



# Estudio en paralelo de dos sistemas anaerobios con y sin separación de la fase hidrolítica para la generación de biometano

Liliana Alzate Gaviria<sup>1</sup> / Juan Tejero Monzón<sup>2</sup> / José Rico Gutiérrez<sup>2</sup>

*Study in parallel of two anaerobic systems with and without separation of the hydrolytic phase for generating bio methane*

*Estudo em paralelo de dois sistemas anaerobios com e sem separação da fase hidrolítica para a geração de bio-metano*

## RESUMEN

**Introducción.** Las sociedades urbanas producen cantidades de residuos sólidos y líquidos cada vez mayores. Durante mucho tiempo se han venido empleando alternativas para la gestión integral de los residuos, que hoy resultan inadecuadas.

**Objetivo.** Comparar dos sistemas a escala laboratorio de digestión anaerobia con y sin separación de la fase hidrolítica para la biometanización de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos (FORSU) y agua residual doméstica (ARD), evaluando su desempeño en términos de rendimiento en eficiencia de eliminación de materia orgánica y generación de metano.

---

<sup>1</sup> Investigador Unidad de Materiales-Bioenergía. Centro de Investigación Científica de Yucatán-CICY, Mérida, Yucatán Calle 43 No 130 Col. Chuburná de Hidalgo, C.P. 97200 México /<sup>2</sup> Universidad de Cantabria. E.T.S. de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos. Departamento de Ciencia y Técnicas del Agua y del Medio Ambiente. Santander, Cantabria, España. Avenida de los Castros S/N, C.P. 39005.

Correspondencia: Liliana Alzate Gaviria, email: lag@cicy.mx

Fecha de recibo: 10/06/2008 ; fecha de aprobación: 01/10/2008

**Materiales y métodos.** Se compararon dos sistemas de biometanización anaerobia a escala laboratorio. Mesofílicos, el primero, fue un reactor anaerobio de flujo ascendente (R1) y el segundo fue un sistema separado en dos fases: reactor hidrolítico de flujo ascendente (R2) y un reactor anaerobio de manto de lodos de flujo ascendente (UASB). La fuente de carbono empleada fue la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos y agua residual doméstica urbana. Los dos sistemas se evaluaron durante 120 días.

**Resultados.** Para el R1 la velocidad de carga orgánica (VCO) máxima fue 4,7 Kg demanda química de oxígeno (DQO)/m<sup>3</sup>-d, tiempo de retención hidráulico (TRH) de 24 horas, pH 7,01 a 7,77 para obtener un rendimiento de metano de 0,17 L/g sólido volátil (SV) inicial. Para el sistema R2+UASB la VCO máxima a depurar fue 17 Kg DQO/m<sup>3</sup>-d, el TRH para el R2 fue 24 horas y para el UASB fue 12 horas, con pH para R2 entre 4,92 y 5,34 y para el UASB entre 6,60 y 7,80, obteniendo un rendimiento de metano de 0,29 L/g SV inicial. La mayor producción de ácidos grasos volátiles (AGV) se registró en el R2 con 46,96 g/L, expresado en ácido acético (HAc). El porcentaje de eliminación de DQO en R1 fue 91% y el porcentaje de eliminación de SV fue de 92%. Para R2+UASB, el porcentaje de DQO eliminado fue 96% y de SV de 97%.

**Conclusión.** El acoplamiento de un reactor hidrolítico a un UASB permitió mayores remociones de carga orgánica y a la vez mejor producción de metano.

**Palabras clave:** Sistemas anaerobios. Hidrólisis. Biometano. UASB. Reactor de flujo ascendente.

## ABSTRACT

**Introduction.** Urban societies produce solid and liquid waste in a growing quantity. For a long time, several alternatives have been used for managing such wastes in an integrated way, but those alternatives are now out fashioned.

**Objective.** To compare two anaerobic digestion systems with and without separation of the hydrolytic phase in a laboratory scale, for the biometanization of the organic fraction of urban solid waste (FORSU, in Spanish) and domestic waste water (ARD in Spanish), evaluating its performance under efficiency for eliminating organic matter and methane generation terms.

**Materials and methods.** Two systems of anaerobic methanization were compared in a laboratory scale. Mesophilic, the first one, was an anaerobic reactor of ascending flow (R1) and the second was a system separated into two phases: Hydrolytic reactor of ascending flow (R2) and an anaerobic ascending flow reactor of sludge blanket (UASB). The carbon source used was the organic fraction of urban solid waste and domestic urban waste water. Both systems were evaluated during 120 days.

**Results.** For R1, the maximum organic charge speed (VCO in Spanish) was 4,7 Kg, chemical oxygen demand (COD)/m<sup>3</sup>-d, time of hydraulic retention (HRT), 24 hours, pH 7,01 at 7,77 to obtain a methane performance of 0,17 L/g initial volatile solid. On the other hand, the R2+UASB, the maximum organic charge speed to depurate was 17 Kg chemical oxygen demand m<sup>3</sup>-d, the HRT for R2 was 24 hours and for the UASB was 12 hours, with a pH for R2 between 4,92 and 5,34, and for the UASB, between 6,60 and 7,80, obtaining a methane performance of 0,29 L/g initial volatile solid. The highest production of volatile fatty acids was registered in R2 with 46,96g/L expressed in acetic acid (HAc). The elimination rate of chemical oxygen demand in R1 was 91% and the elimination rate of volatile solid was 92%. For R2 +UASB the chemical oxygen demand eliminated was 96% and the volatile solid was 97%.

