



III SYMPOSIUM ON AGRICULTURAL AND AGROINDUSTRIAL WASTE MANAGEMENT  
MARCH 12-14, 2013-SAO PEDRO, SP, BRAZIL

## **EFFECTO DE LA VELOCIDAD DE CARGA ORGÁNICA SOBRE EL PROCESO DE CODIGESTIÓN ANAEROBIA MESOFÍLICA EN FASES SEPARADAS DE LODOS DE EDAR Y GLICEROL.**

**Montserrat Pérez García<sup>\*</sup>; María Rivero Caballero**

<sup>1</sup>Dept. Environmental Technologies. CASEM. 11510 Puerto Real-Cádiz-Spain. University of Cádiz  
[montserrat.perez@uca.es](mailto:montserrat.perez@uca.es)

### **RESUMEN**

En este trabajo se analiza la viabilidad del proceso de codigestión anaerobia mesofílica de lodos de EDAR y glicerol (1,2,3- propanotriol) en un proceso con separación de fases. Esta tecnología permite alcanzar productividades óptimas de biogás (biohidrógeno y metano según la etapa) a la vez que alcanzar adecuadas eficacias de depuración del efluente. El objetivo de este trabajo es evaluar el efecto de la velocidad de carga orgánica sobre la eficacia depurativa del proceso y productividad de biogás.

**Keywords:** temperature phased anaerobic digestion, codigestion, glycerol, sewage sludge

### **INTRODUCCIÓN**

La tecnología de digestión anaerobia permite gestionar las elevadas cantidades de lodos generados actualmente en las estaciones de aguas residuales (EDARs), generando energía además de un residuo final con fines agronómicos. La productividad de los digestores anaerobios se puede potenciar y mejorar mediante la adición de cosustratos fácilmente biodegradables (Angelidaki, 1998; Fountoulakis, 2008; Ponsá, 2011). El glicerol es una sustancia fácilmente biodegradable, presenta un pH adecuado para los procesos anaerobios y existen gran variedad de microorganismos que utilizan glicerina como fuente carbonatada en condiciones anaerobias (da Siva, 2009).

Por otro lado, la tecnología con fases separadas permite la obtención de H<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub> en las dos fases del proceso. En estos casos es necesario disponer de sistemas con separación de fases, pues en el reactor acidogénico se fomenta la actividad de los microorganismos acidogénicos, que son de más rápido crecimiento y por tanto menores tiempos de residencia que las bacterias metanogénicas.

El objetivo de este estudio es evaluar los posibles beneficios de la codigestión mesofílica de los lodos mixtos de depuradora y glicerol mediante la tecnología de las fases separadas para lograr un mejor aprovechamiento tanto en términos de reducción de materia orgánica como de valorización energética (obtención de hidrogeno y metano).

### **MATERIAL Y MÉTODOS**

Alimentación e inóculos: la alimentación utilizada consiste en mezclas de lodos mixtos de la depuradora de Cádiz-San Fernando (fangos primarios espesados y fangos activos) con glicerol procedente de la casa comercial Panreac, utilizándose en concentraciones de 1% v/v. Previamente la mezcla se somete a un pretratamiento químico mediante la adición de NaOH 10M para aumentar el pH a valores próximos a 10, permaneciendo en estas condiciones a temperatura ambiente durante 2 horas, con el objetivo de solubilizar materia orgánica. Posteriormente se acidifica el pH con HCl al 37% hasta valores de 5,5, óptimo de la fase acidogénica. Los inóculos de ambos reactores se obtuvieron a partir del lodo digerido de la misma EDAR, según procedimiento de Seifert et al. (2009). En este estudio se presentan los resultados experimentales de dos experimentos con diferentes cargas orgánicas iniciales: 7,82 gDQO<sub>s</sub>/l\*d y 17,90 gDQO<sub>s</sub>/l\*d.

Equipamiento empleado: los experimentos se realizan en dos reactores de configuración CSTR (completely stirred tank reactor) fabricados en acero y vidrio, revestidos de una camisa exterior para la adecuación de la temperatura de trabajo (37°C) mediante un baño termostático. El reactor acidogénico presenta un volumen útil de 5 l y el metanogénico de 10 l.



