

# Digestión aerobia termófila autosostenida (ATAD) en dos escenarios con higienización y diferentes grados de estabilización

ANA MARTA LASHERAS AÑON (\*), LUCÍA SOBRADOS BERNARDOS (\*\*),  
JUAN GARCÍA GANUZA (\*\*\*) y JAIRO GÓMEZ MUÑOZ (\*\*\*\*)

**RESUMEN** La U.S. EPA considera la digestión aerobia termófila autosostenida (ATAD) como un “tratamiento de fangos avanzado” cuando se opera bajo ciertas condiciones de alimentación y temperatura. Este trabajo presenta los resultados experimentales y las conclusiones obtenidas en un digestor ATAD a escala real, con un volumen útil de fango de 215 m<sup>3</sup>, situado en la EDAR de Tudela (Navarra). La operación del reactor se ha realizado en dos escenarios: a) 5 días de tiempo de retención como tratamiento para reducir patógenos, que podría necesitar una etapa de estabilización posterior; b) 10 días de tiempo de retención, condiciones en las que se obtiene además un grado de estabilización suficiente en el fango tratado, por lo que puede considerarse un tratamiento completo.

En cada uno de los escenarios se ha evaluado el grado de estabilización del fango (a través de la reducción de materia orgánica), la reducción de microorganismos patógenos y las características y biodegradabilidad de la parte filtrada para evaluar la repercusión de su retorno a la línea de aguas de la EDAR.

Durante todo el periodo experimental, el proceso ATAD ha demostrado una gran versatilidad para obtener diferentes grados de estabilización del fango manteniendo siempre una elevada reducción de microorganismos patógenos.

## AUTOTHERMAL THERMOPHILIC AEROBIC DIGESTION (ATAD) IN TWO SCENARIOS WITH HYGIENISATION AND DIFFERENT STABILITY DEGREES

**ABSTRACT** ATAD is considered by the U.S. EPA as an “advanced sludge treatment”, which implies a hygienisation process when it is operated under certain feeding and temperature conditions. This paper shows the experimental results and conclusions obtained in a 215 m<sup>3</sup> full-scale ATAD reactor while it was operated in two scenarios: as a hygienisation process (5 HRT) and as the single stage sludge treatment (10 d HRT). In both cases, the ATAD process has shown high versatility in obtaining different stability degrees of the treated sludge and a high reduction of pathogenic microorganisms.

**Palabras clave:** Digestión Aerobia Termófila Autosostenida (ATAD), Tratamiento de fangos, Estabilización de fangos, Higienización, Reducción de patógenos.

**Keywords:** Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion (ATAD), Sludge treatment, Sludge Stabilization, Hygienisation, Sewage Sludge Treatment, Pathogen Reduction.

Los resultados obtenidos han sido completados y validados en un trabajo experimental realizado en el marco de un convenio de colaboración establecido entre el Centro de Estudios Hidrográficos (C.E.H.) del CEDEX y Navarra de

Infraestructuras Locales S.A. (NILSA): “Estudio para el establecimiento de criterios de estabilización e higienización de fangos procedentes de una estación de aguas residuales”.

(\*) Licenciada en Ciencias Químicas. Directora de Operación y Mantenimiento Zona II. Navarra de Infraestructuras Locales, S. A. (NILSA). Pamplona, Spain. E-mail: amlasheras@nilsa.com

(\*\*) Dra. en CC. Químicas. Coordinador de Programa Técnico Científico. Área de Tecnología del Agua. Centro de Estudios Hidrográficos del CEDEX. Madrid. Spain. E-mail: lucia.sobrados@cedex.es

(\*\*\*) Ingeniero de Caminos, Canales y Puertos. Director Técnico. Navarra de Infraestructuras Locales, S. A. (NILSA). Pamplona, Spain. E-mail: jgarcia@nilsa.com

(\*\*\*\*) Dr. Ingeniero Industrial. Técnico de Operación y Mantenimiento Zona II. Navarra de Infraestructuras Locales, S. A. (NILSA). Pamplona, Spain. E-mail: jgomez@nilsa.com

## 1. INTRODUCCIÓN

Una estación depuradora de aguas residuales (EDAR) consta de dos líneas de tratamiento diferenciadas: la línea de agua y la línea de fangos. En general, la línea de agua está diseñada para eliminar una carga orgánica determinada, con el objetivo de conseguir una calidad en el efluente adecuada para el medio receptor. La línea de fangos debería seguir el mismo criterio y ser diseñada teniendo en cuenta las características del fango generado en los diferentes procesos de la línea de agua, el destino final del mismo y el impacto que sus retornos puedan tener en el tratamiento biológico de la línea de agua cuando estos son enviados a cabecera de planta.

En una EDAR, el costo del tratamiento del fango, incluyendo su destino final, puede llegar a alcanzar el 50% de los costes de operación totales de la planta. Así pues, una inapropiada elección de los procesos de tratamiento en la línea de fangos y/o una ineficiente operación de los mismos, puede poner en entredicho la sostenibilidad económica y medioambiental de la EDAR.

En este contexto, la digestión aerobia termófila autosostenida (ATAD) puede ser una buena opción para plantas de pequeño y mediano tamaño, en las que la cantidad de fango producido no es suficiente para implementar procesos con recuperación de energía (digestión anaerobia). Normalmente, cuando el fango generado en plantas pequeñas es tratado en otras de mayor tamaño, es necesario que tenga lugar un almacenamiento de dicho fango debido a la propia logística del transporte del mismo. Durante este almacenamiento tiene lugar una reducción de sólidos volátiles (SV), lo que conlleva una considerable disminución en la producción de gas cuando ese fango es tratado mediante un proceso de digestión anaerobia. No obstante, es necesario puntualizar que en cada caso particular debe realizarse un estudio técnico y económico para determinar la mejor opción.

Buscando la mejor solución, tanto técnica como económica, para el tratamiento del fango generado en la Comunidad Autónoma de Navarra, donde hay en operación más de 80 plantas con tamaños comprendidos entre 200 y 80.000 habitantes equivalentes, Navarra de Infraestructuras Locales S.A. (NILSA) llevó a cabo un estudio comparando diferentes configuraciones de la línea de tratamiento del fango. El proceso más ventajoso para NILSA resultó ser la implementación de reactores ATAD en las plantas de mayor tamaño, donde tratar también el fango producido en las de menor tamaños de los alrededores (García *et al.* 2007). Así, en la actualidad, hay operando 9 reactores ATAD en 6 plantas diferentes, donde el fango generado en las EDAR aledañas es tratado de forma centralizada.

