

Codigestión de suero de quesería y fracción líquida de purín de vacuno lechero en dos etapas en reactores UASB.

Carlos Rico, Jesús A. Montes, José Luis Rico

Dpto. de Ciencias y Técnicas del Agua y Medio Ambiente, Universidad de Cantabria. Avda. Los Castros, s/n, 39005, Santander, Cantabria.

ricoc@unican.es

Resumen

En este trabajo describe el proceso de codigestión en dos etapas de suero de quesería (SQ) y la fracción líquida de purín de vacuno lechero (FLP) en dos reactores UASB. En la primera etapa el SQ mezclado con efluente de la etapa de metanización recirculado (EMR) fue fermentado a 35°C en el reactor de acidificación (UASBa) para la transformación de los hidratos de carbono en ácidos grasos volátiles (AGV) y un biogás rico en H₂. El reactor UASBa operando a un TRH de 14,2 h y VCO de 47,7 g DQO L⁻¹ d⁻¹ alcanzó un valor medio de producción volumétrica de hidrógeno de 3,3 L H₂ L⁻¹ d⁻¹, con una media de 35,8% en el porcentaje de H₂ en el biogás. En la segunda etapa, una parte del efluente del reactor de acidificación (EAM) mezclado con la FLP fue sometido al proceso de metanización a 35°C. En el reactor de metanización (UASBm) manteniendo constante un TRH de 14,2 horas, fue aumentando el porcentaje de EAM en la mezcla de alimentación, desde 10% hasta el 90% (v/v) de SQ. El reactor UASBm para el porcentaje de SQ del 85% (v/v) en la mezcla de alimentación alcanzó condiciones estables de operación con la VCO de 38,7 g DQO L⁻¹ d⁻¹ y un 92,3% de eliminación de DQO; el valor medio en la producción de metano fue 12,4 L CH₄ L⁻¹ d⁻¹ con un 75,3% de CH₄ en el biogás. La energía en el biogás (H₂ y CH₄), para la codigestión en dos etapas, y la energía en el biogás (CH₄), codigestión en una etapa, fueron similares para un mismo porcentaje de SQ en la alimentación.

Palabras Clave: Alkalinity; Dairy industry; Energy balance; H₂&CH₄; Renewable energy.

Introducción

Los procesos de producción de las industrias lácteas, de gran importancia en Cantabria, generan una cantidad de vertidos que ocasionan problemas ambientales si no son adecuadamente tratados. Entre estos vertidos se encuentran el suero de quesería, subproducto en la fabricación del queso, con un gran impacto ambiental debido a su elevada carga orgánica y gran volumen generado. Aunque el suero de quesería es rico en nutrientes, los costes asociados a los procesos de recuperación de lactoproteínas y lactosa los hacen inabordable para las medianas y pequeñas industrias queseras como las existentes en Cantabria. En estos casos la digestión anaerobia a la vez que reduce los problemas de contaminación es un adecuado proceso de valorización por su elevada carga orgánica y gran biodegradabilidad. Pero esta alta biodegradabilidad que permite su tratamiento en reactores de alta carga, también se convierte en un inconveniente debido a que el suero se acidifica rápidamente y puede llevar a la inhibición del proceso, lo que obliga a su dilución o a la adición de alcalinidad externa lo que encarece el proceso. La codigestión del suero con otro vertido que aportase alcalinidad sería una solución a este problema. El purín de vacuno, con pretratamiento para eliminación de la materia particulada permitiría su codigestión con el suero, sin necesidad de aportar alcalinidad externa, en reactores de alta carga (Rico et al, 2014).

La separación del proceso de digestión anaerobia en dos etapas puede resultar ventajoso respecto al proceso en una etapa. Producción de hidrógeno en el biogás del reactor UASBa y un mayor contenido en metano en el biogás del reactor UASBm. En este trabajo, ha sido estudiado el comportamiento del proceso de codigestión de suero de quesería (SQ) y la fracción líquida de purín de vacuno (FLP) en rango mesofílico en dos etapas en reactores UASB, respecto a estabilidad del proceso, velocidad de carga orgánica alcanzada, eliminación de materia orgánica, producción de hidrógeno y metano, balance de recuperación de energía. Los resultados obtenidos fueron comparados con los obtenidos operando en una fase (Rico et al 2014).

