesto que se ha pasado a renovar el volumen del digestor cada 2 horas en vez de cada 8.

Figura 31. Campo general de velocidades del caso 1.

Figura 32. Campo general de velocidades del caso 2.

Figura 33. Campo general de velocidades del caso 3.

Figura 34. Campo general de velocidades del caso 4.

Figura 35. Campo general de velocidades del caso 5.

Figura 36. Campo general de velocidades del caso 6.

6.2. Gráfica del campo de velocidades escalada entre 0 y 0,2 m/s

Al reducir la escala para la velocidad, estas gráficas nos aportarán mucha más información respecto al campo de velocidades en el interior de los digestores que las del apartado anterior. Asimismo, pasando de color rojo a color azul por debajo de la velocidad crítica (0,0009 m/s), es muy fácil identificar las zonas muertas para cada caso.

En los digestores con fondo plano, se observa claramente la presencia de zonas muertas en los encuentros del muro vertical con la solera del digestor. Lo cual era de esperar, ya que es la zona más alejada de la aspiración y la impulsión de las bombas. También se observa claramente la asimetría de este tipo de agitación, lo que provoca que la zona ubicada debajo de la entrada del fango recirculado se acumule el fango. Este hecho es curioso, ya que la intuición hace pensar que parte del fango pueda pasar directamente de la tubería de impulsión a la de aspiración agitando ligeramente esta zona. El montaje de una segunda bomba y el aumento del caudal recirculado influye muy positivamente en la eliminación de las zonas muertas, aunque la zona más próxima a la solera sigue teniendo poca velocidad de agitación.

Según las gráficas presentadas, parece que en los digestores cónicos la esbeltez de los mismos influye negativamente en la agitación del fango. Así, la presencia de zonas sin agitación parece mayor en el caso 4 que en el 6. Sin embargo, eligiendo adecuadamente el caudal de recirculación, como en el caso 5, con $500 \text{ m}^3/\text{h}$ de caudal, podemos tener una agitación casi perfecta de todo el volumen del digestor.

Es interesante el hecho de que las zonas muertas aparecen en el lado opuesto a la entrada de fango en el digestor para el caso 4 y en el lado opuesto para el caso 6 (al igual que ocurría en el caso 2). El análisis del campo vectorial de la velocidad nos aportará más información que ayudará a resolver esta disyuntiva.

Se presenta también el campo de velocidades del caso 6 en un plano paralelo al estudiado en todos los casos ubicado a 50 cm de éste para descartar que las zonas de baja agitación próximas a la tubería fuesen debidas a la presencia de ésta. Sin embargo, en la figura 43 puede observarse también la presencia de estas zonas muertas lo que indica que la baja agitación no es generada por la presencia de la tubería.

También se ha obtenido el campo de velocidades en un plano perpendicular al de simetría para el caso 6 (figura 44), observando que la escasa presencia de zonas muertas en este caso, lo que indica que el ancho de las zonas muertas de la figura 42 es pequeño.

A continuación se presentan las gráficas comentadas anteriormente:

Figura 37. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 1.

Figura 38. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 2.

Figura 39. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 3.

Figura 40. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 4.

Figura 41. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 5.

Figura 42. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 6.

Figura 43. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 6 a 0,50 m del centro.

Figura 44. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 6 según un plano perpendicular al plano de simetría.

6.3. Porcentaje de zonas muertas

Gracias al análisis de los resultados que ofrece Paraview, se ha podido determinar el porcentaje del volumen del digestor que se encuentra por debajo de la velocidad crítica y que se presenta en la siguiente tabla:

CASO	EXPLICACIÓN AGITACIÓN Y GEOMETRÍA	% ZONAS MUERTAS
CASO 1	DIGESTOR Nº1 CON UNA BOMBA DE 250 M ³ /H	18,85
CASO 2	DIGESTOR Nº2 CON UNA BOMBA DE 250 M ³ /H	23,39
CASO 3	DIGESTOR Nº2 CON DOS BOMBAS DE 500 M ³ /H	13,42
CASO 4	DIGESTOR Nº3 CON UNA BOMBA DE 250 M ³ /H	15,81
CASO 5	DIGESTOR Nº3 CON UNA BOMBA DE 500 M ³ /H	1,25
CASO 6	DIGESTOR Nº4 CON UNA BOMBA DE 250 M ³ /H	21,12

Tabla 12. Volumen del digestor (en %) por debajo de la velocidad crítica.

Los valores obtenidos son de gran importancia porque sirven para completar la información facilitada por los campos de velocidades y cuyo análisis nos había llevado a error.

Se puede concluir que el factor más importante a la hora de diseñar un digestor anaerobia cilíndrico es la esbeltez del mismo, es decir, la relación entre su diámetro y su altura. La diferencia en el porcentaje de zonas muertas entre digestores con una relación diámetro/altura de 1 y de 2 ha sido muy similar tanto cuando se han comparado entre si los digestores con fondo plano como los de fondo cónico. Así, en los digestores con fondo plano, el digestor más esbelto tiene un 19,4 % menos de zonas muertas que el más bajito, mientras que en el caso de los digestores con fondo cónico, esta reducción es del 25,1 %.

Asimismo, el fondo cónico es mejor que el fondo plano, pero si no va acompañado de la relación entre el diámetro y la altura adecuada, la presencia de zonas muertas es muy alta. En este caso, la reducción de zonas muertas es del 16,1 % en el caso de los digestores con diámetro igual a su altura, y del 9,7 % en los digestores con un diámetro del doble de tamaño que su altura.

Por lo tanto, es más importante que un digestor sea esbelto (relación diámetro/altura <1) a que tenga su solera tenga inclinación.

Otro factor de gran importancia es la elección del caudal de recirculación de las bombas de agitación. Así, aunque el digestor con fondo cónico y diámetro igual a la altura del digestor muestra el menor porcentaje de zonas muertas, es necesario que la bomba de recirculación aporte el caudal adecuado, puesto que en caso contrario la masa de fango y los campos de flujo generados en ella evitarán una mezcla completa. En este caso, doblando el caudal de recirculación se ha reducido el porcentaje de zonas muertas en un 91,2 %.

De este análisis, también se deduce que aunque un digestor plano mejora con la instalación de dos bombas de recirculación y el aumento del caudal de recirculación, su propia geometría hace que la zona próxima a la solera no tenga movimiento generando un 13,4 % de zonas muertas respecto al total del volumen.

6.4. Gráfica del campo vectorial de la velocidad

El análisis del campo vectorial de la velocidad nos permitirá conocer las líneas de flujo dentro del digestor y confirmar los análisis realizados anteriormente. En todos los casos se observa una gran cantidad de líneas de corriente en torno a las tuberías. Cabe destacar que estas líneas se generan por el choque del fango contra la tubería y no son representativas de las líneas dentro de la masa de fango.

En el caso 1, se observa claramente como el campo de velocidades describe un movimiento circular que no llega hasta el encuentro del muro con la solera, que es donde se producen las zonas de agitación deficiente, y en consecuencia decantan las partículas de mayor tamaño. Este caso nos hace pensar que las paredes de un digestor con forma de huevo se adaptarían perfectamente al campo de velocidades, teniendo un porcentaje mínimo de zonas muertas. En la sección transversal al plano de simetría, se observa la presencia de dos vórtices simétricos en la parte superior que provocan que el fango se eleve desde la solera.

Figura 45. Campo vectorial de la velocidad en el caso 1.

Figura 46. Campo vectorial de la velocidad en el caso 1 según un plano perpendicular al plano de simetría

En el caso 2 se observa cómo se produce un flujo circular en el plano de simetría lo que facilita que existan zonas muertas en el encuentro del muro con la solera, confirmando las conclusiones obtenidas al analizar el campo escalar de la velocidad.

Figura 47. Campo vectorial de la velocidad en el caso 2.

Al aumentar el número de bombas en el digestor nº2 provocamos un nuevo flujo circular dentro del digestor tal y como se observa en la figura 48. El aumento de caudal provoca mayor turbulencia y el que el fango llegue claramente hasta las paredes del digestor lo que confirma la mejora de la agitación del mismo en estas condiciones.

Figura 48. Campo vectorial de la velocidad en el caso 3.

Al analizar el movimiento del fango dentro del caso 4 se observa la creación de un vórtice en el centro del mismo, que el causante de que la zona más alejada de la entrada de

fango en el digestor no esté correctamente agitada ya que este vórtice impide que la agitación llegue hasta allí.

En este caso, también se presenta la gráfica del campo vectorial de la velocidad según un plano perpendicular al analizado anteriormente. En ella se observa como el vórtice citado anteriormente es acompañado por otro dos que provocan que el fango caiga rápidamente hacia la tubería de aspiración de la bomba, provocando un cortocircuito en el flujo del fango que tiene el efecto ya comentado de la creación de la zona muerta en el extremo más alejado de la impulsión.

Figura 49. Campo vectorial de la velocidad en el caso 4.

Figura 50. Campo vectorial de la velocidad en el caso 4 según un plano perpendicular al plano de simetría.

Con el aumento del caudal de recirculación del caso 5 respecto al caso 4 provoca que el vórtice causante de la principal zona muerta se desplace hacia abajo, eliminando ese problema. El aumento de la turbulencia provoca dos nuevo vórtices cercanos a la superficie que, aparentemente, no tiene una influencia importante en el campo de velocidades. Ante la complejidad de las líneas de corriente de esta gráfica, se han representado también con menor densidad para facilitar el conocimiento de este campo vectorial.

Figura 51. Campo general de la velocidad en el caso 5 con densidad de líneas normal.

Figura 52. Campo general de la velocidad en el caso 5 con densidad de líneas baja.

Es muy interesante comparar las líneas de corriente del caso 6 con las del caso 2. Son campos de velocidades muy similares con la gran diferencia de que las líneas de corriente del caso 6 chocan contra la solera del digestor con un ángulo de casi 90° lo que hace que esta zona este relativamente agitada, mientras que en el caso 2 (figura 47) esta transición es mucho más suave lo que provoca una agitación menor y un aumento del volumen de la zona muerta. En el caso 6, también se ha realizado una gráfica con menor densidad de vectores para facilitar la lectura del gráfico.

Figura 53. Campo general de la velocidad en el caso 6 con densidad de líneas normal.

Figura 54. Campo general de la velocidad en el caso 6 con densidad de líneas baja.

6.5. Relación entre la potencia de agitación y el volumen agitado en cada digestor

Para evaluar cada solución desde el punto de vista energético, se ha comparado para cada caso la energía consumida con respecto al volumen real agitado. Los resultados se presentan en la tabla 13.

CASO	% ZONAS MUERTAS	VOLUMEN REAL (M ³)	ENERGÍA CONSUMIDA (kW)	ENERGÍA / VOLUMEN (W/M ³)
CASO 1	18,85	1623	5,59	3,44
CASO 2	23,39	1532	7,04	4,59
CASO 3	13,42	1732	28,15	16,26
CASO 4	15,81	1684	6,40	3,80
CASO 5	1,25	1975	12,79	6,48
CASO 6	21,12	1578	8,06	5,11

Tabla 13. Energía consumida respecto al volumen real agitado

Para obtener la energía consumida, se ha considerado que las pérdidas de carga en las conducciones de agitación son un 30 % de la longitud de las conducciones de recirculación del digestor (este porcentaje es tan elevado debido a que el fango es un fluido no newtoniano) y que el rendimiento de la bomba/s es del 50 % (el bajo rendimiento es debido a que son bombas con de gran paso de sólidos para evitar atascos). Cabe recordar que la densidad del fango es de 1.000,51 kg/m³

Se observa como en todos los casos, la energía consumida se encuentra en los ratios habituales de diseño (5-8 W/m³) o incluso por debajo excepto en el caso 3. Hay que tener en cuenta que se ha considerado el volumen real agitado y no el volumen total, con el que este ratio podría ser aún menor.

Por lo tanto, desde el punto de vista energético, sólo se debe descartar la solución 3, que es un caso extremo de excesiva agitación para el digestor con una geometría más desfavorable.

6.6. Reducción de la producción de biogás como consecuencia de la existencia de zonas muertas

Como es lógico, cuanto mayor sea el volumen de zonas muertas, mayor será la reducción de la producción de biogás. Basándonos en la figura 3, podemos estimar esta reducción a partir de la reducción de volátiles, y en función del tiempo de retención de sólidos y del porcentaje de volátiles del fango.

En un digestor en condiciones estacionarias se puede considerar que el biogás producido en función de la materia orgánica eliminada es constante. Por lo tanto, el descenso en la reducción de volátiles será igual al descenso en la producción de biogás.

Se han considerado como tiempos de retención 15 y 25 días, que son los valores límite de diseño para una digestión mesofílica a 35 °C (Cortacans, 2011).

Asimismo, se ha considerado que el porcentaje de volátiles en el fango fresco es del 75 %, valor habitual en las EDARes que tratan agua residual de origen urbano.

En la tabla 14 se presentan los resultados obtenidos para los dos tiempos de retención de sólidos considerados.

CASO	% ZONAS MUERTAS	TIEMPO DE RETENCIÓN DE DISEÑO			
		15 DÍAS		25 DÍAS	
		TIEMPO DE RETENCIÓN REAL	% REDUCCIÓN DE BIOGÁS	TIEMPO DE RETENCIÓN REAL	% REDUCCIÓN DE BIOGÁS
CASO 1	18,85	12,2	7,1	20,3	3,8
CASO 2	23,39	11,5	9,8	19,2	4,7
CASO 3	13,42	13,0	4,1	21,6	2,7
CASO 4	15,81	12,6	5,6	21,0	3,2
CASO 5	1,25	14,8	0,4	24,7	0,3
CASO 6	21,12	11,8	8,6	19,7	4,2

Tabla 14. Reducción en la producción de biogás en función del tiempo de retención de sólidos

Para un tiempo de retención de sólidos de 15 días, la reducción en la producción de biogás se sitúa entre un 4 y un 10 % para todos los casos, excepto en el caso 5, que era el que tenía una agitación casi perfecta, en el cual la reducción es casi despreciable (0,4 %).

