



Dyna

ISSN: 0012-7353

dyna@unalmed.edu.co

Universidad Nacional de Colombia
Colombia

Carillo-Nieves, Danay; Zumalacárregui-de Cárdenas, Lourdes; Franco-Rico, Rafael; Sarvari-Horvath, Ilona

Kinetic of biogas production from oil palm empty fruit bunches

Dyna, vol. 81, núm. 187, octubre, 2014, pp. 96-101

Universidad Nacional de Colombia
Medellín, Colombia

Available in: <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=49632363012>

- ▶ How to cite
- ▶ Complete issue
- ▶ More information about this article
- ▶ Journal's homepage in redalyc.org

Kinetic of biogas production from oil palm empty fruit bunches

Danay Carillo-Nieves ^a, Lourdes Zumalacárregui-de Cárdenas ^a, Rafael Franco-Rico ^a & Ilona Sarvari-Horvath ^b

^aFacultad de Ingeniería Químicas, Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría, Cuba. dearrillo@quimica.cujae.edu.cu,

^aFacultad de Ingeniería Químicas, Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría, Cuba. lourdes@quimica.cujae.edu.cu

^bSchool of Engineering, University of Boras, Sweden. ilona.horvath@hb.se

Received: October 30th, de 2013. Received in revised form: March 7th, 2014. Accepted: March 25th, 2014

Abstract

The production process of oil from *Elaeis guineensis* palm produces an organic residual. Oil palm empty fruit bunches (OPEFB) are one of the main waste products, representing 7%. Up to now, OPEFB aren't totally used, being an environmental problem. In this paper, the employment of OPEFB pretreated with NaOH is studied as a raw material for biogas production. The pretreatment time (PT) of the OPEFB influences directly on biogas production achieving conversions of volatile solids to biogas of 96% for PT=60 min and 29 days of reaction. Biogas production is adjusted to a first order kinetic law, with kinetic constants for the generation of CH₄ (0,108 d⁻¹) and CO₂ (0,107 d⁻¹) at the reactor operating temperature (55°C). Finally, a general model is obtained to estimate volatile solids conversion to biogas as a function of pretreatment time and of the residence time inside the reactor.

Keywords: Oil palm empty fruit bunches, Biogas, Methane production, Process kinetic.

Determinación de la cinética de producción de biogás a partir de racimos sin frutos de palma aceitera

Resumen

La producción de aceite de la palma *Elaeis guineensis* aporta residuales orgánicos como los racimos sin frutos (RSF) que representan un 7%. Actualmente los RSF no se aprovechan en su totalidad constituyendo un problema medioambiental. Se estudia el empleo de RSF pretratados con NaOH para la producción de biogás. El tiempo de pretratamiento (TP) de los RSF influye directamente sobre la cantidad de biogás producida logrando conversiones de sólidos volátiles a biogás de 96%, para TP = 60 min y 29 días de reacción. La producción de biogás se ajusta a una ley cinética de orden 1 obteniéndose las constantes cinéticas de la generación de CH₄ (0,108 d⁻¹) y CO₂ (0,107 d⁻¹) a la temperatura de operación del reactor (55°C). Se presenta un modelo generalizador que permite estimar la conversión de sólidos volátiles a biogás en función del tiempo de pretratamiento y del tiempo de permanencia en el reactor.

Palabras clave: Racimos sin frutos, Biogás, Producción de metano, Cinética de procesos.

1. Introducción

La producción mundial de aceite de la palma *Elaeis guineensis* es de aproximadamente 37×10^6 t/año y se considera la mayor industria agrícola en Tailandia, India, Indonesia, Filipinas, China y Malasia [1]. Para producir el aceite se utilizan en promedio 146×10^6 t/año de racimos de frutos frescos, siendo el 7% de los mismos residuales sólidos del proceso, denominados racimos sin frutos (RSF) [2, 3].

Hasta el momento los RSF han sido empleados en procesos de compostaje [2], para suministrar nutrientes orgánicos y conservar la humedad en los árboles de palma aceitera y huertos frutales [4], [5], como sustrato para el cultivo del hongo *Vovariella vohacea* [3] y como combustible [1, 6, 7] entre otros

usos. A pesar de las variadas aplicaciones de los RSF aún son insuficientes para los altos volúmenes generados, siendo estos una fuente de contaminación ambiental.