**Conclusion.** Applying a hydrolytic reactor to an UASB allowed removing more organic charge and a better methane production.

**Key words:** Anaerobic systems. Hydrolysis. Biomethane. UASB. Ascending flow reactor.

## RESUMO

**Introdução.** As sociedades urbanas produzem quantidades de resíduos sólidos e líquidos cada vez maiores, durante muito tempo se vieram empregando alternativas para a gestão integral dos resíduos que hoje resultam inadequadas.

**Objetivo.** Comparar dois sistemas a escala laboratório de digestão anaeróbia com e sem separação da fase hidrolise para a bio-metanização da fração orgânica de resíduos sólidos urbanos (FORSU) e água residual doméstica (ARD), avaliando seu desempenho em termos de rendimento de eficiência de eliminação de matéria orgânica e geração de metano.

**Materiais e métodos.** Compararam-se dois sistemas de bio-metanização anaeróbia a escala laboratório, mesofílicos, o primeiro foi um reator anaeróbico de fluxo ascendente (R1) e o segundo foi um sistema separado em duas fases: reator hidrolise de fluxo ascendente (R2) e um reator anaeróbico de manto de lodos de fluxo ascendente (UASB). A fonte de carbono empregada foi a fração orgânica de resíduos sólidos urbanos e água residual doméstica urbana. Os dois sistemas se avaliaram durante 120 dias.

**Resultados.** Para o R1 a Velocidade de Ônus Orgânico (VCO) máxima foi 4,7 Kg Demanda Química de Oxigênio (DQO)/m<sup>3</sup>-d, Tempo de Retenção Hidráulico (TRH) de 24 horas, PH 7,01 a 7,77 para obter um rendimento de metano de 0,17 L/g sólido volátil (SV) inicial. Enquanto para o sistema R2+UASB, a VCO máxima a depurar foi 17 Kg DQO/m<sup>3</sup>-d, o TRH para o R2 foi 24 h e para o UASB foi 12 h, com PH para R2 entre 4,92 e 5,34 e para o UASB entre 6,60 e 7,80 obtendo um rendimento de metano de 0,29 L/g SV inicial. A maior produção de Ácidos Gordurosos Voláteis (AGV) registrou-se no R2 com 46,96 g/L expressado em ácido acético (HAc). A percentagem de eliminação de DQO em R1 foi 91% e a percentagem de eliminação de SV de 92%. Para R2+UASB, a percentagem de DQO eliminado foi 96% e de SV de 97%.

**Conclusão.** O acoplamento de um reator hidrolise ainda UASB permitiu maiores remoções de ônus orgânico e ao mesmo tempo melhor produção de metano.

**Palavras chaves:** Sistemas anaeróbios. Hidrólises. Biometano. UASB. reator de fluxo ascendente.

## INTRODUCCIÓN

Las sociedades urbanas producen cantidades de residuos sólidos y líquidos cada vez mayores. Durante mucho tiempo se han venido empleando alternativas para la gestión integral de los residuos, que hoy resultan inadecuadas. Por ello se ha hecho necesario buscar nuevas opciones que incluyan la recuperación de energía y el reciclaje<sup>1</sup>.

El mundo actual industrializado debe su conquista en buena medida a los energéticos fósiles, en especial al petróleo y sus derivados. Sin embargo son cada vez más las voces que señalan una escasez futura de hidrocarburos, además del daño que la combustión de los mismos causa al medio ambiente.

Frente a ello, el biometano es una de las alternativas energéticas renovables que se proponen para enfrentar el agotamiento de los recursos no renovables.

Los procesos de estabilización anaerobia de residuos sólidos, como son la digestión anaerobia en sustrato sólido (DASS) y reactores empacados acoplados (también llamados reactores empacados secuenciales), son una alternativa técnica y económicamente viable, considerando que se han obtenido importantes reducciones de la materia orgánica degradable, altos rendimientos de metano y que los materiales digeridos pueden ser aprovechados como mejoradores de suelos después de un postratamiento adecuado<sup>2-4</sup>.

En las últimas décadas se han desarrollado numerosos procesos para el tratamiento de residuos de alto contenido en materia orgánica. Sin embargo, de todos ellos los más empleados, por eficiencia en remociones, son los sistemas anaerobios de flujo ascendente, como los reactores tipo UASB<sup>5</sup>.

El objetivo de este estudio fue comparar dos sistemas a escala laboratorio de digestión anaerobia con y sin separación de la fase hidrolítica para la biometanización de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos (FORSU) y agua residual doméstica (ARD), evaluando su desempeño en términos de rendimiento de eficiencia de eliminación de materia orgánica y generación de metano.