En el caso de que el tiempo de retención de sólidos sea de 25 días, la reducción del biogás producido se sitúa entre un 2,5 y un 5 % para todos los casos, excepto en el caso 5, en el cual la reducción es del 0,3 %.

Hay que tener en cuenta que actualmente los digestores se tienden a construir con tiempo de retención de sólidos de 15 días, ya que construirlos para un tiempo de retención de sólidos de 25 días implica aumentar el volumen en un 66 %, mientras que la producción de biogás sólo crece en un 9,3 % (se pasa de una reducción del 48,5 % al 53 %).

A modo de ejemplo se ha calculado el coste en energía de una instalación que cuente con digestores iguales a los estudiados en el caso 1 con un tiempo de retención de sólidos de 15 días y que trate 100.000 m³ de agua residual al día.

Se estima que se producen 0,15 Nm³ de biogás por cada m³ de agua tratada, con lo que resultan 15.000 Nm³ de biogás producido al día. La reducción en la producción del biogás es del 7,1 %, con lo que se están dejando de producir 1.065 Nm³ de biogás al día. Considerando un porcentaje de metano del 64 %, el PCI (poder calorífico inferior) del biogás es de 6,4 kWh/Nm³. Si consideramos un rendimiento eléctrico del 35 % para los motogeneradores encargados de producir la energía eléctrica, tenemos que producimos 2,24 kWh de energía eléctrica por cada Nm³ de biogás quemado en los motogeneradores. Teniendo en cuenta que comprar esa energía eléctrica cuesta unos 0,11 €/ kWh, cada día estamos perdiendo 1.065*2,24*0,11=262 € por una mala agitación en la digestión. Al año serían unos 96.000 €. Considerando un rendimiento del 40-45 % en la recuperación de calor en los motogeneradores, estaríamos obteniendo entre 2,5 y 2,9 kWh de energía térmica por cada Nm³ de biogás quemado en los motogeneradores. Esta energía térmica nos permitiría disminuir la cantidad de biogás quemado en calderas en los periodos de menor temperatura, aumentando el biogás consumido por los motogeneradores. Por lo tanto, estamos perdiendo más de 100.000 € al año como consecuencia de un mal diseño en la geometría de los digestores anaerobios.

6.7. Comparación entre la energía consumida para mejorar la agitación y la producida gracias a esta mejora

Se ha comparado el incremento energético que supone mejorar la agitación en los casos 3 y 5, frente al incremento en la producción de biogás gracias a esta mejora de la agitación, para evaluar su rentabilidad desde el punto de vista energético. En ambos casos se ha considerado un tiempo de retención de sólidos de diseño de 15 días.

A partir de la tabla 13, se obtiene que para mejorar la agitación en el caso 3, se consumen 21,09 kW más respecto al caso 2, lo que supone 506,16 kWh más al día. Al pasar del caso 4 al caso 5, se consumen 6,39 kW más, que son 153,36 kWh al día.

En un digestor de 2.000 m³ de volumen se pueden producir unos 1.500-1.800 Nm³ de biogás al día, si el mismo está perfectamente agitado, aunque se tomará el valor de 1.500 Nm³ para no tomar el caso más favorable.

En el caso 3, se consigue producir un 5,7 % de ese volumen de biogás, que en el caso 2 no se producía. Gracias a los motogeneradores, se podrían producir $1500 \cdot 0,057 \cdot 2,24 = 191,52$ kWh al día. Este valor es algo inferior al 40 % de la energía extra consumida como consecuencia del aumento del caudal de recirculación. Por lo tanto, esta opción no es viable desde el punto de vista energético, ni económico, ya que supondría un gasto adicional de más de 12.500 € al año en consumo eléctrico, considerando el precio de 0,11 €/ kWh. Por lo tanto, se puede concluir que cuando el diseño geométrico del digestor no es el adecuado, aumentar la recirculación mejora la agitación pero no es viable económicamente. En este caso, habría que vaciar el digestor con una periodicidad importante (4-5 años) con lo que en este aspecto tampoco hay ahorro.

En el caso 5, se produce un 5,2 % de los 1.500 Nm³ de biogás que no se producían en el caso 4, lo que supone $1.500 \cdot 0,052 \cdot 2,24 = 174,72$ kWh. Este valor es mayor en 21,36 kWh de la energía extra consumida por la agitación, lo que sólo supone un pequeño ahorro de unos 2,35 € al día y unos 850 € al año. Aunque el ahorro sea pequeño, hay que tener en cuenta que estamos hablando de sólo 2.000 m³ de volumen de digestión. Como se ha visto en el punto anterior, en una planta de tamaño medio, el ahorro total para toda la digestión es muy importante. Además de la energía eléctrica extra, tendríamos más energía calorífica para los periodos más fríos, tal y como se ha comentado en el punto anterior. Esta energía nos permitiría quemar menos biogás en las calderas y utilizarlo en los motogeneradores, con la consiguiente producción eléctrica. Teniendo en cuenta que vaciar y limpiar un digestor de este volumen cuesta unos 15.000 - 20.000 €, y que pasaríamos de vaciarlo cada 4-5 años a cada 8-10 años, también se ahorra una importante cantidad de dinero en este aspecto. Considerando que nos ahorramos un vaciado y limpieza del digestor cada 10 años, estamos ganando cerca de 2.500 € al año en tener el digestor perfectamente agitado. Además evitamos todos los problemas derivados de una mala agitación, como son atascos en las bombas, estratificación del digestor, producción de espumas y su paso a la línea de

biogás,... Por lo tanto, se puede concluir, que con una adecuada geometría, es rentable económicamente mejorar la agitación a pesar de consumir más energía puesto que se produce más energía de la energía adicional consumida.

6.8. Comparación de los resultados con los obtenidos en otras investigaciones

Es complicado comparar unos estudios con otros, ya que los criterios para determinar la velocidad crítica, las características del fango y la geometría de los digestores son diferentes. Por lo tanto, compararemos nuestro estudio con aquellos en los que los criterios tomados para realizar la simulación sean más parecidos a los nuestros.

Karim et al. (2007) obtuvieron en sus ensayos a nivel de laboratorio con digestores agitados con lanzas de gas considerando el fango como fluido no-newtoniano, que las zonas deficientemente mezcladas eran el 33.6 % para el caso del digestor con fondo plano, mientras que en el caso de los digestores con fondos cónicos de 25° y 45° las zonas mal agitadas eran aproximadamente el 31,9% y el 29,6%, lo que supone una reducción de zonas mal agitadas del caso con fondo plano al de inclinación de 45° del 11,9 %.

Cabe destacar que Karim et al. (2007) realizaron sus investigaciones en un digestor con 20,32 cm de diámetro y una altura del nivel de fango de 22,2 cm. Por lo tanto, hay menos de un 10 % de diferencia entre su diámetro y su altura, debiendo comparar este caso con nuestros digestores de relación diámetro/altura igual a 1. En nuestro caso hemos pasado del 18,8 al 15,8 % de zonas muertas respecto al total del volumen del digestor, que supone una reducción de zonas muertas del 16,1 %. Por lo tanto, los resultados obtenidos en la reducción de zonas muertas gracias al fondo inclinado 45 ° se encuentran en el mismo orden de magnitud que los obtenidos por otros investigadores.

Karim et al. (2007) consideraron como 0,32 cm/s la velocidad de sedimentación característica de un flóculo medio, que es 3,5 veces mayor que la considerada en este estudio para la decantación de los limos y arcillas, lo que explica que en nuestro caso el porcentaje de zonas muertas sea bastante menor, casi la mitad.

En la figura 55 se puede observar como el campo de velocidades varía con la concentración del fango digerido según la simulación de un digestor agitado con lanzas de

gas no confinadas realizada por Wu (2010c). En nuestro caso, el fango se ha considerado concentrado al 3,5 %, por lo debemos comparar nuestros resultados con los casos b y c de la figura. Vemos como la ubicación y el volumen de las zonas muertas son similares a nuestro caso 2, lógicamente teniendo en cuenta la asimetría de nuestro sistema de agitación.

Figura 55. Campo de velocidades para un digestor agitado con lanzas de gas no confinadas para diferentes concentraciones del fango (Wu, 2010c)

Dapelo et al. (2015) simularon un digestor anaerobio mezclado con gas a presión. La validación del modelo se llevó a cabo mediante la evaluación del campo de flujo en un modelo a escala de laboratorio con velocimetría de imagen de partículas (PIV). En la figura 56 se presentan los campos de velocidades de 3 simulaciones realizadas. Para cada simulación, se han incluido los resultados obtenidos mediante PIV (a, c y e) y las simulaciones CFD (b, d y f). Si bien, las simulaciones no se ajustan a las velocidades medidas en el eje central, donde suben las burbujas de gas, el orden de magnitud del campo de velocidades y la distribución del mismo son muy similares a los obtenidos en las simulaciones realizadas.

Figura 56. Campo de velocidades de tres ensayos realizados por Dapelo et al. (2015) incluyendo los resultados obtenidos mediante PIV (a, c y e) y las simulaciones CFD (b, d y f).

Por lo tanto, los resultados obtenidos son similares a los de otras investigaciones que han realizado simulaciones con bases de partida parecidas, lo que aporta un valor añadido al estudio realizado.

7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

La mezcla y la agitación de los digestores de mezcla completa han sido investigadas ampliamente empleando técnicas experimentales y numéricas. Los primeros trabajos sobre la mezcla realizaban únicamente experimentos con trazadores y otros métodos de medición, que se utilizaban para determinar el tiempo de retención principalmente. En otros casos, la mezcla y la agitación eran evaluadas mediante la producción de biogás. Estas técnicas tenían el gran hándicap de no conocer lo que sucedía realmente dentro del digestor y sólo daban una idea aproximada de su funcionamiento.

Aparte de la disminución en la producción de biogás, es importante destacar los problemas derivados de una mala agitación en los digestores anaerobios: atascos en las bombas, estratificación del digestor, producción de espumas y su paso a la línea de biogás, aumento de las paradas en la digestión, mayor gasto en mantenimiento de equipos y sustitución de los mismos así como en vaciado y limpieza de los digestores,...

El desarrollo de técnicas numéricas y máquinas digitales con una mayor potencia de cálculo, desde mediados de la década de 2000, ha permitido la amplia aplicación de la mecánica de fluidos computacional (CFD) a muchas áreas de la dinámica de fluidos, incluyendo el agua y la ingeniería de aguas residuales. Los métodos CFD permiten conocer con detalle las características del fluido objeto de estudio y, por lo tanto, simular perfectamente el movimiento del fango de un digestor anaerobio.

Del análisis de los resultados obtenidos se deduce la importancia del estudio de la geometría de los digestores anaerobios y no sólo del sistema de agitación que se va a instalar en los mismos:

- Es importante destacar la esbeltez de los digestores como parámetro fundamental a la hora de proyectar un digestor anaerobio. Una buena relación diámetro/altura es más importante que la inclinación del fondo del digestor. Así, un digestor con fondo cónico y una relación diámetro/altura de 1 tiene un porcentaje de zonas mal agitadas del 15,8 %, frente a un digestor cónico con una relación de diámetro/altura de 2, que tiene un 21,1 % de su volumen por debajo de la velocidad crítica. Para el caso de digestores con fondo plano, el porcentaje de zonas con agitación deficiente pasa del 18,9 % al 23,4 % si aumentamos de 1 a 2 la relación entre diámetro y altura.

- Como era de esperar, se ha llegado a la conclusión de que el fondo cónico es mejor que el fondo plano. En el caso de los digestores con diámetro igual a su altura, darle una pendiente de 45° a la solera del digestor hace que pasemos de un 18,9 % a un 15,8 % de zonas mal agitadas, lo que supone la reducción de zonas muertas del 16,1 %. Sin embargo, esta reducción es algo menor, el 9,7 %, en el caso de los digestores con un diámetro del doble de tamaño que su altura, puesto que disminuimos el total de zonas muertas en el volumen del digestor desde el 23,4 % al 21,1 %.

- Sin embargo, la geometría no es el único facto importante. Así en un digestor con fondo cónico y relación diámetro/altura de 1, hemos pasado de tener un 84,2 % de su volumen agitado de forma eficiente a tener prácticamente todo su volumen agitado (el 98,75 %) gracias a doblar su caudal de recirculación, de $250 \text{ m}^3/\text{h}$ a $500 \text{ m}^3/\text{h}$. Gracias a este aumento en el caudal de recirculación, se consigue agitar la zona más alejada de la entrada de fango en el digestor, que se había visto que era la peor agitada en el análisis de los campos escalar y vectorial de la velocidad.

En los digestores con fondo plano, el movimiento de la masa de fango no llega hasta la solera, lo que provoca la sedimentación del fango en estas zonas reduciendo el volumen útil del digestor. En el caso más desfavorable (digestor plano con relación diámetro/altura de 2), esta reducción ha sido de casi el 25 %. Mejorar el sistema de agitación introduciendo una nueva bomba y doblar el caudal de recirculación consigue reducir las zonas muertas a un 13,5 %, pero el gasto energético para mantener esta mezcla se multiplica por 4.

- Se han obtenido los campos de velocidades de diferentes tipologías de digestores anaerobios cilíndricos equipados con bomba/s de recirculación estudiados:

- Caso 1: digestor con fondo plano, relación diámetro/altura de 1, una bomba de recirculación con $250 \text{ m}^3/\text{h}$ de caudal y representado en las figuras 31, 37, 45 y 46. Se observa claramente como el campo de velocidades describe un movimiento circular que no llega hasta el encuentro del muro con la solera, que es donde se producen las zonas de agitación deficiente.
- Caso 2: digestor con fondo plano, relación diámetro/altura de 2, una bomba de recirculación con $250 \text{ m}^3/\text{h}$ de caudal y representado en las figuras 32, 38 y 47. Era de esperar que este fuese el caso más desfavorable que el anterior y así ha sido. Se observa un gran volumen de zonas muertas. El sentido del flujo circular producido hace que la zona más alejada de la entrada de fango en el digestor tenga menor volumen de zonas muertas.