Una de las ventajas del proceso ATAD estriba en que garantiza una calidad sanitaria del fango, ya que es capaz de

cumplir con los requisitos de reducción de patógenos descritos en la U.S. EPA (1992), dando lugar a un producto con suficiente grado de higienización cuando el proceso trabaja bajo ciertas condiciones de operación.

En este artículo se exponen los resultados experimentales y las conclusiones obtenidas en un reactor ATAD a escala real, con un volumen útil de 215 m<sup>3</sup> de fango, trabajando bajo dos estrategias de operación diferentes: 5 días de tiempo de retención, con el objetivo de reducir los patógenos presentes en el fango (bajo esta condición el fango puede necesitar un tratamiento de estabilización posterior antes de su disposición final) y 10 días de tiempo de retención, tiempo con el que es posible alcanzar un nivel de estabilización suficiente (tratamiento único).

En ambos casos, se han analizado la reducción del contenido en materia orgánica del fango (como aproximación al grado de estabilidad), la reducción de microorganismos patógenos y las características de los retornos de deshidratación. Los resultados obtenidos han sido completados y validados en planta piloto durante un proyecto de investigación llevado a cabo entre el Centro de Estudios Hidrográficos (C.E.H.) del CEDEX y NILSA.

## 2. MATERIALES Y MÉTODOS

**Reactor a escala real.** Este estudio ha sido realizado en uno de los dos digestores a escala industrial diseñados por NILSA, que actualmente se encuentran en operación en la EDAR de Tudela (Navarra). El digestor es un depósito completamente agitado (CSTR), construido de hormigón y tiene un volumen efectivo de 350 m<sup>3</sup>, aunque durante este estudio se ha trabajado con 215 m<sup>3</sup> de fango. La aireación del reactor se lleva a cabo mediante un jet, que toma tanto aire externo como aire de la cúpula (recirculado) y espumas de la parte superior del digestor (patente española P200500284) (Figura 1). La recirculación tiene dos objetivos: por un lado, la recirculación de aire aumenta la transferencia de oxígeno sin producir un enfriamiento del fango por evaporación y, por otro lado, se produce un control de la altura de la capa de espuma manteniéndola en niveles de operación apropiados. La altura de la capa de espuma, la temperatura del fango y el potencial Redox fueron monitorizados on-line. Para poder mantener ciclos de alimentación en *semibacth* (una carga cada 24 horas), se contó con un tanque de almacenamiento previo a la alimentación. La alimentación estaba automatizada y controlada por la duración del ciclo y una temperatura mínima en el digestor.

**Planta piloto.** En paralelo con el reactor anteriormente descrito, se operó una planta piloto de 5 m<sup>3</sup>, para comprobar y completar los resultados obtenidos con el reactor a escala real (Figura 2).

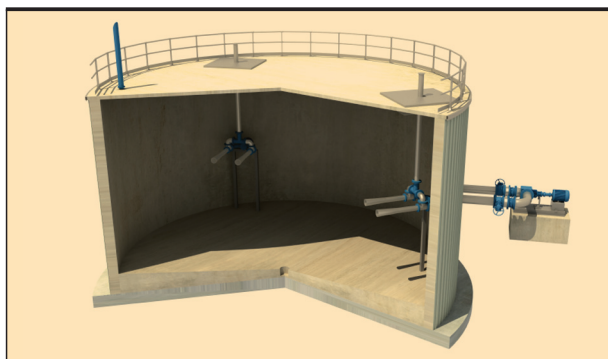


FIGURA 1. Digestor ATAD a escala industrial diseñado por NILSA.



FIGURA 2. Planta piloto utilizada durante la experimentación.

**Condiciones experimentales.** El reactor ATAD ha sido estudiado bajo 2 condiciones de operación diferentes: 5 días de tiempo de retención hidráulico (TRH) (o tiempo de retención de sólidos –TRS–, ya que es un reactor completamente agitado o CSTR), como un proceso para conseguir la higienización del fango (Messenger *et al.* 1993) y 10 días de TRH, con el reactor trabajando como un único proceso para higienizar y estabilizar el fango (Kelly *et al.*, 1995). En ambos casos, el digestor fue alimentado una vez al día y la temperatura se mantuvo dentro del rango termófilo sin aporte externo de calor.

Como fango de alimentación al digestor se ha empleado el generado en la EDAR de Tudela (Navarra). Se trata de un fango mixto, en el que el secundario procede de un proceso en dos etapas de lechos bacterianos. La proporción de fango primario y secundario varía a lo largo del año. Durante el estudio se realizaron diferentes perfiles de sólidos en el digestor para comprobar que éste estaba completamente agitado y no se producían decantaciones.

El proceso ATAD trabaja en ciclos de 24 horas divididos en 3 etapas (U.S. EPA, 1990). La primera es la “fase de descarga” y en ella se evacúa del reactor una fracción del volumen del fango tratado. En la segunda fase, el reactor es alimentado con fango fresco, el cual, al mezclarse con el ya presente en el reactor, produce una bajada de la temperatura (“fase de alimentación”). Ambas fases tienen una duración aproximada de 60 minutos. Por último, durante la “fase de calentamiento” el fango es mantenido durante 23 horas, sin carga ni descarga de fango del reactor, a una temperatura superior a 55°C. Este ciclo de operación mantiene el fango en condiciones de temperatura el tiempo suficiente para cumplir con las regulaciones de higienización de la U.S. EPA (1992).

**Métodos analíticos.** Semanalmente se tomaron y analizaron muestras del fango alimentación, efluente y del fango del digestor, justo después de tener lugar la alimentación del mismo. Los procedimientos analíticos seguidos fueron los descritos en Standard Methods (APHA, 1995). La demanda química de oxígeno (DQO) se determinó mediante el método de reflujo de dicromato y la DQO soluble se analizó después de filtrar la muestra con un filtro de 1,5  $\mu\text{m}$ . Los sólidos suspendidos totales y volátiles (SST y SSV) se determinaron por sustracción de los sólidos disueltos totales y volátiles (SDT y SDV) de los sólidos totales y volátiles (ST y SV), respectiva-

mente. Se obtuvieron dos valores de alcalinidad: la alcalinidad parcial (o bicarbonato) mediante valoración hasta  $\text{pH}=5,75$  y a alcalinidad intermedia por valoración de  $\text{pH}=5,75$  a  $\text{pH}=4,3$ . Los ácidos grasos volátiles (AGV) se analizaron por CG en un cromatógrafo HP 6890 con detector FID.

La toma de muestras y el análisis de los microorganismos patógenos fueron llevados a cabo por un laboratorio acreditado.

