



Propuesta de parámetros de diseño de un reactor UASB para el tratamiento de aguas residuales porcinas

Proposal design parameters of a UASB reactor treating swine wastewater

Anyi Pacco¹; Rosemary Vela^{1,2}; Rosa Miglio¹; Lawrence Quipuzco¹; Juan Juscamaita¹; Carmen Álvarez¹; Fernando Fernández – Polanco²

¹ Universidad Nacional Agraria La Molina, Av. La Molina s/n. Lima, Perú.

² Universidad de Valladolid, Valladolid, España.

Received June 3, 2018. Accepted August 13, 2018.

Resumen

Se evaluó el comportamiento y eficiencia de un reactor UASB de 1 m³ alimentado con aguas residuales de la crianza intensiva de cerdos, y se buscaron valores para los parámetros tiempo de retención hidráulico (TRH) y velocidad de carga orgánica (VCO) que orienten el diseño de instalaciones industriales. Con este fin, el reactor se operó bajo diferentes TRH. La eficiencia del reactor UASB en la remoción de DQO total y de sólidos suspendidos totales (SST) estuvo condicionada por la VCO y TRH aplicados, así como por la concentración de SST en el influente. Aplicando un tiempo de residencia hidráulico de 4 días (VCO promedio de 1,6 kg.m⁻³.d⁻¹), el reactor UASB alcanzó una eficiencia promedio de remoción de DQO total de 77,4 %. Trabajando con un TRH de 3 días a VCO promedio de 2,1 y 2,4 kg.m⁻³.d⁻¹, la remoción promedio de DQO total presentó valores de 72,1 y 70,7%, respectivamente, y la remoción de SST alcanzó valores promedio de 52,0 y 60,2%. En base a los resultados obtenidos, se proponen como valores a considerar en el diseño de reactores UASB para el tratamiento de efluentes porcinos con características similares a las presentadas en este estudio, VCO de 2,3 kg.m⁻³.d⁻¹ y TRH igual a 3 días, para garantizar la estabilidad del proceso.

Palabras clave: reactor UASB; aguas residuales; crianza intensiva de cerdos.

Abstract

The performance and efficiency of a UASB reactor of 1m³ was evaluated. It was fed with intensive pig farming wastewater, in order to obtain values of operating parameters, such as organic loading rate (OLR) and hydraulic retention time (HRT), to guide the industrial facilities design. To achieve this, the UASB reactor was operated under different hydraulic retention times (HRT). The UASB reactor efficiency on removal of total chemical oxygen demand (COD) and total suspended solids (TSS) was conditioned by the applied OLR and HRT, as well as the SST concentration in the influent. Applying a TRH equal to 4 days on the UASB reactor (average OLR of 1,6 kg COD.m⁻³.d⁻¹), the average total COD removal efficiency was 77,4%, while working with an HRT of 3 days, average OLR of 2,1 and 2,4 kg COD.m⁻³.d⁻¹), the average total COD removal reached average values of 72,1% and 70,7%, respectively, and the average TSS removal reached average values of 52,0% and 60,2%. Based on the results obtained, values suggested to be considered in UASB reactors design for the treatment of swine effluents similar to those presented in this study are OLR of 2,3 kg.m⁻³.d⁻¹ and HRT equal to 3 days, to ensure the stability of the process.

Keywords: UASB reactor; wastewater; intensive pig farming.

* Corresponding author
E-mail: rvela@lamolina.edu.pe (R. Vela).

1. Introducción

El efluente líquido proveniente de los procesos de crianza intensiva de cerdos consiste principalmente en una mezcla de excretas líquidas y sólidas (Viancelli *et al.*, 2013), combinada con el agua utilizada para la limpieza de las instalaciones. El proceso productivo, el tamaño de la granja (Garzón-Zúñiga y Buelna, 2014), su ubicación (Beccaccia *et al.*, 2015), la cantidad de agua de limpieza y la forma de manejo de los residuos (Garzón-Zúñiga y Buelna, 2014; Antezana *et al.*, 2016), como puede ser la separación de la fracción sólida y líquida en cuanto son generadas (Waki *et al.*, 2018), o su almacenamiento conjunto, condicionan la concentración de contaminantes en los efluentes, variando dentro de un rango muy amplio. Por ejemplo, Tapia (2015) reporta concentraciones de DQO entre 7124 y 68231 mg.L⁻¹, en estas aguas residuales.

La disposición de los efluentes porcinos sin un tratamiento adecuado puede causar severos daños en el medio ambiente (Amorim *et al.*, 2015; Sánchez *et al.*, 2005; Antezana *et al.*, 2016) y en la salud humana, por las altas concentraciones en materia orgánica, nutrientes (Sánchez *et al.*, 2005; Cho *et al.*, 2013; Bosco *et al.*, 2016; Xu *et al.*, 2016) y organismos patógenos presentes (Sánchez *et al.*, 2005; Xu *et al.* 2016).

En relación a la presencia de materia orgánica en forma de DQO o DBO₅, la digestión anaerobia es una buena opción para reducir su contenido en los efluentes líquidos porcinos, (Chinowet *et al.*, 1998; Sánchez *et al.*, 2005; Cho *et al.*, 2013; Duda *et al.*, 2015; Thushari *et al.*, 2018). Entre sus principales ventajas se tiene la producción de metano, que se puede usar como fuente de energía (Liu *et al.*, 2015; Sánchez *et al.*, 2005); baja producción de biomasa, lo que determina costos reducidos en el manejo del lodo en exceso; y capacidad de estabilizar grandes volúmenes de efluentes a bajo costo, comparado con procesos aerobios (Sánchez *et al.*, 2005).

De acuerdo a estudios previos, la aplicación del reactor UASB como única etapa anaerobia en el tratamiento de efluentes líquidos de la crianza intensiva de cerdos constituye una promisoría alternativa para la reducción de materia orgánica, principalmente cuando estos efluentes se encuentran menos concentrados (Foresti y Oliveira, 1995; Sánchez *et al.*, 2005; Song *et al.*, 2010; Capassi *et al.*, 2013; Rodrigues *et al.*, 2014; Ortiz *et al.*, 2014; Bergland *et al.*, 2015; Rico *et al.*, 2017).

Velocidad de carga orgánica, tiempo hidráulico de residencia (Foresti y Oliveira,

1995; Sánchez *et al.*, 2005; Santana y Oliveira 2005; Rico *et al.*, 2017), temperatura de operación (Foresti y Oliveira, 1995), tipo de inóculo (Rico *et al.*, 2017), concentración de DQO y de SST en el influente (Foresti y Oliveira, 1995; Rico *et al.*, 2017), se han señalado como parámetros que condicionan la eficiencia del proceso UASB en el tratamiento de efluentes porcinos; sin embargo, hasta el momento no existe consenso respecto a las condiciones de estos parámetros que hacen óptimo el proceso.