III SYMPOSIUM ON AGRICULTURAL AND AGROINDUSTRIAL WASTE MANAGEMENT  
MARCH 12-14, 2013-SAO PEDRO, SP, BRAZIL

Procedimiento experimental: los THR's seleccionados para el ensayo fueron de 3 días para el reactor acidogénico y 6 días para el metanogénico, alimentados de forma semicontinua. El digester acidogénico se alimenta con la mezcla de lodos mixtos y glicerol previamente pretratada y el digester metanogénico se alimenta con el efluente del digester acidogénico. La tabla 1 recoge los valores medios de las velocidades de carga orgánica en los dos ensayos realizados.

Los parámetros analizados en las alimentaciones y en los efluentes de cada reactor han sido: la demanda química de oxígeno (DQO), carbono orgánico total (COT), ácidos grasos volátiles (AGV), composición de biogás, sólidos totales, sólidos volátiles, pH y conductividad.

### RESULTADOS Y DISCUSION

Evolución de la eficacia depurativa (Figura 1): En el primer estudio, la VCO alimentada a la fase acidogénica fue de 7,82 gDQO<sub>s</sub>/l\*d alcanzando una VCO de salida de 3,32 gDQO<sub>s</sub>/l\*d (eficacia: 57%). En esta fase, la mayor parte de la materia orgánica presente en el medio es hidrolizada y transformada en AGV de cadena corta que servirán de sustrato fácilmente biodegradable en la fase metanogénica. En la segunda etapa se consume el mayor porcentaje de DQO soluble, siendo la VCO de salida de 0,95 gDQO<sub>s</sub>/l\*d (eficacia de depuración del 71%). En su conjunto, la eficacia global de eliminación de DQO soluble hallada en el proceso global fue del 88%.

En el segundo estudio se trabaja con una VCO de 17,90 gDQO<sub>s</sub>/l\*d. La VCO media de salida de la etapa acidogénica fue de 13,00 gDQO<sub>s</sub>/l\*d, lo que supone un porcentaje de depuración del 27% de eliminación de materia orgánica, mientras las DQO de salida final fue de 4,50 gDQO<sub>s</sub>/l\*d. La eficacia del proceso global descendió hasta un 74% para estas condiciones de operación. Claramente vemos un descenso de la eficacia depurativa. El aumento de la carga orgánica aportada por los lodos provoca una cierta inhibición del proceso, ya que el glicerol se mantiene en las mismas concentraciones.

Evolución de los ácidos grasos volátiles: en la Tabla 2 se muestran los valores medios de los AGV registrados tanto para la alimentación como para ambos efluentes. Destaca la alta concentración de ácido propiónico alcanzada en el reactor acidogénico, en concordancia con los datos publicados por Khanal et al., (2004). Esto se explica por la rápida conversión del glicerol en ácido propiónico (Angelidaki et al., 1998). En el reactor metanogénico se produce una alta eliminación de todos los ácidos. Como puede observarse en la Figura 2, la VCO tiene una fuerte influencia sobre la generación de propiónico de forma que un aumento de la misma en el ensayo 2 provoca un incremento importante de este ácido en ambos reactores. Ello puede complicar la estabilidad del sistema, ya que podría provocar inhibición del mismo si se superan determinadas cantidades estimadas como inhibitorias. En cualquier caso, y aunque no se observa una inhibición total del proceso porque se siguen alcanzando altas eficacias, el aumento de propiónico en el medio reduce la eficacia depurativa del sistema.

Evolución de la generación de gases: en la fase acidogénica se registra un 76,11% CO<sub>2</sub> y 22,8% H<sub>2</sub>. La producción de CH<sub>4</sub> tuvo lugar en la fase metanogénica con un 60% de todo el biogás registrado, siendo el 40% restante de CO<sub>2</sub>. En la Figura 3 muestra la evolución de las producciones de biogás (biohidrógeno y metano) de forma satisfactoria en el primer ensayo, mientras que el aumento de la VCO hasta 17,9 gDQO<sub>s</sub>/l\*d provoca una disminución de los gases generados por la excesiva carga orgánica a la que se ven sometidos los microorganismos, viéndose afectados los porcentajes de producción globales con una disminución.

### CONCLUSIONES

El proceso de codigestión anaerobia de lodos de EDAR y glicerol en tecnología de fases separadas es viable en las condiciones de operación ensayadas (THR's: 3h /acid.-6h /metan.), siendo una alternativa a la operación tradicional. No obstante, se observa una fuerte influencia de la VCO sobre la eficacia depurativa del proceso y en la generación de H<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>, similar al referido por otros autores en la codigestión de glicerol con otros residuos orgánicos como la FORSU.

### AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen la financiación por parte del ministerio de medio ambiente y medio rural y marino, ref. 148/PC08/3-04.3.

### REFERENCIAS

1. Angelidaki, I.; Ahring, B.K. (1997). Co-Digestion Of Olive Oil Mill Wastewaters With Manure, Household Waste Or Sewage Sludge. *Biodegradation*, 8, 221-226.
2. Da Silva, G.P.; Mack, M.; Contiero, J. (2009). Glycerol: A Promising And Abundant Carbón Source For Industrial Microbiology. *Biotechnology Advances*, 27:30-39.
3. Fountoulakis, M.S.; Manios, T. (2009). Enhanced Methane And Hydrigen Production From Municipal Solid Waste And Agro-Industrial By-Products Co-Digested With Crude Glycerol. *Bioresource Technology*, 100, 3043-3047.
4. Ponsá, S.; Gea, T.; Sánchez, A. (2011). Anaerobic Co-Digestion Of The Organic Fraction Of Municipal Solid Waste With Several Pure Organic Co-Substrate. *Biosystem Engineering*, 101, 352-360.
5. Siles, J.A.; Martín, M.A.; Chica, A.; Martín, A. (2009). Anaerobic Digestion Of Glycerol Derived From Biodiesel Manufacturing. *Bioresource Thecnology*, 100, 5609-5615.
6. Yang, Y.; Tsukahara, K.; Sawayama, S. (2008). Biodegradation And Methane Production From Glycerol-Containing Synthetic Wastes With Fixed-Bed Bioreactor Under Mesophilic And Thermophilic Anaerobic Conditions. *Process Biochemistry*, 43, 362-367
7. Yazdani, S.; Gonzalez, R. (2007). Anaerobic Fermentation Of Glycerol: A Path To Economic Viability For The Biofuels Industry. *Current Opinion In Biotechnology*, 18, 213-219.
8. Zahedi, S.; Romero, L.I.; Sales, D.; Solera, R.(2011) Obtención De Hidrógeno Por Degradación Anaerobia De La Forsu. *Ingeniería Química*, Junio, 64-68.

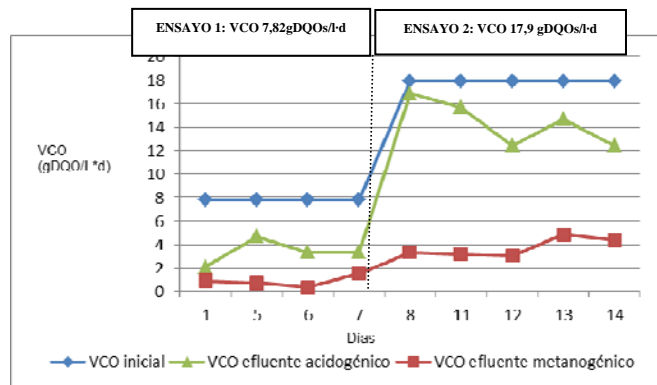


Figura 1. Evolución de las velocidades de caga orgánica (gDQO/l-d) en los ensayos realizados.