### 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

#### 3.1. ESCENARIO 1: ATAD OPERADO COMO UN PROCESO DE HIGIENIZACIÓN (5 D TRH)

En este escenario, el digestor ATAD trabajó como un proceso de higienización a 5 días de TRH durante 2 meses. Este artículo muestra los resultados del segundo mes, cuando el reactor se encontraba en condiciones estacionarias. En este caso, el principal objetivo del proceso es reducir los microorganismos patógenos presentes en el fango, sin perseguir una alta eliminación de materia orgánica en el proceso. Para ello, el reactor debe trabajar bajo condiciones en las que el oxígeno en el reactor está limitado y el sustrato se encuentra en exceso, lo que se consigue con un fango de alimentación con alta carga orgánica y bajos TRH. En estas condiciones, la velocidad de aumento de la temperatura está controlada por el caudal de aireación externa hasta llegar al valor máximo de OUR (Messenger *et al.*, 1990). La cantidad de aire introducida en el reactor fue fijada en un rango tal que permitiera mantener la temperatura del mismo entre 54 y 64°C.

*Eliminación de materia orgánica y consumo de oxígeno.* El reactor trabajó a TRS de 5 días, 34 kg SV/ $\text{m}^3$  de fango fresco y una carga orgánica (OLR) de 6,73 kg SV/( $\text{m}^3_{\text{reactor}} \cdot \text{d}$ ). La media de la carga orgánica eliminada durante la “fase de calentamiento” fue de 1,45 kg SV/( $\text{m}^3_{\text{reactor}} \cdot \text{d}$ ).

Para calcular la masa de materia orgánica eliminada se emplearon 2 métodos diferentes: 1) restar la masa del efluente de la del fango de alimentación y 2) restar la masa presente en el reactor después de la “fase de calentamiento” de la presente antes del inicio de dicha fase. Estos dos métodos sólo son equivalentes y dan el mismo resultado cuando el reactor trabaja en condiciones estacionarias, como era el caso de este estudio. Los resultados obtenidos se recogen en la Figura 3.

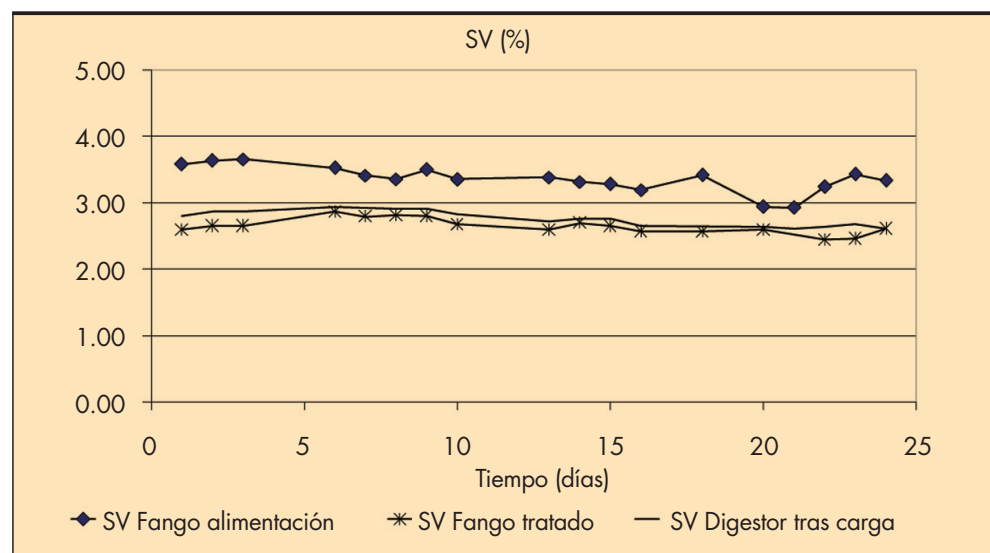


FIGURA 3. Evolución de la concentración de Sólidos Volátiles (%) durante el periodo experimental.

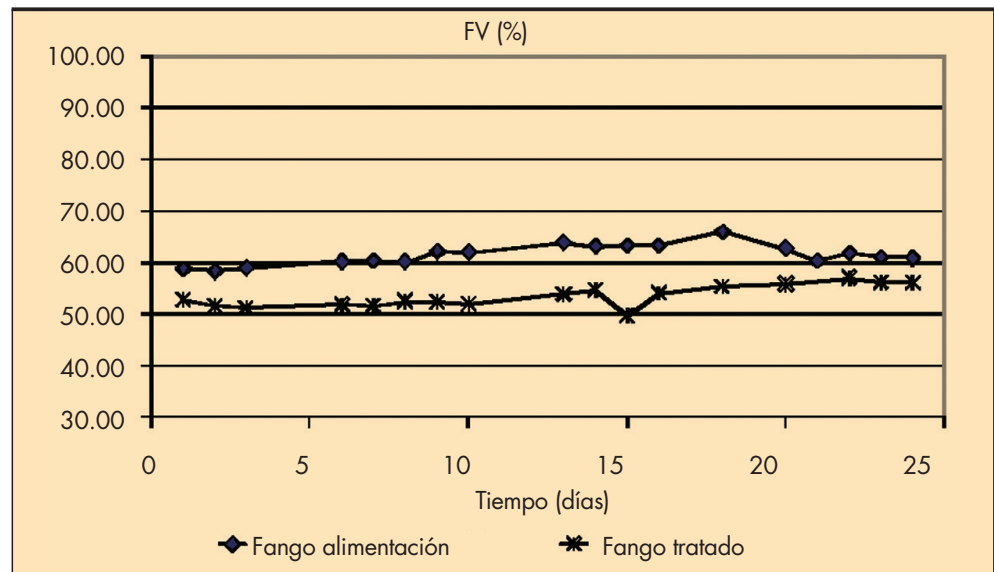


FIGURA 4. Evolución de la Fracción Volátil (%) durante el periodo experimental.

Las Figuras 3 y 4 muestran una ligera fluctuación de los SV y de la fracción volátil (FV) en el fango de alimentación a lo largo del periodo de experimentación.

La media en la eficiencia de eliminación de SV ( $SV_{eliminado}/SV_{entrada}$ ) estuvo entorno al 20%. La carga orgánica eliminada está controlada por la cantidad de oxígeno (aire) que se aporta al proceso mientras que el reactor trabaje en condiciones de limitación de oxígeno. Bajo estas condiciones, la eficiencia en la eliminación de SV (%) depende de la carga orgánica. En este estudio, la concentración que presentaba el fango fresco era muy alta, por tanto la eficiencia eliminación de SV fue bastante baja. La eficiencia media de la transferencia de oxígeno fue del 35%, calculada como la relación entre el  $O_2$  consumido (medido como DQO eliminada) y el oxígeno aportado al digestor.