## METODOLOGÍA

### Inóculo

La inoculación de los dos reactores R1 y R2 fue realizada con lodos anaerobios procedentes de los sedimentadores secundarios de la planta depuradora de aguas residuales de la empresa Oxital de España, ubicada en la comunidad autónoma de Cantabria, específicamente en la ciudad de Santander, España. El inóculo se complementó con carbonato de sodio 1,5 g/L y trazas de metales 1 mL/L<sup>6</sup>, para mejorar sus condiciones ambientales, mientras que el inóculo empleado por el UASB es uno granular proveniente de un reactor UASB, estabilizado en el Departamento de Química de Universidad de Cantabria, España.

La proporción de inóculo base húmeda a FORSU seca en el R1 y R2 fue de 35% p/p (peso a peso), mientras que el reactor UASB se llenó con suspensión de inóculo granular masivo (IL).

### Sustrato

ARD. Se tomó de la canaleta Parshall en la estación de bombeo "Las Llamas", de la ciudad de Santander, y presentó la siguiente composición durante la fase de experimentación: DQO<sub>promedio</sub> 481 mg/L, pH entre 7,01 a 7,55; temperatura promedio de 25,5 OC (estación de verano) y sólidos totales (ST) de 2,08 g/L. La fuente de carbono fueron los carbohidratos, lípidos y proteínas presentes en la misma ARD. Se suplementó con compuestos neutralizadores de pH y el pH del licor mezcla en el reactor se ajustó usando 1N NaHCO<sub>3</sub> y 1N H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

*FORSU*. Los reactores fueron alimentados con residuos sólidos urbanos de la ciudad de Santander (ver Tabla 1) obtenidos de los camiones recolectores del ayuntamiento, que hacían parte del estudio de caracterización y diseño de programas de gestión integral de residuos para Cantabria, llevados a cabo por la Universidad de Cantabria-Departamento de Ciencias y Técnicas del Agua y del Medio Ambiente. Los residuos orgánicos preparados contenían residuos de comida en mayor proporción, papel, cartón y madera. El residuo se aforó y caracterizó de acuerdo con la norma US-EPA<sup>7</sup>. Las muestras se deshidrataron y se guardaron en un lugar fresco antes de iniciar la alimentación a cada sistema y el contenido de SV fue 80,4% de los ST. La composición en peso seco de *FORSU* se ilustra en la Tabla 2.

**Tabla 1. Composición mixta de residuos urbanos tomados de camiones recolectores de la ciudad de Santander, España, y utilizados para la alimentación de ambos sistemas de reactores**

Material	Peso Húmedo (g)
Plástico	1691,5
Botellas PET	476,3
Latas	543,8
Tetra-Pak	55,8
Aluminio	85,4
Alambre	46,4
Parafina	15,4
Textiles	6,0
Vidrio	522,2
Madera	632,1
Caucho	732,1
Papel	3938,3
Cartón	483,7
Comida	10091,7
TOTAL	19320,7

**Tabla 2. Composición en peso seco de los residuos orgánicos utilizados en la alimentación de cada sistema de reactores**

Componente	Sistema 1 R1 <sup>a</sup>		Sistema 2 R2 <sup>b</sup> +UASB <sup>c</sup>	
	(g)	(%)	(g)	(%)
Residuos de comida	56	86	300	86
Papel	4	6	20	6
Cartón	4	6	20	6
Madera	1	2	10	2
TOTAL	65	100	350	100

<sup>a</sup> Reactor anaerobio de flujo ascendente, <sup>b</sup> Reactor de flujo ascendente hidrolítico acoplado a un UASB, <sup>c</sup> UASB: Reactor anaerobio de manto de lodos.

## REACTORES Y DISEÑO EXPERIMENTAL

El diseño de los reactores R1, R2 y UASB, así como el montaje de los mismos, se basó en los desarrollados por Mata-Alvarez et al.<sup>8</sup>, Wellinger et al.<sup>9</sup> y Lettinga et al.<sup>5</sup>, y en los diagramas de flujo de procesos de digestión anaerobia de sólidos de baja concentración<sup>4</sup>. Los reactores R1 y R2 son empacados como digestores anaerobios sólidos de baja concentración.

Los dos sistemas R1 y R2+UASB fueron construidos en metacrilato transparente, con una capacidad de volumen útil de 7,5 L tanto para el R1 como para el R2, mientras que el volumen útil de trabajo del reactor UASB fue 1 L.