- Caso 3: digestor con fondo plano, relación diámetro/altura de 2, dos bomba de recirculación con $500 \text{ m}^3/\text{h}$ de caudal unitario y representado en las figuras 33, 39 y 48. En este caso, al aumentar el número de bombas en el digestor nº2 provocamos un nuevo flujo circular dentro del digestor, de modo que tenemos un nuevo plano de simetría. El aumento de caudal provoca mayor turbulencia y el que el fango llegue claramente hasta las paredes del digestor lo que confirma la mejora de la agitación del mismo en estas condiciones. No obstante, siguen existiendo zonas muertas en la base y en las zonas próximas al encuentro entre los muros y la solera de hormigón.
 - Caso 4: digestor con fondo cónico, relación diámetro/altura de 1, una bomba de recirculación con $250 \text{ m}^3/\text{h}$ de caudal y representado en las figuras 34, 40, 49 y 50. Se observa como la una altura adecuada y el fondo inclinado 45° favorecen la reducción de las zonas sin agitación. Sin embargo, siguen existiendo zonas sin agitación en el punto más opuesto de la entrada de fango, debido principalmente a la existencia de un vórtice en el centro del digestor más o menos.
 - Caso 5: digestor con fondo cónico, relación diámetro/altura de 1, una bomba de recirculación con $500 \text{ m}^3/\text{h}$ de caudal y representado en las figuras 35, 41, 51 y 52. Con el aumento del caudal respecto al caso anterior, se consigue desplazar el vórtice hacia la solera del digestor eliminando prácticamente las zonas sin agitación. Se crean dos nuevos remolinos cerca de la superficie, que no parecen tener mayor importancia.
 - Caso 6: digestor con fondo cónico, relación diámetro/altura de 2, una bomba de recirculación con $250 \text{ m}^3/\text{h}$ de caudal y representado en las figuras 36, 42, 43, 44, 53 y 54. Es muy interesante comparar este caso con el caso 2, ya que son campos de velocidades muy similares con la gran diferencia de que las líneas de corriente en este caso chocan contra la solera del digestor con un ángulo de casi 90° lo que hace que esta zona este relativamente agitada, mientras que en el caso 2 esta transición es mucho más suave lo que provoca una agitación menor y un aumento del volumen de la zona muerta
- En el aspecto económico, cabe destacar que en una instalación que trate unos $100.000 \text{ m}^3/\text{día}$ de agua residual y con una reducción del 7 % en la producción de biogás

como consecuencia de un mal diseño de la geometría del digestor, se están gastando más de 100.000 € extras al año en energía eléctrica debido a esa no producción de biogás.

Asimismo, se puede concluir que cuando el diseño geométrico del digestor no es el adecuado, aumentar la recirculación mejora la agitación pero no es viable económicamente, ya que supone un gasto excesivo.

Sin embargo, en el caso de un digestor con una adecuada geometría, un aumento en el caudal de recirculación puede suponer un importante ahorro económico gracias al aumento en la producción de biogás y el ahorro en vaciados y limpiezas del digestor. Asimismo, se evitan todos los problemas derivados de una mala agitación en los digestores anaerobios. En el caso de un digestor de unos 2.000 m³ de volumen con altura igual al diámetro, y fondo con una inclinación de 45 °, se ahorrarían cerca unos 2.500 € al año.

- Cumpliendo con el objetivo final de la tesis, que es conocer mejor cómo funciona el sistema de agitación de un digestor anaerobio a escala real equipado con bomba/s de recirculación, se puede concluir que la esbeltez y el fondo cónico hacen que la masa del digestor esté mejor mezclada, pero también es necesario elegir adecuadamente los parámetros de diseño del sistema de agitación, en este caso el caudal de recirculación de fango para obtener una agitación completa.

8. FUTURAS LINEAS DE INVESTIGACION

En base a los buenos resultados obtenidos, sería muy interesante continuar con el trabajo iniciado en esta tesis.

La línea de investigación que completaría la realizada sería optimizar el ángulo de la solera del digestor, su altura y el caudal de recirculación, marcando así una línea en el diseño de este tipo de digestores.

Otra posible línea de investigación, que sería bastante fácil de realizar, es simular las situaciones de doble caudal de recirculación y de dos bombas de recirculación en los cuatro modelos, pasando de los seis casos estudiados a doce. Incluso, se podría modelizar algún caso en el que la bomba tome el fango de la parte superior del digestor y lo impulse a la parte inferior. O también, aumentar el número de tipologías de los digestores.

Sin embargo, la investigación que a priori parece más atractiva, consiste modelizar otro sistema de agitación manteniendo el resto de variables: software utilizado, modelo de turbulencia, modelo de viscosidad del fango y geometría de los digestores. Por ejemplo, se podrían simular la agitación con lanzas de gas o la agitación tipo HEAT & MIX. La comparación de los resultados obtenidos en la nueva investigación con los resultantes del presente estudio nos permitiría evaluar qué sistema de agitación funciona mejor para la geometría de cada digestor en cuestión. O incluso, si un sistema de agitación es claramente mejor que otro. En este caso, también se podrían estudiar nuevas geometrías para los digestores.

Otras posibles líneas de investigación serían variar los modelos de turbulencia y de viscosidad del fango, aunque los parámetros elegidos en el presente estudio han sido contrastados con la bibliografía existente. Sin embargo, si se contase con los medios adecuados para realizar ensayos a nivel de laboratorio y posteriormente extrapolar los resultados a escala real, esta línea de investigación también sería muy interesante.

Por último, cabe la posibilidad de modelizar los 6 casos estudiados mediante otro software, aunque algunos autores han realizado ya esta comparativa y han obtenido resultados muy similares.

La opción de cambiar todas las variables también es posible, pero en este caso, la investigación realizada sólo sería una referencia bibliográfica más a añadir a las aquí citadas.

9. BIBLIOGRAFÍA

Achkari-Begdouri, A., Goodrich, P.R., 1992. Rheological properties of Moroccan dairy cattle manure. *Bioresource Technology* 40, 149-156.

Alatengtuya, Nishioka, N., Horie, T., Noui-Mehidi, M. N., Ohmura, N., 2009. Effect of particle motion in isolated mixing regions on mixing in stirred vessel. *J Chem Eng Jpn* 42, 459-463.

Alexopoulos, A.H., Maggioris, D., Kiparissides, C., 2002. CFD analysis of turbulence non-homogeneity in mixing vessels: a two-compartment model. *Chemical Engineering Science* 57, 1735-1752.

Aubin, J., Fletcher, D.F., Xuereb, C., 2004. Modeling turbulent flow in stirred tanks with CFD: the influence of the modeling approach, turbulence model and numerical scheme. *Experimental Thermal and Fluid Science* 28, 431-445.

Azargoshasb, H., Mousavi, S.M., Amani, T., Jafari, A., Nosrati, M., 2015. Three-phase CFD simulation coupled with population balance equations of anaerobic syntrophic acidogenesis and methanogenesis reactions in a continuous stirred bioreactor. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry* 27, 207-217

Bakker, C.W., Meyer, C.J., Deglon, D.A., 2009. Numerical modeling of non-Newtonian slurry in a mechanical flotation cell. *Minerals Engineering* 22, 944-950.

Baloch, M.I., Akunna, J.C., Kierans, M., Collier, P.J., 2008. Structural analysis of anaerobic granules in a phase separated reactor by electron microscopy. *Bioresour. Technol.* 99 (5), 922-929.

Batstone, D.J., Keller, J., 2001. Variation of bulk properties of anaerobic granule with wastewater type. *Water Res.* 35 (7), 1723-1729.

Batstone, D.J., Keller, J., L.L. Blackall, L. L., 2004. The influence of substrate kinetics on the microbial community structure in granular anaerobic biomass, *Water Res.* 38, 1390-1404.

Baudez, J.C., Markis, F., Eshtiaghi, N., Slatter, P., 2011. The rheological behavior of anaerobic digested sludge. *Water Research* 45, 5675-5680.

Baudez, J.C., Slatter, P., Eshtiaghi, N., 2013. The rheological behavior of anaerobic digested sludge. *Chem. Eng. J.* 215-216, 182-187.

Bello-Mendoza, R., Sharratt, P.N., 1998. Modelling the effects of imperfect mixing on the performance of anaerobic reactors for sewage sludge treatment. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* 71, 121–130. (11)

Bel Fdhila, R., Rahmani, M. A., Thorin, E., 2013. Prediction and measurements of the gas bubbles induced mixing in a bio-reactor water model. In: *Proceedings of the international conference on applied energy*, Pretoria, South Africa; 2013.

Bhunja, P., Ghangrekar, M.M., 2007. Required minimum granule size in UASB reactor and characteristics variation with size. *Bioresour. Technol.* 98 (5), 994– 999

BlueCFD-Core User guide. V2.3-1 – March 2014.

Borja, R., Martin, A., Sanchez, E., Rincon, B., Raposo, F., 2005. Kinetic modeling of the hydrolysis, acidogenic and methanogenic steps in the anaerobic digestion of two phase olive pomace (TPOP). *Process Biochem.* 40, 1841–1847.

Borole, A.P., Klasson, K.T., Ridenour, W., Holland, J., Karim, K., Al-Dahhan, M.H., 2006. Methane production in a 100-L upflow bioreactor by anaerobic digestion of farm waste. *Appl. Biochem. Biotechnol.* 131 (1–3), 887–896.

Brannock, M. W. D., Wang, Y., Leslie, G., 2010. Evaluation of full-scale membrane bioreactor mixing performance and the effect of membrane configuration. *J Membr Sci* 350, 101–108.

Bridgeman, J., Jefferson, B., Parsons, S. A., 2010. The development and use of CFD models for water treatment flocculators. *Advances in Engineering Software* 41, 99–109.

Bridgeman, J., 2012. Computational fluid dynamics modelling of sewage sludge mixing in an anaerobic digester. *Advances in Engineering Software* 44, 54–62.

Burrows, L. J., Stokes, A. J., West, J. R., Forester C. F., Martin, A. D., 1999. Evaluation of different analytical methods for tracer studies in aeration lanes of activated sludge plants. *Water Research* 33, 367–374.

Cabaret, F., Bonnot, S., Fradette, L., Tanguy, P. A., 2007. Mixing time analysis using colorimetric methods and image processing. *Ind Eng Chem Res* 46, 5032–5042.

Camp, T.R., Stein, P.C., 1943. Velocity gradients and internal work in fluid motion. *J. Boston Soc. Civil Eng.* 30, 219–238.

Capela, I., Bilé, M. J., Silva, F., Nadais, H., Prates, A., Arroja, L., 2009. Hydrodynamic behaviour of a full-scale anaerobic contact reactor using residence time distribution technique. *J Chem Technol Biotechnol* 84, 716–724.

CastNet for OpenFOAM. DHCAE Tools. Version 4.0 for OpenFOAM 2.1/2.2/2.3/2.4. July 2015

Chapple, D., Kresta, S.M., Wall, A., Afacan, A., 2002. The effect of impeller and tank geometry on power number for a pitched blade turbine. *Trans IChemE* 80 (Part A), 364–372.

Chan, Y.J., Chong, M.F., Law, C.L., Hassell, D.G., 2009. A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. *Chem. Eng. J.* 155 (1–2), 1–18.

Chaumat, H., Billet-Duquenne, A. M., Augier, F., Mathieu, C., Delmas, H., 2007. On the reliability of an optical fibre probe in bubble column under industrial relevant operating conditions. *Exp Therm Fluid Sci* 31, 495–504.

Chen, J., Li, X., Liu, Y., Zhu, B., Yuan, H., Pang, Y., 2011. Effect of mixing rates on anaerobic digestion performance of rice straw. *Nongye Gongcheng Xuebao/Trans Chin Soc Agric Eng* 27, 144–148 (In Chinese).

Chen, Y.R., 1981. Impeller power consumption in mixing livestock manure slurries. *Transactions of the ASAE* 24 (1), 187–192.

Choi, K.H., Chisti, Y., Moo-Young, M., 1996. Comparative evaluation of hydrodynamics and gas-liquid mass transfer characteristics in bubble column and air lift slurry reactors. *Chem. Eng. J.* 62, 223–229.

Cholette, A., Cloutier, L., 1959. Mixing efficiency determinations for continuous flow systems. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 37 (3), 105–112.

Cholette, A., Blanchet, J., Cloutier, L., 1960. Performance of flow reactors at various levels of mixing. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 38, 1–18.

Chudacek, M. W., 2002. Impeller power numbers and impeller flow numbers in profiled bottom tanks. *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development* 24 (3), 858–867.

Clark, M. M., 1985. Critique of Camp and Stein's RMS velocity gradient. *J Environ. Eng.* 111 (6), 741–754.

Cortacans, J. A., 2011. Digestión anaerobia de fangos: pasado, presente y futuro. 7^{as} Jornadas Técnicas de Saneamiento y Depuración. ESAMUR

Coufort, C., Bouyer, D., Line, A., 2005. Flocculation related to local hydrodynamics in a Taylor-Couette reactor and in a jar. *Chem. Eng. Sci.* 60, 2179–2192.

Coughtrie, A.R., Borman, D.J., Sleight, P.A., 2013. Effects of turbulence modelling on prediction of flow characteristics in a bench-scale anaerobic gas-lift digester. *Bioresource Technology* 138, 297–306.

Couto, N., Silva, V., Monteiro, E., Teixeira, S., Chacartegui, R., Bouziane, K., Brito, P.S.D., Rouboa, A., 2015. Numerical and experimental analysis of municipal solid wastes gasification process. *Applied Thermal Engineering* 78, 185-195

Couvert, A., Roustan, M., Chatellier, P., 1999. Two-phase hydrodynamic study of a rectangular air-lift loop reactor with an internal baffle. *Chem. Eng. Sci.* 54 (21), 5245–5252.