Por ejemplo, Sánchez *et al.* (2005) trabajando con un reactor UASB de 5 L, a temperaturas entre 30-35 °C, TRH de 3 días y VCO promedio de 2,7 kg DQO.d⁻¹.m⁻³, obtuvieron eficiencias de remoción promedio de DQO total y SST de 56,7% y 52,1%, respectivamente; estos valores disminuyeron a 18,6% y 27,1% cuando la VCO se incrementó a 8,1 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ y el TRH se redujo a 1 día. Por el contrario, Santana y Oliveira (2005) observaron eficiencias mayores, de 80,3% y 72,8%, en un reactor UASB de 908 L que trabajó con TRH de 2,6 días y VCO de 3,4 kg DQO.m⁻³.d⁻¹; en este caso el sistema no se vio afectado cuando el TRH se redujo a 1,3 días y la VCO aumentó a 7,43 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, bajo estas últimas condiciones las eficiencias de remoción de DQO total y SST fueron de 87,7% y 81,4%, respectivamente. Por otra parte, Bergland *et al.* (2015), operando un reactor UASB de 370 mL a temperatura controlada de 35°C, hallaron que el proceso podría ser estable incluso a una VCO tan alta como 400 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ y un TRH de 1,7 h; para un TRH de 0,7 días la remoción de DQOt fue del 49%.

Considerando estos antecedentes, la presente investigación tuvo como objetivos evaluar el comportamiento y eficiencia de remoción de materia orgánica y sólidos suspendidos de un reactor UASB a escala piloto alimentado con aguas residuales de la crianza intensiva de cerdos, y proponer valores para los parámetros tiempo de retención hidráulico y velocidad de carga orgánica, que orienten el diseño del reactor UASB a escala industrial aplicado al tratamiento de este tipo de efluentes líquidos.

2. Materiales y métodos

2.1 Agua residual y planta piloto de tratamiento

El agua residual utilizada en el estudio procedía de la granja de crianza intensiva de cerdos de la Universidad Nacional Agraria La Molina (UNALM), situada en la ciudad de Lima (Perú). Esta granja maneja entre 400 y 500 animales en todas las

etapas de crecimiento, los que son alimentados con raciones a base de maíz, soya y afrecho, con complemento enzimático, vitamínico y mineral.

En la granja se produce diariamente un volumen aproximado de 12 m³ de agua residual que es depositado en una poza antes de su descarga hacia un canal externo. En esta poza el agua residual sedimenta y se separan parcialmente sólidos y grasas; durante la presente investigación parte del agua residual fue bombeada hacia un tanque de 2,5 m³ de capacidad, donde se hizo decantar por un periodo de 14 a 16 horas. El agua decantada fue filtrada a través de una malla con apertura de 2 mm y bombeada hacia un tanque de 1,1 m³ de capacidad, el cual abastecía continuamente al reactor (Figura 1).

El reactor UASB fue construido en fibra de vidrio, con volumen y altura útiles de 1 m³ y 4 m, respectivamente. La puesta en marcha, cuyos resultados no se muestran en esta comunicación, consistió en la inoculación de biomasa granular y floculenta, y el incremento paulatino de la VCO, manteniendo constante un TRH de 4 días. Durante este periodo se alcanzó una eficiencia promedio de remoción de DQO de 83,7% aplicando una VCO promedio de 2,40 kg DQO.m⁻³.d⁻¹.

2.2 Condiciones de operación del reactor UASB

El reactor trabajó con tres diferentes TRH, como se muestra en la Tabla 1. Las etapas de trabajo fueron cuatro (no incluye la

puesta en marcha); inicialmente se usó un TRH de 4 días (etapa 1), después este tiempo se redujo a 3 días y posteriormente a 2 días (etapas 2 y 3, respectivamente), alcanzándose velocidades de carga orgánica cada vez mayores. La operación durante la etapa 3 tuvo que detenerse desde el día 187 al 231, por las razones que se explicarán más adelante. En la etapa 4, que se prolongó durante 95 días, se buscó operar el reactor nuevamente a un TRH de 3 días, para lograrlo, el reactor se puso en marcha con un TRH inicial de 4 días y poco después éste se redujo a 3 días.

Durante las etapas 1, 2 y 3 se añadieron 750 mg.L⁻¹ de NaHCO₃ para amortiguar cualquier acidificación que se pudiera generar en el sistema.

Tabla 1
Condiciones de operación del reactor UASB

Etapas	TRH (días)	Q (m ³ .d ⁻¹)	Duración (días)
1	4	0,25	1-41
2	3	0,33	42-164
3	2	0,50	165-186
4	3	0,33	232-326

Los flujos de recirculación que se aplicaron durante las etapas 1 y 2 fueron 1 y 0,33 m³.d⁻¹, respectivamente. La recirculación se usó para favorecer la mezcla en el reactor; sin embargo, como esta función también la cumple el biogás, y su producción se incrementó en la segunda etapa, el caudal de recirculación se redujo, y durante las etapas posteriores se prescindió de ella.

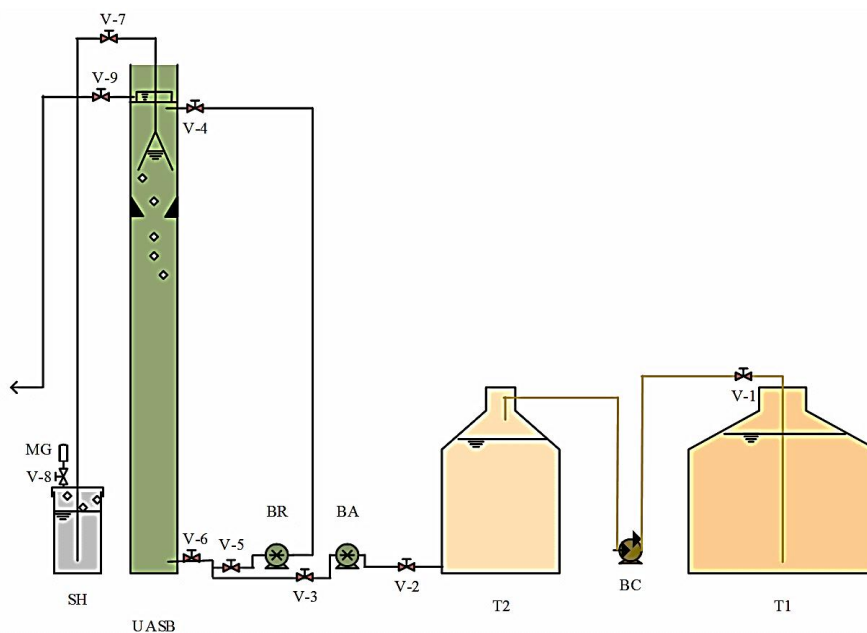


Figura 1. Planta Piloto de Tratamiento (T1: Tanque de decantación; T2: Tanque de alimentación; Reactor UASB; SH: Sello hidráulico; V (1-9): Válvulas en línea; BC: Bomba centrífuga; BA: Bomba peristáltica de alimentación; BR: Bomba peristáltica de recirculación; MG: Medidor de biogás).

