

Análisis basado en simulación de la cinética de digestión anaerobia de efluentes complejos con alto contenido de lípidos en un reactor a escala industrial

Artículo largo



Salvador Degano^{1,2*} ; María José Galván^{1,2} ; Roberto Manno² ; Alejandro Lespinard^{1,2} 
Julieta Oviedo³ ; Mauren Fuentes Mora⁴ 

¹Instituto Multidisciplinario de Investigación y Transferencia Agroalimentaria y Biotecnológica (IMITAB)

²Universidad Nacional de Villa María

³Cleanergy Renovables S.A.

⁴Instituto de Desarrollo y Diseño (INGAR)

*s.degano@hotmail.com.ar

Resumen

El trabajo tiene como objetivo reproducir el comportamiento de un biodigestor a escala industrial mediante simulación y análisis de la cinética de digestión anaerobia de efluentes complejos ricos en lípidos. Se utilizaron modelos publicados en la literatura: M1 propuesto por Palatsi *et al.* (2010); y M2 propuesto por Angelidaki *et al.* (1999). Para la simulación se tomaron como *inputs* datos de caracterización de los sustratos; y como *outputs*, datos provenientes del análisis de rutina de operación del biodigestor. El modelo M2 presentó un mejor ajuste a nivel global, no se observaron diferencias significativas en las simulaciones de pH y producción de metano, y el error cuadrático medio fue 5,68 %, 65,62 %, 33,33 %, 36,97 % y 1,97 % menor que M1 para las variables AGV, NAT, pH, flujo de biogás y flujo de metano, respectivamente. Trabajos futuros requerirán datos más precisos de caracterización de sustratos para predecir con mayor exactitud el comportamiento del biorreactor.

Palabras clave:

Digestión anaerobia;
Modelado; Simulación.

Analysis based on the simulation of the anaerobic digestion kinetics of complex effluents with high lipid content, in an industrial-scale reactor

Abstract

The aim of this work is to reproduce the behavior of an industrial-scale biodigester by means of simulation and kinetics analysis of lipid-rich wastewater anaerobic digestion. Two models were used: M1 proposed by Palatsi *et al.* (2010); and M2 proposed by Angelidaki *et al.* (1999). Substrate characterization data were used as the inputs, and biodigester routine operation analysis were used as the outputs for the simulation. The M2 model showed a better overall fit, although pH and methane production simulations did not show significant differences between both models. The mean square error of M2 was 5,68 %, 65,62 %, 33,33 %, 36,97 % and 1,97 % lower than M1 for the variables VFA, TAN, pH, biogas flow and methane flow, respectively. Future works will require more accurate data related to substrate characterization in order to forecast better the bioreactor behavior.

Keywords:

Anaerobic digestion;
Modeling; Simulation.

Forma de citar: Degano, S., Galván, M. J., Manno, R., Lespinard, A., Oviedo, J., & Fuentes Mora, M. Análisis basado en simulación de la cinética de digestión anaerobia de efluentes complejos con alto contenido de lípidos en un reactor a escala industrial. RedBioLAC, 6(2), 4-10.

Introducción

Contar con modelos que sean capaces de reproducir los datos reales de operación de una planta de biogás a escala industrial permite no sólo optimizar el proceso, sino también evaluar el comportamiento del digestor bajo diferentes posibles escenarios (Lauwers *et al.*, 2013). El modelado matemático de la digestión anaerobia ha tenido un fuerte incremento como objeto de estudio en los últimos años (Emebu *et al.*, 2022), y se han ido mejorando modelos que se han propuesto a lo largo del tiempo, al ser aplicados en diferentes sistemas y con diferentes sustratos. Aunque es necesario el desarrollo y la mejora de los modelos mecanísticos que buscan describir el proceso de la digestión anaerobia para profundizar en el conocimiento de la cinética del proceso, es igual de imprescindible contar con casos prácticos donde se analice su aplicación en digestores reales a gran escala.