**Autocalentamiento del digestor.** La Figura 5 muestra el perfil de temperatura durante algunos de los ciclos de trabajo del digestor, así como la evolución de la velocidad de calentamiento durante 25 días. Se observa que durante la “fase de calentamiento” la temperatura aumenta; durante la descarga del fango tratado la temperatura está en su valor máximo y

sufre una rápida caída cuando el reactor es alimentado. La velocidad de calentamiento media obtenida es de  $0.43^\circ C/h$ . Esta velocidad fue prácticamente constante a lo largo de las distintas fases de calentamiento, mientras el reactor estuvo trabajando bajo condiciones limitantes de oxígeno. Para comprobar que realmente el reactor se encontraba bajo condiciones limitantes de oxígeno, se midió el oxígeno disuelto (OD) y los AGV. Los resultados obtenidos revelaron que los niveles de OD fueron prácticamente de cero y los de acético se encontraban en torno a 1.300 mg/l. Esta producción de AGV, principalmente acético, a bajas concentraciones de oxígeno, puede atribuirse a la presencia de condiciones de micro-aireación en el reactor (Mavinic *et al.*, 2001).

El autocalentamiento del reactor fue obtenido con una aireación de  $1,33 \text{ m}^3 \text{ aire}/(\text{m}^3 \text{ reactor} \cdot \text{h})$ , que es el rango propuesto por Kelly and Warren (1995) para porcentajes de eliminación de materia orgánica similares a los obtenidos en este estudio.

**Biodegradabilidad de la componente filtrada.** La alta cinética de solubilización de la materia orgánica, junto con la ausencia del suficiente aporte de oxígeno necesaria para conseguir estabilizar la materia orgánica generada, da lugar

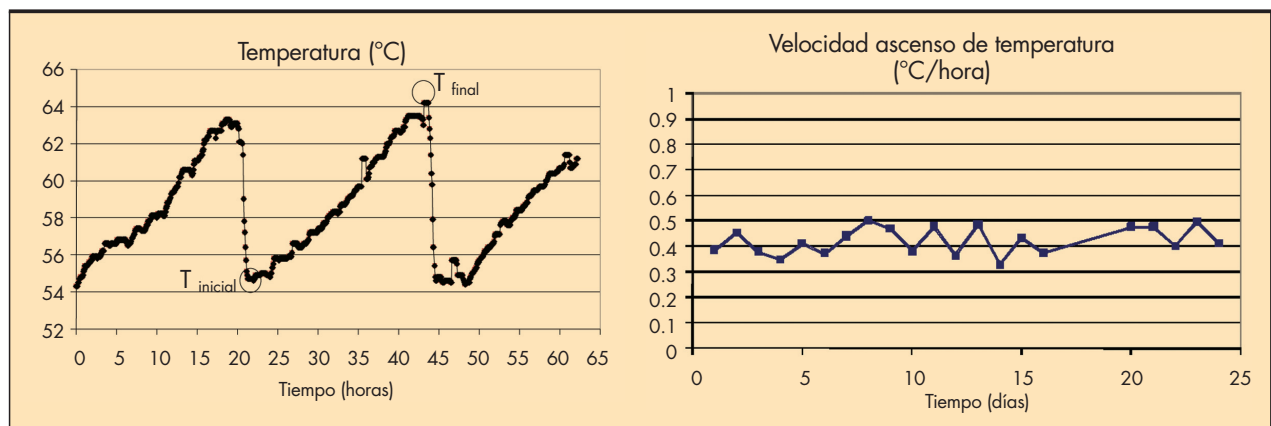


FIGURA 5. Ascenso de temperatura (°C) en el digestor ATAD.

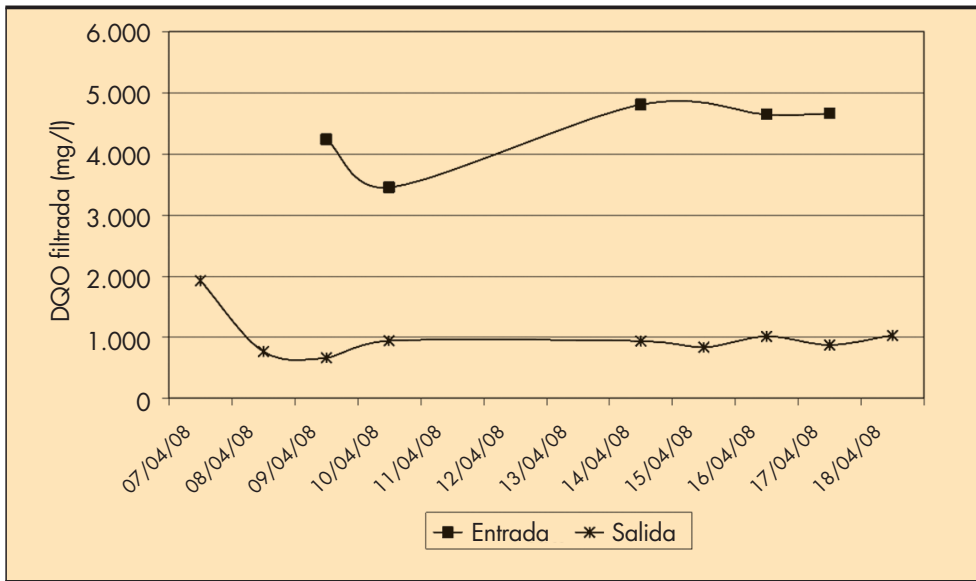


FIGURA 6. Evolución de la concentración de DQO filtrada (mg/l) durante el tratamiento aerobio del escurrido.

a valores de DQO filtrada muy elevados en estas condiciones: 4 - 9,2 kg/m<sup>3</sup>.

Dado que el escurrido de deshidratación habitualmente vuelve a cabecera de planta y que, bajo las condiciones de este estudio, este puede suponer una sobrecarga del 10% en concentración de DQO, se ha considerado necesario estudiar la biodegradabilidad aeróbica de dicho escurrido. Con este propósito, el escurrido fue tratado en un reactor piloto, en condiciones aerobias, a temperatura ambiente y 3 días de TRH. Este tratamiento se llevó a cabo sin clarificación ni recirculación de fangos y el reactor fue alimentado una vez al día para obtener perfiles diarios de los parámetros operacionales. La figura 6 muestra la evolución de la DQO filtrada de la entrada y la salida del reactor una vez que se alcanzó el estado estacionario. La eliminación media de la DQO filtrada estuvo en torno al 77%. Estos resultados muestran una alta fracción biodegradable del escurrido cuando es tratado en la línea de agua.