Tabla 2

Valores promedio de temperatura, pH y alcalinidad de bicarbonato

Etapas	Influente			Efluente		
	Temperatura (°C)	pH	Alcalinidad de bicarbonato (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)	Temperatura (°C)	pH	Alcalinidad de bicarbonato (mg CaCO ₃ .L ⁻¹)
1	25,8	7,6	4209	26,1	7,5	5407
2	25,5	7,4	3523	25,7	7,5	5621
3	23,9	7,2	3371	23,6	7,5	6209
4	22,9	7,1	2638	23,1	7,5	5043

Tabla 3

Valores promedio de DQOt y DQOs a la entrada y a la salida del reactor UASB, eficiencias promedio de remoción de DQOt (% E DQOt) y de DQOs (% E DQOs), y VCO promedio para diferentes TRH aplicados

Etapa	1		2		3		4	
TRH (d)	4		3		2		3	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida	Entrada	Salida
DQOt (mg.L ⁻¹)	6554	1415	7231	2103	7473	3649	6930	1753
DQOs (mg.L ⁻¹)	nd	nd	5614	950	5782	1154	5320	1096
% E DQOt	77,4		70,7		51,4		72,1	
%E DQOs	nd		82,3		79,8		76,6	
VCO (KgDQOt.m ⁻³ .d ⁻¹)	1,6		2,4		3,7		2,1	

nd: no determinado

2.3 Monitoreo del influente y efluentes del reactor UASB

El monitoreo se realizó en todas las etapas, con una frecuencia de 3 o 4 días a la semana, y consistió en la toma de muestras de la corriente de entrada y de las de salida del reactor (efluente líquido y biogás).

Los parámetros que se determinaron en las corrientes líquidas fueron: pH, temperatura, alcalinidad de bicarbonato, alcalinidad parcial (AP), alcalinidad intermedia (AI), demanda química de oxígeno (DQO) y sólidos suspendidos totales (SST). Los análisis de todos los parámetros, con excepción de la alcalinidad, se hicieron siguiendo los procedimientos establecidos en los Métodos Estándar (APHA, 2012).

La determinación de alcalinidades consistió en la titulación hasta dos puntos finales de pH, 5,75 y 4,3. La alcalinidad parcial que se obtiene al titular la muestra hasta pH 5,75 corresponde aproximadamente al 80% de la alcalinidad de bicarbonato, como lo demuestra Jenkins *et al.* (1983) y explica Ripley *et al.* (1986). Además, la titulación desde pH 5,75 a 4,3, o alcalinidad intermedia, se aproxima a la alcalinidad de ácidos grasos volátiles (AGV) (Jenkins *et al.*, 1983). A partir de los valores de estas alcalinidades se pudo calcular la razón AI/AP (Ripley *et al.*, 1986).

La periodicidad de medición de biogás fue una vez por semana. Se cuantificó el caudal de biogás por un lapso mínimo de una hora, usando el equipo Drum-type Gas Meter de la marca Ritter. Asimismo, la calidad del biogás se midió con el equipo Land Tec, Gas Extraction Monitor GEM-500.

2.4 Evolución del Lodo Anaerobio

La evolución del lodo anaerobio se examinó mediante la determinación de la actividad metanogénica específica máxima (AME) y el índice volumétrico de lodo (IVL). Se extrajo lodo de cada uno de los cuatro niveles de inspección del reactor ubicados a 0,4 m, 1,1 m, 1,8 m y 2,5 m medidos desde la base del reactor. Las muestras de lodo extraídas en estos puntos se denominaron, respectivamente, Lodo 1, 2, 3 y 4.

La AME de lodo fue desarrollada por triplicado según el método propuesto por Soto *et al.* (1992). La temperatura del ensayo fue 25 °C y se usó como sustrato acetato. Previamente, los lodos fueron caracterizados analizando los sólidos totales (ST) y sólidos volátiles (SV), siguiendo los métodos estándar (APHA, 2012). Para el cálculo de la AME se usó la fórmula (Soto *et al.*, 1992) siguiente:

$$AME = (dV_{CH_4}/dt)/(X_0 \cdot VR \cdot f_t)$$

AME en g DQO_{CH₄}.g SV⁻¹.d⁻¹; dV_{CH₄}/dt es la velocidad de producción de metano; X₀ es la concentración de biomasa (SV en el lodo), VR el volumen del reactor; f_t es un factor de conversión (DQO por unidad de volumen de metano) que, según la temperatura del ensayo toma el valor de 1/385 g DQO/mL_{CH₄} para metano húmedo a 20 °C.

Para determinar el IVL, primero se analizaron los SST de las muestras de lodo, según los Métodos Estándar (APHA, 2012). Luego se tomó un litro de lodo y se dejó sedimentar en una probeta durante 30 minutos. La relación volumen de lodo sedimentado por gramo de SST es igual al IVL (Lorenzo y Obaya, 2006).

3. Resultados y discusión

La **Tabla 2** muestra los valores promedio de temperatura, pH y alcalinidad de bicarbonato del influente y del efluente del reactor UASB en las cuatro etapas de investigación. Las temperaturas promedio más altas se registraron durante la primera etapa y las menores en la última, este comportamiento estuvo asociado con la variación del estado del tiempo por cambios estacionales. El pH se mantuvo alrededor de la neutralidad o ligeramente alcalino, indicando buenas condiciones de amortiguamiento. La alcalinidad de bicarbonato promedio del efluente en cada etapa fue mayor que la del influente, evidenciando la generación de alcalinidad dentro del reactor. La **Figura 2** muestra los valores de DQO total (DQOt) y DQO soluble (DQOs) en las corrientes de entrada y salida del reactor. En la **Tabla 3** se recogen los valores promedio de estos dos parámetros, también se incluyen los valores promedio de eficiencia de remoción de DQOt y eficiencia de remoción de DQOs, así como los valores promedio de VCO aplicados. Los valores de VCO durante las etapas 1, 2, 3 y 4 se situaron en el rango de 1,10 a 2,57 kg DQO.m⁻³.d⁻¹; 1,20 a 3,70 kg DQO.m⁻³.d⁻¹; 3,30 a 3,96 DQO.m⁻³.d⁻¹ y 1,70 a 2,59 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, respectivamente. Las fluctuaciones de la DQOt en la corriente influente (**Figura 2**) se atribuyen a su heterogeneidad por la presencia de sólidos suspendidos y a diferencias en los volúmenes de agua de limpieza usados en la granja. La DQOt del efluente presentó menor variabilidad que la del influente en la primera y cuarta etapa, y durante la mayor parte del tiempo en la etapa 2 (**Figura 2**).