El presente estudio tiene como objetivo reproducir el comportamiento de un digestor a escala industrial utilizando datos simples tanto de caracterización como de operación. Para ello, se utilizaron dos modelos ampliamente conocidos en la literatura: el modelo propuesto por Angelidaki *et al.* (1999) y el propuesto por Palatsi *et al.* (2010), con el fin de compararlos entre sí y analizar cuál es el ajuste más acertado; es decir, determinar la cinética que mejor reproduce el comportamiento del reactor en función de los valores de las variables medidas a la salida del digestor: Ácidos Grasos Volátiles (AGV), Carbono Inorgánico Total (CIT), Nitrógeno Amoniacal Total (NAT), pH, flujos de biogás y de metano.

Descripción del caso

Descripción de la capacidad de la planta y del efluente a tratar

La planta de biogás en cuestión está ubicada en la localidad de Alcira Gigena, dentro de la provincia de Córdoba, Argentina. Dicha planta, tiene una potencia de 1 MW y recibe diferentes residuos orgánicos provenientes de la industria del maní, frigoríficos, aceiteras y estiércol de cerdo, entre otros sustratos. La planta consiste, principalmente, en un tanque hidrolizador de 500 m³ y un tanque digestor de 3000 m³. En el hidrolizador ingresan los distintos sustratos y se produce la primera etapa de la digestión anaerobia, basada en la acción enzimática de los microorganismos sobre las macromoléculas (proteínas, lípidos y carbohidratos) dando lugar a compuestos más simples como aminoácidos, ácidos grasos y azúcares. El Tiempo de Retención Hidráulica (TRH) del hidrolizador varía entre 5 y 10 días. Luego, en el tanque digestor, se producen las etapas acidogénicas, acetogénicas y metanogénicas de la digestión del efluente del tanque hidrolizador. Eventualmente, ingresa estiércol

de tambo vacuno al tanque digestor, además del efluente del hidrolizador.

El tanque digestor es de tipo mezcla completa (*Complete Stirred Tank Reactor*, CSTR) y opera de forma continua. La **Tabla 1** muestra la caracterización del efluente del tanque hidrolizador (en adelante, hidrolizado) medida como la fracción (f_i) de lípidos, proteínas y carbohidratos referidas a los sólidos volátiles (SV, kg/m³).

Tabla 1 | Caracterización del hidrolizado.

Componente (i)	Valor de f_i (frac. SV)
Lípidos	0,385
Proteínas	0,013
Carbohidratos	0,332

A partir de estos valores se puede estimar la Demanda Química de Oxígeno particulada (DQO_p) (Ecuación 1), multiplicando cada fracción f_i por los factores de conversión propuestos por Palatsi *et al.* (2011) (Ecuaciones 2 a 4).

$$DQO_P = DQO_{lípidos} + DQP_{proteínas} + DQO_{carbohidratos} \quad (1)$$

$$DQO_{lípidos} = 2,87 SV f_{lípidos} \quad (2)$$

$$DQO_{proteínas} = 1,5 SV f_{proteínas} \quad (3)$$

$$DQO_{carbohidratos} = 1,06 SV f_{carbohidratos} \quad (4)$$

Puesto que no se cuenta con datos respecto de la composición de la fracción soluble del hidrolizado, se consideró que la DQO total (DQO_T) está compuesta por una relación 50/50 entre la fracción soluble y la fracción particulada (Tembhurkar & Mhaisalkar, 2007).