Los RSF, por su contenido de materiales lignocelulósicos, pueden ser una materia prima importante para la producción de biogás. El alto contenido de lignina y de celulosa presentes en los RSF hacen que su biodegradabilidad sea baja siendo necesaria la realización de pretratamientos que permitan la destrucción de la estructura compacta del material así como la hidrólisis de los polisacáridos presentes (fundamentalmente la celulosa) [8].

Existen varios métodos para el pretratamiento de materiales lignocelulósicos [9-23] que van desde mecánicos hasta biológicos. Para el caso de RSF se han probado con



éxito los pretratamientos: ácido, con H_3PO_4 y acetona como solvente y básico, con $NaOH$ [24]; este último es el que mejores resultados reporta en términos de producción de CH_4 y conversión de la biomasa [20].

En el presente trabajo se estudió la cinética de producción de biogás a partir de RSF pretratados con $NaOH$ por ser esta información básica para el futuro diseño de un reactor heterogéneo a escala industrial. Paralelamente, se analizó la influencia del tiempo de pretratamiento en los mecanismos de producción de biogás y se presentan modelos matemáticos para estimar los volúmenes de biogás que se producen.

2. Desarrollo experimental

2.1. Materia prima

Los racimos sin frutos se obtuvieron de un molino de aceite de palma en Sumatra (Indonesia) y se secaron a 44°C durante 48 horas. La alimentación se trituró para que pasara una malla de 40 mesh, resultando un tamaño de partícula menor de 0,420 mm. El material se almacenó a temperatura ambiente en envases plásticos sellados, hasta su uso.

2.2. Procedimiento de pretratamiento con hidróxido de sodio

Se siguió el procedimiento desarrollado por Carrillo y colaboradores [20]. Según este, 5 g de RSF y 95 g de solución de $NaOH$ (8% p/v) se mezclaron durante 10 min a temperatura ambiente. La mezcla se mantuvo a 100°C por períodos de tiempo de 10, 20, 40, o 60 min y se agitó cada 10 min durante este tratamiento térmico. La mezcla se centrifugó a 10 000 rpm y temperatura ambiente por 6 min en una centrífuga Thermo Electron Corporation Jouan B4, velocidad máxima 14 000 rpm, diámetro de cámara: 355 mm y carga máxima 2 kg. El sólido se lavó con agua destilada hasta alcanzar pH 7 y se filtró al vacío. Una vez neutralizado el sólido, se mantuvo a 4°C hasta su utilización.

2.3. Producción de biogás

Se realizaron digestiones anaeróbicas discontinuas de las muestras tratadas y sin tratar en condiciones termofílicas (55°C), de acuerdo al método descrito por Hansen y colaboradores [25] y utilizado por Carrillo y colaboradores [20]. El inóculo se obtuvo de una planta productora de biogás en Borås, Suecia, operando en condiciones termofílicas. Los digestores discontinuos fueron botellas de vidrio de 118 mL de capacidad, cerradas con sellos de goma y casquillos de aluminio. Cada frasco contenía 20 mL de inóculo a los que se añadían sustratos para mantener los sólidos volátiles (SV) en una relación 2:1 entre el inóculo y el sustrato añadido y posteriormente agua desionizada hasta un volumen final de 25 mL. Se preparó un blanco con 5 mL de agua desionizada y 20 mL de inóculo para determinar la producción de gas por el propio inóculo. Cada muestra se evaluó por triplicado. Las condiciones anaeróbicas se mantuvieron por inyección en el espacio superior de las botellas de una mezcla de 80% de nitrógeno y 20% de dióxido de carbono. Los recipientes se

incubaron a 55°C durante 30 días. Se tomaron muestras de gas regularmente y se analizaron los contenidos de metano y dióxido de carbono usando un cromatógrafo de gases Shimadzu GC 14 A, equipado con una columna empacada (Perkin Elmer, 6×1,8 diámetro exterior, 80/100 mesh, EEUU) y un detector térmico FID ($0, 5\text{--}100\% \pm 5\%$ rel.). El gas transportador usado fue nitrógeno a 23 mL/min y 60°C. Se usó una jeringuilla hermética (VICI, Precision Sampling Inc., EEUU) con lo que las muestras de gas se tomaban a la presión real. El volumen de muestra fue 250 μL y la temperatura del inyector 150°C. Se usó metano como gas patrón.