Craig a, K.J., Nieuwoudt, M.N., Niemand, L.J., 2013. CFD simulation of anaerobic digester with variable sewage sludge rheology. *Water research* 47, 4485-4497.

Cumby, T.R., 1990. Slurry mixing with impellers: part 1, theory and previous research. *Journal of Agricultural Engineering Research* 45, 157-173.

Dapelo, D., Alberini F., Bridgeman, J., 2015. *Water Research* 85, 497-511

Deglon, D.A., Meyer, C.J., 2006. CFD modeling of stirred tanks: numerical consideration. *Minerals Engineering* 19, 1059-1068.

Dufresne, M., Vazquez, J., Terfous, A. Ghenaim, A., Poulet, J. B., 2009. CFD modeling of solid separation in three combined sewer overflow chambers, *J. Environ. Eng. ASCE* 135 (9), 776–787.

Dular, M., Bajcar, T., Slemenik-Perse, L., Zumer, M., Sirok, B., 2006. Numerical simulation and experimental study of non-Newtonian mixing flow with a free surface. *Brazilian Journal of Chemical Engineering* 23 (4), 473-486.

El-Mashad, H.M., van Loon, W.K.P., Zeeman, G., Bot, G.P.A., 2005. Rheological properties of dairy cattle manure. *Bioresource Technology* 96, 531–535.

Fleming, J.G., 2002. Novel simulation of anaerobic digestion using computational fluid dynamics. PhD Dissertation. North Carolina State University, Raleigh, NC.

Forster, C. F., Rockey, J. S., Wase, D. A. J., Godwin S. J., 1982. Mixing characteristics of fixed film anaerobic reactors. *Biotechnol Lett* 4, 799–804.

Galindo-Urra, R., Bravo-Fortune, M., Sandia-Rodriguez, L., 2010. Simplified 3-D Study Of The Fluid Dynamics Of A High Load Anaerobic Digester. XXXI Congreso Interamericano AIDIS.

García-Ochoa, F., Santos, V. E., Naval, L., Guardiola, E. López, B., 1999. Kinetic model for anaerobic digestion of livestock manure, *Enzyme Microb. Technol.* 25 (1-2), 55-60.

Gavala, H. N., Angelidaki, I., Ahring, B. K., 2003. Kinetics and modelling of anaerobic digestion process. *Adv. Biochem. Eng. Biotechnol.* 81, 57-93.

Ghanimeh, S., El Fadel, M., Saikaly, P., 2012. Mixing effect on thermophilic anaerobic digestion of source-sorted organic fraction of municipal solid waste. *Bioresour Technol* 117, 63–71.

Ghangrekar, M.M., Asolekar, S.R., Joshi, S.G., 2005. Characteristics of sludge developed under different loading conditions during UASB reactor start-up and granulation. *Water Res.* 39 (6), 1123-1133.

Gil Rodriguez, M., 2013. Depuración de aguas residuales. Modelización de procesos de lodos activos. 2ª edición ampliada. Colección Señor.

Giuliano, A., Bolzonella, D., Pavan, P., Cavinato, C., Cecchi, F., 2013. Co-digestion of livestock effluents, energy crops and agro-waste: feeding and process optimization in mesophilic and thermophilic conditions. *Bioresource Technology* 128, 612–618.

Gómez, X., Cuetos, M.J., Cara, J., Morán, A., García, A.L., 2006. Anaerobic co-digestion of primary sludge and the fruit and vegetable fraction of the municipal solid wastes. Conditions for mixing and evaluation of the organic loading rate. *Renew. Energy* 31, 2017-2024.

Gómez, J., Alferes, J., Huete, E., García-Heras, J. L., 2008. Assesment, by computer simulation, of the increase in the maximum organic loading rate of a mesophilic anaerobic digester fed with pre-treated sewage sludge. En: IX Taller y Simposio Latinoamericano de digestión anaerobia. Chile 2008.

Graber, S. D., 1994. A critical review of the use of the G-value (RMS velocity gradient) in environmental engineering. *Develop. Theoret. Appl. Mech.* 17, 533–556.

Gray, N.F., 2010. *Water Technology: an Introduction for Environmental Scientists and Engineers*. IWA Publishing.

Gualtieri, C., 2006. Numerical simulations of flow and tracer transport in a disinfection contact tank. in: *Proceedings of the iEMSs Third Biennial Meeting: International Congress on Environ. Modell. Softw. (iEMSs 2006)*, Burlington (USA), July 9/1, 2006, ISBN 1- 4243-0852-6.

Gujer, J. W. and Zhender, A. J. B., 1983. Conversion processes in anaerobic digestion. *Wat. Sci. Tech.* 15, 127-167.

Hague, J., Ta, C. T., Biggs, M.J., Sattary, J. A., 2001. Small scale model for CFD validation in DAF application. *Water Science and Technology* 43 (8), 167–173.

Hamad, F. A., He, S., 2010. Evaluation of hot-film, dual optical and pitot tube probes for liquid–liquid two-phase flow measurements. *Flow Meas Instrum* 21, 302–311.

Hashimoto, S., Chikamochi, Y., Inoue, Y., 2012. Visualization of partially mixed region by use of periodical reaction. *Chem Eng Sci* 80, 30–38.

Hashimoto, A. G., 1982. Effect of mixing duration and vacuum on methane production rate from beef cattle waste. *Biotechnol Bioeng* 24, 9–23.

Hendricks, D., 2006. *Water Treatment Unit Processes: Physical and Chemical*. CRC Press, Taylor and Francis Group, Boca Raton, FL.

Hoffmann, R. A., Garcia, M. L., Veskivar, M., Karim, K., Al-Dahhan, M. H., Angenent, L. T., 2008. Effect of shear on performance and microbial ecology of continuously stirred anaerobic digesters treating animal manure. *Biotechnol Bioeng* 100, 38–48.

<http://cfdirect/>

Huete, E., 2007. Estudio comparativo de la digestión anaerobia mesófila y termófila de fangos urbanos y modelado matemático del sistema. Tesis Doctoral, Escuela Superior de Ingenieros Industriales. Universidad de Navarra, San Sebastián, España.

Hulshoff Pol, L.W., de Castro Lopes, S.I., Lettinga, G., Lens, P.N.L., 2004. Anaerobic sludge granulation. *Water Res.* 38 (6), 1376–1389.

Hurtado, F.J., Kaiser, A.S., Zamora, B., 2015. Fluid dynamic analysis of a continuous stirred tank reactor for technical optimization of wastewater digestion. *Water Research* 71, 282–293.

Jain, S., Jain, S., Wolf, I. T., Lee, J., Tong, Y. W., 2015. A comprehensive review on operating parameters and different pretreatment methodologies for anaerobic digestion of municipal solid waste. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 52, 142–154.

James, A.E., Jayaranaiwachira, V., 2000. Simulation of non-newtonian fluids in anaerobic digesters. In: *Proceedings of XIIIth. International Congress on Rheology*, 20–25 August, Cambridge, UK, pp. 229–231.

Jaworski, Z., Dyster, K.N., Mishra, V.P., Nienow, A.W., Wyszynski, M.L., 1998. A study of an up- and a down-pumping wide-blade hydrofoil impeller: part II. CFD analysis. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 76, 866–876.

Jaworski, Z., Zakrzewska, B., 2002. Modeling of the turbulent wall jet generated by a pitched blade turbine impeller: the effect of turbulence model. *Trans I Chem E* 80 (Part A), 846–854.

Jiang, J., Wu, J., Zhang, J., Poncin, S., Li, H. Z., 2014. Multiscale hydrodynamic investigation to intensify the biogas production in upflow anaerobic reactors. *Bioresource Technology* 155, 1–7

Joshi, J.B., Nere, N.K., Rane, C.V., Murthy, B.N., Mathpati, C.S., Patwardhan, A.W., Ranade, V.V., 2011. CFD simulation of stirred tanks: comparison of turbulence models. Part I: Radial flow impellers. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 89, 23–82.

Kaparaju, P., Buendia, I., Ellegaard, L., Angelidakia, I., 2008. Effects of mixing on methane production during thermophilic anaerobic digestion of manure: lab-scale and pilot-scale studies. *Bioresour Technol* 99, 4919–4928.

Karama, A. B., Onyejekwe, O. O., Brouckaert, C. J., Buckley, C. A., 1999. The use of computational fluid dynamics (CFD) technique for evaluating the efficiency of an activated sludge reactor. *Water Science and Technology* 39 (10–11), 329–332.

Karim, K., Varma, R., Vesvikar, M., Al-Dahhan, M. H., 2004. Flow pattern visualization of a simulated digester. *Water Research* 38, 3659–3670.

Karim, K., Hoffmann, R., Klasson, K.T., Al-Dahhan, M.H., 2005a. Anaerobic digestion of animal waste: waste strength versus impact of mixing. *Bioresource Technology* 96, 1771–1781.

Karim, K., Hoffmann, R., Klasson, K.T., Al-Dahhan, M.H., 2005b. Anaerobic digestion of animal waste: effect of mode of mixing. *Water Research* 39, 3597–3606.

Karim, K., Klasson, K.T., Hoffmann, R., Drescher, S.R., DePaoli, D.W., Al-Dahhan, M.H., 2005c. Anaerobic digestion of animal waste: effect of mixing. *Bioresource Technology* 96, 1607–1612.

Karim, K., Thoma, G. J., Al-Dahhan, M. H., 2007. Gas-lift digester configuration effects on mixing effectiveness. *Water Research* 41, 3051–3060.

Kelly, W., Gigas, B., 2003. Using CFD to predict the behavior of power law liquids near axial-flow impellers operating in the transitional flow regime. *Chemical Engineering Science* 58, 2141–2152.

Keshtkar, A., Meyssami, B., Abolhamd, G., Ghaforian, H., Asadi, M.K., 2003. Mathematical modeling of non-ideal mixing continuous flow reactors for anaerobic digestion of cattle manure. *Bioresource Technology* 87, 113–124.

Khan, L. A., Wicklein, E. A., Texeira, E. C., 2006. Validation of a three-dimensional computational fluid dynamics model of a contact tank. *J. Hydraul. Eng. ASCE* 132 (7), 741–746.

Kiambi, S. L., Duquenne A. M., Bascoul, A., Delmas, H., 2001. Measurements of local interfacial area: application of bi-optical fibre technique. *Chem Eng Sci* 56, 6447–6453.

Koch, K., Lübken, M., Gehring, T., Wichern, M., Horn, H., 2010. Biogas from grass silage measurements and modeling with ADM1, *Bioresour. Technol.* 101 (21), 8158–8165.

Kontandt, H.G., Roediger, A.G., 1977. Engineering operation and economics of methane gas production. In: Schlegel, H.G., Barnea, J. (Eds.), *Microbial Energy Conversion*. Pergamon Press, Oxford, pp. 379–392.

Kukukova, A., Mostek, M., Jhoda, M., Machon, V., 2005. CFD prediction of flow and homogenization in a stirred vessel: part I vessel with one and two impellers. *Chemical Engineering & Technology* 28 (10), 1125–1133.

Lamberto, D. J., Muzzio, F. J., Swanson, P. D., Tonkovich, A. L., 1996. Using time-dependent RPM to enhance mixing in stirred vessels. *Chem Eng Sci* 51, 733–741.

Landry, H., Lague, C., Roberge, M., 2004. Physical and rheological properties of manure slurry. *Applied Engineering in Agriculture* 20 (3), 277–288.

Latha, S., Borman, D., Sleight, P.A., 2009. CFD multiphase modeling for evaluation of gas mixing in an anaerobic digester. In: 14th European Biosolids and Organic Resources Conference and Exhibition, 9–11th November 2009.

Latif, M.A., Ghufuran, R., Wahid, Z.A., Ahmad, A., 2011. Integrated application of upflow anaerobic sludge blanket reactor for the treatment of wastewaters. *Water Res.* 45 (16), 4683–4699.

Lee, D.J., Chen, G.W., Liao, Y.C., Hsieh, C.C., 1996. On the free settling test for estimating activated sludge floc density. *Water Research* 30, 541–550. (8)

Lee, S.R., Cho, N.K., Maeng, W.J., 1995. Using the pressure of biogas created during anaerobic digestion as the source of mixing power. *J. Ferment. Bioeng.* 80 (4), 415–417.

Levenspiel, O., 1962. Chemical reaction engineering. New York: John Wiley and Sons, Inc.

Levenspiel, O., 1999. Chemical reaction engineering. 3rd ed. New York: John Wiley and Sons, Inc.

Liao, X. and Li, H., 2015. Biogas production from low-organic-content sludge using a high-solids anaerobic digester with improved agitation. *Applied Energy* 148, 252–259

Lin, K. C., Pearce, M. E. J., 1991. Effects of mixing on anaerobic treatment of potato-processing wastewater. *Can J Civ Eng* 18, 504–514.

Li, D.H., Ganczarczyk, J.J., 1987. Stroboscopic determination of settling velocity, size and porosity of activated sludge flocs. *Water Research* 21, 257–262.

Li, X., Yuan, Y., 2002. Settling velocities and permeabilities of microbial aggregates. *Water Research* 36, 3110–3120.

Lindmark, J., Thorin, E., Fdhila, R. B., Dahlquist, E, 2014. Renewable and Sustainable Energy Reviews 40, 1030–1047.

Littleton, H.X., Daigger, G.T., Strom, P.F., 2007a. Application of computational fluid dynamics to closed-loop bioreactors: 1. Characterization and simulation of fluid-flow pattern and oxygen transfer. *Water Environment Research* 79 (6), 600–612.

Littleton, H.X., Daigger, G.T., Strom, P.F., 2007b. Application of computational fluid dynamics to closed-loop bioreactors: II. Simulation of biological phosphorus removal using computational fluid dynamics. *Water Environment Research* 79 (6), 613–624.