### 3.2. ESCENARIO 2: ATAD OPERADO COMO UN PROCESO DE ESTABILIZACIÓN (10 D TRH)

Durante el segundo escenario experimental el reactor fue operado como un proceso de estabilización del fango. En este caso el objetivo era tanto conseguir la higienización del fango, como obtener la estabilización del mismo. Así pues, el proceso se llevó a cabo a 10 días de TRH y baja carga orgánica. En estas condiciones, el digestor trabajó bajo condiciones en las que el sustrato estaba limitado.

**Eliminación de materia orgánica y consumo de oxígeno.** El reactor trabajó a 10 días de TRH, OLR de 1,3 a 2,8 kg SV/m<sup>3</sup>.d y caudal de aire constante.

En este caso, se detectó una gran variación en la concentración del contenido de SV en el fango fresco (Figura 7), lo que dificultó el cálculo de la eliminación de la materia orgánica. Esta dificultad es muy común cuando se trabaja con un reactor a escala industrial. Por esta razón, en este caso, se

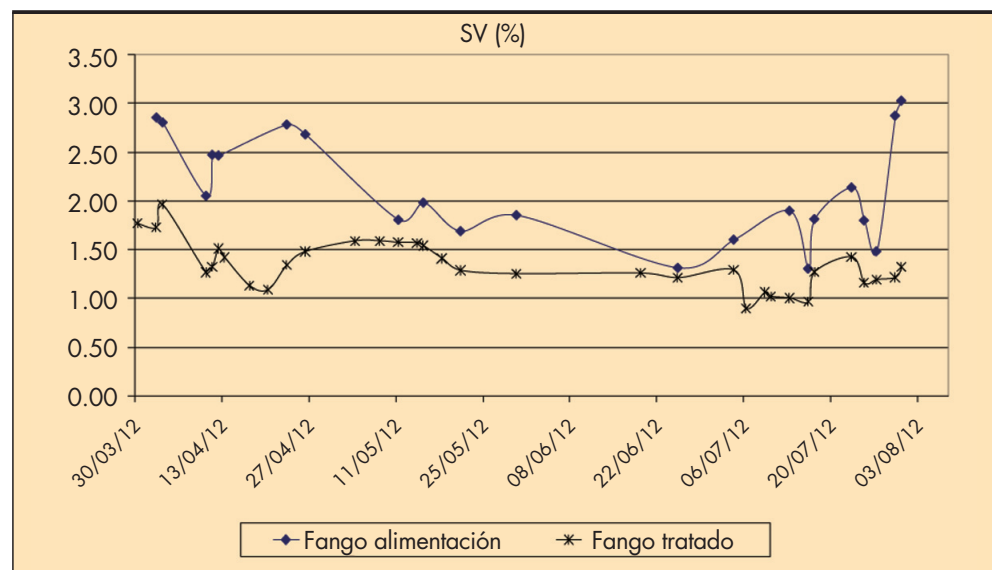


FIGURA 7. Evolución de la concentración de Sólidos Volátiles (%) durante el periodo experimental.

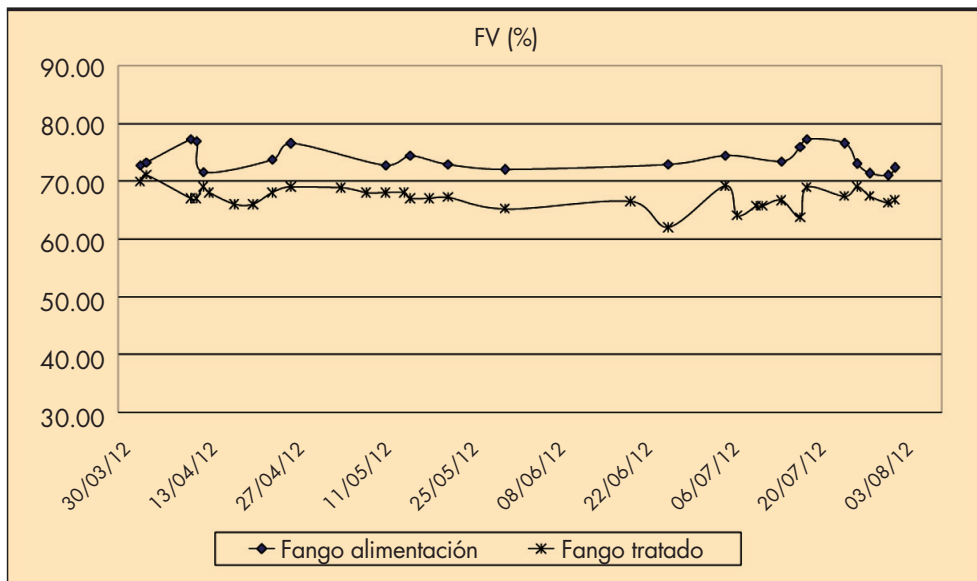


FIGURA 8. Evolución de la Fracción Volátil (%) durante el período experimental.

han empleado dos formas de calcular la materia orgánica eliminada: 1) la ecuación de Van Kleeck. Esta ecuación emplea datos de fracción volátil ( $FV = SV/ST$ ) (Figura 8) y sólo da resultados fiables si no tiene lugar decantación del fango en el digestor.

$$VK(\%) = \frac{FV_{inicial} - FV_{final}}{FV_{inicial} - (FV_{inicial} \cdot FV_{final})}$$

Donde:

VK = reducción de SV

$FV_{inicial}$  = Fracción volátil del fango fresco

$FV_{final}$  = Fracción volátil del fango tratado

2) Medida del aumento de temperatura a lo largo del ciclo, empleando una tasa específica de calentamiento biológico de 13,9 MJ·kg DQO eliminada (Gomez *et al.*, 2007). Este valor asume que el consumo de oxígeno que tiene lugar se debe a la oxidación de materia orgánica debido a la ausencia de nitrificación en rangos termófilos de temperatura.

La eliminación de SV calculada por ambos métodos muestra un valor medio de 32%, lo que indica un mayor grado de estabilización que el obtenido a 5 días de TRH.

Para comprobar si el fango estaba o no estabilizado, al final de la "fase de calentamiento" se tomó una alícuota de fango del digestor al final de la fase de calentamiento, que se trató en un reactor a escala de laboratorio durante 72 horas, a 55°C y en exceso de O<sub>2</sub>. Después de 72 horas, no se detectó una significativa reducción ni de la FV, ni de la DQO filtrada. Por otro lado, TRH mayores tampoco conllevaron eliminaciones de la materia orgánica mayores con este tipo de fango de alimentación que las presentadas en este artículo.