Materiales y métodos

El SQ fue suministrado por Queserías La Fuente (Heras, Cantabria) y fue guardado a 4° C hasta su utilización. El co-substrato FLP obtenido a partir de purín de vacuno en la Planta Piloto “CIFP “La Granja” de Heras, utilizando un tamiz screw-press y proceso de floculación con decantador centrífugo. Una vez trasladado al laboratorio fue almacenado a 4°C. En la Tabla 1 se presentan las características de ambos substratos.

Tabla 1- Características del SQ y de la FLP (Media ± DS).

Parámetro	SQ	FLP
ST (g L ⁻¹)	54,9 ± 0,84	10,3 ± 1,04
SV (g L ⁻¹)	48,9 ± 0,85	5,86 ± 0,66
DQO _T (g L ⁻¹)	57,2 ± 1,91	9,76 ± 1,12
DQO _S (g L ⁻¹)	54,7 ± 3,15	9,13 ± 1,71
DQO _{AGV} (g L ⁻¹)	0	5,92 ± 0,61
Carbohidratos (g L ⁻¹)	50,5 ± 2,3	ND
Lactosa (g L ⁻¹)	41,9 ± 1,8	ND
NKT-N (g L ⁻¹)	1,24 ± 0,22	1,36 ± 0,18
Fósforo total (mg L ⁻¹)	209 ± 16	37 ± 11

Los reactores UASB eran cilíndricos con un volumen útil de 3,6 L. En el reactor UASBm la recirculación interna funcionó con un caudal idéntico al de alimentación aportando alcalinidad. Ambos reactores mantuvieron siempre constante el caudal de alimentación 6,08 L d⁻¹ y TRH de 14,2 h, La temperatura de operación fue 35°C alcanzada mediante mantas eléctricas.

Los dos reactores UASBa y UASBm fueron sembrados con fango procedente de un reactor UASB que había estado operando en una sola etapa en la codigestión de SQ y FLT. Cada reactor fue inoculado con 2 kg de biomasa (66,3 g SV kg⁻¹). El reactor UASBa trabajó siempre con TRH de 14,2 horas a dos VCO diferentes. Para la primera condición de operación (A1) la relación entre los volúmenes del SQ y el efluente de metanización recirculado (EMR) fue SQ/EMR (v/v) 2,54/3,54 alcanzando una VCO_{A1} 41,4 g DQO L⁻¹ d⁻¹. Para la segunda condición de operación (A2) la relación entre SQ/EMR (v/v) aumentó a 2,90/3,18 alcanzando una VCO_{A2} de 47,7 g DQO L⁻¹ d⁻¹.

La alimentación del reactor de UASBm fue una mezcla de una parte del efluente del reactor de acidificación (EAM) y de la fracción líquida del purín (FLP) como se puede ver en la Figura 1. El porcentaje de SQ en la alimentación fue aumentando desde 10 al 80 % SQ, empleando para ello el EAM de la condición de operación A1, con incrementos del 10% en el porcentaje de SQ. Posteriormente para los porcentajes de SQ del 85 y 90% se utilizó el EAM de la segunda condición de operación A2.

Los parámetros analizados fueron pH, alcalinidad, DQO_T, DQO_F, DQO_{AGV}. La composición del biogás de ambos reactores también fue determinada. Los valores de producción de biogás están expresados a 0°C y 1 atmósfera. En la Figura 1 se presenta el esquema de la instalación.