Liu, J., Crapper, M., McConnachie, G. L., 2004. An accurate approach to the design of channel hydraulic flocculator. *Water Research* 38, 875–886.

Liu, Y., Tay, J.-H., 2002. The essential role of hydrodynamic shear force in the formation of biofilm and granular sludge. *Water Res.* 36 (7), 1653–1665.

Liu, Y., Xu, H.-L., Yang, S.-F., Tay, J.-H., 2003. Mechanisms and models for anaerobic granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactor. *Water Res.* 37 (3), 661–673.

Loffell, B. L., 1959. Some studies on the movement of sludge within a digestion tank during the digestion process. *Public Health* 18.

López-Jiménez, P. A., Escudero-González J., Montoya Martínez, T., Fajardo Montañana, V., Gualtieri, C., 2015. Application of CFD methods to an anaerobic digester: The case of Ontinyent WWTP, Valencia, Spain. *Journal of Water Process Engineering* 7, 131–140.

Low, S. C., Parthasarathy, R., Slatter, P., Eshtiaghi, N., 2012. Hydrodynamics study of sludge in anaerobic digesters. *Chem Eng Trans* 29, 1321–1326.

Lübken, M., Wichern, M., Schlattmann, M., Gronauer, A., Horn, H., 2007. Modelling the energy balance of an anaerobic digester fed with cattle manure and renewable energy crops, *Water Res.* 41, 4085–4096.

Luo, H., Al-Dahhan, M.H., 2011. Verification and validation of CFD simulations for local flow dynamics in a draft tube airlift bioreactor. *Chemical Engineering Science* 66, 907–923.

Makino, T., Ohmura, N., Kataoka, K., 2001. Observation of isolated mixing regions in a stirred vessel. *J Chem Eng Jpn* 34, 574–578.

Manea, E., Robescu, D., 2012. Simulation of mechanical mixing in anaerobic digesters. *UPB Sci Bull Ser D: Mech Eng* 74, 235–242.

Marshall, J.S., Sala, K., 2011. A stochastic Lagrangian approach for simulating the effect of turbulent mixing on algae growth rate in a photobioreactor. *Chemical Engineering Science* 66, 384–392.

Martin, A. D., 2000. Interpretation of residence time distribution data. *Chem Eng Sci* 55, 5907–5917.

Martínez-Solano, F. J., Iglesias-Rey, P. L., Gualtieri, C., López-Jiménez, P. A., 2010. Modelling flow and concentration field in rectangular water tanks. in: *International Congress on Environmental Modelling and Software. Modelling for Environment's Sake, iEMSs, Fifth Biennial Meeting, Ottawa, Canada, 2010.*

McMahon, K.D., Stroot, P.G., Mackie, R.I., Raskin, L., 2001. Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions-II: microbial population dynamics. *Water Res.* 35, 1817e1827

Meima, A., Mora Naranjo, N., Haarstrick, A., 2008. Sensitivity analysis and literature review of parameters controlling local biodegradation processes in municipal solid waste landfills, *Waste Manage. (Oxford)* 28, 904–918.

Mendozal, A.M., Martinez, T.M., Montanana, V.F., Jimenez, P.A.L., 2011. Modeling flow inside an anaerobic digester by CFD techniques. *International Journal of Energy and Environmental* 2 (6), 963-974.

Menter, F.R., Kuntz, M., Langtry, R., 2003. Ten years of industrial experience with the SST turbulence model. In: Hanjalic, K., Nagano, Y., Tummers, M. (Eds.), *Proceedings of the Fourth International Symposium on Turbulence, Heat and Mass Transfer*, Antalya, Turkey.

Menter, F.R., Langtry, R.B., Likki, S.R., Suzen, Y.B., Huang, P.G., Völker, S., 2006. A correlation-based transition model using local variables—Part I: Model formulation. *Journal of Turbomachinery* 128, 413.

Menter, F.R., 2011. *Turbulence Modeling for Engineering Flows*. ANSYS Inc. (Technical Paper 25).

Meroney, R. N., Colorado, P. E., 2009. CFD simulation of mechanical draft tube mixing in anaerobic digester tanks. *Water Research* 43, 1040-1050.

Metcalf, Eddy, *Wastewater Engineering: treatment and reuse*, 4th Ed, Mc Graw-Hill, 2003, pp. 1819.

Metcalf, Eddy. *Wastewater engineering: principles and design*. 4th Ed, McGraw Hill; 2003.

Metzner, A.B., Otto, R.E., 1957. Agitation of non-newtonian fluids. *AIChE Journal* 3 (1), 3-10.

Moncho- Esteve, I., Palau-Salvador, G., brevis, W., Vaas, M.O., López-Jiménez, P. A., 2015. Numerical simulation of the hydrodynamics and turbulent mixing process in a drinking water storage tank. *J. Hydraulic Res* 53 (N.2), 207-217.

Montante, G., Micale, G., Magelli, F., Brucato, A., 2001. Experiments and CFD predictions of solid particle distribution in a vessel agitated with four pitched blade turbines. *Chem Eng Res Des* 79, 1005-1010.

Monteiro, P.S., 1997. The influence of the anaerobic digestion process on the sewage sludges rheological behaviour. *Water Science and Technology* 36 (11), 61-67.

Monteith, H. D., Stephenson, J. P., 1981. Mixing efficiencies in full-scale anaerobic digesters by tracer methods. *J Water Pollut Control Fed* 53, 78–84.

Morgan, P.F., Neuspiel, P.J., 1958. Environmental control of anaerobic digestion with gas diffusion. In: McCabe, J., Eckenfelder, W.W. (Eds.), *Biological Treatment for Sewage and Industrial Wastes*, vol. 2. Reinhold, New York.

Mostek, M., Kukukova, A., Jhoda, M., Machon, V., 2005. CFD prediction of flow and homogenization in a stirred vessel: part II vessel with three and four impellers. *Chemical Engineering & Technology* 28 (10), 1134-1143.

Mu, Y., Yu, H.-Q., Wang, G., 2006. Permeabilities of anaerobic CH₄-producing granules. *Water Res.* 40 (9), 1811–1815.

Mu, Y., Chen, X.-H., Yu, H.-Q., 2007. Rheological properties of anaerobic hydrogenproducing flocs. *Biochemical Engineering Journal* 34, 87–91.

Mudde, R.F., Van Den Akker, H.E.A., 2001. 2D and 3D simulations of an internal airlift loop reactor on the basis of a two-fluid model. *Chemical Engineering Science* 56, 6351–6358.

Murthy, B.N., Joshi, J.B., 2008. Assessment of standard $k\epsilon$, RSM and LES turbulence models in a baffled stirred vessel agitated by various impeller designs. *Chemical Engineering Science* 63, 5468-5495.

Normak, A., Suurpere, J., Orupõld, K., Jõgi, E., Kokin, E., 2012. Simulation of anaerobic digestion of cattle manure, *Agronomy Res. Biosyst. Eng. Spec.* 1, 167–174.

Noui-Mehidi, M. N., Ohmura, N., Wu, J., VanNguyen, B., Nishioka, N., Takigawa, T., 2008. Characterisation of isolated mixing regions in a stirred vessel. *Int J Chem React Eng* 6 (Article A25).

Oey, R.S., Mudde, R.F., Van Den Akker, H.E.A., 2003. Numerical simulations of an oscillating internal-loop airlift reactor. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 81, 684–691.

Ong, H.K., Greenfield, P.F., Pullammanappallil, P.C., 2002. Effect of mixing on biomethanation of cattle-manure slurry. *Environ. Technol.* 23, 1081-1090.

OpenFOAM The Open Source CFD Toolbox User Guide. Version 2.4.0 21st May 2015

O'Neil, D.J., 1985. Rheology and mass/heat transfer aspects of anaerobic reactor design. *Biomass* 8 (3), 205–216.

Patwardhan, A.W., 2001. Prediction of flow characteristics and energy balance for a variety of downflow impellers. *Industrial & Engineering Chemistry Research* 40 (17), 3806–3816.

Paul, E.L., Atiemo-Obeng, V.A., Kresta, S.M., 2004. *Handbook of Industrial Mixing*. John Wiley & Sons, New Jersey.

Peplinski, D. K., Ducoste, J. J., 2002. Modeling of disinfection contactor hydraulics under uncertainty. *J. Environ. Eng. ASCE* 128 (11), 1056–1067.

Perner-Nochta, I., Posten, C., 2007. Simulations of light intensity variation in photobioreactors. *Journal of Biotechnology* 131, 276–285.

Perry, R. H., Green, D. W., 2001. *Manual del Ingeniero Químico*. 7ª edición. McGrawHill

Pevere, A., Guibaud, G., van Hullebusch, E., Lens, P., Baudu, M., 2006. Viscosity evolution of anaerobic granular sludge. *Biochem. Eng. J.* 27 (3), 315–322.

Pruvost, J., Legrand, J., Legentilhomme, P., 2004a. Numerical investigation of bend and torus flows, Part I: Effect of swirl motion on flow structure in U-bend. *Chemical Engineering Science* 59, 3345–3357.

Pruvost, J., Legrand, J., Legentilhomme, P., Rosant, J.M., 2004b. Numerical investigation of bend and torus flow e part II: flow simulation in torus reactor. *Chemical Engineering Science* 59, 3359–3370.

Pruvost, J., Pottier, L., Legrand, J., 2006. Numerical investigation of hydrodynamic and mixing conditions in a torus photobioreactor. *Chemical Engineering Science* 61, 4476–4489.

Rauen, W. B., Lin, B., Falconer, R. A., Teixeira, E. C., 2008. CFD and experimental model studies for water disinfection tanks with low reynolds number flows. *Chemical Engineering Journal* 137, 550–560.

Reinhold, G., Markl, H., 1997. Model-based scale-up and performance of the Biogas Tower Reactor for anaerobic waste-water treatment. *Water Res.* 31 (8), 2057–2065.

Rico, C., Rico, J. L., Muñoz, N., Gómez, B., Tejero, I., 2011. Effect of mixing on biogas production during mesophilic anaerobic digestion of screened dairy manure in a pilot plant. *Eng Life Sci* 11, 476–481.

Roy, S., Kemoun, A., Al-Dahhan, M., Dudukovic, M. P., 2001. A method for estimating the solids circulation rate in a closed-loop circulating fluidized bed. *Powder Technol* 121, 213–222.

Sahu, A.K., Kumar, P., Patwardhan, A.W., Joshi, J.B., 1999. CFD modeling and mixing in stirred tanks. *Chemical Engineering Science* 54, 2285-2293.

Sánchez Rubal, J., Cortacans Torre, J. A., del Castillo González I., 2012. Influence of temperature, agitation, sludge concentration and solids retention time on primary sludge fermentation. *International Journal of Chemical Engineering*, vol. 2012, Article ID 861467.

Seghezzo, L., Zeeman, G., van Lier, J.B., Hamelers, H.V.M., Lettinga, G., 1998. A review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. *Bioresour. Technol.* 65 (3), 175–190.

Seyssiecq, I., Ferrasse, J.-H., Roche, N., 2003. State-of-the-art: rheological characterisation of wastewater treatment sludge. *Biochemical Engineering Journal* 16, 41–56.

Shahrokhi, M., Rostami, F., Md Said, A., Sabbagh Yazdi, S. R., Syafalni, S., 2013. Computational investigations of baffle configuration effects on the performance of primary sedimentation tanks. *Water Environ. J.* 27 (4), 484–494.

Shah, N.G., 1979. A new method of computation of radiant heat transfer in combustion chambers. PhD Dissertation. Imperial College of Science and Technology, London, England.

Siegrist, H., Vogt, D., García de las Heras, J. L., Gujer, W., 2002. Mathematical Model for Meso and Thermophilic anaerobic sewage sludge digestion. *Environ. Sci. Technol.*, 36 (5), 1113-1123.

Sindall, R.C., Bridgeman, J., Carliell-Marquet, C., 2013. Velocity gradient as a tool to characterize the link between mixing and biogas production in anaerobic waste digesters. *Water Sci. Technol.* 67, 2800-2806.

Smart, J., 1978. An assessment of the mixing performance of several anaerobic digesters using tracer response techniques. Research Publication nº72. Pollution Control Branch, Ontario Ministry of the Environment.

Smith, L. C., Elliot, D. J., James, A., 1993. Characterisation of mixing patterns in an anaerobic digester by means of tracer curve analysis. *Ecol Model* 69, 267–285.

Smith, L. C., Elliot, D. J., James, A., 1996. Mixing in upflow anaerobic filters and its influence on performance and scale-up. *Water Research* 30, 3061–3073.

Stamou, A. I., 2008. Improving the hydraulic efficiency of water process tanks using CFD models. *Chemical Engineering and Processing* 47, 1179–1189.

Stamou, A. I., Theodoridis, G., Xanthopoulos, K., 2009. Design of secondary settling tanks using a CFD model. *Journal of Environment Engineering* 135 (7), 552–561.

Stroot, P.G., McMahon, K.D., Mackie, R.I., Raskin, L., 2001. Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions-I. digester performance. *Water Res.* 35, 1804-1816.

Stukenberg, J.R., Clark, J.H., Sandine, J., Naydo, W., 1992. Egg-shaped digesters: from Germany to the U.S. *Water Environment and Technology* 4 (4), 42–51. (2)

Syafalni, S., Saul, A. J., 2000. Computational fluid dynamics and the design of sewage storage chambers. *Water Environ. J.* 14 (2), 103–110.

Tamburini, A., Cipollina, A., Micale, G., Ciofalo, M., Brucato, A., 2009. Dense solid-liquid off-bottom suspension dynamics simulation and experiment. *Chem Eng Res Des* 87, 587–597.

Taricska, J.R., Long, D.A., Chen, P., Hung, Y.-T., Zou, S.-W., 2009. Anaerobic Digestion in Biological Treatment Processes - Handbook of Environmental Engineering. vols. 8. Springer, pp. 589–634.