Asimismo, se asume que la concentración de azúcares simples (glucosa), aminoácidos y Ácidos Grasos de Cadena Larga (AGCL) supone una distribución igual a la de la DQO_p en cuanto a lípidos, proteínas y carbohidratos (Ecuaciones 5 a 7). Se consideró que la concentración de AGV del hidrolizado es nula.

$$DQO_{glucosa} = DQO_S \frac{DQO_{carbohidratos}}{DQO_P} \quad (5)$$

$$DQO_{aa} = DQO_S \frac{DQO_{proteínas}}{DQO_P} \quad (6)$$

$$DQO_{AGCL} = DQO_S \frac{DQO_{lipidos}}{DQO_P} \quad (7)$$

Por su parte, debido a que el estiércol vacuno contiene pocos sólidos volátiles (0,83 %), se supone que este sustrato sólo aporta nitrógeno amoniacal (Ma *et al.*, 2017). Se considera que el estiércol tiene una concentración de nitrógeno amoniacal de 2 gN/L (Sutaryo *et al.*, 2014).

Teniendo en cuenta la variación diaria y semanal del flujo de hidrolizado y concentración de sólidos volátiles, se consideró apropiado tomar el promedio semanal de estas variables. El caudal promedio semanal del hidrolizado varió entre 41,41 m³/d y 72,13 m³/d, con desviaciones típicas de entre ±1,72 m³/d y ±18,72 m³/d; mientras que la concentración de sólidos volátiles fluctuó entre 155,66 kg/m³ y 233,46 kg/m³, con desviaciones típicas de entre ±4,92 kg/m³ y ±38,78 kg/m³, tal como se observa en la Figura 1.

El flujo de entrada de estiércol también es variable, e incluso es ingresado de forma esporádica en el período de tiempo considerado para el presente trabajo. Para evitar mayor complejidad computacional, se tomó el flujo promedio semanal, de la misma forma que con el hidrolizado. Los valores se registran en la Figura 2.

Asimismo, se dispone de los valores diarios de AGV, CIT, pH y volumen del tanque digestor, porcentaje de metano del biogás, y consumo diario de biogás del motor generador. Sumado a ello, se cuenta con el valor de NAT del tanque digestor determinado una vez por semana. Todos estos datos de salida (*outputs*), así como los valores del flujo de entrada y concentración de sólidos volátiles del hidrolizado, y del flujo de ingreso del estiércol, corresponden a un período donde se logra un funcionamiento estable de la planta.