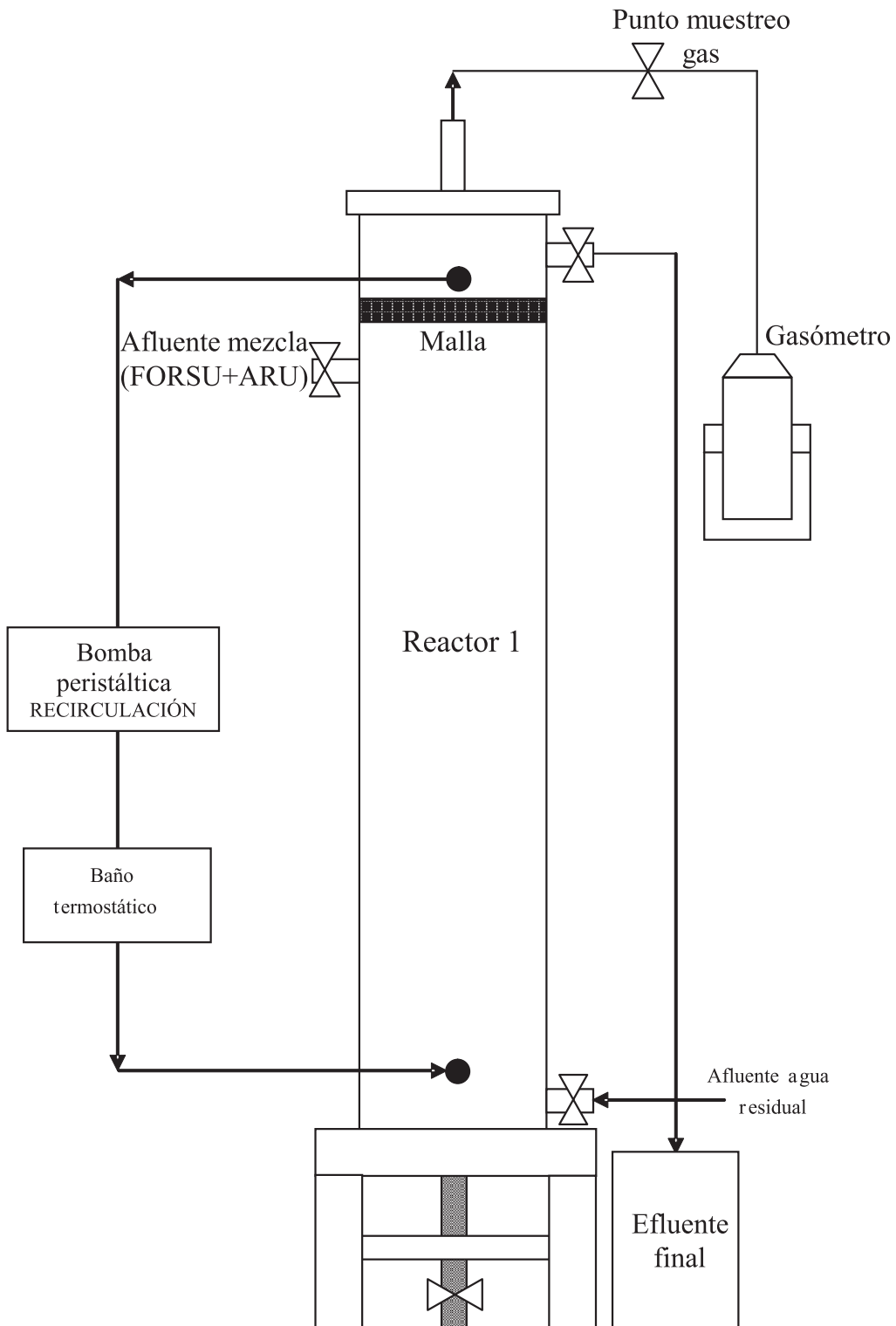
La temperatura de trabajo en los dos sistemas fue mesofílica,  $38 \pm 2$  °C, y el tiempo para alcanzar la metanogénesis franca (TMF) fue obtenido del promedio de 4 parámetros a saber:  $\text{pH} \geq 6.8$ , coeficiente alfa (relación de alcalinidades bicarbonática)  $< 1$ ,  $\text{AGV} \leq 1500$  mg/L HAc y contenido de metano en el biogás  $\geq 60\%$ <sup>10</sup>.

Las bombas para recirculación de lixiviado fueron del tipo de diafragma Milton Roy® para caudal máximo de 1500 L/día y temperatura máxima de 107 °C.

*Fase de arranque y metanogénesis.* Para el UASB el tiempo de arranque inició de tiempo cero hasta alcanzar el TMF. Se llenó y se recirculó con inóculo granular de otro UASB durante los primeros 7 días y, posteriormente, se inició la alimentación continua proveniente del R2. Para el R2 el tiempo de arranque fue de tiempo cero hasta alcanzar una concentración de  $\text{AGV} \geq 1500$  mg/L HAc<sup>6</sup> equivalente a 5 días. Posteriormente se puso en recirculación a la espera del TMF del UASB. Para el R1 el TMF fue 20 días.

*Sistema de reactor anaerobio de flujo ascendente (R1).* En la Figura 1 se muestra el esquema del reactor a escala laboratorio R1 en el que se llevaron a cabo todos los procesos de la biometanización, como son la hidrólisis, la acetogénesis y, finalmente, la metanogénesis. El reactor fue operado en un intervalo de pH 7,01 a  $7,77 \pm 0,10$ , TRH de 24 horas con alimentación continua de ARD y FORSU de  $312,5 \pm 2$  mL/h y un caudal de recirculación de  $6,4 \pm 0,5$  L/h. Bajo este esquema, dicho sistema depuró una carga orgánica de 4,7 Kg DQO/m<sup>3</sup>-d. La tasa de recirculación en el reactor fue 18,9 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>-d.