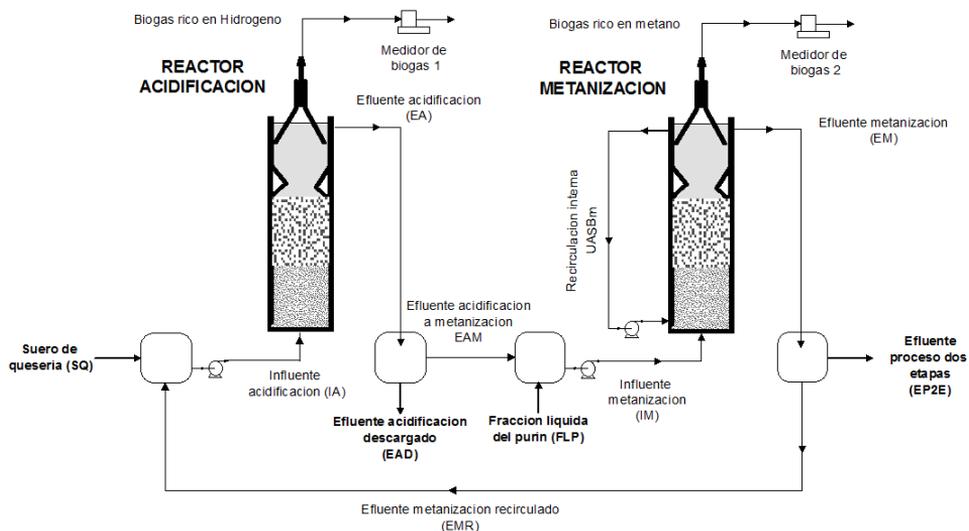


Figura 1. Esquema de la instalación experimental del proceso en dos etapas

Resultados y Discusión

En el reactor UASBa el proceso de fermentación que llevó a la formación de AGV y producción de H_2 supuso reducción parcial de la carga orgánica presente en la alimentación al reactor. En el reactor UASBa operando con la condición A1 el %DQO eliminado fue 19,4 y siendo en el efluente el %DQO en forma de AGV el 87,9. Operando con la condición A2 el %DQO eliminada fue menor 15,1, así como el % de DQO en forma de AGV en el efluente 77,7% fue también menor. Los AGV más abundantes fueron Acético, butírico y hexanoico. Al aumentar la VCO en la condición A2, disminuyó la concentración de acético y aumentó las de butírico y hexanoico; resultados similares fueron reportados por (Chang et al. 2002). Otro trabajo indicó reducción en las concentraciones de los ácidos acético y butírico cuando VCO aumentó por reducción del TRH (Fernández et al., 2015). Cortos TRH entre 0,5-1,0 días han sido indicados como los más adecuados para una mayor producción de hidrógeno (Yang et al., 2007). En el presente trabajo los valores medios de la velocidad de producción volumétrica de hidrógeno fueron 3,0 y 3,3 $L H_2 L_R^{-1} d^{-1}$, con 34,1 y 35,8 % H_2 en el biogas para las condiciones A1 y A2, respectivamente.

En el reactor UASBm el contenido en materia orgánica de la alimentación, mezcla de EAM y FLP, aumentó al hacerlo el porcentaje de SQ. Cuando en la alimentación tuvo el 10% de SQ 10% la carga orgánica fue 12,1 $g DQO L^{-1}$ mientras que para el mayor porcentaje 90 % de SQ esta carga fue 23,3 $g DQO L^{-1}$. Las VCO aumentaron desde 20,6 $g DQO L^{-1} d^{-1}$ (10% SQ) hasta 39,5 $g DQO L^{-1} d^{-1}$ (90% SQ). Los pH de la alimentación disminuyeron al aumentar el %SQ en la alimentación, 6,9 (10% SQ) a 5,4 (90% SQ). La recirculación interna del efluente permitió aportar alcalinidad y que el pH del efluente estuviese siempre comprendido entre 8,0 y 8,4. La presencia de AGV en el efluente fue pequeña, excepto cuando el porcentaje de SQ en la alimentación alcanzó el 90 %, en que el nivel de AGV fue aumentando desde 0,6 $g DQO_{AGV} d^{-1}$ el primer día hasta 1,5 $g DQO_{AGV} d^{-1}$ en el tercer día de operar con este % de SQ. La experimentación fue entonces parada al aparecer en el efluente porcentajes de AGV altos que indicaban que la biomasa presente en el reactor UASBm no era capaz de procesar toda la materia orgánica alimentada. La mayor velocidad de producción volumétrica de metano se alcanzó operando con un porcentaje de SQ del 85%, con un valor medio 12,4 $L CH_4 L^{-1} d^{-1}$. En la Figura 2 se presentan datos del comportamiento del reactor UASBm.