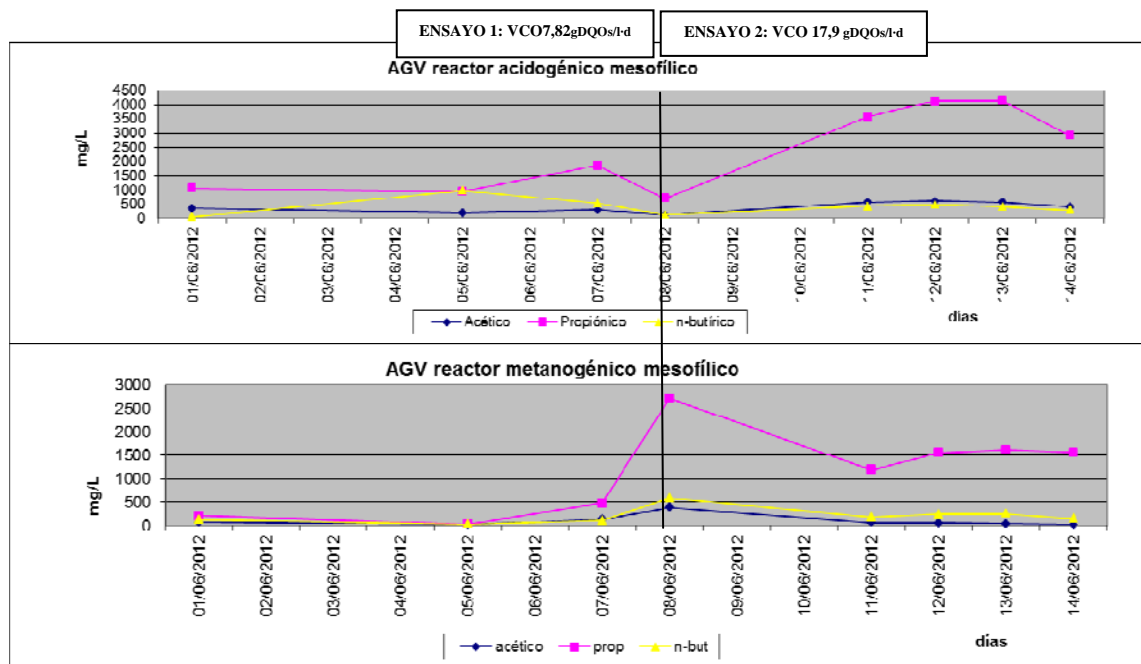


Figura 2. Evolución de los AGV en ambos reactores expresados en mg/l.

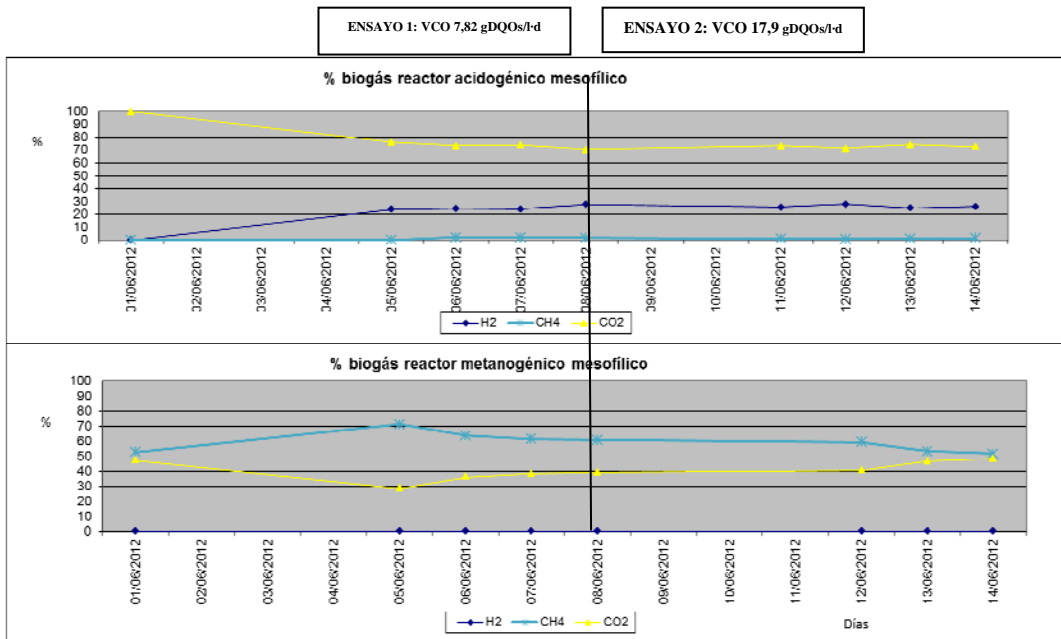


Figura 3. Porcentajes de producción de biogás en cada reactor.

Tabla 1. VCO expresadas en gDQO/l\*d

Alimentación	7,82	17,90
RAM*	3,32	13,00
RMM*	0,95	4,50

\*RAM: reactor acidogénico mesofílico; RMM: reactor metanogénico mesofílico

Tabla2. Valores medios de AGV en mg/l

	Acético	Propiónico	I.butírico	Butírico	I.valérico	Valérico	I,caproico	Caproico	Heptanoico	N-butírico	N-valérico	Ac.total(mg acético)
Al	58,47	45,30	4,22	11,05	8,68	5,92	1,88	0,98	0,03	15,26	14,60	167,12
RAM	396,96	2415,09	84,44	332,88	119,84	884,83	0,46	57,37	38,78	417,32	1004,67	5891,39
RMM	100,13	1168,13	93,00	115,69	109,13	314,22	0,99	21,51	15,02	208,69	423,35	2642,66

Al: alimentación; RAM: reactor acidogénico mesofílico; RMM: reactor metanogénico mesofílico