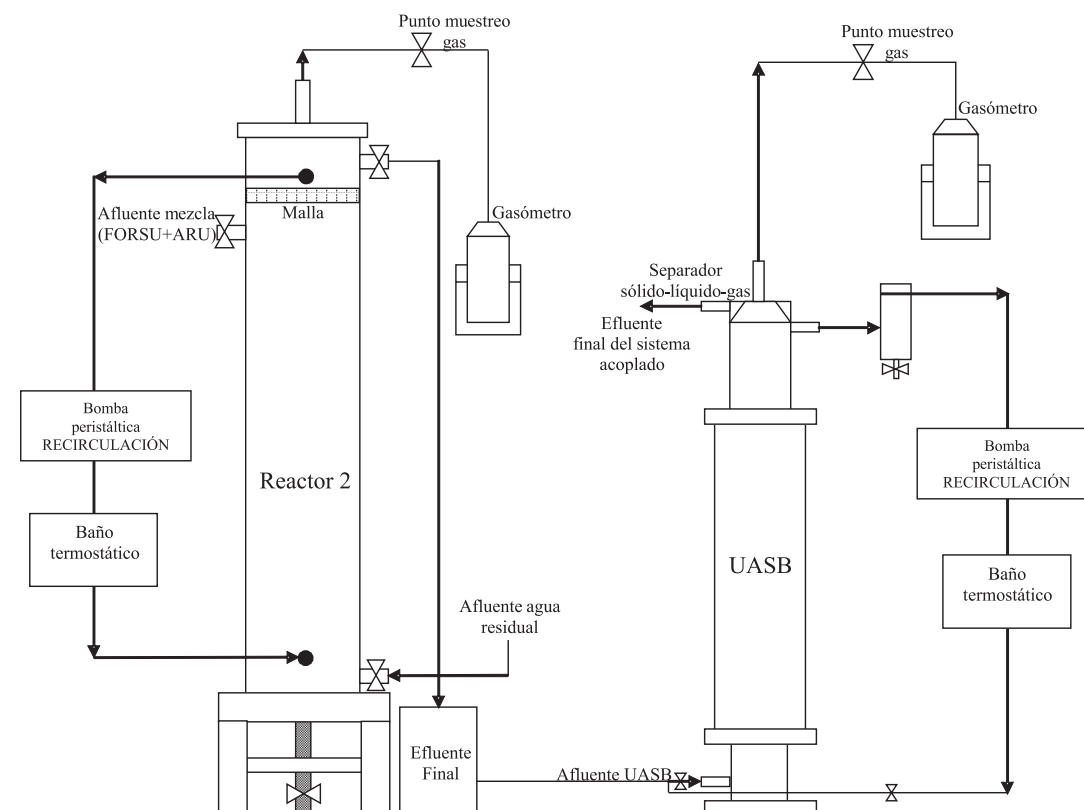
Figura 1. Sistema de reactor anaerobio de flujo ascendente (RI)



En este sistema el licor mezcla se suplementó periódicamente con  $\text{NaHCO}_3$  y  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  para mantener la capacidad buffer, la cual es completamente dependiente del sistema gas carbónico/alcalinidad, que, en equilibrio con la disociación del ácido carbónico, tiende a regular la concentración del ión hidrógeno así: durante cierto tiempo, las sustancias que ejercen un poder tampón impiden la caída del pH. Solamente cuando toda la alcalinidad del medio no es suficiente para la neutralización de los ácidos volátiles, ocurrirá la caída del pH. Por lo tanto, es importante evaluar simultáneamente los parámetros de pH, AGV y coeficiente alfa (alcalinidad bicarbonática).

Sistema acoplado de un reactor de flujo ascendente hidrolítico a un UASB (R2+UASB). El segundo sistema consistió en dos reactores acoplados (Figura 2), donde el proceso de hidrólisis de la FORSU y ARD se llevó a cabo en el R2 con un caudal afluente fue 312,5 mL/h. Las demás fases se llevaron a cabo en el reactor UASB con un caudal afluente de 90 mL/h, que implicó un tiempo de retención de sólidos de 20 días en el reactor R2. En este sistema la fase de acoplamiento comenzó cuando el UASB en metanogénesis franca se conectó al reactor R2 en generación continua de AGV, depurando el sistema una carga orgánica máxima de 17 Kg DQO/ $\text{m}^3\text{-d}$ . De igual forma, la tasa de recirculación en el reactor R2 fue 18,9  $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-d}$ .

**Figura 2. Sistema acoplado de un reactor de flujo ascendente hidrolítico a un UASB (R2+UASB)**



## MEDICIONES Y ANÁLISIS

La cantidad de biogás producido en los reactores fue medida diariamente por el método de campana invertida, en una solución de concentración 1,5% de NaOH y de pH igual a 12<sup>11</sup>. La calidad del biogás fue analizada en un cromatógrafo de gases (Perkin Elmer, auto system XL) equipado con un detector de conductividad térmica (TCD). La columna empleada fue una Molsieve 5A (0,53 mm, 50  $\mu$ , 25 m) y las temperaturas en el inyector, columna y detector fueron de 120°C, 100°C y 180°C, respectivamente.

La alcalinidad intermedia, parcial y total, la concentración de AGV, el potencial de hidrógeno (pH), la temperatura, ST, SV y DQO, fueron determinados de acuerdo con los procedimientos de Standard Methods<sup>12</sup>.

La toma de muestras se realizó por duplicado y de esta forma se pudo tener un promedio de los resultados obtenidos.