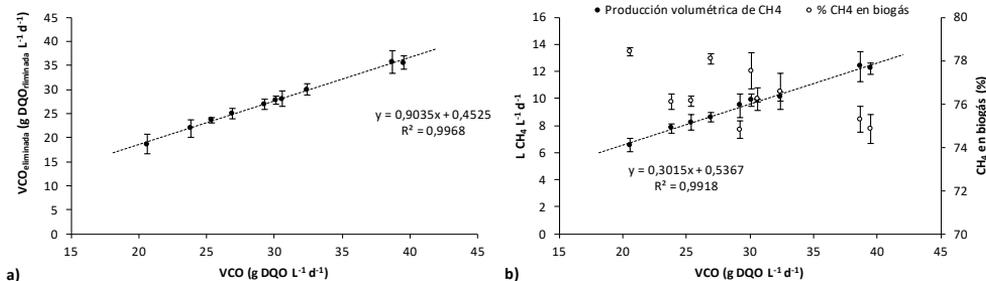


Fig. 2- Rendimiento de operación del reactor UASBm incrementando el % SQ en la alimentación. a) Correlación entre la VCO y VCO_{eliminada} b) Velocidad volumétrica de producción de metano y contenido de metano en el biogás.

Una ventaja de operar en dos etapas, fue que se alcanzó operación estable operando hasta el 85% de SQ, mientras que operando en una etapa con el 85% de SQ el reactor perdió la estabilidad por el lavado de biomasa, lo que no ocurrió operando en dos etapas. Las mayores VCO alcanzadas con operación estable fueron 30,5 y 38,7 g DQO L⁻¹ d⁻¹ para la operación con 60% y 85% de SQ en una y dos etapas, respectivamente. Otra ventaja para el proceso en dos etapas fue la producción volumétrica de metano 12,4 L CH₄ L⁻¹ d⁻¹ frente a 9,3 L CH₄ L⁻¹ d⁻¹ en el sistema de una sola etapa. El porcentaje de metano en el biogás 75,3 % CH₄ para el sistema en dos etapas con alimentación de 85% SQ fue mayor que el 55,9 % CH₄ para el sistema operado en una sola etapa con alimentación de 60% SQ.

Conclusiones

La acidificación previa del SQ antes de la etapa de metanización ha mostrado ventajas como reducción en el arrastre de biomasa, operación estable a mayores VCO en el reactor metanogénico y mayor porcentaje de metano en el biogás producido. La operación en dos etapas del proceso de codigestión permitió la posibilidad de acoplar la producción de hidrógeno y metano. La energía producida en el biogás en la codigestión del suero de quesería y la fracción líquida del purín de vacuno fueron similares en los procesos en una y dos etapas, cuando operaron con composiciones de SQ y FLP similares en la alimentación.

Agradecimientos

Los autores quieren agradecer al Ministerio de Ciencia e Innovación, por la financiación de esta investigación bajo el proyecto CTM2011-28042. Cofinanciado con fondos FEDER.

Referencias

- Chang J.S., Lee K.S., Lin P.J., Biohydrogen production with fixed-bed bioreactors, *Int. J. Hydrogen Energy* 27 (2002) 1167-1174.
- Fernández C., Cuetos M.J., Martínez, E.J., Gómez X., Thermophilic anaerobic digestion of cheese whey: Coupling H₂ and CH₄ production, *Biomass Bioenergy* 81 (2015) 55-62.
- Rico C., Muñoz N., Fernández J., Rico J.L., High-load anaerobic co-digestion of cheese whey and liquid fraction of dairy manure in a one-stage UASB process: Limits in co-substrates ratio and organic loading rate, *Chem. Eng. J.* 262 (2015) 794-802.
- Yang P., Zhang R., McGarvey J.A., Beneman J.R., Biohydrogen production from cheese processing wastewater by anaerobic fermentation using mixed microbial communities, *Int. J. Hydrogen Energy* 32 (2007) 4761-4771)