Tauseef, S.M., Abbasi, T., Abbasi, S.A., 2013. Energy recovery from wastewaters with high-rate anaerobic digesters. *Renew. Sust. Energ. Rev.* 19, 704–741.

Tchobanoglous, G., Burton, Franklin, L., Stensel, H.D., 2010. Wastewater Engineering. Metcalf & Eddy, Inc.

- Tenney, M. W., Budzin, G. J., 1972. How good is your mixing? *Water Wastes Eng*, 9-57.
- Terashima, M., Goel, R., Komatsu, K., Yasui, H., Takahashi, H., Li, Y.Y., Noike, T., 2009. CFD simulation of mixing in anaerobic digesters. *Bioresour. Technol.* 100, 2228-2233.
- Uemura, S., Harada, H., 2000. Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions. *Bioresour. Technol.* 72 (3), 275-282.
- U.S. Environmental Protection Agency, 1979. *Process Design Manual for Sludge Treatment and Disposal (EPA/625/1-79/011)*. (Cincinnati, OH).
- Vakili, M.H., Nasr Esfahany, M., 2009. CFD analysis of turbulence in a baffled stirred tank, a three-compartment model.
- Van Hulle, S. W. H., Vesvikar, M., Poutiainen, H., Nopens, I., 2014. Importance of scale and hydrodynamics for modeling anaerobic digester performance. *Chemical Engineering Journal* 255, 71-77.
- Varma, R., Al-Dahhan, M.H., 2007. Effect of sparger design on hydrodynamics of a gas recirculation anaerobic bioreactor. *Biotechnology and Bioengineering* 98, 1146-1160.
- Vavilin, V.A., Rytov, S.V., Pavlostathis, S. G., Jokela, J., Rintala, J., 2003. A distributed model of solid waste anaerobic digestion: sensitivity analysis, *Water Sci. Technol.* 48, 147-154.
- Vavilin, V. A., Angelidaki, I., 2005. Anaerobic degradation of solid material: importance of initiation centers for methanogenesis, mixing intensity, and 2D distributed model. *Biotechnol Bioeng* 89, 113-122.
- Verhoff, F.H., Tenney, M.W., Echelberger Jr., W.F., 1974. Mixing in anaerobic digestion. *Biotechnology and Bioengineering* 16, 757-770.
- Vesvikar, M.S., Al-Dahhan, M., 2005. Flow pattern visualization in a mimic anaerobic digester using CFD. *Biotechnology and Bioengineering* 89 (6), 719-732.
- Vesvikar, M.S., Varma, R., Karim, K., Al-Dahhan, M.H., 2005. Flow pattern visualization in a mimic anaerobic digester: experimental and computational studies. *Water Science and Technology* 52 (1-2), 537-543.

Wang, X., Yang, G., Feng, Y., Ren, G., Han, X., 2012. Optimizing feeding composition and carbon-nitrogen ratios for improved methane yield during anaerobic co-digestion of dairy chicken manure and wheat straw. *Bioresource Technology* 120, 78–83.

Ward, A.J., Hobbs, P.J., Holliman, P.J., Jones, D.L., 2008. Optimization of the anaerobic digestion of agricultural resources. *Bioresource Technology* 99, 7928-7940

Wasewar, K.L., Sarathi, J.V., 2008. CFD modeling and simulation of jet mixed tanks. *Engineering Applications of Computational Fluid Mechanics* 2 (2), 155–171.

White, K. E., 1974. The use of radioactive tracers to study mixing and residence time distributions in systems exhibiting three-dimensional dispersion. In: *Proceedings of the First European conference on mixing and centrifugal separation*. Cambridge, England:Churchill College.

Wilcox, D.C., 2006. *Turbulence Modeling for CFD*, second ed. DCW Industries, La Cañada (USA).

Wolf, D., Resnick, W., 1963. Residence time distribution in real systems. *I & EC fundamentals* 2 (No. 4), 287–293.

Wols, B. A., Hofman, J.A.M.H., Uijttewaal, W.S.J., Rietveld, L.C., van Dijk, J.C., 2010. Evaluation of different disinfection calculation methods using cfd. *Environ.Modell. Softwr.* 25 (4), 573–582.

Wong, T.I., 2005. Numerical flow simulations of an egg-shaped anaerobic sludge digester in wastewater treatment. Master’ s thesis, The Hong Kong University of Science and Technology, China.

Wu, B., Chen, S., 2008. CFD simulation of non-Newtonian fluid flow in anaerobic digesters. *Biotechnology and Bioengineering* 99 (3), 700–711.

Wu, B., 2009. CFD analysis of mechanical mixing in anaerobic digesters. *Transactions of the ASABE* 52 (4), 1371-1382.

Wu, B., 2010a. CFD simulation of gas mixing in egg-shaped anaerobic digesters. *Water Research* 44, 1507-1519.

Wu, B., 2010b. Computational fluid dynamics investigation of turbulence models for non-Newtonian fluid flow in anaerobic digesters. *Environmental Science and Technology* 44 (23), 8989-8995.

Wu, B., 2010c. CFD simulation of gas and non-Newtonian fluid two-phase flow in anaerobic digesters. *Water Research* 44, 3861-3874.

Wu, B., 2010d. CFD prediction of mixing time in anaerobic digesters. *Transactions of the ASABE* 53 (2), 553-563.

Wu, B., 2011. CFD investigation of turbulence models for mechanical agitation of non-Newtonian fluids in anaerobic digesters. *Water Research* 45, 2082-2094.

Wu, B., 2012a. CFD simulation of mixing for high-solids anaerobic digestion. *Biotechnol. Bioeng.* 109, 2116-2126.

Wu, B., 2012b. Integration of mixing, heat transfer, and biochemical reaction kinetics in anaerobic methane fermentation. *Biotechnol. Bioeng.* 109, 2864-2874.

Wu, B., 2012c. Large eddy simulation of mechanical mixing in anaerobic digesters. *Biotechnology and Bioengineering* 109, 804-812.

Wu, B., 2013. Advances in the use of CFD to characterize, design and optimize bioenergy systems. *Computers and Electronics in Agriculture* 93, 195-208

Wu, B., 2014. CFD simulation of gas mixing in anaerobic digesters. *Computers and Electronics in Agriculture* 109, 278-286.

Wu, J., Pullum, L., 2000. Performance analysis of axial-flow mixing impellers. *AIChE Journal* 46 (3), 489-498.

Wu, J., Lu, Z.Y., Hu, J.C., Feng, L., Huang, J.D., Gu, X.S., 2006. Disruption of granules by hydrodynamic force in internal circulation anaerobic reactor. *Water Sci. Technol.* 54 (9), 9-16.

Wu, J., Zhou, H.M., Li, H.Z., Zhang, P.C., Jiang, J., 2009. Impacts of hydrodynamic shear force on nucleation of flocculent sludge in anaerobic reactor. *Water Res.* 43 (12), 3029-3036.

XXXIII Curso sobre tratamiento de agua residuales y explotación de estaciones depuradoras. Edición 2015. CEDEX (Centro de Estudios y Experimentación de Obras Públicas)

Yek, W. M., Noui-Mehidi, M. N., Parthasarathy, R., Bhattacharya, S. N., Wu, J., Ohmura, N., et al., 2009. Enhanced mixing of Newtonian fluids in a stirred vessel using impeller speed modulation. *Can J Chem Eng* 87, 839–846.

Yu, L., Ma, J., Chen, S., 2011. Numerical simulation of mechanical mixing in high solid anaerobic digester. *Bioresource Technology* 102, 1012–1018.

Yu, L., Ma, J., Frear, C., Zhao, Q., Dillon, R., Li, X., Chen, S., 2013. Multiphase modeling of settling and suspension in anaerobic digester. *Applied Energy* 111, 28–39.

Zaher, U., Pandey, P., Chen, S., 2009. A simple elemental continuity based model application to study the anaerobic microbial activity for the treatment of dairy manure. *Appl. Math. Model.* 33, 3553–3564.

Zoltek, J., Gram, A. L., 1975. High-rate Digester Mixing Study Using Radioisotope Tracer. *J Water Pollut Control Fed* 47, 47–79.

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Esquema de la digestión anaerobia (Gujer y Zehnder, 1983)	14
Figura 2. Relación entre el tiempo de retención de sólidos y el rendimiento de eliminación de materia orgánica mientras que la hidrólisis sea el paso limitante (Gómez et al. 2008). ...	15
Figura 3. Relación entre el tiempo de retención de sólidos y la reducción de materia volátil para diferentes porcentajes de sólidos volátiles en el fango fresco (XXXIII Curso sobre tratamiento de agua residuales y explotación de estaciones depuradoras. Edición 2015. CEDEX)	18
Figura 4. Curva del logaritmo de la recuperación del trazador en un reactor de “mezcla completa” real (Gil, 2013).	27
Figura 5. Diagrama esquemático de los cuatro diseños estudiados por Wu (2014): (a) difusores de fondo, (b) tubo central de aspiración, (c) dos lanzas y (d) dos tubos de aspiración.	36
Figura 6. Vista frontal de la magnitud de la velocidad de la fase líquida de los cuatro diseños estudiados por Wu (2014): (a) difusores de fondo, (b) tubo central de aspiración, (c) dos lanzas y (d) dos tubos de aspiración.	37
Figura 7. Influencia del caudal de recirculación en el volumen activo (Hurtado et al., 2015).	40
Figura 8. Comparativa entre nueve instigaciones que han simulado diferentes métodos de agitación (a escala de laboratorio, planta piloto y escala real) para la digestión mediante CFD, incluyendo métodos de modelización y métodos de validación (Lindmark et al., 2014)	42
Figura 9. Diferentes tipos de fluidos no newtonianos	48
Figura 10. Relación entre la viscosidad aparente y la velocidad de cizallamiento	49
Figura 11. Comparación entre las propiedades reológicas de diferentes fangos según Achkari-Begdouri y Goodrich (1992), Monteiro (1997) y Baudez et al. (2011) y agua (Craig et al., 2013).	51
Figura 12. Influencia de la velocidad de la mezcla en el volumen de zonas muertas para fango digerido concentrado al 5,4 % (Bridgeman, 2012).	59
Figura 13. Comparación realizada por Lindmark et al. (2014) de la producción de biogás para diferentes ensayos y diferentes condiciones de agitación (I).	60
Figura 14. Comparación realizada por Lindmark et al. (2014) de la producción de biogás para diferentes ensayos y diferentes condiciones de agitación (II).	60

Figura 15. Vistas perspectiva y frontal del digestor nº1	66
Figura 16. Vista perspectiva del digestor nº2	67
Figura 17. Vista frontal del digestor nº2	67
Figura 18. Vista perspectiva del digestor nº2 para el caso de agitación con dos bombas	68
Figura 19. Vista frontal del digestor nº2 para el caso de agitación con dos bombas	68
Figura 20. Vista perspectiva del digestor nº3	69
Figura 21. Vista frontal del digestor nº3	69
Figura 22. Vista perspectiva del digestor nº4	70
Figura 23. Vista frontal del digestor nº4	70
Figura 24. Vista general de la malla para el caso 5 (digestor nº3 con un caudal de recirculación de 500 m ³ /h).....	72
Figura 25. Detalle de la malla de la tubería de aspiración para el caso 5 (digestor nº3 con un caudal de recirculación de 500 m ³ /h)	73
Figura 26. Detalle de la malla de la tubería de impulsión y la interfase agua fango para el caso 5 (digestor nº3 con un caudal de recirculación de 500 m ³ /h)	73
Figura 27. Descripción general de la estructura de OpenFOAM (Guía de usuario de OpenFOAM)	79
Figura 28. Estructura de directorios para una aplicación "App" (Guía de usuario de OpenFOAM)	80
Figura 29. Estructura de un caso de OpenFOAM (Guía de usuario de OpenFOAM).	82
Figura 30. Estructura de un caso con SnappyHexMesh (Guía de usuario de OpenFOAM). ..	92
Figura 31. Campo general de velocidades del caso 1.	96
Figura 32. Campo general de velocidades del caso 2.	97
Figura 33. Campo general de velocidades del caso 3.	97
Figura 34. Campo general de velocidades del caso 4.	98
Figura 35. Campo general de velocidades del caso 5.	98
Figura 36. Campo general de velocidades del caso 6.	99
Figura 37. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 1.	101
Figura 38. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 2.	101
Figura 39. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 3.	102
Figura 40. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 4.	102
Figura 41. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 5.	103
Figura 42. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 6.	103
Figura 43. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 6 a 0,50 m del centro.	104

Figura 44. Campo de velocidades entre 0 y 0,2 m/s del caso 6 según un plano perpendicular al plano de simetría.....	104
Figura 45. Campo vectorial de la velocidad en el caso 1.	107
Figura 46. Campo vectorial de la velocidad en el caso 1 según un plano perpendicular al plano de simetría	108
Figura 47. Campo vectorial de la velocidad en el caso 2.	109
Figura 48. Campo vectorial de la velocidad en el caso 3.	109
Figura 49. Campo vectorial de la velocidad en el caso 4.	110
Figura 50. Campo vectorial de la velocidad en el caso 4 según un plano perpendicular al plano de simetría.	111
Figura 51. Campo general de la velocidad en el caso 5 con densidad de líneas normal.	112
Figura 52. Campo general de la velocidad en el caso 5 con densidad de líneas baja.	113
Figura 53. Campo general de la velocidad en el caso 6 con densidad de líneas normal.	114
Figura 54. Campo general de la velocidad en el caso 6 con densidad de líneas baja.	114
Figura 55. Campo de velocidades para un digestor agitado con lanzas de gas no confinadas para diferentes concentraciones del fango (Wu, 2010c).....	120
Figura 56. Campo de velocidades de tres ensayos realizados por Dapelo et al. (2015) incluyendo los resultados obtenidos mediante PIV (a, c y e) y las simulaciones CFD (b, d y f).	121

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Propiedades del fango procedente de ganado vacuno según Achkari-Begdouri y Goodrich (1992)	50
Tabla 2. Geometrías elegidas para modelizar los digestores.....	65
Tabla 3. Casos elegidos para modelizar la agitación de los digestores.....	66
Tabla 4. Parámetros de la ley de potencia de la viscosidad del fango digerido estudiado ...	76
Tabla 5. Definiciones básicas de pared para OpenFOAM (Guía de usuario de OpenFOAM). 83	
Tabla 6. Modelos de turbulencia RAS para fluidos incompresibles (http://cfd.direct/).....	85
Tabla 7. Modelos de turbulencia RAS para fluidos compresibles (http://cfd.direct/).....	86
Tabla 8. Modelos de turbulencia LES isocóricos (http://cfd.direct/).....	87
Tabla 9. Modelos de turbulencia LES anisocóricos (http://cfd.direct/).....	88
Tabla 10. Filtros LES (http://cfd.direct/).	88
Tabla 11. Deltas LES (http://cfd.direct/).	88
Tabla 12. Volumen del digestor (en %) por debajo de la velocidad crítica.....	105
Tabla 13. Energía consumida respecto al volumen real agitado	115
Tabla 14. Reducción en la producción de biogás en función del tiempo de retención de sólidos	116

ANEXO: PUBLICACIONES REALIZADAS

“Influence of Temperature, Agitation, Sludge Concentration and Solids Retention Time on Primary Sludge Fermentation”.