## RESULTADOS Y DISCUSIÓN

*Fase de arranque y metanogénesis.* El arranque consistió en alcanzar el TMF en los dos reactores metanogénicos RI y UASB. en la Tabla 3 se muestra cómo en este estudio el TMF del RI fue 20 días, mientras que en el sistema dos, específicamente, el UASB fue 7 días. Estos resultados indican que el reactor UASB consigue llegar a la fase metanogénica más rápidamente que el RI, con un ahorro de tiempo del 65% respecto al tiempo más largo.

*Sistema de reactor anaerobio de flujo ascendente (RI).* En el sistema RI el TMF es favorable a los 20 días bajo mesofilia, condición bajo la cual el efluente recirculado presentó las siguientes características: pH 6,8, Alfa 0,7, AGV 1540 mg/L y HAc, %CH<sub>4</sub> 40% en biogás, mientras que para el UASB el TMF fue 7 días con las siguientes características del efluente recirculado: pH 7,01, Alfa 0,9, AOV 458 mg/L y HAc, %CH<sub>4</sub> 50% en biogás.

El afluente a tratar en este reactor RI fue una mezcla de FORSU y ARD con una VCO máxima de 4,7 Kg DQO/m<sup>3</sup>-d. En la literatura se registran valores superiores de TMF a los encontrados en este estudio, como Paulo *et al.*<sup>13</sup>, quienes reportan un TMF mayor a 50 días en un reactor anaerobio de manto de lodos (RANMAL) termofílico a escala laboratorio, pero utilizando como fuente de carbono orgánico un afluente metanólico de VCO de 28 Kg DQO/m<sup>3</sup>-d. Este resultado es debido a la alta carga orgánica y a la menor degradabilidad del afluente, aunque cabe mencionar que trabajó en intervalos termofílicos en los cuales las cinéticas de reacción bioquímica son mucho más rápidas.

La generación de metano alcanzó su mayor valor a pH cercano de 7,1 $\pm$ 0,2, resultando similar a otros estudios<sup>14,15</sup> con valor cercano a un pH neutro y nunca

inferior a 6,8. De igual forma, Liu *et al.*<sup>16</sup> encuentran que el pH fue un factor clave en la obtención de biogás. A un pH entre 5- 5,5 está totalmente inhibida la generación de metano.

Los lodos anaerobios obtenidos en este reactor no granularon durante todo el período de operación del reactor. Permanecieron floculentos, a diferencia de los resultados presentados por Shin *et al.*<sup>15</sup>, quienes encontraron que a partir de gránulos típicos compuestos de micro colonias de metanosaeta, el porcentaje de remoción de DQO fue de 96%, valor ligeramente superior al observado en este estudio. Esto se debió al empleo de un inóculo granular con mayor área superficial, que permite ser usado como soporte para los microorganismos.

*Sistema acoplado de un reactor de flujo ascendente hidrolítico a un UASB (R2+UASB).* En este sistema, el reactor R2 de flujo ascendente, la acidificación fue 0,3 kg DQO-AGV/m<sup>3</sup>-h y la tasa de remoción de SV de 0.05 kg SV/m<sup>3</sup>-h, con un tiempo de retención de 24 horas. Los valores son mucho menores que los registrados por Rivera *et al.*<sup>17</sup>, quienes trabajaron a temperaturas mesofílicas con aguas residuales industriales provenientes de una fábrica de procesamiento de pescado y VCO altas, arriba de 400 kg DQO/m<sup>3</sup>-d, cuando la acidificación registró un valor de 2 kg DQO-AGV/m<sup>3</sup>-h y la tasa de remoción de SV fue 0,4 kg SV/m<sup>3</sup>-h. Es de anotar que la generación de metano en esta experimentación no fue favorable bajo dichas condiciones de operación.

El desempeño de este sistema acoplado, comparado con otros estudios, obtuvo que la producción de biometano en nuestra experimentación se encontró en un intervalo de medio a alto en comparación con lo registrado en la literatura, como el experimento realizado por Martínez-Viturtia *et al.*<sup>18</sup>, los cuales desarrollaron a escala laboratorio un sistema de digestión anaerobia en dos fases: la primera, una hidrólisis ácida. La segunda, un proceso de digestión anaerobia, biodegradando frutas y vegetales con una VCO de 7,85 Kg DQO/m<sup>3</sup>-d, empleando como inóculo estiércol de vaca para el reactor de hidrólisis y estiércol de cerdo para la metanogénesis, obteniendo un rendimiento de 0,36 LCH<sub>4</sub>/gSV<sub>inicial</sub>, mientras que en este estudio, con un afluente de fracción orgánica de residuos sólidos urbanos y agua residual doméstica y una carga orgánica mayor de 17 Kg DQO/m<sup>3</sup>-d, el rendimiento fue 0,29 L CH<sub>4</sub>/g SV<sub>inicial</sub>. Es de anotar que ambos experimentos trabajaron en un rango mesofílico, 38±2 °C.