2.4. Determinación de la ley cinética

En un sistema de volumen constante la expresión cinética para el consumo del reaccionante A puede expresarse como:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = kC_A^n \quad (1)$$

Donde:

r_A : Velocidad de reacción del proceso

C_A : Concentración del reactivo A

k: Constante cinética

n: Orden de la reacción

t: Tiempo

Para obtener la ecuación cinética del proceso se debe suponer primeramente su orden (n), debido a que para cada uno de ellos existe una expresión integrada diferente. Para procesos biológicos es usual que se obtenga una cinética de pseudo primer orden ($n=1$) [26].

Para el caso de un sistema de orden 1 en el que no varíe su volumen, puede plantearse la ley cinética en función de la cantidad de sustancia (ni):

$$-\frac{dn_A}{dt} = kn_A \quad (2)$$

En casos en los que se hace difícil monitorear la concentración de los reaccionantes se puede ajustar la ecuación cinética en función de la concentración de los productos. Para el caso de una reacción de orden 1 la cantidad de sustancia del reaccionante A en el tiempo ($n_A(t)$) sería:

$$n_A(t) = n_{A0} e^{-kt} \quad (3)$$

Siendo n_{A0} la cantidad de sustancia inicial del reaccionante A.

Mientras, la de un producto B de esa misma reacción puede escribirse como:

$$n_B(t) = n_{Bf} (1 - e^{-kt}) \quad (4)$$

Donde n_{Bf} es la cantidad de sustancia máxima de B producida en caso de reacción completa del reaccionante A.

Tabla 1.

Cantidad promedio de CH₄ producida para diferentes TP

TP (min)	n (CH ₄) (mol)					
	0 d	7 d	11 d	16 d	22 d	29 d
10	0	7,25 (0,16)	7,58 (0,26)	9,51 (0,14)	10,2 (0,25)	12,74 (0,13)
20	0	7,62 (0,23)	11,07 (0,15)	11,52 (0,18)	13,09 (0,19)	15,19 (0,23)
40	0	8,34 (0,35)	11,13 (0,34)	11,71 (0,29)	12,85 (0,21)	14,47 (0,18)
60	0	9,00 (0,28)	14,32 (0,22)	14,23 (0,24)	15,43 (0,23)	17,75 (0,25)

Entre paréntesis se presenta la desviación estándar de los ensayos

Fuente: Los autores

Tabla 2.

Cantidad promedio de CO₂ producida para diferentes TP

TP (min)	n (CO ₂) (mol)					
	0 d	7 d	11 d	16 d	22 d	29 d
10	0	4,74 (0,22)	6,93 (0,20)	6,95 (0,27)	8,72 (0,19)	9,82 (0,23)
20	0	6,12 (0,17)	6,72 (0,25)	7,81 (0,20)	9,44 (0,24)	9,90 (0,16)
40	0	6,65 (0,21)	8,46 (0,22)	9,02 (0,18)	10,83 (0,27)	12,07 (0,25)
60	0	10,66 (0,30)	11,88 (0,23)	13,90 (0,21)	15,06 (0,27)	16,58 (0,20)

Entre paréntesis se presenta la desviación estándar de los ensayos

Fuente: Los autores

3. Resultados y discusión

Las Tablas 1 y 2 muestran los resultados de las producciones de CH₄ y CO₂ respectivamente obtenidas en los reactores para diferentes tiempos de pretratamiento (TP) de la materia prima. Las cantidades de sustancia de cada uno de los productos están referidas a 1 kg de sólidos volátiles (SV) en la alimentación.

Un análisis estadístico de comparación de muestras pareadas empleando STATGRAPHICS Centurion XV muestra que la variable TP tiene una influencia significativa sobre la producción de CH₄ y CO₂. Se observa además que no existen diferencias estadísticamente significativas entre las producciones de CH₄ para TP = 20 y 40 min al igual que para las de CO₂ con TP = 10 y 20 min. Este comportamiento puede estar dado por el balance de productos hidrolizados obtenidos y que pueden repercutir en los procesos que ocurren posteriormente en el reactor. Esto influye finalmente en la composición del biogás y en la energía que este puede brindar (Fig. 1) en detrimento de la calidad del biogás producido a TP = 40 min.