La **Figura 3** presenta las eficiencias de remoción de DQOt y DQOs así como el índice AI/AP del efluente durante la experimentación. La eficiencia de remoción de DQOt en la etapa 1 varió entre 67,5% y 87,1% y en la etapa 2 lo hizo entre 14,8% y 87,1%. En la segunda etapa el 87% de los datos de eficiencia de remoción de DQOt variaron entre los valores aceptables de 60,0 y 87,1%, concentraciones menores se registraron luego de 90 días de iniciada esta etapa. A partir de este momento la calidad del efluente presentó alta inestabilidad y se deterioró por el arrastre de lodo asociado con su acumulación en exceso dentro del reactor, por lo que se purgó parte del lodo.

Al disminuir el TRH a 2 días (tercera etapa), las eficiencias de eliminación de DQOt se redujeron significativamente, fluctuando entre 36,9% y 65,3%, presentándose excesivo arrastre de lodo, situación que obligó a parar la operación del reactor. Durante la etapa 4, al incrementar nuevamente el TRH a 3 días, el sistema se recuperó, alcanzando eficiencias de remoción de DQOt entre 67,1% y 77,4%.

Las eficiencias de remoción de DQOs se mantuvieron entre 65,0 y 88,3% en la etapa 2, entre 72,6 y 82,9% en la etapa 3 y, entre 72,8 y 78,5% durante la etapa 4. Los resultados de eficiencia de remoción de DQOs de la segunda etapa no discreparon significativamente de los obtenidos en la etapa 3, indicando poca influencia del TRH en la eficiencia de remoción de la fracción soluble de la materia orgánica a las condiciones de trabajo; lo mismo ocurrió entre los resultados de las etapas 3 y 4.

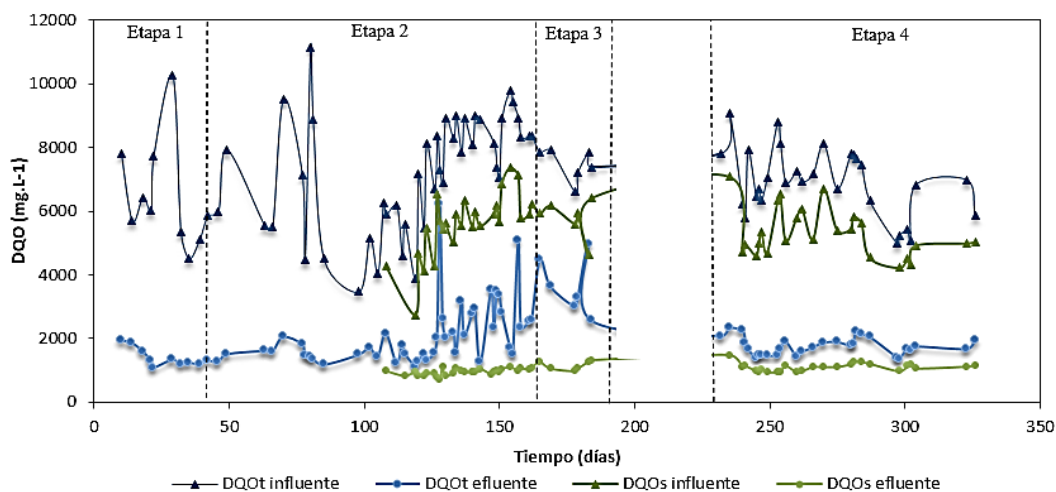


Figura 2. DQO(t) y DQO(s) del influente y del efluente vs tiempo.

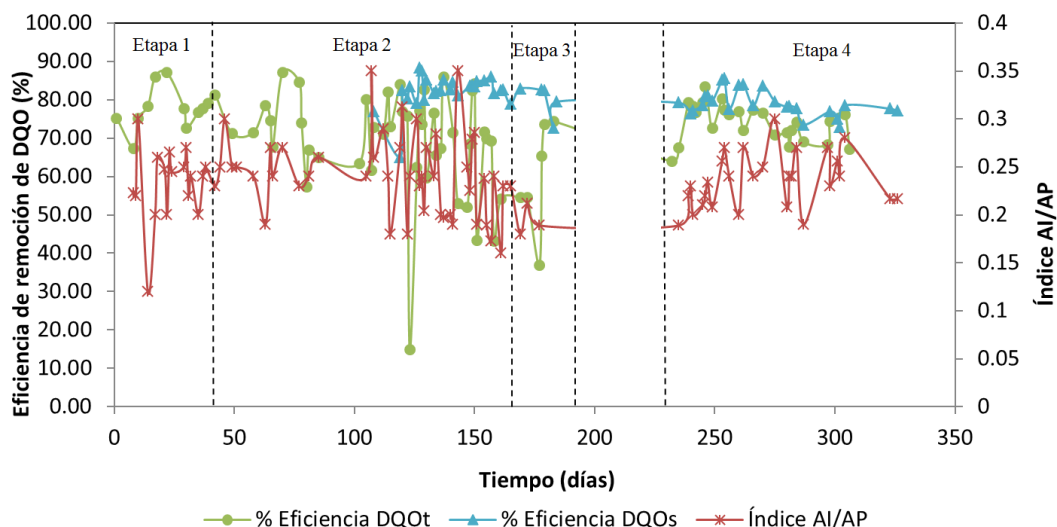


Figura 3. Eficiencia de remoción de DQOt (%), Eficiencia de remoción de DQOs (%) e índice AI/AP del efluente vs tiempo.

Los resultados de eficiencia de remoción de DQOs de la etapa 2 fueron significativamente distintos a los encontrados en la etapa 4, a pesar de que se aplicó el mismo TRH. Se presume que la causa de esta diferencia fue pérdida de biomasa y su deterioro durante la etapa 3; no obstante, la eficiencia promedio en la etapa 4 continuó siendo alta (Tabla 3). La Figura 4 presenta la variación de los sólidos suspendidos totales del influente (SSTi) y del efluente (SSTe), así como su eficiencia de remoción a partir de la segunda etapa. Los valores promedio de SSTi fueron 2837, 1100 y 873 mg.L⁻¹ en las etapas 2, 3 y 4, respectivamente, mientras que los de SSTe fueron 600 mg.L⁻¹ en la etapa 2, 2425 mg.L⁻¹ en la etapa 3 y 420 mg.L⁻¹ en la etapa 4.

El 61,5% de los valores de SSTi superaron los 1500 mg.L⁻¹ durante la segunda etapa de operación, presentando picos de 3505, 4163, 8433 y 11296 mg.L⁻¹. A lo largo de la etapa 3 los SSTi superaron los 1000 mg.L⁻¹ (Figura 4). La eficiencia de remoción SST se redujo con la disminución del TRH de 3 a 2 días, para el rango promedio de SST en el influente de 873 mg.L⁻¹ a 2837 mg.L⁻¹. Las eficiencias de remoción promedio obteni-

das durante las etapas 2 y 4 fueron 60,2% y 52,0%, respectivamente. En la etapa 3, no hubo eliminación de SST, por el contrario, las concentraciones de SSTe fueron mayores que los SSTi.