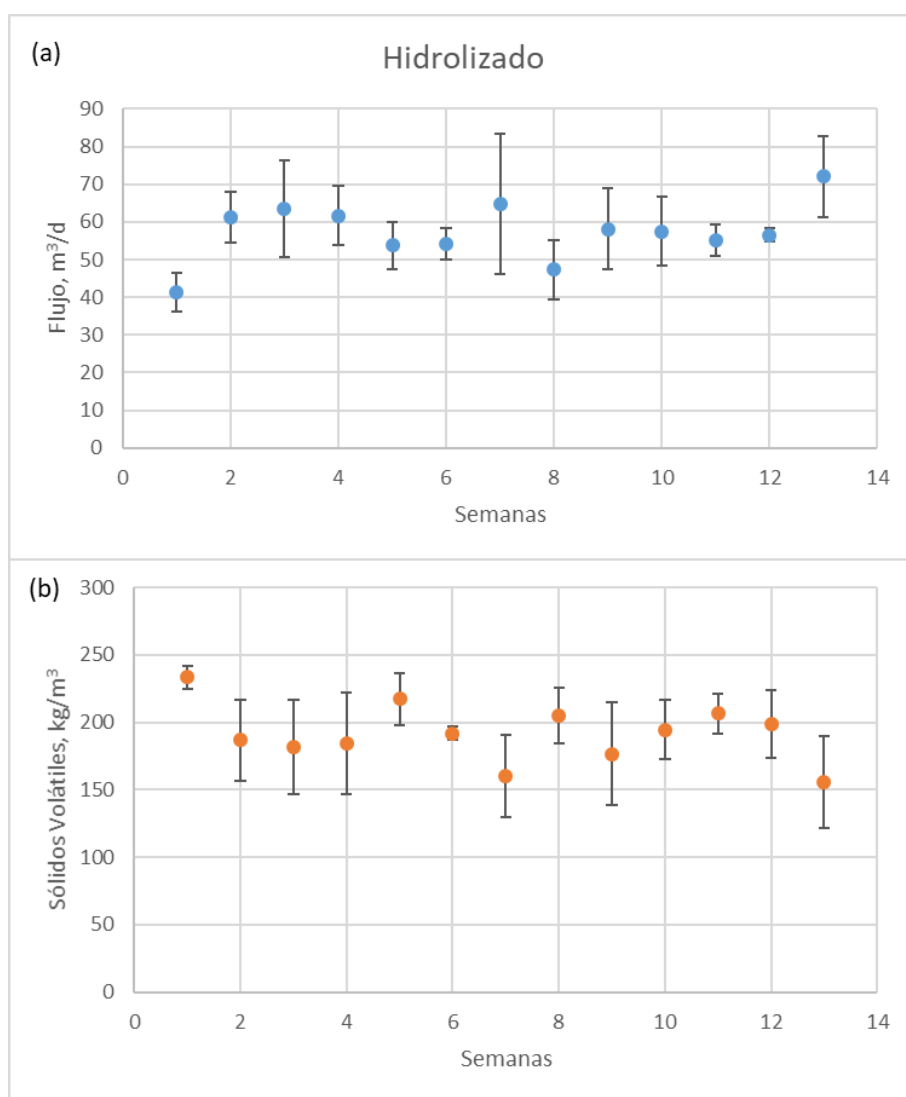


Figura 1 | Variación de: (a) concentración promedio de sólidos volátiles, y (b) flujo promedio del hidrolizado por semana.

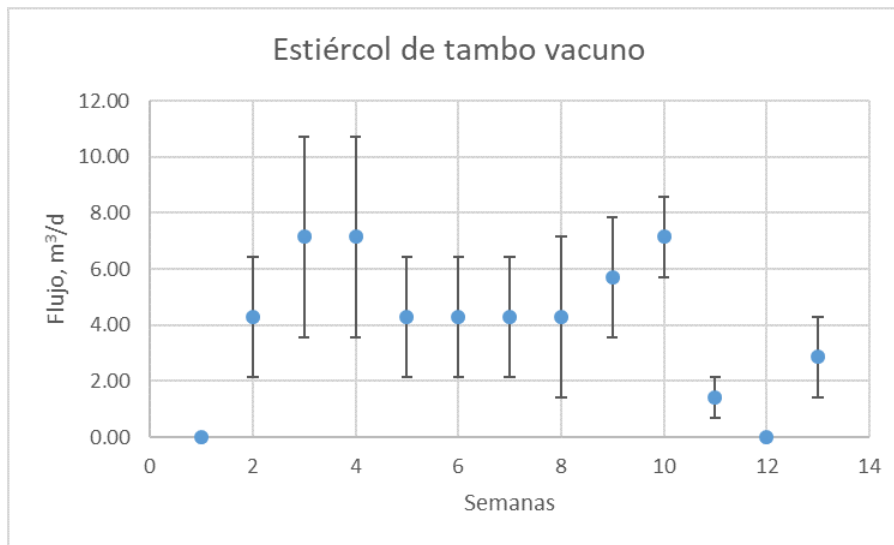


Figura 2 | Variación del flujo promedio del estiércol de tambo.

Descripción de los modelos cinéticos

Debido a la diversidad de modelos cinéticos desarrollados y mejorados que han ido surgiendo a lo largo de los últimos años, se seleccionaron dos modelos para simular la digestión anaerobia del tanque digester con el fin de compararlos y poder establecer cuál posee la cinética y estequiometría que ajusta mejor: el modelo ADM1 (*Anaerobic Digestion Model No. 1*, [Batstone et al., 2002](#)) con la incorporación de los AGCL en el balance de cargas y la inhibición por adsorción de AGCL descrita por [Palatsi et al. \(2010\)](#), en adelante M1; y el modelo de [Angelidaki et al. \(1999\)](#), en adelante M2.