La velocidad de eliminación de materia orgánica fue de alrededor de 1 kg SV/m<sup>3</sup>·d, en contraste con el valor de 1,45 kg SV/m<sup>3</sup>·d obtenido a 5 días de TRH. No obstante, el porcentaje de materia orgánica eliminada (%) es mayor a 10 d de TRH.

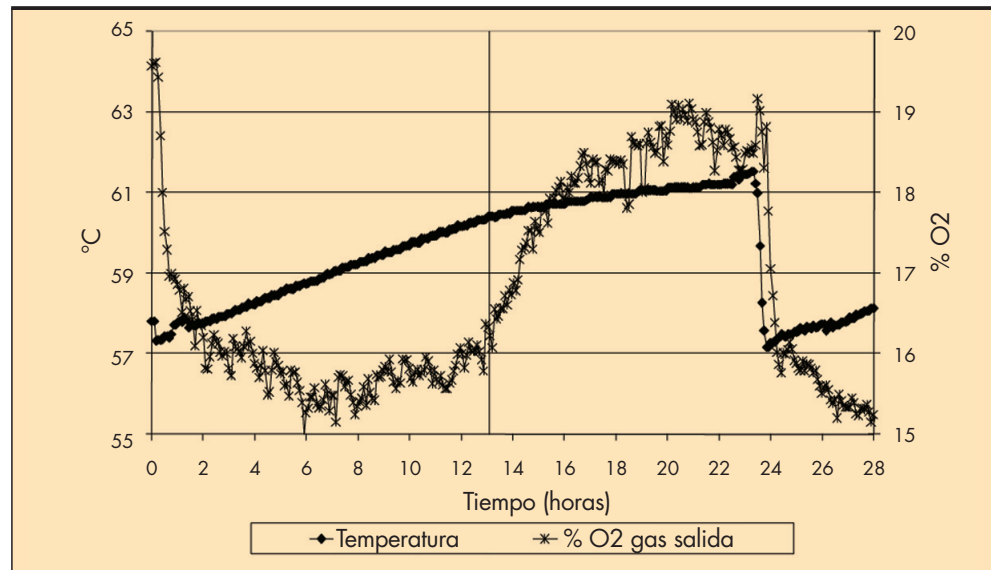
El caudal de aire aportado fue similar al del primer escenario, aunque, en este caso, la velocidad de consumo de oxígeno fue inferior, lo que permitió trabajar bajo condiciones totalmente aerobias.

**Auto calentamiento del digestor.** El reactor se ha mantenido en rango termófilo de temperatura si aporte externo de calor con un fango de alimentación que ha presentado una concentración de SV mínima de 13 g/l. Las Figuras 9 y 10 muestran el perfil de temperatura durante un ciclo de 24 h. En ellas se observa que, en este escenario, los valores de la temperatura inicial y final, el valor de la pendiente y la velocidad de calentamiento presentan valores diferentes que en el anteriormente expuesto. De esta forma, el incremento de temperatura (3 – 5,5°C/d) es menor que en el primer escenario.

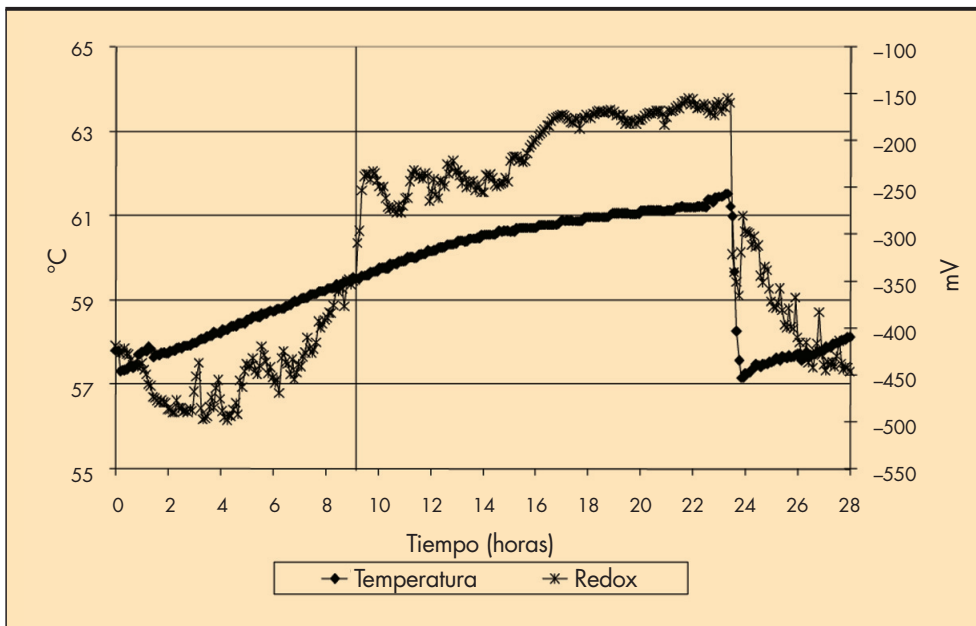
En las figuras se observan dos valores de la pendiente de ascenso de temperatura bien diferenciadas. La primera parte de la curva tiene una pendiente constante, asociada a la limitación de oxígeno y exceso de sustrato, como ocurría en el escenario 1, donde la velocidad de calentamiento está gobernada por la transferencia de oxígeno. La longitud y la pendiente de esta primera parte de la curva tienen una relación directa con la concentración de los SV biodegradables en el fango de alimentación en cada ciclo, de tal forma que cuanto mayor es el OLR, mayor es el incremento de temperatura y la pendiente inicial.

La segunda parte de la curva presenta una pendiente decreciente con el tiempo. Dado que el aporte de aire permanece constante, esta disminución podría ser explicada por un descenso en el consumo de oxígeno debido a la disminución del sustrato soluble con el tiempo. El pequeño valor que presenta la pendiente en este escenario (0,24°C/h) es debido a las menores concentraciones de biomasa y OLR.

En las Figuras 9 y 10, en la primera parte de las curvas de temperatura, se observa un bajo porcentaje de oxígeno (16%) en el gas de salida del reactor. Este hecho indica un alto consumo de oxígeno y un pequeño valor de potencial Redox (-400 mV), como ocurre bajo condiciones anaerobias. Por otro lado, en la segunda parte de la curva, la proporción de oxígeno en el gas de salida fue mayor (18–19%), al igual que se observaron valores más altos de potencial Redox (-200 mV), lo que es indicativo de condiciones aerobias. La mayor proporción de oxígeno en el gas de salida, es consecuencia de un descenso en la demanda de oxígeno en el digestor debido a la carencia de sustrato, así el reactor está sobre-aireado



**FIGURA 9.** Temperatura del fango (°C) y Porcentaje de oxígeno (%) en los gases de salida durante un ciclo de operación del digestor.