Las eficiencias de remoción de SST están por debajo de las reportadas por Foresti y Oliveira (1995), quienes en su estudio sobre el comportamiento de reactores UASB que trataban efluentes porcinos conteniendo sólidos suspendidos en el rango de 500 a 2000 mg.L⁻¹ y DQO entre 1000 y 4000 mg.L⁻¹, concluyeron que es posible alcanzar eficiencias de remoción de SST por encima del 80%, y remociones de DQO cercanas al 85% cuando el reactor UASB es operado con VCO de hasta 4,5 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ y TRH mayores a 8 horas. Sin embargo, estos investigadores también señalaron la necesidad de hacer mayor investigación para ampliar dicha conclusión en efluentes con concentraciones de sólidos suspendidos mayores que 2000 mg.L⁻¹. En la presente investigación los niveles de SST y DQOt del agua residual porcina fueron mayores a los analizados por Foresti y Oliveira (1995), lo cual explicaría las diferencias en los resultados.

Tabla 4. Características promedio del biogás producido

Etapas	Caudal biogás (L.h ⁻¹)	CH ₄ (%)	CO ₂ (%)	T (°C)	m ³ CH ₄ . m ⁻³ reactor.d ⁻¹	m ³ biogás. kgDQOt eliminada ⁻¹	m ³ CH ₄ . kgDQOt eliminada ⁻¹
1	15,52	76,5	18,9	34,2	0,21	0,23	0,18
2	30,32	74,1	19,1	28,4	0,54	0,48	0,36
3	49,55	72,4	18,8	25,9	0,86	0,62	0,44
4	28,86	76,9	18,9	26,4	0,52	0,41	0,32

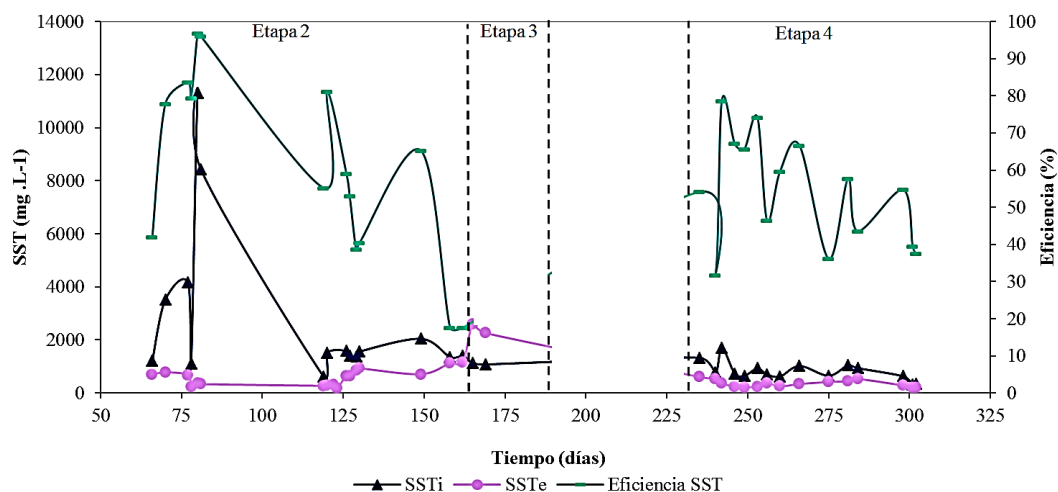


Figura 4. Eficiencias de remoción de Sólidos Suspendedos Totales vs tiempo.

Los resultados obtenidos en la presente investigación, en lo que se refiere a eficiencias de remoción de DQOt y SST, no comprueban lo mostrado por [Santana y Oliveira \(2005\)](#), quienes en su estudio de dos reactores UASB en serie aplicados al tratamiento de agua residual porcina no observaron reducciones significativas en estas eficiencias al disminuir el TRH del primer reactor de 2,6 a 1,3 días, manteniéndose entre 80,3% - 87,7% y 72,8% - 81,4%, para DQO y SST, respectivamente.

Por otra parte, [Song et al. \(2010\)](#) evaluaron un sistema de tratamiento de efluentes porcinos conformado por una criba y un reactor UASB, a la temperatura controlada de 35°C. Este reactor mostró una eficiencia de remoción de DQOt de 74%, cercana a las eficiencias alcanzadas durante la segunda y cuarta etapa de la presente investigación ([Tabla 3](#)), al aplicar una VCO semejante de 2,3 kg DQO.m⁻³.d⁻¹, aunque un mayor TRH de 6,4 días.

Al igual que en el presente estudio, [Sánchez et al. \(2005\)](#) observaron que la reducción en el TRH, y por consiguiente el incremento de la velocidad de carga orgánica, causaba la disminución en las eficiencias de remoción de DQOt y SST de un reactor UASB que era alimentado con efluente porcino rico en carbohidratos.

En la investigación de [Sánchez et al. \(2005\)](#), las eficiencias de remoción fueron menores que las reportadas en el presente estudio. Con TRH de 4 días y una VCO de 2 kg DQOt.m⁻³.d⁻¹, estos autores obtuvieron una eficiencia de remoción de DQOt igual a 73,6%, menor que la eficiencia promedio hallada en la primera etapa ([Tabla 3](#)). Lo mismo sucedió cuando trabajaron con TRH de 3 y 2 días (VCO igual a 2,7 DQOt.m⁻³.d⁻¹ y 4,1 kg DQOt.m⁻³.d⁻¹, respectivamente), al

obtener 56,7 y 39,1% de eficiencia de remoción promedio de DQOt.

[Sánchez et al. \(2005\)](#) atribuyeron la reducción en las eficiencias de remoción de DQOt para TRH de 3 días o menores, al incremento de los ácidos grasos volátiles, lo que incrementó el ratio ácidos grasos volátiles totales/alcalinidad, una razón análoga al índice AI/AP ([Ripley et al., 1986](#)), a valores iguales o mayores que 0,5. Según [Ripley et al. \(1986\)](#) valores del índice por debajo de 0,3 evidencian una digestión anaerobia satisfactoria; por encima de este valor se espera un comportamiento inestable del sistema con pobres rendimientos de metano y riesgo de acidificación del reactor.

Al contrario, en el presente estudio no se observó en ninguna etapa señales de acidificación del sistema; el índice AI/AP promedio en las etapas 1, 2, 3 y 4 tomó valores de 0,23, 0,24, 0,20 y 0,24, respectivamente, lo que según lo demostrado por [Ripley et al. \(1986\)](#), está de acuerdo con la alta eficiencia de eliminación de DQOt de la primera etapa de operación, y con la también elevada eficiencia de eliminación de DQOs, observada durante las etapas siguientes ([Figura 3](#)), la que fluctuó principalmente entre 72% y 88%.