De igual forma, Liu *et al.*<sup>16</sup> llevaron a cabo la producción de hidrógeno y metano en dos pasos, a partir de residuos sólidos orgánicos domésticos generados en hogares. En el primer paso se llevaron a cabo la hidrólisis y la acidogénesis, seguidos de la metanogénesis, encontrando rendimientos arriba del 21% respecto a la producción de metano referente a procesos de una sola etapa. Este resultado coincide con el rendimiento de producción de metano del sistema en dos etapas R2+UASB, que fue 42% arriba respecto al sistema de flujo ascendente de una sola etapa (R1), debido a que separar la fase de hidrólisis de la metanogénica, implica una extracción de azúcares reductores disponibles biodegradables para

los microorganismos presentes en la etapa metanogénica, considerada como la limitante debido, precisamente, a la calidad del sustrato disponible<sup>4</sup>.

Vieitez *et al.*<sup>19</sup> llevaron a cabo una biogásificación a partir de residuos sólidos de alto contenido de lignina en dos fases: una de hidrólisis ácida, donde se inició un proceso de desnitrificación y formación de gas hidrógeno en un reactor empacado con densidad 160 kg/m<sup>3</sup>, seguida de un filtro biológico anaerobio estabilizado, obteniendo una conversión metanogénica de cerca del 30% de los sólidos volátiles contenidos en el lecho empacado. Este valor es inferior al conseguido en nuestro caso, que fue 97%, debido a que Vieitez *et al.*<sup>19</sup> emplearon residuos con alto contenido de lignina, celulosa y percolación de lixiviado a través del mismo, mientras que en este estudio se usaron residuos orgánicos domésticos con alta concentración de sólidos para el R2, seguidos de un UASB estabilizado.

En el UASB de este estudio se obtuvo un TMF de 7 días, superando los obtenidos por Chang *et al.*<sup>20</sup>, quienes emplearon como afluente agua residual sintética con una concentración de 20 g DQO/L y por Lay *et al.* (1998), quienes depuraron agua residual sintética con almidón y una concentración de 4,25 g DQO/L, obteniendo un arranque de 13 y 10 días, respectivamente. Esto debido a que tanto Chang *et al.*<sup>20</sup> como Lay *et al.*<sup>21</sup> inocularon con mezcla de lodos anaerobios, mientras que en nuestro caso se utilizó un lodo granular de otro UASB ya estabilizado. De igual forma, Yu *et al.*<sup>22</sup> reportan un TMF de 20 días en un UASB mesófilico a escala laboratorio, empleando como fuente de carbono agua residual industrial de un lagar de arroz (rice winery), que presentó variaciones de calidad en el afluente.

*Comparación de los dos sistemas propuestos en este estudio.* En este trabajo el sistema acoplado de un reactor de flujo ascendente hidrolítico a un UASB fue mejor en su desempeño respecto a la remoción de mayor carga orgánica y rendimiento de metano (Ver Tabla 3).

**Tabla 3. Desempeño de los dos sistemas en comparación**

Parámetro	Sistema I R1 <sup>a</sup>	R2 <sup>b</sup> +UASB <sup>c</sup>
Velocidad de carga orgánica (Kg DQO/m <sup>3</sup> -d)	4,7±0,4	17±0,5
Tiempo de metanogénesis franca (días)	20±3	7±1
Eficiencia de remoción de sólidos volátiles (%)	92,53±1,13	97,00±1,15 e
Eficiencia de remoción de celulosa (%)	81,09±1,70	90,88±1,42
Eficiencia de remoción de DQOd (%)	91,81±1,30	96,13±1,01
Biogás acumulado (L)	263±0,1	372,4±0,1
Metano acumulado (L)	184,3±0,1	310,2±0,1
Y e (LCH4/g SV inicial)	0,17	0,29

Notas: <sup>a</sup>: Reactor anaerobio de flujo ascendente; <sup>b</sup>: Reactor de flujo ascendente hidrolítico acoplado a un UASB; <sup>c</sup>: UASB: Reactor anaerobio de manto de lodos; <sup>d</sup>: Demanda química de oxígeno; <sup>e</sup>: Seudorrendimiento de metano (SV iniciales)

De igual forma, el porcentaje de metano en el biogás de los dos sistemas propuestos fue de  $50 \pm 2\%$  v/v. Sin embargo, al compararlo con Ueno *et al.*<sup>23</sup> y Yu *et al.*<sup>22</sup>, quienes trabajaron en termofilia, se encontró que tienen mejores porcentajes de  $\text{CH}_4$  -del 64 y 61%, respectivamente- debido a que las biocinéticas son más rápidas en termofilia.

## CONCLUSIONES

- Se demostró que el desempeño del sistema acoplado reactor hidrolítico a un UASB, es mejor que un solo reactor anaerobio de flujo ascendente.
- Separar la etapa de hidrólisis de todo el proceso metanogénico permitió utilizar velocidades de carga orgánica cuatro veces mayores y obtener mejores rendimientos de eliminación de DQO, SV y, por ende, mayores producciones de biometano.

## AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen al Departamento de Ciencias y Técnicas del Agua y del Medio Ambiente por el apoyo financiero y técnico por parte de todo el personal que hace parte de él. De igual forma, a la facultad de Ingeniería Química y Química Inorgánica de la Universidad de Cantabria, por su apoyo técnico.

