

XI-050 - PRODUCCIÓN DE ENERGÍA A PARTIR DE UN AGUA RESIDUAL CON ALTO CONTENIDO DE AZÚCAR

Ramiro Gutiérrez⁽¹⁾

Alumno de Ingeniería Civil Bioquímica, Pontificia Universidad Católica Valparaíso, Chile. E-mail: gonzalo.ruiz@ucv.cl

Juan Esteban Ramírez 2

Ingeniero Biológico, Alumno Magíster en Ingeniería; Pontificia Universidad Católica Valparaíso, Chile. E-mail: juan.ramirez.m@mail.pucv.cl

Estela Tapia

Ingeniero civil Bioquímica, Alumna Doctorado en Biotecnología; Pontificia Universidad Católica Valparaíso, Chile. Fraunhofer Chile Research Foundation – Center for Systems Biotechnology, FCR-CSB, Chile E-mail etv410@yahoo.com

Cesar Zamorano

Ingeniero Civil Bioquímico, Alumna Doctorado en Ingeniería; Pontificia Universidad Católica Valparaíso, Chile. E-mail: Cesar. cesarzamorano@gmail.com

Gonzalo Ruiz-Filippi

Doctor en Ingeniería Química y Ambiental; Pontificia Universidad Católica Valparaíso, Chile. Fraunhofer Chile Research Foundation – Center for Systems Biotechnology, FCR-CSB, Chile E-mail: gonzalo.ruiz@ucv.cl

Dirección⁽¹⁾: General Cruz, 34-Valparaíso – Quinta Región - CEP: 2362806-Chile - Tel: +56 (32) 2273824- e-mail: gonzalo.ruiz@ucv.cl

RESUMEN

Hace algunos años, la digestión anaerobia era considerada en una sola etapa. Sin embargo se han propuesto sistemas de digestión anaerobia en dos fases, en donde la primera fase consiste en producción de hidrógeno y ácidos grasos volátiles y segunda fase los ácidos grasos volátiles son transformados en metano y dióxido de carbono de esta manera, a partir de un mismo ril, se pueden obtener dos gases combustibles renovables y mejorar la eficiencia energética de un proceso de producción de metano e hidrógeno por separado.

El objetivo de este trabajo fue comparar la producción de energía de un sistema de dos fases, para la producción de hidrógeno y metano con un sistema convencional para la producción de metano.

PALABRAS-CLAVE: Producción de hidrógeno, Digestión anaerobia en dos fases, eficiencia energética.

INTRODUCCION

Hace algunos años, la digestión anaerobia era considerada en una sola etapa, en donde se producía metano y un producto final que podía ser un efluente tratado o un biosólido mejorador de suelos. Sin embargo, en los últimos años se han propuesto sistemas de digestión anaerobia en dos fases, en los cuales en la primera fase se produce hidrógeno y un efluente rico en ácidos grasos volátiles, los que pasan a la fase siguiente para ser transformados a metano y dióxido de carbono. La separación del sistema en dos fases permite una mayor estabilidad de las diferentes poblaciones de microorganismos productoras de hidrógeno y metano, porque al estar en reactores separados, se puede ejercer un mejor control de sus principales parámetros ambientales (Demirel & Yenigün, 2002), y de esta manera, a partir de un mismo ril, se pueden obtener dos gases combustibles renovables y mejorar la eficiencia energética de un proceso de producción de metano e hidrógeno por separado.

Se realizó un estudio donde se comparó un sistema de producción de hidrógeno y metano con un sistema de solo producción de metano a partir de un agua residual semejante a una industria productora de néctar. Para la producción de hidrógeno se utilizó un reactor CSTR, mientras que la de metano en un reactor UASB. En el sistema de producción de hidrógeno y metano se obtuvo un 35% más de energía que el sistema de solo producción de metano pudiendo obtenerse con producciones máximas un 43% más de energía.

OBJETIVO

El objetivo de este trabajo fue comparar la producción de energía de un sistema de dos fases, para la producción de hidrógeno y metano con un sistema convencional para la producción de metano.

MATERIALES Y MÉTODOS

El sistema de dos fases para producción de hidrógeno y metano se realizó en un reactor CSTR de 2L y un reactor UASB de 0,8L, respectivamente. El efluente de salida del reactor acidogénico fue el afluente del reactor metanogénico. Paralelamente, el sistema de una fase productor de metano se realizó con un reactor UASB de 0,8 L.