Se considera un modelo homogéneo de reactor, y se asume un sistema del tipo temperatura controlada con pequeños cambios (± 3 °C). Se utilizan los parámetros cinéticos en condiciones mesofílicas reportados por [Batstone et al. \(2002\)](#) para reactores de alta velocidad, exceptuando parámetros relacionados con la acidogénesis del glicerol y algunas inhibiciones no contempladas en esta literatura, por lo que han sido extraídas de [Angelidaki et al. \(1999\)](#) y [Palatsi et al. \(2010\)](#). El sistema físico-químico, la transferencia de masa líquido-gas y los balances de masa de cada componente, en la fase líquida y en la fase gas, han sido incorporados a ambos modelos según lo descrito en [Batstone et al. \(2002\)](#).

De forma general, la Ecuación 8 representa el balance de masa de las especies en solución:

$$\frac{dV S_{liq,i}}{dt} = q_{in} S_{in,i} - q_{out} S_{liq,i} + V \sum_j \rho_j v_{i,j} \quad (8)$$

dónde V es el volumen útil del digester, $S_{liq,i}$ es la concentración de la especie i en la fase líquida, $S_{in,i}$ es la concentración de la especie i que ingresa al reactor, q_{in} y q_{out} es el caudal de ingreso y egreso del reactor, respectivamente; y el término $\sum_j \rho_j v_{i,j}$ es la suma de la velocidad cinética específica para el proceso j multiplicado por el correspondiente coeficiente de velocidad del componente i en el proceso j .

En cuanto a las condiciones iniciales del tanque digester, se tomó como referencia el último valor reportado de AGV, CIT, NAT, consumo de biogás y porcentaje de metano, anterior al comienzo de la simulación, para determinar las concentraciones iniciales de ácido acético, carbono inorgánico, nitrógeno inorgánico, CO_2 y CH_4 solubles, respectivamente. De la misma forma, se utilizó el valor de pH reportado para establecer la concentración de cationes y aniones del reactor. Asimismo, se tomó como referencia la concentración de SV del digester para estimar la concentración inicial de biomasa, considerando que el 100 % corresponde a la carga de microorganismos y que la distribución de cada especie biológica es igual a la reportada por [Rosen et al. \(2006\)](#).

Se utilizó el Error Cuadrático Medio (ECM) para establecer el modelo que ajusta mejor a los datos reales ([Zou et al., 2021](#)).

Resultados

Se observó que cuando se fija el parámetro cinético referido al consumo de acetato (k_m) en 0,9 kgDQO/kgDQO.d, para M1, y 1,15 kgDQO/kgDQO.d, para M2, se logra un mejor ajuste de los modelos. La **Figura 3** muestra la comparación entre los valores reales y simulados de las concentraciones de AGV, CIT y NAT, y del pH; en forma similar, la **Figura 4** representa los valores de flujos de metano y biogás.

Ambos modelos coinciden en la forma de la curva de la simulación de las concentraciones de AGV, CIT y NAT, y el pH; aunque los valores simulados del modelo M2 siempre son superiores a los predichos por el modelo M1. De forma

contraria, la simulación de los flujos de biogás y metano del modelo M1 muestra valores superiores a los predichos por el modelo M2; aunque la diferencia entre ambas curvas es menos notoria para estos dos últimos casos.

En ambos modelos se consigue un mejor ajuste de la concentración de AGV (medido como acetato) hacia el final del período simulado. Asimismo, se puede observar que el modelo M1 representó mejor el comportamiento del CIT, no así los valores de NAT, que son mejores reproducidos por el modelo M2 (**Figuras 3b y c**). Ambos modelos reprodujeron acertadamente el pH y los flujos de metano y biogás (**Figuras 3d y 4**).