International Journal of Chemical Engineering.

Hindawi Publishing Corporation.

Volume 2012, Article ID 861467, 8 pages.

doi:10.1155/2012/861467.

Research Article

Influence of Temperature, Agitation, Sludge Concentration and Solids Retention Time on Primary Sludge Fermentation

J. Sánchez Rubal, J. A. Cortacans Torre, and I. del Castillo González

Departamento de Ordenación del Territorio, Urbanismo y Medio Ambiente de la E. T. S. I. de Caminos, Canales y Puertos de la Universidad Politécnica de Madrid, C/ Profesor Aranguren s/n, 28040 Madrid, Spain

Correspondence should be addressed to J. Sánchez Rubal, jesus_sanrub@hotmail.com

Received 31 October 2011; Revised 15 February 2012; Accepted 23 February 2012

Academic Editor: Jose C. Merchuk

Copyright © 2012 J. Sánchez Rubal et al. This is an open access article distributed under the Creative Commons Attribution License, which permits unrestricted use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

The aim of this research was to determine the influence of temperature, agitation, sludge concentration, and solids retention time (SRT) to obtain readily biodegradable organic matter on primary sludge (PS) fermentation, which would be used as substrate in a biological nutrient removal (BNR) process. Stirring and heating the sludge as well as increasing SRT improved the PS fermentation, producing a large amount of soluble chemical oxygen demand (SCOD). The influence of each operational parameter on PS hydrolysis was observed clearly. A great performance on SCOD production was obtained when the PS was stirred and heated for 3 days. However, PS concentration did not affect the fermentation. Sludge agitation is a simple process with minimal energy consumption. Warming the sludge is very interesting in those plants with anaerobic digestion, where heat energy is obtained from biogas. Therefore, PS fermentation can be improved with a minimum investment and leveraging existing resources in a wastewater treatment plant (WWTP). Fermenter volume can also be reduced if sludge is being heated and stirred during fermentation.

1. Introduction

Optimization of wastewater treatment plants (WWTPs) equipped with BNR processes has been taking place in Spain, in recent years, to satisfy the requirements of phosphorus and nitrogen set by the Council Directive of 21 May 1991 concerning urban waste water treatment (91/271/EEC). These requirements are listed in Table 1.

The fraction of organic matter that is readily biodegradable, namely, the organic matter that could be metabolized directly by heterotrophic bacteria in anoxic and anaerobic zones is a key parameter on BNR processes. However, the influent of the vast majority of the WWTP contains low readily biodegradable organic matter, particularly in urban plants. Therefore, in many cases, it is impossible to achieve a total nitrogen lower than 10 mg/L in the effluent of WWTP with over 100,000 inhabitants. A supply of readily biodegradable organic matter is required.

The supply of readily biodegradable organic matter can be external to the processes that occur in the WWTP.

Many commercially available organic compounds, such as methanol or acetic acid, can serve effectively as a carbon source for a BNR process. However, the use of such external carbon sources results in an increase of the operational costs and the sludge production. However, municipal wastewater is a potential source of readily biodegradable organic matter.

One of the possible sources of readily biodegradable organic matter is the PS fermentation. PS contains high concentrations of easily biodegradable organic polymers: proteins and carbohydrates.

Sludge fermentation produce readily biodegradable organic matter. The microorganisms break down biodegradable material in the absence of oxygen.

There are three biological and chemical stages of sludge fermentation: hydrolysis, acidogenesis, and acetogenesis. In most cases, the sludge is made up of large organic polymers. The BNR processes improve when these chains are broken down into their smaller constituent parts. Heterotrophic bacteria access easier to the organic matter of the fermented sludge.

TABLE 1: Requirements for discharges from urban waste water treatment plants to sensitive areas which are subject to eutrophication. Council directive of 21 May 1991 concerning urban waste water treatment (91/271/EEC).

Parameters	Concentration	Minimum percentage of reduction	Reference method of measurement
Total phosphorus	2 mg/L (10,000–100,000 p.e.) 1 mg/L (more than 100,000 p.e.)	80	Molecular absorption spectrophotometry
Total nitrogen	15 mg/L (10,000–100,000 p.e.) 10 mg/L (more than 100,000 p.e.)	70–80	Molecular absorption spectrophotometry

The process of breaking these chains and dissolving the smaller molecules into solution is called hydrolysis. Therefore, hydrolysis of these high-molecular-weight polymeric components is the necessary first step in sludge fermentation. Through hydrolysis the complex organic molecules (carbohydrates, fats, and proteins) are broken down into simple sugars, fatty acids, and aminoacids.

The biological process of acidogenesis results in further breakdown of the remaining components by acidogenic bacteria. Here, volatile fatty acids (VFA) are created, along with ammonia, carbon dioxide, and hydrogen sulfide, as well as other byproducts.

The third stage of sludge fermentation is acetogenesis. Here, simple molecules created through the acidogenesis phase are further digested by acetogens to produce acetic acid, as well as carbon dioxide and hydrogen.

After this processes, in anaerobic conditions, the methanogenesis begins. This process is part of the anaerobic digestion and not of sludge fermentation.

The acidogenesis is characterized by a decrease of pH in the system, whereas the acetogenesis and the methanogenesis are characterized by an increase of alkalinity in the process.

The other substrate available for readily biodegradable organic matter production within a WWTP is the waste activated sludge (WAS) generated from soluble organic matter removal. WAS contains mostly bacterial mass, and cell lysis is therefore the rate limiting step to obtain readily biodegradable organic matter [1]. WAS contains an inert chemical oxygen demand (COD) greater than PS. Inert COD on WAS depends on the type of biological wastewater treatment.

Several investigations have reported that it can be feasible to produce more readily biodegradable organic matter using PS as fermentation substrate.

Arnai et al. [2] had drawn a conclusion that the VSSs (volatile suspended solids) in PS were more biodegradable than in activated sludge (87% versus 43%). Ucisik and Henze [3] obtained a ratio of SCOD to total COD in batch reactors operated for 5 days at 20°C for activated sludge significantly lower than those obtained for PS in Avedøre and Lundtofte WWTPs. Yuan et al. [4] also obtained that PS fermentation generated a significantly higher amount of SCOD than WAS. Relatively high nutrient release was observed during WAS fermentation. Therefore, this research analyzes the generation of SCOD on PS fermentation.

Miron et al. [5] reported that the hydrolysis of lipids and carbohydrates of PS increased with SRT. Ahn and Speece [6] obtained that the hydrolysis of COD had an asymptotic tendency, where most of the elutriated SCOD (78–84%) was produced within the initial 5 days of PS fermentation. However, many research workers have observed that SCOD began to decrease for high retention times (5–6 days) on PS fermentation [7, 8] and WAS fermentation [9, 10], due to beginning of methanogenesis. This paper compares the fermentation of PS for several SRT.

One solution to increase SRT is to increase sludge concentration in the fermenter. However, SCOD production decreases with the increase of PS concentration [11–13]. One explanation for this behaviour could be that low biomass concentration creates better mixing conditions in the reactor, which results in the improvement of the cell availability to the hydrolysis [11]. Another reason could be that less of the inhibiting compounds, such as zinc or copper, are released into the system during fermentation when a lower biomass concentration is in the feed [14].

On the other hand, Cokgor et al. [15] showed that the level of VSS in PS is also important as an index of biodegradable substrate for hydrolysis. The rate of the reaction is proportional to initial available biodegradable substrate. Higher SCOD generation was observed at higher initial VSS concentration.

This paper analyzes the fermentation of PS for several concentrations.

Increasing the volume of the fermenter and/or sludge concentration is necessary to increase SRT. An interesting alternative is heating and stirring the sludge during fermentation.

Increasing temperature improves PS hydrolysis and acidification [6, 11, 15–17]. Zhang et al. [18] observed the same results on activated sludge fermentation. Hydrolysis and acidification improvement with increasing temperature had an asymptotic trend.

Mahmoud et al. [19] reported that temperature had a significant influence on the hydrolysis of proteins, carbohydrates, and lipids in PS; hydrolysis was significantly higher at 35°C than at 25°C. In addition, a higher rate of hydrolysis was observed at 55°C, compared with that at 20°C and 35°C on PS fermentation [6].

The aim of this research was to determine the influence of temperature, agitation, sludge concentration, and SRT to

obtain readily biodegradable organic matter on PS fermentation. Biodegradable organic matter produced could be used as a substrate in a BNR process: nitrogen and/or phosphorus.

2. Methods

2.1. Bench-Scale Experiments. PS used in this study was obtained from the primary settler of two different municipal WWTPs located in Madrid, Spain. PS concentration was different in each WWTP.

Bench-scale experiments of PS fermentation were performed with batch reactors. The batch experiments were conducted by using eight identical reactors with a volume of 0.25 l each one. The reactors were closed with gas-dense blue caps in order to maintain anaerobic conditions.

SCOD produced was measured to compare the relative production of biodegradable organic matter.

Filtration methods, such as 0.45- μ m filter, are used to determinate the SCOD. The SCOD contains soluble readily biodegradable COD (rbCOD), colloidal COD, and non-biodegradable soluble COD (nbsCOD). The rbCOD consists of complex SCOD that can be fermented to VFAs [20].

As it is known, the rbCOD concentration has a significant effect on the denitrification rate in preanoxic zones in BNR process, where it will be consumed before the aeration zone. The greater the amount of rbCOD, the faster will be the nitrate reduction rate. For biological phosphorus removal, the rbCOD can be quickly converted to acetate via fermentation in the anaerobic zone for uptake by the phosphorus-storing bacteria [20].

Half of the reactors were operated at a SRT of 1 day and the other half at a SRT of 3 days.

Sludge agitation was assessed using two different fermenter typologies: completely mixed fermenter and static fermenter. Magnetic induction stirrers were used to reproduce completely mixed fermenter conditions in the reactors.

Influence of temperature on PS fermentation was evaluated. Half of the reactors remained at room temperature, while the other half of the reactors were operated at 30°C.

30°C was considered to be a feasible temperature to achieve in a WWTP using the heat energy obtained from the biogas generated by anaerobic digestion.

A further rise in PS temperature produced a marked increase in SCOD production. Although, energy requirements are higher and maybe biogas produced in the WWTP is not enough to heat PS and WAS before fermentation and anaerobic digestion.

Thermal bath was used on heated static fermenters and hot plates were used on heated completely mixed fermenters.

The eight reactors were operated in the conditions shown in Tables 2 and 3. Experiments were repeated three times for each WWTP.

No regulation on pH was applied. SCOD (mg/L), pH, TSS (g/L), and VSS (g/L) were measured in raw sludge and in all the experiments. Total COD (mg/L) was measured only in raw sludge. Total COD was considered to be the same in all the fermented reactors with the same raw sludge.

2.2. Analytical Methods. The analyses of COD, SCOD, TSS, and VSS were conducted in accordance with APHA Standard Methods (2005).

3. Results and Discussion

The experiments results are shown in Tables 2 and 3. Setting the temperature to 30°C was not possible in some of the heated and stirred samples. The real temperature was between 30°C and 35°C.

The SCOD yield is a measure for the degree of success of fermentation. The SCOD yield is the amount of SCOD to total COD. The SCOD yields of the batch studies performed with PS are shown in Figures 1 and 2. Figure 1 shows the percentage of SCOD to total COD in each experiment. Figure 2 shows the SCOD yield average for each plant and the SCOD yield total average.

Specific SCOD production was expressed by g/L of SCOD in the hydrolysate per unit g VSS/L (i.e., g SCOD/g VSS) in the feed to avoid any influence of the inorganic matter fraction in the sludge on the results. VSS content of the sludge is generally considered to be the organic part. The specific SCOD productions are represented in Figures 3 and 4. Figure 3 shows the specific SCOD production in each experiment. Figure 4 shows the average of the specific SCOD production for each plant and the specific SCOD production total average.

As expected, a higher SCOD concentration was obtained in the experiments from WWTP 1 because the raw sludge was more concentrated than in WWTP 2. Raw sludge from WWTP 1 had a longer retention time in the primary settling tanks. The fermentation process was expected to be more advanced in the raw sludge from WWTP 1 than in the raw sludge from WWTP 2. However, the ratios of SCOD (g)/STv (g) obtained for both plants are very similar. These results imply that the PS concentration did not affect the fermentation.

According to Yuan et al. [13], Skalsky and Daigger [11], and Banister and Pretorius [12], a decrease in sludge concentration favored hydrolysis. On the other hand, Cokgor et al. [15] obtained an increase in SCOD generation when sludge concentration also increased.