Para la producción total de biogás existen diferencias estadísticamente significativas para todos los valores de TP, aumentando la producción a medida que aumenta el tiempo de pretratamiento.

Como los RSF pretratados son una mezcla de diferentes sustancias que pueden servir como sustrato a los microorganismos para la producción de biogás, el estudio de las rutas metabólicas de cada una de ellas hasta la conversión final en CH₄ o CO₂ se dificulta. Por esta razón, y teniendo en cuenta que los productos del proceso son pocos

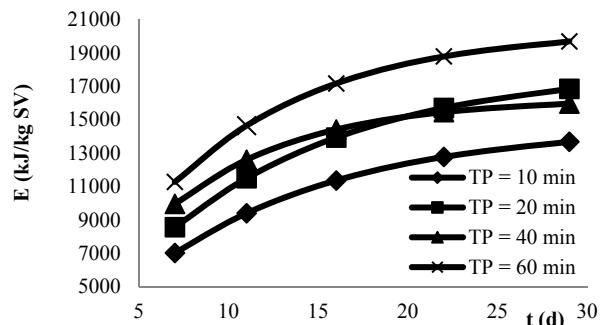


Figure 1 Energía total disponible en la producción de biogás a diferentes valores de TP

Fuente: Los autores

Tabla 3.

Ajuste estadístico a la ley cinética de orden 1

TP (min)	CH ₄		R ² (%)	CO ₂		R ² (%)
	k (d ⁻¹)	n _{bf} (mol)		k (d ⁻¹)	n _{bf} (mol)	
10	0,093	12,712	95,75	0,086	10,382	97,79
20	0,098	15,455	98,26	0,101	10,121	98,03
40	0,124	14,267	98,89	0,110	12,282	98,45
60	0,115	17,714	97,08	0,132	16,286	98,76

Fuente: Los autores

y en cantidades medibles, se procedió al ajuste del modelo cinético mediante el uso de la ecuación 4. Los resultados experimentales fueron ajustados mediante el empleo de STATGRAPHICS Centurion XV.

Para todos los casos los resultados se adecuan a leyes cinéticas de orden 1; los parámetros cinéticos y estadísticos se muestran en la Tabla 3.

Al comparar los valores obtenidos de k para el CH₄ en un diagrama de cajas y bigotes a partir de los intervalos de confianza para un 95% de probabilidades se tiene que no existen diferencias significativas entre ellos (Fig. 2). Una interpretación física que puede darse a este resultado es que la ruta metabólica seguida por los microorganismos metanogénicos es la misma, es independiente de TP, y las diferencias observadas en las cantidades emitidas son debidas al nivel de destrucción de las estructuras del material lignocelulósico logrado en el pretratamiento, unido al aumento de la concentración de sustancias fácilmente asimilables por los microorganismos. Un resultado similar se obtiene al analizar las constantes cinéticas para la generación de CO₂.

Por lo anterior, se pueden reportar las constantes cinéticas como el promedio de las presentadas en la Tabla 3 para cada sustancia.

$$k_{\text{CH}_4} = 0,108 \text{ d}^{-1}$$

$$k_{\text{CO}_2} = 0,107 \text{ d}^{-1}$$

Al comparar las cantidades máximas a obtener para cada producto (n_{bf}) se confirma que existen diferencias estadísticamente significativas entre los tiempos de pretratamiento para cada uno de los productos (Fig. 3),