## REFERENCIAS

1. METCALF AND EDDY. Ingeniería de aguas residuales: redes de alcantarillado y bombeo. Madrid : McGraw – Hill, 1995. 461 p.
2. CHYNOWETH, David P.; et al. Biogasification of processed MSW: generating methane and compost. En: Bio Cycle. Vol. 31, N° 10 (Oct. 1990); p. 50 - 51
3. POGGI VARALDO, Hector M. and OLESZKIEWICZ J.A. Anaerobic cocomposting of municipal solid waste and waste sludge at high total solid levels. En: Environmental technology. Vol. 13, N°5 (1992); p. 409-421.
4. TCHOBANOGLIOUS, George; THEISEN Hilary and VIGIL, Samuel A. Gestión integral de residuos sólidos. España : McGraw – Hill, 1994. 2 v.
5. LETTINGA, G.; et al. Use of the upflow sludge blanket (UASB) reactor concept for biological wastewater treatment. En: Biotechnology and Bioengineering. Vol. 22 N° 4 (May. 1980); p. 699 - 734
6. POGGIVARALDO Héctor M.; et al. (2005) A side by side comparison of two systems of sequencing coupled reactors for anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste. En: Waste management & research. Vol. 23, N°3 (2005); p. 270-282.

7. U.S. ENVIRONMENT PROTECTION AGENCY (EPA). Characterization of Municipal Solid Waste (MSW) in the USA. [En línea]. [http://www.epa.gov/students/municipal\\_solid\\_waste\\_factbook.htm](http://www.epa.gov/students/municipal_solid_waste_factbook.htm). [Consultado en enero de 2008]
8. MATA ÁLVAREZ, J.; CECCHI, F. and PAVAN, P. Semi-dry thermophilic anaerobic digestion of fresh and pre-composted fraction of municipal solid waste (MSW): digester performance. En: *Water science and technology*. Vol. 27, N°2 (1993); p. 87-96.
9. WELLINGER, A.; BASERGA, U. and EGGER, K. New systems for the digestion of solid wastes. En: *Water science and technology*. Vol. 25, N° 7 (1992); p. 319-326.
10. ALZATE GAVIRIA, Liliana M.; et al. Comparación de dos sistemas anaerobios acoplados para la biometanización de la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos. En: *Interciencia*. Vol. 28, N°8 (2003); p. 436-442.
11. CHYNOWETH, David P.; et al. Sequential batch anaerobic composting of the organic fraction of municipal solid waste. En: *Water science and technology*. Vol. 25, N° 7 (1992); p. 327-339.
12. AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (APHA). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 19 ed. New York : American Public Health Association (APHA), 1995. 1325 p.
13. PAULO, Paula Loureiro; et al. Start-up of a thermophilic methanol-fed UASB reactor: change in sludge characteristic. En: *Water science and technology*. Vol. 45, N° 10 (2002); p. 145-150.
14. HAI LOU, Xu; JING YUAN, Wang. and JOO HWA, Tay. A hybrid anaerobic solid-liquid bioreactor for food waste digestion. En: *Biotechnology letters*. Vol. 24, N° 10 (2002); p. 757-761.
15. SHIN H.S.; et al. Performance of UASB reactor treating leachate from acidogenic fermenter in the twophase anaerobic digestion of food waste. En: *Water research*. Vol. 35, N° 14 (2001); p. 3441-3444.
16. LIU, Hong; GROT, Stephen and LOGAN, Bruce E. Electrochemically assisted microbial production of Hydrogen from acetate. En: *Environmental Science and Technology*. Vol. 39, N° 11 (2006); p. 4317-4320.
17. RIVERA, Alejandro; et al. Tratamientos de efluentes de destilería en un filtro anaerobio de flujo ascendente. En: *Revista Internacional de Contaminación Ambiental*. Vol. 18, N°3 (2002); p. 131-137.
18. MARTINEZ VITURTIA, Ángel. Estudio de la digestión anaerobia en dos fases de residuos de frutas y verduras. Barcelona, 1989, 185 p. Tesis doctoral (Ingeniería Química). Universidad de Barcelona. Facultad de Química.
19. VIEITEZ, E.R. and GHOSH S. Biogasification of solid wastes by two-phase anaerobic fermentation. En: *Biomass and bioenergy*. Vol. 16, N°5 (1999); p. 299-309.
20. CHANG, Feng Yung and LIN, Chiu Yue. Biohydrogen production using up-flow anaerobic sludge blanket reactor. En: *International journal of hydrogen energy*. Vol. 29, N° 1 (2004); p. 33-39.

21. LAY, J.J.; LEE, Y.J. and NOIKE, T. Feasibility of biological hydrogen production from organic fraction of municipal solid waste. En: Water research. Vol. 33, N° 11 (1998); p. 2579-2586.
22. HANQING, Yu; et al. Hydrogen production from rice winery wastewater in an Upflow anaerobic reactor by mixed anaerobic cultures. En: International journal of hydrogen energy. Vol. 27 N° 11-12 (2002); p. 1359-1365.
23. UENO, Y; OTSUKA, S. and MORIMOTO, M. Hydrogen production from industrial wastewater by anaerobic microflora in chemostat culture. En: Journal of fermentation and bioengineering. Vol. 82, N°2 (1996); p. 194-197.