El índice AI/AP, sin embargo, no advirtió la reducción de la eficiencia de remoción de DQOt, atribuible al incremento de la concentración de sólidos suspendidos en el efluente del reactor durante la etapa 3. Si bien en la literatura se ha reportado la sensibilidad del índice AI/AP para detectar episodios de reducida eficiencia de remoción de DQOt por problemas de acidificación, también existen ejemplos en los que no fue capaz de señalar inestabilidad en periodos de sobrecarga orgánica a

partir de su asociación con la eficiencia de eliminación de DQOt (Rodrigues et al., 2014).

En las etapas 2 y 4 se obtuvieron remociones promedio de SST muy similares a la reportada en la investigación de Sánchez et al. (2005) de 52,1%, para un TRH de 3 días y VCO de 2,7 kg DQOt.m⁻³.d⁻¹. No ocurrió lo mismo con un TRH de 2 días, ya que estos autores encontraron una eficiencia de remoción promedio de 41%, mientras que en el reactor UASB piloto las eficiencias tomaron valores negativos.

La Figura 5 muestra la influencia que tiene la VCO aplicada, en la eficiencia de remoción de DQOt. Mayores valores de VCO provocan disminución en las remociones de materia orgánica en términos de DQOt. Trabajando con una VCO máxima de 2,3 kgDQOt.m⁻³.d⁻¹ se obtiene una remoción promedio del 73%, con un coeficiente de variación (C.V.) menor al 10% (muy homogénea). Eficiencias de remoción semejantes también se pueden obtener cuando se trabaja hasta una VCO de 3,3 kg DQOt.m⁻³.d⁻¹; sin embargo, en este caso los valores presentan mayor variabilidad (15<C.V.<25) respecto de su promedio igual a 70%.

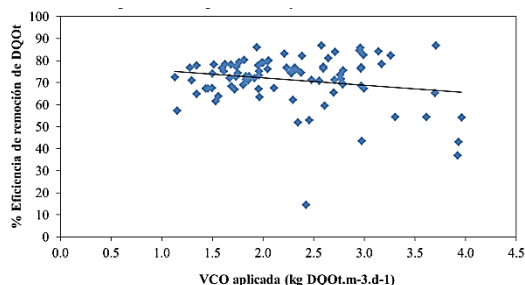


Figura 5. Relación entre velocidad de carga orgánica (VCO) en kg DQOt.m⁻³.d⁻¹ y eficiencia de remoción de DQO total.

La Figura 6 presenta la relación entre la VCO y la eficiencia de remoción de DQOs; se observa que el aumento de la VCO no produjo la disminución de este parámetro, por el contrario, ocasionó su ligero incremento dentro del rango de VCO estudiado.

La Tabla 4 muestra el caudal de biogás, su composición, temperatura, la producción volumétrica de metano y las producciones específicas de biogás y de metano. Se observa que el porcentaje promedio de metano se mantuvo prácticamente constante durante toda la experimentación, confirmando que el reactor no se acidificó en ninguna etapa.

La aplicación de menores TRH (mayores VCO) en las etapas del 1 al 3 originó una cada vez mayor producción volumétrica de metano (Tabla 4 y Figura 7), aun cuando se registró una disminución en la eficiencia de

remoción de DQOt durante la tercera etapa. En el estudio de dos reactores UASB en serie de Santana y Oliveira (2005) se registró la misma tendencia creciente, con producciones volumétricas promedio de metano de 0,594 y 0,899 m³ CH₄.m⁻³reactor.d⁻¹, para VCO aplicadas de 3,4 y 7,43 kg DQOt.m⁻³.d⁻¹, respectivamente.

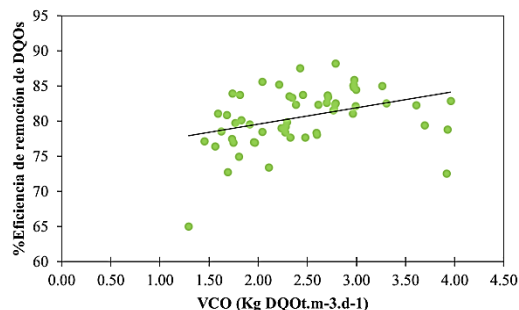


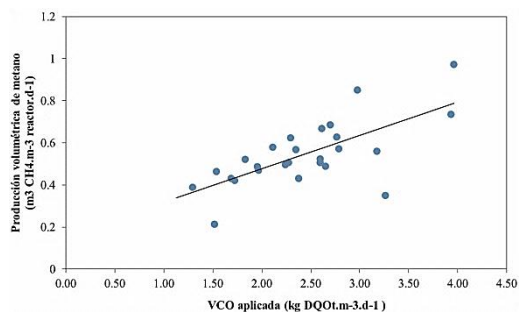
Figura 6. Relación entre velocidad de carga orgánica aplicada (VCO) en kg DQOt.m⁻³.d⁻¹ y eficiencia de remoción de DQO soluble.

Sánchez et al. (2005) obtuvieron una producción volumétrica de metano promedio también en aumento de 0,48; 0,6; 0,68 y 0,86 m³ CH₄.m⁻³reactor.d⁻¹ para VCO de 2; 2,7; 4,1 y 8,1 kg DQOt.m⁻³.d⁻¹ con TRH de 4, 3, 2 y 1 día, respectivamente, como resultado del incremento de la cantidad total de materia orgánica que ingresaba al reactor. La producción específica de CH₄ en m³ por kg DQOt eliminada no fue afectada por la reducción del TRH, a las condiciones analizadas (Tabla 4), a pesar de la disminución en la eficiencia de remoción de DQOt. El comportamiento de la producción específica de CH₄ se explica porque la eficiencia de remoción de DQOs siempre se mantuvo elevada, e indica que la producción de CH₄ a partir de la fracción soluble de la DQO fue más importante que la generada por la degradación de la DQO de sólidos suspendidos. Este resultado es coherente con la alta proporción de DQOs en la alimentación del reactor UASB, 75% en promedio.

Por el contrario, en el estudio de Santana y Oliveira (2005) se observó una reducción de la producción específica de CH₄ de 0,335 m³ CH₄/kg DQOt eliminada a 0,158 m³ CH₄/Kg DQOt eliminada, en el primer reactor de una serie de dos, al reducir el TRH de 2,6 días a 1,3 días (con incremento de la VCO). Esta tendencia decreciente se explicó por los menores TRH aplicados y por una mayor proporción de DQO de los sólidos suspendidos en el influente, entre 60 y 76% (proporción de DQOs de 34 a 40 %), muy diferente a la proporción de DQOs en el influente del reactor UASB reportada en la presente investigación.