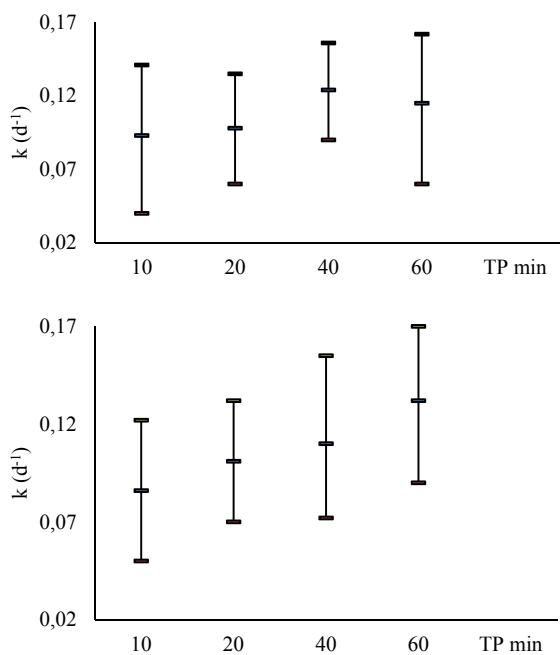


Figura 2. Intervalos de confianza (95% de probabilidad) para las constantes cinéticas k (d^{-1}) Superior: CH₄ Inferior: CO₂
Fuente: Los autores

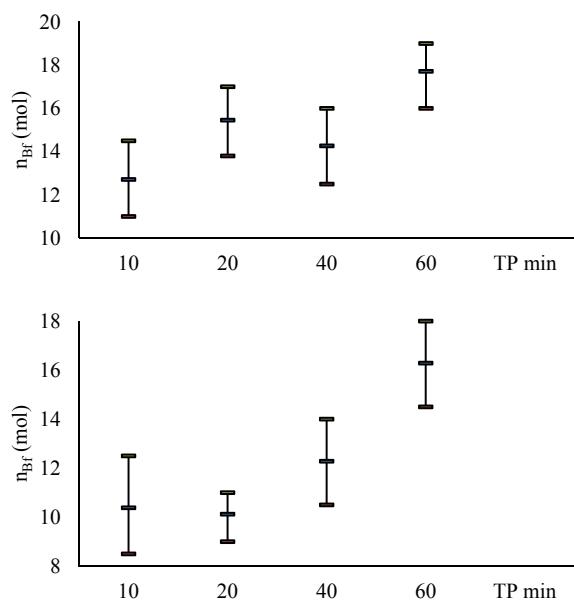


Figura 3. Intervalos de confianza (95% de probabilidad) para los valores obtenidos de n_{Bf} (mol) Superior: CH₄ Inferior: CO₂
Fuente: Los autores

corroborándose el comportamiento observado al comparar las cantidades generadas.

A partir de conocer los parámetros cinéticos se puede estimar, mediante la ecuación 5, la conversión fraccionada (γ) en términos de kg de biogás producido / kg de SV ya que la base de cálculo para las cantidades de sustancia de CH₄ y CO₂ es 1 kg de SV alimentado al reactor.

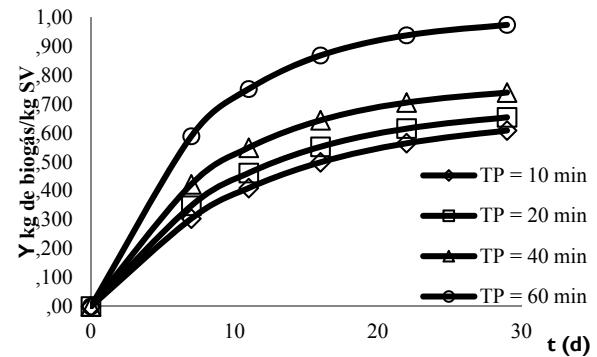


Figura 4. Comportamiento de la conversión de SV a biogás en función de t y TP
Fuente: Los autores

Tabla 4.
Dependencia de γ_{max} con TP

TP(min)	$\gamma_{max}(\text{kg biogás/kg SV})$
10	0,662
20	0,693
40	0,768
60	1,000

Fuente: Los autores

$$\gamma = M_{CH_4} n_{Bf(CH_4)} \left(1 - e^{-k_{CH_4} t} \right) + M_{CO_2} n_{Bf(CO_2)} \left(1 - e^{-k_{CO_2} t} \right) \quad (5)$$

Siendo M la masa molar y γ la conversión fraccionada

En la Fig. 4 se observa el comportamiento de la conversión de SV a biogás en función del tiempo de reacción y del tiempo de pretratamiento. La conversión aumenta considerablemente hasta valores de 96% para las muestras con TP = 60 min después de 29 días de reacción.