However, in this study the PS concentration did not influence SCOD production during fermentation.

Based on the results obtained, a completely mixed fermenter and a sludge thickener-fermenter configurations are more interesting than an activated primary tank. A smaller fermenter volume is needed if a more concentrated sludge is fermented. In addition, SRT would be higher in a fermenter existing if sludge concentration is increased. Any possible leakage of solids in the primary clarifier and excess acidified water to be treated are avoided in a completely mixed fermenter or in a sludge thickener-fermenter configuration. Proper thickener-fermenter design is important to prevent overloading and suspended solids escaping in the overflow.

SCOD yield in heated and stirred samples with 3 days of SRT was similar for both WWTP. Only small differences were observed, probably due to the higher temperature of the

TABLE 2: Influence of temperature, agitation, sludge concentration, and SRT on PS from WWTP 1 fermentation: SCOD yield and specific SCOD production.

Sample	SRT (days)	Fermenter typology	Temperature	pH	TSS (g/L)	VSS/TSS	COD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SCOD (mg/L) /COD (mg/L)	SCOD (g)/ VSS (g)
Sample 1	1	Raw sludge		6.26	28.70	69%	30856	658	2%	0.03
		Static fermenter	Room temperature	5.87	24.68	66%	30856	1242	4%	0.08
			30°C	5.47	32.65	66%	30856	1602	5%	0.07
	3	Completely mixed fermenter	Room temperature	6.16	28.07	67%	30856	1889	6%	0.10
			30°C	6.42	30.81	66%	30856	3099	10%	0.15
		Static fermenter	Room temperature	5.48	26.84	65%	30856	2676	9%	0.15
	3		30°C	5.20	29.06	64%	30856	3444	11%	0.18
		Completely mixed fermenter	Room temperature	5.60	28.26	65%	30856	2340	8%	0.13
			30°C	7.16	37.16	65%	30856	4311	14%	0.18
Sample 2	1	Raw sludge		5.84	33.88	65%	36298	1139	3%	0.05
		Static fermenter	Room temperature	5.11	32.85	65%	36298	1806	5%	0.08
			30°C	4.97	32.78	65%	36298	2336	6%	0.11
	3	Completely mixed fermenter	Room temperature	5.25	31.76	68%	36298	2492	7%	0.11
			30°C	5.60	34.34	64%	36298	3602	10%	0.16
		Static fermenter	Room temperature	5.13	36.91	65%	36298	2403	7%	0.10
	3		30°C	4.83	32.74	64%	36298	3276	9%	0.16
		Completely mixed fermenter	Room temperature	5.10	33.96	64%	36298	3588	10%	0.17
			30°C	5.75	33.02	62%	36298	5043	14%	0.25
Sample 3	1	Raw sludge		6.03	29.60	66%	32758	1052	3%	0.05
		Static fermenter	Room temperature	5.30	27.68	66%	32758	1545	5%	0.09
			30°C	5.18	28.25	65%	32758	2379	7%	0.13
	3	Completely mixed fermenter	Room temperature	5.35	28.23	67%	32758	1863	6%	0.10
			30°C	6.43	29.39	66%	32758	2871	9%	0.15
		Static fermenter	Room temperature	5.14	31.77	66%	32758	2421	7%	0.12
	3		30°C	5.02	28.36	65%	32758	2955	9%	0.16
		Completely mixed fermenter	Room temperature	5.56	31.38	65%	32758	3330	10%	0.16
			30°C	6.08	34.29	63%	32758	4030	12%	0.19

samples from WWTP 1 because of the difficulty to control the temperature.

Stirring, heating, and high SRT increased SCOD production (Figures 1, 2, 3, and 4). The influence of each operational parameter can be seen clearly.

Heating the sludge to 30°C without stirring it or stirring the sludge at room temperature had a similar effect on SCOD yield as shown on average results in Figure 2.

Stirring or heating the reactor with a day of SRT had a SCOD production similar to that of a static fermenter with three days of SRT. Therefore, only a third of the fermenter volume would be necessary if the sludge is stirred or heated during the fermentation. These statements remained valid by comparing the samples with three days of SRT.

SCOD production would be higher if the sludge is stirred and heated. Volume fermenter could be further reduced

TABLE 3: Influence of temperature, agitation, sludge concentration, and SRT on PS from WWTP 2 fermentation: SCOD yield and specific SCOD production.

Sample	SRT (days)	Fermenter typology	Temperature	pH	TSS (g/L)	VSS/TSS	COD (mg/L)	SCOD (mg/L)	SCOD (mg/L) /COD (mg/L)	SCOD (g)/ VSS (g)
Sample 4	1	Raw sludge		7.35	4.46	77%	4863	312	6%	0.09
		Static fermenter	Room temperature	7.13	3.92	75%	4863	334	7%	0.11
			30°C	6.57	3.99	75%	4863	508	10%	0.17
	3	Completely mixed fermenter	Room temperature	7.78	4.76	73%	4863	345	7%	0.10
			30°C	7.06	4.23	76%	4863	482	10%	0.15
		Static fermenter	Room temperature	6.81	3.75	72%	4863	401	8%	0.15
			30°C	6.98	4.20	70%	4863	462	10%	0.16
	3	Completely mixed fermenter	Room temperature	7.97	4.13	74%	4863	423	9%	0.14
			30°C	8.18	4.61	73%	4863	543	11%	0.16
Sample 5	1	Raw sludge		7.48	2.99	73%	2677	125	5%	0.06
		Static fermenter	Room temperature	7.14	3.20	74%	2677	204	8%	0.09
			30°C	6.79	2.33	70%	2677	207	8%	0.13
	3	Completely mixed fermenter	Room temperature	6.62	2.95	72%	2677	129	5%	0.06
			30°C	6.64	2.63	73%	2677	157	6%	0.08
		Static fermenter	Room temperature	6.61	3.16	72%	2677	168	6%	0.07
			30°C	6.50	1.94	66%	2677	190	7%	0.15
	3	Completely mixed fermenter	Room temperature	6.51	2.55	69%	2677	238	9%	0.14
			30°C	6.44	2.67	68%	2677	278	10%	0.15
Sample 6	1	Raw sludge		7.41	5.26	73%	5621	247	4%	0.06
		Static fermenter	Room temperature	6.88	4.60	75%	5621	383	7%	0.11
			30°C	6.53	4.28	74%	5621	547	10%	0.17
	3	Completely mixed fermenter	Room temperature	6.74	4.66	75%	5621	526	9%	0.15
			30°C	6.79	4.86	74%	5621	630	11%	0.18
		Static fermenter	Room temperature	6.55	4.66	75%	5621	575	10%	0.16
			30°C	6.78	4.07	74%	5621	697	12%	0.23
	3	Completely mixed fermenter	Room temperature	6.37	3.91	75%	5621	679	12%	0.23
			30°C	7.14	4.36	74%	5621	653	12%	0.20

to obtain the same amount of SCOD. In fact, the reactors agitated and heated with a SRT of one day and the reactors heated or agitated for three days produced a similar amount of SCOD.

According to the results obtained, PS fermented in a completely mixed fermenter heated to a temperature between 30°C and 35°C and with a SRT of 3 days will be the best choice to improve the BNR processes.

In WWTP with anaerobic digestion, methanogens used PS to produce methane. If PS is fermented to feed heterotrophic bacteria in BNR process, the biogas production is reduced to improve BNR.

SCOD in the overflow was measured in six of the static fermenters. Overflow SCOD was between 90% and 92% of the sludge total SCOD in four of them and 62% and 70% in the other two samples. Therefore, an excellent performance in the elutriation was obtained in static samples.

FIGURE 1: SCOD yield for each experiment.

FIGURE 2: SCOD yield for WWTP 1, WWTP 2, and SCOD yield total average.

FIGURE 3: Specific SCOD production for each experiment.

FIGURE 4: Specific SCOD production for WWTP 1, WWTP 2, and specific SCOD production total average.

The advantage of using the overflow of a static fermenter is that it has low particulate slowly biodegradable COD. However, the amount of SCOD is lower than in the fermented PS from a completely mixed reactor.

The pH has increased in some completely mixed and heated reactors, especially in those fermented for 3 days, compared to raw sludge and reactors with low SRT. An increase in pH may indicate that the acetogenesis and, maybe, the methanogenesis have started.

4. Conclusions

The influence of temperature, agitation, sludge concentration, and SRT on PS fermentation was evaluated. SCOD produced was measured to assess the degree of hydrolysis achieved.

Increasing temperature to 30°C, increasing SRT from 1 to 3 days, or stirring the sludge during fermentation produced a greater amount of SCOD. PS concentration did not affect the SCOD production.

Increasing temperature to 30°C, increasing SRT from 1 to 3 days, or choosing a completely mixed typology for the fermenter rather than a static fermenter had a similar effect on the SCOD production. The influence of each operational parameter on PS hydrolysis was observed clearly. The highest SCOD yield was obtained when the reactors were heated and stirred for 3 days.

Heating and stirring the sludge are good solutions in WWTP with high sludge production, where the construction of a fermenter with a high SRT is complicated by the lack of space. Heating the sludge would be possible by combustion of biogas produced on anaerobic digestion. Stirring the sludge is a simple process with a low energy cost and easy implementation. The SCOD produced would be higher, while the investment would be lower.

References

- [1] I. S. Turoviskiy and P. K. Mathai, *Wastewater Sludge Processing*, chapter 2, John Wiley & Sons, Hoboken, NJ, USA, 2006.
- [2] C. Arnaiz, J. C. Gutierrez, and J. Lebrato, "Biomass stabilization in the anaerobic digestion of wastewater sludges," *Bioresource Technology*, vol. 97, no. 10, pp. 1179–1184, 2006.
- [3] A. S. Ucisik and M. Henze, "Biological hydrolysis and acidification of sludge under anaerobic conditions: the effect of sludge type and origin on the production and composition of volatile fatty acids," *Water Research*, vol. 42, no. 14, pp. 3729–3738, 2008.
- [4] Q. Yuan, M. Baranowski, and J. A. Oleszkiewicz, "Effect of sludge type on the fermentation products," *Chemosphere*, vol. 80, no. 4, pp. 445–449, 2010.
- [5] Y. Miron, G. Zeeman, J. B. Van Lier, and G. Lettinga, "The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in cstr systems," *Water Research*, vol. 34, no. 5, pp. 1705–1713, 2000.
- [6] Y. H. Ahn and R. E. Speece, "Elutriated acid fermentation of municipal primary sludge," *Water Research*, vol. 40, no. 11, pp. 2210–2220, 2006.
- [7] E. V. Munch E., J. Keller, P. Lant, and R. Newell, "Mathematical modelling of prefermenters—i. model development and verification," *Water Research*, vol. 33, no. 12, pp. 2757–2768, 1999.
- [8] H. Wu, J. Gao, D. Yang, Q. Zhou, and W. Liu, "Alkaline fermentation of primary sludge for short-chain fatty acids accumulation and mechanism," *Chemical Engineering Journal*, vol. 160, no. 1, pp. 1–7, 2010.
- [9] Y. Chen, A. A. Randall, and T. McCue, "The efficiency of enhanced biological phosphorus removal from real wastewater affected by different ratios of acetic to propionic acid," *Water Research*, vol. 38, no. 1, pp. 27–36, 2004.
- [10] S. Jiang, Y. Chen, Q. Zhou, and G. Gu, "Biological short-chain fatty acids (scfas) production from waste-activated sludge affected by surfactant," *Water Research*, vol. 41, no. 14, pp. 3112–3120, 2007.
- [11] D. S. Skalsky and G. T. Daigger, "Wastewater solids fermentation for volatile acid production and enhanced biological phosphorus removal," *Water Environment Research*, vol. 67, no. 2, pp. 230–237, 1995.
- [12] S. S. Banister and W. A. Pretorius, "Optimisation of primary sludge acidogenic fermentation for biological nutrient removal," *Water Sa*, vol. 24, no. 1, pp. 35–41, 1998.
- [13] Q. Yuan, R. Sparling, and J. A. Oleszkiewicz, "Waste activated sludge fermentation: effect of solids retention time and biomass concentration," *Water Research*, vol. 43, no. 20, pp. 5180–5186, 2009.
- [14] V. P. Utgikar, N. Chaudhary, A. Koeniger, H. H. Tabak, J. R. Haines, and R. Govind, "Toxicity of metals and metal mixtures: analysis of concentration and time dependence for zinc and copper," *Water Research*, vol. 38, no. 17, pp. 3651–3658, 2004.
- [15] E. U. Cokgor, S. Oktay, D. O. Tas, G. E. Zengin, and D. Orhon, "Influence of pH and temperature on soluble substrate generation with primary sludge fermentation," *Bioresource Technology*, vol. 100, no. 1, pp. 380–386, 2009.
- [16] I. Maharaj and P. Elefsiniotis, "The role of hrt and low temperature on the acid-phase anaerobic digestion of municipal and industrial wastewaters," *Bioresource Technology*, vol. 76, no. 3, pp. 191–197, 2001.
- [17] N. Ferreiro and M. Soto, "Anaerobic hydrolysis of primary sludge: influence of sludge concentration and temperature," *Water Science and Technology*, vol. 47, no. 12, pp. 239–246, 2003.
- [18] P. Zhang, Y. Chen, T. Y. Huang, and Q. Zhou, "Waste activated sludge hydrolysis and short-chain fatty acids accumulation in the presence of sdbs in semi-continuous flow reactors: effect of solids retention time and temperature," *Chemical Engineering Journal*, vol. 148, no. 2–3, pp. 348–353, 2009.
- [19] N. Mahmoud, G. Zeeman, H. Gijzen, and G. Lettinga, "Anaerobic stabilisation and conversion of biopolymers in primary sludge—effect of temperature and sludge retention time," *Water Research*, vol. 38, no. 4, pp. 983–991, 2004.
- [20] Metcalf & Eddy, *Wastewater Engineering. Treatment and Reuse*, McGraw-Hill, 4th.