Tabla 5. Valores promedio de ST, SV, relación SV/ST y AME del lodo anaerobio.

Lodo	Nivel (m)	ST (g.L ⁻¹)	SV (g.L ⁻¹)	SV/ST	AME g DQO _{CH4} .g SV ⁻¹ .d ⁻¹
Lodo 1	0,4	67,3	49,7	0,73	0,082
Lodo 2	1,1	21,8	12,9	0,56	0,079
Lodo 3	1,8	19,8	11,8	0,58	0,074
Lodo 4	2,5	19,5	12,1	0,60	0,068

**Figura 7.** Efecto de la velocidad de carga orgánica (VCO) en la producción volumétrica de metano (m³ CH₄/m³ reactor.d).

Se debe anotar que los valores obtenidos durante la tercera etapa estuvieron por encima del valor teórico de 0,38m³ CH₄/kg DQOt eliminada, calculado a la temperatura promedio de emisión del gas y a una presión de 1 atmósfera. Este hecho se atribuye a un error en la determinación del caudal de biogás por el corto periodo de medición de 1 hora utilizado, en el cual se habrían presentado caudales de biogás extremos.

La **Tabla 5** muestra los valores promedio de sólidos totales (ST), sólidos volátiles (SV), la relación SV/ST y la AME del lodo anaerobio en los cuatro niveles de inspección. Se observa que el lodo se encontraba más concentrado en el fondo del reactor (lodo 1), además de presentar la mayor proporción de sólidos volátiles. Estos resultados son similares a los valores de 42,95 g.L⁻¹ y 0,69 hallados para los parámetros SV y la relación SV/ST durante la etapa de puesta en marcha del reactor UASB (**Tapia, 2015**). Los niveles de SV en el lodo coinciden con los rangos reportados en la literatura de 10 a 30 g.L⁻¹ para la parte superior del manto de lodos y de 40 a 70 g.L⁻¹ para la parte inferior del lecho (**Pereira, 2004**). En la **Tabla 5** también se observa que los lodos ubicados en los dos niveles de inspección más bajos (lodo 1 y 2) presentaron la mayor AME promedio, como ocurrió durante la etapa de puesta en marcha del reactor (**Tapia, 2015**).

La **Tabla 6** muestra los valores de IVL en los cuatro niveles de inspección del reactor. Se observa que al finalizar la etapa 2 el valor del IVL en todos los niveles era mayor que 30 mL.g SST⁻¹, lo que indica la presencia de un lodo floculento, con menor sedimentabilidad que la que se podría

esperar en un lodo granular (**Lorenzo y Obaya, 2006**).

Solo el lodo ubicado en la zona de inspección 1 experimentó una mejora en su sedimentabilidad (**Tabla 6**) desde finales de la etapa 2 hasta la etapa 4, alcanzando el IVL, al final de la última etapa, un valor dentro del rango de 10 a 20 mL.g SST⁻¹, propio de lodos granulares (**Lorenzo y Obaya, 2006**). Este resultado coincide con la presencia parcial de gránulos en la zona del fondo. Por el contrario, en los niveles 2, 3 y 4 el IVL se incrementó entre las dos etapas analizadas, indicando la presencia de lodos con menor sedimentabilidad. Este resultado concuerda con las bajas eficiencias de remoción de sólidos suspendidos observadas durante toda la experimentación, y de manera crítica durante la etapa 3, en la que se presentaron eficiencias negativas de remoción de sólidos suspendidos.

Tabla 6. Índice volumétrico de lodo en los cuatro niveles del reactor.

Nombre	Nivel (m)	IVL (mL.g SST ⁻¹)	
		Etapa 2 Día 162	Etapa 4 Día 369
Lodo 1	0,4	54,8	14,3
Lodo 2	1,1	53,9	63,8
Lodo 3	1,8	40,8	70,6
Lodo 4	2,5	51,9	78,1

La reducida sedimentabilidad de una parte del lodo no habría permitido su correcta separación del líquido en la zona del separador trifásico, en donde además no se consiguió suficiente quietud por la presencia de biogás en este nivel, especialmente durante la etapa 3 de trabajo en la que la velocidad de carga orgánica aplicada fue la más alta y consiguientemente también lo fue la carga de sólidos suspendidos totales.

4. Conclusiones

La eficiencia del reactor UASB en la remoción de DQO total y de sólidos suspendidos totales de las aguas residuales de la crianza intensiva de cerdos con las características presentadas en esta investigación, está condicionada por la VCO y el TRH aplicados, así como por la concentración de sólidos suspendidos totales en el influente.

Aplicando un TRH de 4 días (VCO promedio de 1,6 kg.m⁻³.d⁻¹), el reactor UASB alcanzó una eficiencia promedio de remoción de DQO total de 77,4 %. Trabajando con un TRH de 3 días a VCO promedio de 2,1 y 2,4 kg/m³.día, la remoción promedio de DQO total alcanzó valores de 72,1 y 70,7 % y la de SST tomó valores promedio de 52,0 y 60,2%.

En base a los resultados obtenidos se propone como valores a considerar en el diseño de reactores UASB a escala industrial para el tratamiento de aguas residuales porcinas con características similares a las de este estudio, y bajo condiciones de temperatura semejantes, una VCO de 2,3 kg.m⁻³.d⁻¹ y un TRH igual a 3 días, para garantizar la estabilidad del proceso.

Trabajar con un tiempo de residencia hidráulico de 2 días y velocidad de carga orgánica promedio de 3,7 kg.m⁻³.d⁻¹ no garantiza altas eficiencias de remoción de DQO total ni de SST. La eficiencia promedio de remoción de DQO total bajo estas condiciones de operación resultó igual a 51,4% y la remoción de SST presentó valores negativos.

La producción volumétrica promedio de metano para un TRH de 3 días y VCO promedio entre 2,1 y 2,4 kg DQO.m⁻³.d⁻¹ fue de 0,52 a 0,54 m³.m⁻³reactor.d⁻¹, con una proporción de metano en el biogás de 74,1% a 76,9%.

Agradecimientos

Los autores agradecen al FINCyT por el financiamiento del proyecto "Modelo de tratamiento de aguas residuales para instalaciones de crianza intensiva de cerdos con fines de reuso del efluente tratado y producción de biogás". Se agradece también a los miembros del Laboratorio de Ingeniería Ambiental de la UNALM, donde se realizaron los análisis, y a los del Programa de Investigación en Cerdos y Vacunos de la UNALM.

Referencias Bibliográficas

Amorim, F.D.; Fia, R.; França, F.A.; Terra, L. M.; Fia, F. R. L. 2015. Unidades combinadas RAFA-SAC para tratamiento de agua residual de suinocultura – Parte I Carga orgánica removida. Eng.Agric. Jaboticabal 35(6): 1149-1159.