Para un tiempo infinito la conversión se hace máxima y la ecuación 5 puede modificarse como:

$$\gamma_{max} = M_{CH_4} n_{Bf(CH_4)} + M_{CO_2} n_{Bf(CO_2)} \quad (6)$$

La conversión máxima es un índice de la presencia de sustancias degradables a biogás en la alimentación así como del nivel de destrucción sobre la estructura lignocelulósica que logra el pretratamiento y la acción bacteriana posterior en el reactor; también representa el límite físico para la reacción.

Con el aumento del tiempo de pretratamiento se logra elevar la conversión desde 66,2% para TP = 10 min hasta 100% para TP = 60 min (Tabla 4).

El grado de extensión de la reacción (GER) puede calcularse como:

$$GER = \frac{\gamma}{\gamma_{max}} \quad (7)$$

La Fig. 5 muestra la dependencia de GER respecto a t para diferentes valores de TP. Se observa que no existe

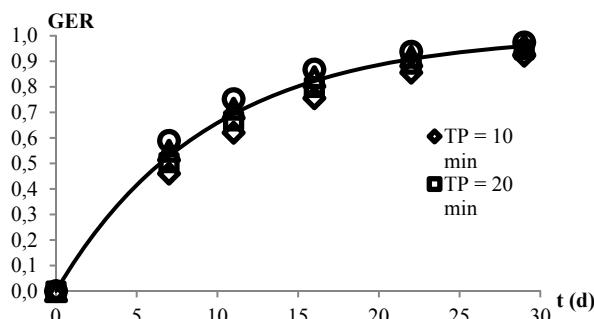


Figura 5. Comportamiento del grado de avance de la reacción en función de TP

Fuente: Los autores

influencia de TP y todas las curvas se superponen. Este fenómeno es debido a la similitud que muestran las constantes cinéticas obtenidas para el CH₄ y el CO₂.

En base a esto se puede emplear GER como un modelo generalizador para estimar la conversión fraccionada a biogás en un reactor en función del tiempo de residencia y del tiempo de pretratamiento a que fueron sometidos los RSF.

De acuerdo a la forma de la curva, GER puede describirse por un modelo de asociación exponencial. Para encontrar el modelo que representa a γ_{max} se seleccionó el modelo Bleasdale de la base de modelos matemáticos del programa para ajuste de curvas Curve Expert 1.3. Este modelo de regresión no lineal se recomienda cuando la variable dependiente tiende a un valor asintótico a medida que la variable independiente aumenta.

Ambos modelos, el de asociación exponencial (primer término de la ecuación 8) y el de Bleasdale (segundo término de la ecuación 8) se sustituyeron en la ecuación 7 obteniendo:

$$\gamma = (1 - e^{-at})(b + cTP)^d \quad (8)$$

Los coeficientes a, b, c y d son las constantes empíricas a determinar por el ajuste de los datos experimentales al modelo matemático.

Empleando STATGRAPHIC Centurion XV se obtuvieron los valores de los parámetros de la ecuación 8. El modelo ajustado (ecuación 9) muestra un elevado grado de correlación ($R^2 = 99,6\%$), todos sus parámetros son estadísticamente significativos y su empleo genera errores inferiores al 2%. En la Fig. 6 se muestra la superficie de respuesta del modelo.

$$\gamma = (1 - e^{-0,1141t})(6,600 - 0,0954TP)^{-0,273} \quad (9)$$

De la ecuación 9 se deduce que el término asociado a t describe la cinética global del proceso que responde a un orden 1. El término asociado a TP se relaciona con el nivel de destrucción que experimenta la estructura lignocelulósica durante la aplicación del pretratamiento.