**FIGURA 10.** Temperatura (°C) y potencial Redox (mV) en el digestor durante un ciclo de operación.

con el consecuente costo innecesario así como el incremento en las pérdidas de calor por evaporación del agua. Consecuentemente, el aporte de aire durante la parte del ciclo al que corresponde la segunda parte de la curva debería ser controlada y el valor del potencial Redox podría ser un buen indicador de la demanda de oxígeno en el digestor (Staton *et al.*, 2001), ya que no puede ser medido de forma apropiada debido a la alta temperatura. Actualmente, está en estudio el control de la aireación basado en la derivada de la temperatura respecto del tiempo, lo que reduciría significativamente el consumo energético a TRH de 10 d.

**Biodegradabilidad de la componente filtrada.** La DQO filtrada ha presentado valores de entre 0,7 y 3,0 kg/m<sup>3</sup>, los cuales son muchos menores que los obtenidos en el escenario 1. Generalmente se asume que la materia orgánica filtrada es

mayoritariamente no biodegradable bajo condiciones aerobias termofilas.

En este caso, para comprobar la biodegradabilidad de la fracción filtrada del rebose, éste se trató a escala de laboratorio en *batch* (sin carga ni descarga de fango), durante 24 h a temperatura ambiente y se midió la evolución de la DQO filtrada y el OUR. La Figura 11 muestra un ejemplo de dichos resultados. En este caso, al menos el 50% del sustrato es biodegradable a 25°C.

La biodegradabilidad del rebose puede tener implicaciones en el dimensionamiento de la línea de agua, ya que podría representar sobrecargas del 5% en DQO cuando el fango es tratado a 10 días de TRH. En cualquier caso, es recomendable llevar a cabo un tratamiento del rebose para disminuir su contribución en cuanto a la carga orgánica y de nitrógeno en la línea de agua.

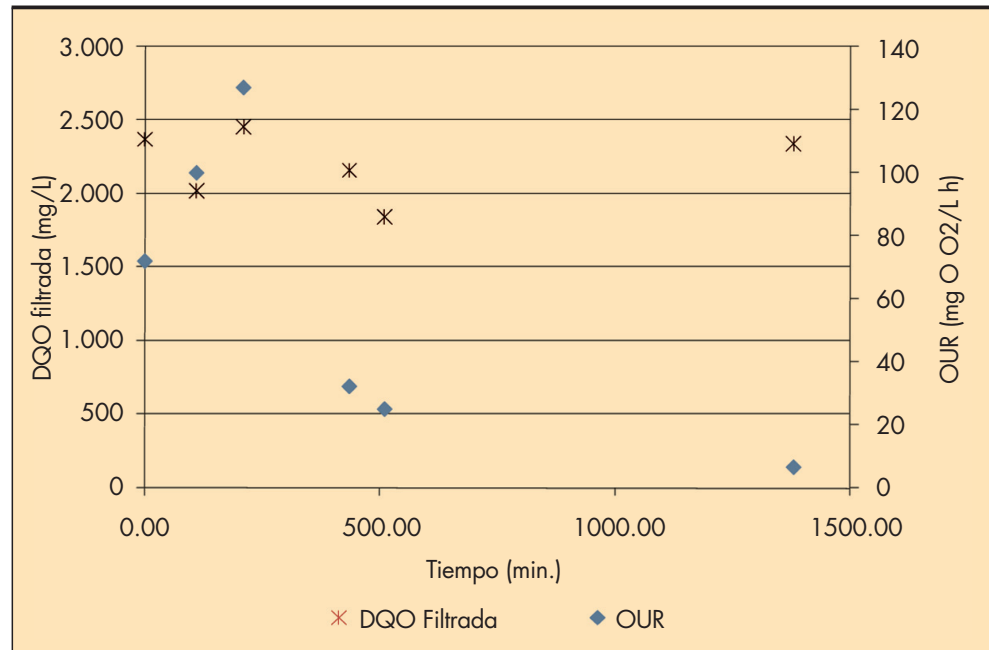


FIGURA 11. Ensayo de biodegradabilidad del efluente a 25°C.

### 3.3. REDUCCIÓN DE PATÓGENOS

Cuando un proceso opera bajo ciertas condiciones, bacterias, virus y huevos viables de helmintos quedan reducidos hasta niveles que se consideran no nocivos para la salud. La parte 503 considera que un proceso ATAD es “Process to Further Reduce Pathogens” (PFRP) (U.S. EPA, 2003) cuando “el fango es agitado con oxígeno o aire manteniendo condiciones aerobias y un tiempo de residencia del fango es 10 días consecutivos a 55 – 60°C y alimentado no más de una vez al día.”

La Tabla 1 muestra un ejemplo de los resultados obtenidos en el fango fresco y tratado a 5 y 10 días de tiempo de retención en los diferentes muestreos realizados.

Aunque el proceso trabajando a 5 días de TRH no puede ser considerado como un PFRP, la reducción obtenida tanto para la *E. Coli* como para la *Salmonella*, fue similar que la requerida para ser considerado un fango clase A. Esta reducción también tuvo lugar cuando el fango fue tratado a 10 días de tiempo de retención y, en este caso, se consiguen las condiciones para ser considerado PFRP.

En ninguno de los dos escenarios estudiados se ha observado una reducción significativa del *Clostridium Perfringens*, a pesar de que este microorganismo fue propuesto como parámetro de control en la higienización del fango por la EC (2003). La reducción del *Clostridium Perfringens* sólo se ha

observado en reactores trabajando a temperaturas superiores a 70°C (Sobrados *et al.*, 2010).

La importante reducción de patógenos (*E. Coli* y *Salmonella*) observada en los dos escenarios del estudio, asegura que el fango tratado mediante un proceso ATAD presenta garantías sanitarias para su manejo y transporte.

### 3.4. CONSUMO ENERGÉTICO

El digestor ATAD utilizado durante esta experimentación tiene una potencia instalada de 70 W/m<sup>3</sup><sub>reactor</sub>. El consumo de energía para realizar un tratamiento de higienización (5 días) es de 8.5 kW·h/m<sup>3</sup><sub>fango tratado</sub>. Si el tratamiento además obtiene la estabilización del fango (10 día), el consumo energético es de 17 kW·h/m<sup>3</sup><sub>fango tratado</sub>.