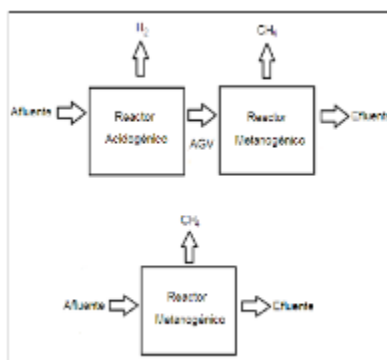


Figura 1: Esquema representativo de ambos sistemas.

Para el reactor acidogénico CSTR productor de hidrógeno se utilizó un TRH de 12 h, pH 5,5 y temperatura 37°C controlados. El agua residual sintética para este reactor fue de 5 (g/L) de glucosa, 2 (g/L) NH_4HCO_3 ; 1 (g/L) KH_2PO_4 ; 0,1 (g/L) $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$; 0,00278 (g/L) FeCl_2 ; 0,01 (g/L) NaCl ; 0,01(g/L) $\text{NaMoO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$; 0,01 (g/L) $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$; 0,0094 (g/L) $\text{MnSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ y glucosa 5 g/L, similar al usado por Bruce et al (2002). Para los reactores UASB se uso un pH alrededor de 7 y una temperatura de 37°C. EL reactor metanogénico UASB de dos fases se alimentó con el efluente del reactor acidogénico a incrementos progresivos de la velocidad de carga orgánica, iniciando en 0,2 KgDQO/m³d. El reactor UASB de una fase se operó de forma similar y se utilizó el agua residual sintética utilizada para el reactor acidogénico.

La materia orgánica consumida y producida fue medida por la demanda química de oxígeno (DQO), Método 5220C, Standard Methods (APHA, 1995). El consumo de glucosa fue determinado por el método de los azúcares reductores DNS (Miller, 1959). La producción de ácidos grasos volátiles y etanol fue determinada por cromatografía de gases, cromatógrafo de gases Shimadzu modelo GC8 y cromatógrafo de gases Perkinelmer modelo Clarus 500. La biomasa fue medida por sólidos suspendidos volátiles (SSV) de acuerdo al Standard Methods (APHA, 1995). El caudal de biogás fue medido por desplazamiento de la fase líquida en el tiempo en un volumen determinado, la composición del biogás fue medido por desplazamiento de un volumen de NaOH (Field et al., 1988) y por cromatografía de gases.

RESULTADOS Y DISCUSIONES

Producción de hidrógeno y metano

Durante el proceso acidogenico correspondiente a la producción de hidrógeno, se obtuvo un efluente consistente en ácidos grasos volátiles, en donde el ácido acético se encontró en mayor concentración, alrededor de 489 mg/L, seguido del ácido butírico que fue de alrededor de 280 mg/L y ácido propiónico alrededor de 89mg/L. El etanol estaba alrededor de 540 mg/L y había una cantidad de glucosa remanente de 100mg/l. El porcentaje de DQO consumida en este proceso fue alrededor de 25%, con una remoción de glucosa alrededor de 95%. Estos resultados son similares a los obtenidos por Fang *et al.* (2002) con un porcentaje de remoción de DQO de 27% y un porcentaje de remoción de glucosa de 92% en un reactor continuo. Con respecto a la producción de hidrógeno, la tabla 1 muestra los valores promedio de la operación del reactor, los cuales fueron calculados cuando el reactor ya operaba en estado estacionario.

Tabla 1: Valores promedio de la operación estacionaria del CSTR productor de hidrógeno a 10g/L de glucosa.