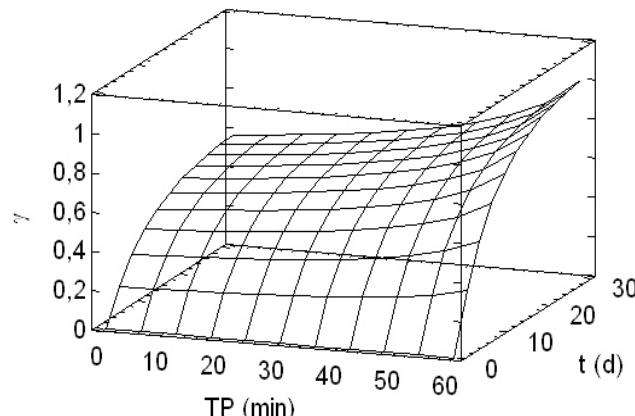


Figura 6. Superficie de respuesta para el modelo generalizador

Fuente: Realizado con Statgraphic Centurión XV

4. Conclusiones

La generación de biogás a partir de RSF de la palma *Elaeis guineensis* responde a una ley cinética de orden 1. El pretratamiento de la materia prima con NaOH permite aumentar la cantidad de sustrato degradable por la flora microbiana presente en el inóculo aumentando la producción de biogás, pero no interfiere en la cinética del proceso. Para un tiempo de pretratamiento de 60 min pueden lograrse conversiones de sólidos volátiles (SV) a biogás de 0,96 kg de biogás/kg de SV. Para este proceso el rendimiento de conversión de SV en biogás pueden estimarse con estrecho margen de error haciendo uso de la ecuación 9, válida para TP = 10 - 60 min y t = 0 - 29 d.

4. Referencias

- [1] Bazmi, A., Zahedi, G. and Hashim, H., Progress and challenges in utilization of palm oil biomass as fuel for decentralized electricity generation, Renewable and Sustainable Energy Reviews, 15 (1), pp 574-583, 2011.
- [2] Tanaka, R., Mori, Y. and Akihiko, Y., Utilization of oil palm empty fruit bunches as solid materials, Biomass Asia 3rd Workshop, Tokyo and Tsukuba, 2006.
- [3] Prasertsan, S. and Prasertsan, P., Biomass residues from palm oil mills in Thailand: An overview on quantity and potential usage, Biomass and Bioenergy, 1 (5), pp. 387-395, 1996.
- [4] Jaafar, M. and Sukaimi, J., The future of palm oil in the new millennium in Malaysia, Journal. Burotrop Bulletin 16 (1), pp. 10-21, 2001.
- [5] Poh, P. and Chong, M., Development of anaerobic digestion methods for palm oil mill effluent (POME) treatment, Bioresource Technology, 100 (1), pp. 1-9, 2009.
- [6] Abdullah, N., Gerhauser, H. and Bridgwater, V., Bio-oil from fast pyrolysis of oil palm empty fruit bunches, Journal of Physical Science, 1 (1), pp. 57-74, 2007.
- [7] Zahangir, M., Suleyman, A., Mariatul, F. and Radziah, W., Activated carbons derived from oil palm empty-fruit bunches: Application to environmental problems, Journal of Environmental Sciences, 19 (1), pp. 103-108, 2007.
- [8] Taherzadeh, M. and Karimi, K., Enzyme-based hydrolysis processes for ethanol from lignocellulosic material, Bioresources, 2 (4), pp. 707-738, 2007.