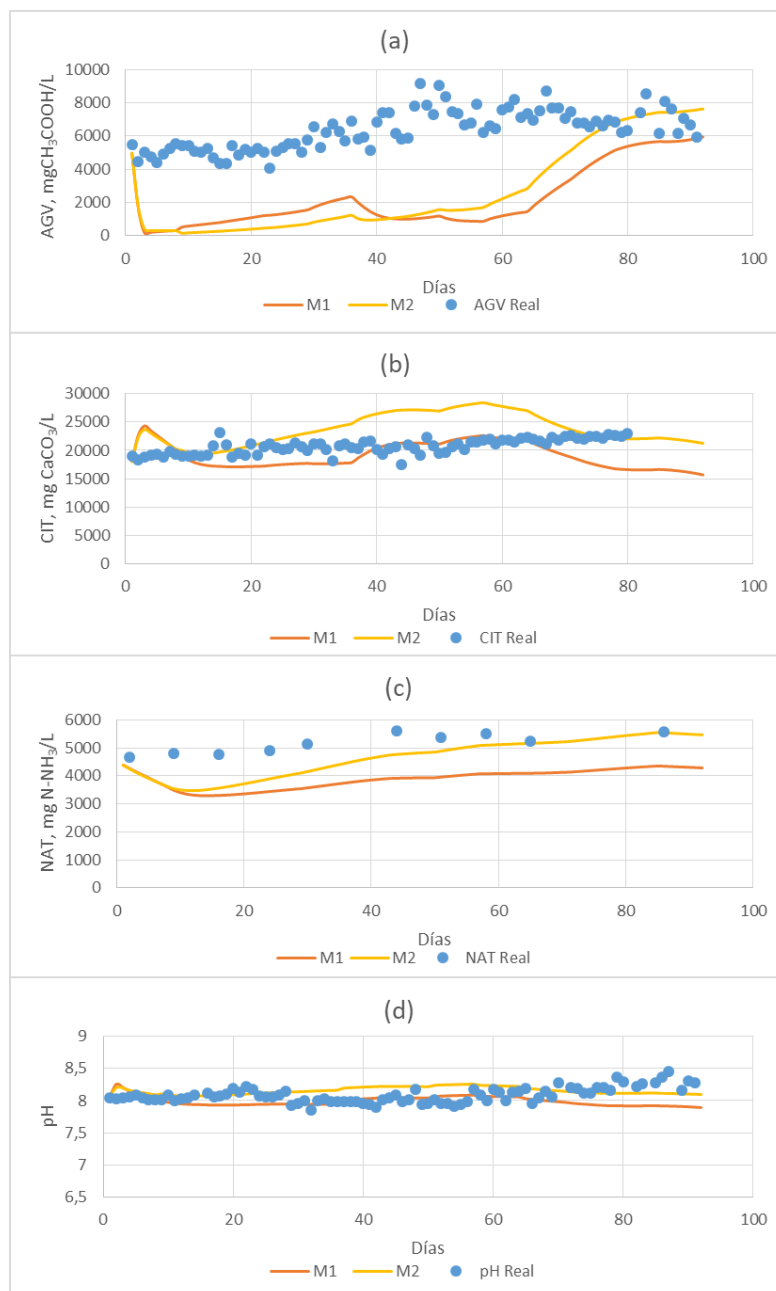


Figura 3 | Comparación entre resultados reales y simulados de concentraciones de: a) AGV, b) CIT y c) NAT, y d) pH.