Para el caso de HRT=10 días, donde se realiza el tratamiento completo del fango, los valores obtenidos para los consumos de energía y la potencia instalada son bastante similares a los presentados en U. S. EPA (1990) para el caso de digestores ATAD en 2 etapas con tecnología Fusch®.

Se ha estimado un coste de 70 € por tonelada de materia seca tratada considerando un precio de la electricidad medio de 0.10 €/kW·h, y una reducción media de 8 kg/m<sup>3</sup> a 10 días de TRH, que supone aproximadamente un 32% con la concentración del fango de alimentación empleado.

	5 d TRH (54°C–64°C)		10 d TRH (58°C–62°C)	
	F. fresco	F. tratado	F. fresco	F. tratado
<b>E. Coli</b>	6.4 x 10 <sup>4</sup> ufc	<1 x 10 <sup>1</sup> ufc	8.3 x 10 <sup>5</sup> ufc	<1 x 10 <sup>2</sup> ufc
<b>Salmonella</b>	presencia	ausencia	presencia	ausencia
<b>Clostridium Perfringens</b>	7.0 x 10 <sup>4</sup> ufc	6.0 x 10 <sup>4</sup> ufc	2.0 x 10 <sup>3</sup> ufc	1.0 x 10 <sup>3</sup> ufc

TABLA 1. Contenido en patógenos del fango fresco y fango tratado a 5 y 10 d de TRH.



#### 4. CONCLUSIONES

Se ha estudiado un reactor ATAD a escala industrial (215 m<sup>3</sup>) trabajando bajo dos condiciones operacionales diferentes: como un proceso de higienización a 5 días de tiempo de retención y a 10 días de tiempo de retención, con el objetivo de obtener también un alto grado de estabilización. En ambos casos la alimentación se ha realizado en *semibatch* y la temperatura se ha mantenido en el rango termófilo. El proceso ATAD ha mostrado una gran versatilidad para obtener distintos grados de estabilización del fango tratado.

A 10 días de tiempo de retención, cuando el ATAD trabaja en condiciones de limitación de sustrato, la optimización del consumo de oxígeno es un tema de gran importancia. El desarrollo de un adecuado control de la aireación reduciría significativamente el consumo energético del digestor cuando trabaja a estos tiempos de retención. Se ha observado la utilidad del potencial Redox como un método indirecto para medir los requerimientos de oxígeno en el digestor.

La digestión termófila tiene como característica una alta concentración de la materia orgánica soluble. A 5 días de tiempo de retención, la concentración de la materia orgánica soluble es mayor que la obtenida a 10 días de TRH. La materia orgánica filtrada generada a 10 días de TRH es, mayoritariamente, no biodegradable en condiciones termófilas. No obstante, se han obtenido reducciones de la DQO filtrada superiores al 50% tras 24h de tratamiento a temperatura ambiente. En cualquier caso, es necesario tener en cuenta la carga adicional que retornará a cabecera de planta y es aconsejable tratar de forma separada el escurrido de deshidratación para reducir la contribución del mismo al aumento de la carga orgánica y de nitrógeno en la línea de agua.

Tanto a 5 como 10 días de TRH se ha obtenido una reducción significativa de patógenos (*E. Coli* y *Salmonella*). Esta reducción asegura que el fango tratado mediante un proceso ATAD presenta garantías sanitarias para su manejo y transporte.

La reducción de patógenos obtenida, la simplicidad de operación, el bajo requerimiento de personal y el grado de automatización que puede presentar, hacen del proceso ATAD una solución aconsejable para plantas de pequeño y mediano tamaño.

#### 5. REFERENCIAS

1. APHA-AWWA-WEF (1995) *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1995). 19<sup>th</sup> Ed., American Public Health Association / American Water Works Association / Water Environment Federation, Washington DC, U.S.A.
2. EC [European Commission], (2003). *Propuesta de Directiva del Parlamento Europeo y el Consejo para la disposición de fangos en suelos*. Bruselas, April 30 (2003).
3. García J., Echeverría N., Lasheras A. M. (2008). *Sistema de control de espuma en el proceso de higienización de fangos*. Spanish Patent P200500284.
4. García J., Gomez J., Lasheras A. M., Huete E., Echeverría N., García-Heras J. L. (2007). Advancing with ATAD. *Wat. Env. Fed. Water Environment & Technology*, **10**, October, 48-55.
5. Gomez J., de Gracia M., Ayesa E., García-Heras J. L. (2007). Mathematical modelling of autothermal thermophilic aerobic digesters. *Water Research*, **41**, 959-968.
6. Kelly H. G., Warren R. (1995). What's in a name – Flexibility. *Wat. Env. Fed. Water Environment & Technology*, July.
7. Mavinic D. S., P. E., Mahendraker V., Sharma A. and Kelly H. G. (2001). Effect of Microaerophilic conditions on Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion process. *Journal of Environmental Engineering*, April, 311-316.
8. Messenger J. R., De Villiers H. A. and Ekama G. A. (1990). Oxygen utilization rate as a control parameter for the aerobic stage in Dual digestion. *Wat. Sci. Tech.*, **22**, No. 12, 217-227.
9. Messenger J. R., De Villiers H. A. and Ekama G.A. (1993). Evaluation of the Dual digestion system: Part 2: Operation and performance of the pure oxygen aerobic reactor. *Water S. A.*, **19**(3) 193-200.
10. Sobrados L., Gomez J., Lasheras A. M., García J. *Criterios para la Aplicación de Fangos de Depuradora en Suelos: Estabilidad e Higienización*. ISBN: 978-84-7790-517-2. C.E.H.-CEDEX. 2010.
11. Staton K., Pressley R., Eloff R., Alleman J. (2001). 2<sup>nd</sup> Generation Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion: Conceptual Issues and Process Advancements. In: *Joint Residuals and Biosolids Management Conference. Biosolids 2001: "Building public support"*.
12. U. S. EPA (1990). *Environmental Regulations and Technology: Autothermal Thermophilic Aerobic Digestion of Municipal Wastewater sludge*. Risk Reduction Engineering Laboratory and the Center for Environmental Research Information U.S. Cincinnati, Ohio 45268. September.
13. U. S. EPA (1992). *Technical support document for Part 503 pathogen and vector attraction reduction requirements in sewage sludge*. NTIS No.:PB89-136618, VA: National Technical Information Service.
14. U. S. EPA (2003). *Environmental Regulations and Technology. Control of Pathogens and Vector Attraction in Sewage Sludge*. Under 40 CFR Part 503. EPA Report, Cincinnati, Ohio 45268.