Antezana, J.W.O.; Blas, C.D.; García R.P.; Rodríguez, C.; Beccaccia, A.; Ferrer, R.P.; Cerisuelo, A. 2016. Composition, potential emissions and agricultural value of pig slurry from Spanish commercial farms. Nutrient Cycling in Agroecosystems 104(2):159-173.

APHA; AWWA; WPCF. 2012. Standard methods for the examination of water and wastewater. 22nd ed., Washington, DC.

Beccaccia, A.; Ferrer, P.; Ibáñez, M.A.; Estellés, F.; Rodríguez, C.; Moset, V.; De Blas, C.; Calvet, S.; García-Rebollar, P. 2015. Relationships among slurry characteristics and gaseous emissions at different types of commercial Spanish pig farms.

Spanish Journal of Agricultural Research 13(1): e06-002.

Bergland, W.H.; Dinamarca, C.; Toradzadegan, M.; Nordgard, A.S.R.; Bakke, I.; Bakke, R. 2015. High rate manure supernatant digestion. Water Research 76: 1-9.

Bosco, T.C.D.; Cosmann, N.J.; Sbizzaro, M.; Taiatele J.I.; Silva, J. dos S. 2016. Caracterização de águas residuárias de suinocultura provenientes de dois sistemas de tratamento. Revista Agrogeoambiental 8(3): 111-120.

Capassi, C. M.; Costa, J. C.; Cantil, M. E. S.; Navarro, R. S.; Romera, Y. F.; Subtil, E. L.; Chagas, R. K. 2013. Dimensionamento de um reator UASB para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. InterfacEHS 8(2): 19-39.

Chinowet, D.; Wilkie, A.; Owens, J. 1998. Anaerobic treatment of piggery slurry. En Proceedings of ASAE Annual International Meeting, Seoul, 28 June – 4 July, 1998.

Cho, K.; Lee, J.; Kim, W.; Hwang, S. 2013. Behavior of methanogens during start-up of farm-scale anaerobic digester treating swine wastewater. Process Biochemistry 48: 1441-1445.

Duda, R.M.; Vantini, J.d.S.; Martins, L.S.; Varani, A.d.M.; Lemos, M.V.F.; Ferro, M.I.T.; Oliveira, R.A.d. 2015. A balanced microbiota efficiently produces methane in a novel high-rate horizontal anaerobic reactor for the treatment of swine wastewater, Bioresource Technology. Bioresource Technology 197: 152-160.

Foresti, E.; Oliveira, R.A. 1995. Anaerobic treatment of piggery wastewater in UASB reactors. En Proceedings of the 7th International Symposium on Agriculture and Food Processing Wastes. Chicago, Illinois, 18 – 20 Jun, 1995.

Garzón-Zúñiga, M.A.; Buelna, G. 2014. Caracterización de aguas residuales porcinas y su tratamiento por diferentes procesos en México. 2104. Revista Internacional de Contaminación Ambiental 30(1): 65 – 79.

Jenkins, S.; Morgan, J.; Sawyer, C. 1983. Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric titration. Journal WPCF 55 (5): 448-453.

Liu, A.-C.; Chou, C.-Y.; Chen, L.-L.; Kuo, C.-H. 2015. Bacterial community dynamics in a swine wastewater anaerobic reactor revealed by 16S rDNA sequence analysis. Journal of Biotechnology 194: 124-131.

Lorenzo, Y.; Obaya, M. 2006. La digestión anaerobia y los reactores UASB. Generalidades. Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar 15(1): 13-21.

Ortiz, G.; Villamar, C.A.; Vidal G. 2014. Odor from anaerobic digestion of swine slurry: influence of pH, temperature and organic loading. Scientia agrícola 71(6): 443-450.

Pereira, E. 2004. Desempenho e caracterização microbiana do processo de dois estágios com reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura. Tesis de Maestría, Universidade de São Paulo, São Paulo. Brasil.

Rico, C.; Montes, J.A.; Rico, J.L. 2017. Evaluation of different types of anaerobic seed sludge for the high rate anaerobic digestion of pig slurry in UASB reactors, Bioresource Technology 228: 147-156

Rodrigues, L.; Silva, J.; Oliveira, P.; Pinto, A.; Lima, C. 2014. Influence of the Ratio IA/PA and Volatile Acids in the monitoring of UASB reactor in the treating of swine waste water. Journal of Water Resource and Protection 6: 526-531.

Ripley, L.E.; Boyle, W. C.; Converse, J.C. 1986. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. Journal WPCF 58(5): 406-411.

Sánchez, E.; Borja, R.; Travieso, L.; Martín, A.; Colmenarejo, M. 2005. Effect of organic loading rate on the stability, operational parameters and performance of a secondary upflow anaerobic sludge bed reactor treating piggery waste. Bioresource Technology 96: 335-344.

- Santana, M.A.; Oliveira, R.A.; 2005. Desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura. *Eng. Agric. Jaboticabal* 25(3): 817-830.
- Song, M.; Shin, S.G.; Hwang, S. 2010. Methanogenic population dynamics assessed by real-time quantitative PCR in sludge granule in upflow anaerobic sludge blanket treating swine wastewater. *Bioresource Technology* 101: S23–S28.
- Soto, M.; Méndez, R.; Lema, J.M. 1992 Determinación de toxicidad y biodegradabilidad anaerobia de aguas residuales. *Tecnología del Agua* 92: 70-80.
- Tapia, P. 2015. Puesta en Marcha de un Reactor UASB a escala piloto para el tratamiento de aguas residuales de la crianza intensiva de cerdos. Tesis de Pregrado, Universidad Nacional Agraria La Molina, Lima. Perú.
- Thushari, D.; Wijesinghe, N.; Dassanayake, K. B.; Scales, P.J.; Sommer, S.G.; Chen, D. 2018. Effect of Australian zeolite on methane production and ammonium removal during anaerobic digestion of swine manure, *Journal of Environmental Chemical Engineering*. *Journal of Environmental Chemical Engineering* 6: 1233–1241.
- Viancelli, A.; Kunz, A.; Steinmetz, R.L.R.; Kich, J.D.; Souza, C.K.; Canal, C.W.; Coldebella, A.; Esteves, P.A.; Barardi, C.R.M. 2013. Performance of two swine manure treatment systems on chemical composition and on the reduction of pathogens. *Chemosphere* 90: 1539–1544.
- Waki, M.; Yasuda, T.; Fukumoto, Y.; Béline, F.; Magrí, A. 2018. Treatment of swine wastewater in continuous activated sludge systems under different dissolved oxygen conditions: Reactor operation and evaluation using modelling. *Bioresource Technology* 250: 574–582.
- Xu, J.; Adair, C.W.; Deshusses M. A. 2016. Performance evaluation of a full-scale innovative swine waste-to-energy system. *Bioresource Technology* 216: 494 - 502.