PARÁMETRO OPERACIONAL	VALORES PROMEDIO	UNIDADES
Consumo de glucosa	97.3 ± 0.28	%
Consumo DQO soluble	38.6 ± 5.73	%
Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV)	474 ± 16	mg/L
Concentración de Hidrógeno	$59.3\% \pm 3.4$	% vol.
Caudal de biogas	2.79 ± 0.38	ml/min
Rendimiento	0.82 ± 0.13	molH ₂ /mol glucosa

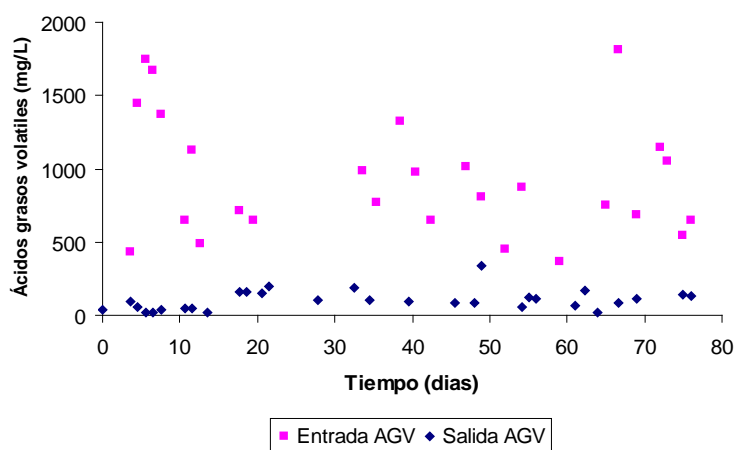


Figura 1: Esquema representativo de ambos sistemas.

Para el sistema de 2 fases, el reactor CSTR produjo un flujo de 4,1 mmolH₂/h y el efluente líquido fue utilizado como afluente del reactor UASB para producir metano, luego de acondicionar el pH desde 5,5 a 7. La figura 2 muestra la entrada y salida de los ácidos grasos volátiles totales generados en el proceso acidogénico para un reactor productor de hidrógeno. Los resultados muestran la posibilidad de usar estos intermediarios para su transformación en metano y dióxido de carbono en el UASB de la segunda fase. En el reactor UASB, se estudio el efecto del aumento gradual de la velocidad de carga orgánica. Este reactor se mantuvo con un tiempo de retención de sólidos constante y se varió la velocidad de carga orgánica de 1,10 kg/m³d a 8,67 kg/m³d. Hasta una VCO de 6,68 kg/m³d, la operación no se vio afectada, pues se mantuvo relativamente constante la remoción de la DQO, obteniéndose un flujo de 9,5 mmol CH₄/h. Para el caso del proceso de una sola fase, durante el incremento de la VCO, la producción de metano fue variable, encontrándose que a una VCO de 6,68 kg/m³d se obtuvo una productividad de 9,38 mmol CH₄/h. En este estudio ambos sistemas presentaron una producción de metano similar, pero la producción de hidrógeno en el sistema de dos fases aumenta el balance energético en un 35%, otros estudios han observado que para casos de sustratos más complejos como residuos sólidos urbanos el sistema de dos fases genera incluso un 21% más de metano que el sistema de 1 fase, aumentando las diferencias en el balance energético aun más (Liu et al., 2006).

Tabla 2: Variación de VCO en la producción de metano en digestión anaerobia de dos fases.

% remoción DQO	VCO(Kg/m ³ d)
94,85	3,06
87,27	4,58
97,05	3,76
96,00	3,80
88,88	6,68
82,60	9,12

Balance energético de sistema de 1 y 2 fases

Para la evaluación de un balance energético de un sistema productor de energía a partir de un agua residual con un alto contenido de azúcar se seleccionaron las siguientes alternativas (ver Tabla 3):

Alternativa 1: Digestión anaerobia de dos fases con producción de hidrógeno y metano a partir de un residuo líquido de la industria productora de néctar.

□ □ Alternativa 2: Digestión anaerobia de 1 fase con producción de metano a partir de un residuo líquido de la industria productora de néctar.

Tabla 3: Selección de procesos para las dos alternativas a evaluar.

Etapa	Alt. 1	Alt. 2
Pretratamiento	Neutralización	Neutralización
Digestión anaerobia	Reactor CSTR	Reactor UASB
Purificación de Biogás	Desulfurizador	Desulfurizador
Generación de energía	Motor de comb. Int. / Celda de combustible	Motor de comb. Int.
Post. Tratamiento	Filtro Anaerobio	Filtro Anaerobio

En ambas alternativas el ril tiene las mismas características químicas y la misma DQO equivalentes a 5 g/L de glucosa, además de no presentar sólidos suspendidos. También se consideró que la energía eléctrica fue producida por la combustión del metano en un motor de combustión interna y en el caso de la digestión anaerobia de dos fases, el hidrógeno producido se transformó en energía eléctrica con el uso de una celda de combustible.