- [9] Mosier, N., Wyman, Ch. and Dale, B., Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass, *Bioresource Technology*, 96 (7), pp. 673-686, 2005.
- [10] Martín, C., González, Y., Fernández T. and Thomsen, A., Investigation of cellulose convertibility and ethanolic fermentation of sugarcane bagasse pretreated by wet oxidation and steam explosion, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 81 (10), pp. 1669-1677, 2006.
- [11] Martín, C., Galbe, M., Nilvebrant, N.O. and Jönsson, L.J., Comparison of the fermentability of enzymatic hydrolysates of sugarcane bagasse pretreated by steam explosion using different impregnating agents, *Appl. Biochem. Biotechn.*, 98 (100), pp. 699-716, 2002.
- [12] Szengyel, Z., Ethanol from wood. Cellulase enzyme production, PhD Thesis, University of Lund, Lund, Sweden, 2000.
- [13] Saska, M. and Martín, C., Production of ethanol from bagasse and sugarcane trash-impregnation with sulphuric acid and lime prior to steam explosion. Monografía Diversificación, Instituto Cubano de los Derivados de la Caña de Azúcar, La Habana, Cuba, 2007, 11P.
- [14] Martín, C. and Marcket, M., Comparison of wet oxidation and steam explosion as pretreatment methods for bioethanol production from sugarcane bagasse, *Bioresource*, 1 (1), pp. 1-5, 2006.
- [15] Stenberg, K. and Tengborg, Ch., Optimization of steam pretreatment of SO₂- impregnated mixed softwoods for ethanol production, *J. Chem. Technol. Biotechnol.*, 71 (3), pp. 299-308, 1998.
- [16] Kaar, W., Gutierrez, C. and Kinoshita, C., Steam explosion of sugarcane bagasse as a pretreatment for conversion to ethanol, *Biomass and Bioenergy*, 14 (3), pp. 277-287, 1998.
- [17] Martín, C., Klinke, H. and Thomsen, A., Wet oxidation as a pretreatment method for enhancing the enzymatic convertibility of sugarcane bagasse, *Enzyme and Microbial Technology*, 40 (5), pp. 426-432, 2007.
- [18] Martín, C. and Thomsen, A., Wet oxidation pretreatment of lignocellulosic residues of sugarcane, rice, cassava and peanuts for ethanol production, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 82 (2), pp. 174-181, 2007.
- [19] Bjerre, A., Olesen, A., Pretreatment of wheat straw used combined wet oxidation and alkaline hydrolysis resulting in convertible cellulose and hemicellulose, *Biotechnology and Bioengineering*, 49 (5), pp. 568-577, 1996.
- [20] Carrillo, D., Karimi, K. and Sárvári-Horváth, I., Improvement of biogas production from oil palm empty fruit bunches (OPEFB), *Industrial Crops and Products*, 34 (1), pp. 1097-1101, 2011.
- [21] Manjarrés, K., Piñeros, Y. y Rodríguez, E., Evaluación del complejo enzimático producido mediante el cocultivo de *Aspergillus sp.* y *Trichoderma sp.* en fase sólida sobre residuos de palma, *Bioagro*, 23 (1), pp. 19-26, 2011.
- [22] Monsalve, J., Medina, V. y Ruiz, A., Producción de etanol a partir de la cáscara de banano y de almidón de Yuca, *DYNA*, 73 (150), pp. 21-27, 2006.
- [23] Goshima, T., Tsuji, M., Hinoue, H., Yano, S., Hoshino, T. and Matsuchika, A., Bioethanol production from lignocellulosic biomass by a novel Kluyveromices marxianus strain, *Biosci. Biotechnol. Biochem*, 77 (7), pp. 1505-1510, 2013.
- [24] Umikalsom, M., Ariff, A.B. and Karim, M., Saccharification of pretreated oil palm empty fruit bunch fiber using cellulase of *Chaetomium globosum*, *J. Agric. Food Chem.*, 46, pp. 3359-3364, 1998.
- [25] Hansen, T.L., Schmidt, J.E., Angelidaki, I., Marca, E., Jansen, J.C., Mosbaek, H. and Christensen, T.H., Method for determination of methane potentials of solid organic waste, *Waste Management*, 24, pp. 393-400, 2004.
- [26] Dutta, R., *Fundamentals of Biochemical Engineering*, Ane Books India, New Delhi, India, 2008.

D. Carrillo-Nieves, es graduada de Ingeniería Química en 2006 y MSc. en Análisis de Procesos en 2012. Profesor Asistente en 2014 y Jefe de laboratorio 2012 en la Facultad de Ingeniería Química, Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría, Cuba. Es estudiante del programa de Doctorado de Alimentos de la Universidad Autónoma de Coahuila, México.

L. Zumalacárregui-de Cárdenas, es graduada de Ingeniería Química en 1972. MSc. en Análisis de Procesos en 1979. Dr en Ciencias Técnicas in 1997. Es Profesora Titular en 2002, Profesora Consultante en 2006, Profesora de Mérito en 2014 de la Facultad de Ingeniería Química, Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría, Cuba. Jefe Grupo de Investigaciones Análisis de Procesos desde 2007 a la fecha. Premio Nacional de Ingeniería Química de la Sociedad Cubana de Química en 2011. Premio Nacional de la Academia de Ciencias de Cuba en 2012. Vicepresidente del Tribunal Nacional de Grados Científicos en Ingeniería Química, Cuba.

R. Franco-Rico, es graduado de Ingeniería Química en 2003, MSc. en Análisis de Procesos en 2006, Dr. en Ciencias Técnicas en 2009 de la Facultad de Ingeniería Química, Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría, Cuba.

I. Sarvari-Horvath es PhD. Profesora Asociada de la Escuela de Ingeniería de la Universidad de Boras, Suecia.