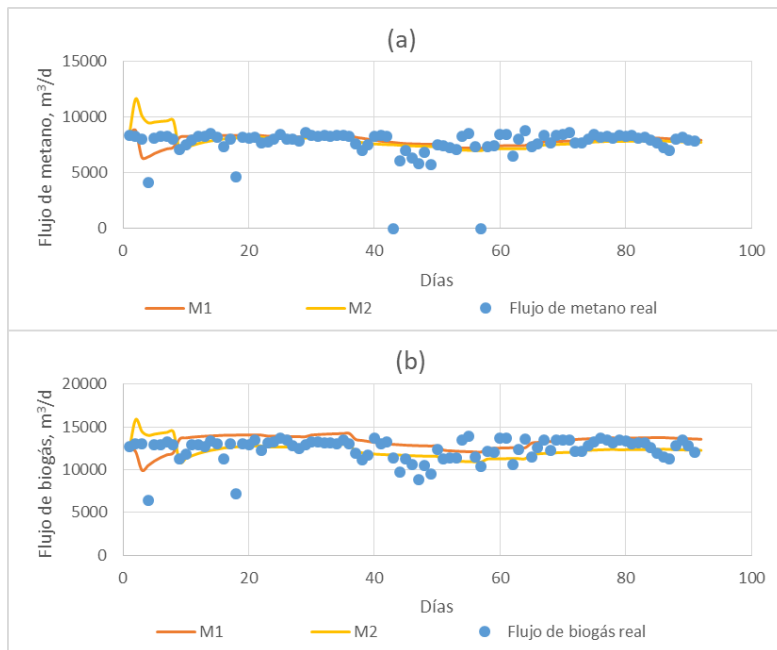


Figura 4 | Comparación entre resultados reales y simulados de flujo de: a) CH₄ y b) biogás.

La [Tabla 2](#) resume el ECM para las variables de salida simuladas por ambos modelos. Debido a que las simulaciones de CIT, flujo de metano y flujo de biogás de los primeros 8 días muestran picos anormales, producto de la solución numérica, se decidió no considerar estos resultados para evitar que este hecho distorsione la comparación entre ambos modelos. Se puede advertir que el pH es la variable que presenta el menor ECM. Se confirma que el modelo M1 predice mejor el CIT; mientras que el modelo M2 ajusta mejor las concentraciones de AGV y NAT, el pH y los flujos de metano y biogás. En general, la diferencia del ECM entre ambos modelos puede considerarse poco significativa para los resultados de las simulaciones de la concentración de

AGV (5,68 %) y del flujo de metano (1,97 %). La diferencia significativa del ECM entre ambos modelos va creciendo en el orden de las variables estudiadas: CIT (24,31 %), pH (33,3 %), flujo de biogás (36,97 %) y NAT (65,62 %). Debido a que ambos modelos no reproducen los valores reales de la concentración de AGV (excepto para los últimos días de la simulación), que no se observan diferencias significativas en las curvas de pH y del flujo de metano en los dos modelos; y que el modelo M2 ajusta mejor el comportamiento de la concentración de NAT y del flujo de biogás, se considera que el modelo M2 es más apropiado que el M1 para reproducir lo sucedido en el digester a escala industrial.

Tabla 2 | ECM de las variables simuladas por los modelos M1 y M2.

	ECM M1	ECM M2
AGV	20713375,83	19537563,91
CIT	12122979,14	16016109,32
NAT	202965,13	69786,65
pH	0,03	0,02
Flujo de Biogás	2195415,21	1383691,20
Flujo de Metano	489481,39	479860,26

Es importante destacar que mientras más detallada sea la caracterización del sustrato, menor incertidumbre habrá en los datos de entrada (*inputs*) y mejores resultados se obtendrán en el ajuste de los modelos cinéticos; es decir, en la reproducción de los datos reales de salida (*outputs*), sobre todo si estos son suficientes.

Conclusiones y recomendaciones

Se concluye que el modelo M2, propuesto por [Angelidaki et al. \(1999\)](#), reproduce en mejor medida los datos reales de la planta de biogás investigada en el trabajo; por lo que se prefiere su utilización para evaluar predicciones

en posibles escenarios, especialmente cuando es de interés calcular la concentración de nitrógeno amoniacal total. Esto quedó evidenciado en el cálculo del ECM que registra menores valores, comparado con M1, en cinco de las seis variables estudiadas y en forma considerable para la concentración de NAT (65,62 %) y flujo de biogás (36,97 %). La diferencia entre el ECM de ambos modelos para las variables flujo de metano (1,97 %) y AGV (5,68 %) no se consideran significativas. Es de gran importancia contar con herramientas de modelado que permitan predecir las principales tendencias de los procesos microbiológicos y fisicoquímicos durante el proceso de operación de reactores a escala industrial, principalmente cuando ocurren perturbaciones en la composición de la alimentación, la carga orgánica y el tiempo de residencia. Para lograr la pertinencia de dichas herramientas, es preciso contar con una adecuada caracterización de los sustratos, y un control y registro rigurosos de las operaciones para un mejor ajuste.