Las alternativas para la etapa de digestión anaerobia fueron seleccionadas de acuerdo a lo estudiado anteriormente a escala de laboratorio, en donde un reactor continuo de tanque agitado tenía la cualidad de seleccionar los microorganismos acidogénicos a bajos TRH y el reactor metanogénico, de tipo UASB tenía la excelente capacidad de remoción de materia orgánica (Tapia et al., Chamy et al., 2003). Los rendimientos se compararon con los referenciados en bibliografía.

Para el balance de energía considerando las productividades máximas teóricas obtenidas a partir de 5g/L de glucosa:

Sistema de 2 fases: CSTR de 2 L con un flujo de 7 mmol H₂/h con una degradación de la DQO de 14% y un UASB de 2,5 L con 10,21 mmol CH₄/h con una degradación de DQO del 95% Sistema de una fase: UASB 11,87 mmol CH₄/h con una degradación de DQO del 95%. Además sabiendo que el hidrogeno posee un poder calorífico de 120MJ/Kg H₂ y el metano de 20 MJ/Kg CH₄ y que el hidrogeno se obtiene energía a partir de una pila de combustible con un 70% de eficiencia y metano se obtiene energía en un motor de combustión interna con un 35% de metano se podría llegar a obtener en un sistema alimentado con glucosa un 42,6 % más de energía con el sistema de dos fases que el sistema de 1 fase.

CONCLUSIONES

Los resultados en laboratorio muestran que los intermediarios (ácidos grasos volátiles) generados en el proceso acidogénico se transforman en la segunda etapa del proceso a metano y dióxido de carbono. Un balance energético de los dos procesos evaluados, muestra que el sistema de dos fases posee la factibilidad de obtener una mayor cantidad de energía en comparación con el sistema de una sola fase usando el mismo sustrato.

AGRADECIMIENTOS

Este trabajo ha sido financiado en parte, por una subvención de FONDECYT Proyecto 1090482 Innova Chile de CORFO Proyecto de Código: FCR-CSB 09CEII-6991

REFERENCIAS

1. B. Demirel, O. Yenigün. (2002). Two-phase anaerobic digestion processes: a review. Journal of Chemical Technology and Biotechnology Volume 77, Issue 7, pages 743–755, July 2002
2. Bruce, E.L., O.H.Sang-Eun, I.N.S. Kim and S. VanGinkel. 2002. Biological Hydrogen Production Mesured in batch anaerobic respirometers. Environ. Sci.Technol. 36, 2530-2535.
3. Fang HHP, Liu H. 2002. Effect of pH on hydrogen production from glucose by a mixed culture. Bioresource Technol; 82 :87–93.
4. Chamy, R., G. Ruiz, J Carrera y D. Jeison. 2003a. Avances en Biotecnología Ambiental: Tratamiento de Residuos Líquidos y Sólidos. 1era Edición, p. 15. Valparaíso. Ediciones Universitarias de Valparaíso.
5. Hossain, M and M. Danas. 2010. Anaerobic biogas generation from sugar industry wastewaters in three-phase fluidized-bed biorreactor. The Canadian Journal of Chemical Engineering 88. 1085-1090
6. Levin, D., L. Pitt and M. Love. 2004. Biohydrogen Production: Prospects and Limitations to Practical Application. International Journal of Hydrogen Energy, 29(2):173-185
7. Ntaikou, I., G. Antonopoulou and G. Lyberatos. 2010. Biohydrogen Production from Biomass and Wastes via Dark Fermentation: A Review. Waste Biomass Valor 1(2010): 21–39
8. Tapia E. C. Zamorano, G Ruiz; R Chamy.(2009). Producción de hidrógeno vía digestión anaerobia en: un reactor mezcla completa versus dos reactores mezcla completa en serie; a diferentes pH Y TRH. XVIII congreso chileno de ingeniería sanitaria y ambiental aidis, Pucón Chile.
9. Liu D., D. Liu, R. J. Zeng, I. Angelidaki. (2006). Hydrogen and methane production from household solid