Referencias

- Angelidaki, I., Ellegaard, L., & Ahring, B. K. (1999). A comprehensive model of anaerobic bioconversion of complex substrates to biogas. *Biotechnology and Bioengineering*, 63(3), 363–372. [https://doi.org/10.1002/\(SICI\)1097-0290\(19990505\)63:3<363::AID-BIT13>3.0.CO;2-Z](https://doi.org/10.1002/(SICI)1097-0290(19990505)63:3<363::AID-BIT13>3.0.CO;2-Z)
- Batstone, D. J., Keller, J., Angelidaki, I., Kalyuzhnyi, S. V., Pavlostathis, S. G., Rozzi, A., Sanders, W. T. M., Siegrist, H., & Vavilin, V. A. (2002). *Anaerobic Digestion Model N°1*. IWA Publishing.
- Emebu, S., Pecha, J., & Janáčová, D. (2022). Review on anaerobic digestion models: Model classification & elaboration of process phenomena. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 160(March). <https://doi.org/10.1016/j.rser.2022.112288>
- Lauwers, J., Appels, L., Thompson, I. P., Degève, J., Van Impe, J. F., & Dewil, R. (2013). Mathematical modelling of anaerobic digestion of biomass and waste: Power and limitations. *Progress in Energy and Combustion Science*, 39(4), 383–402. <https://doi.org/10.1016/j.peccs.2013.03.003>
- Ma, G., Neibergs, J. S., Harrison, J. H., & Whitefield, E. M. (2017). Nutrient contributions and biogas potential of co-digestion of feedstocks and dairy manure. *Waste Management*, 64, 88–95. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2017.03.035>
- Palatsi, J., Illa, J., Prenafeta-Boldú, F. X., Laurenzi, M., Fernandez, B., Angelidaki, I., & Flotats, X. (2010). Long-chain fatty acids inhibition and adaptation process in anaerobic thermophilic digestion: Batch tests, microbial community structure and mathematical modelling. *Bioresource Technology*, 101(7), 2243–2251. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.11.069>
- Palatsi, J., Viñas, M., Guivernau, M., Fernandez, B., & Flotats, X. (2011). Anaerobic digestion of slaughterhouse waste: Main process limitations and microbial community interactions. *Bioresource Technology*, 102(3), 2219–2227. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2010.09.121>
- Rosen, C., Vrečko, D., Gernaey, K. V., Pons, M. N., & Jeppsson, U. (2006). Implementing ADM1 for plant-wide benchmark simulations in Matlab/Simulink. *Water Science and Technology*, 54(4), 11–19. <https://doi.org/10.2166/wst.2006.521>
- Sutaryo, S., Ward, A. J., & Møller, H. B. (2014). Ammonia inhibition in thermophilic anaerobic digestion of dairy cattle manure. *Journal of the Indonesian Tropical Animal Agriculture*, 39(2), 83–90. <https://doi.org/10.14710/jitaa.39.2.83-90>
- Tembhurkar, a R., & Mhaisalkar, V. a. (2007). Kitchen waste.pdf. In *Institution of Public Health Engineers (Vols. 2007–08, Issue 2, pp. 10–18)*.
- Zou, L., Wang, C., Zhao, X., Wu, K., Liang, C., Yin, F., Yang, B., Liu, J., Yang, H., & Zhang, W. (2021). Enhanced anaerobic digestion of swine manure via a coupled microbial electrolysis cell. *Bioresource Technology*, 340, 125619. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125619>