



Revista Industrial
y Agrícola de
Tucumán

ISSN 0370-5404

En línea
1851-3018

Tomo 99 (1):
13-19; 2022



ESTACION EXPERIMENTAL
AGROINDUSTRIAL
OBISPO COLOMBRES
Tucumán | Argentina

Av. William Cross 3150
T4101XAC - Las Talitas.
Tucumán, Argentina.

Cálculo del volumen y determinación de parámetros de arranque de un reactor anaerobio semi-industrial de alta tasa para tratar efluente cítrico en la provincia de Tucumán

Walter D. Machado*, César F. Molina*, Eugenio A. Quaia*, Dora Paz*

* EEAOC. EMAIL: daniel.machado@eeaoc.org.ar

RESUMEN

El objetivo de este trabajo es presentar los principales parámetros y cálculos necesarios para diseñar un reactor anaeróbico de tipo UASB destinado a tratar efluentes provenientes de la industrialización del limón.

Para ello se tuvieron presentes la concentración de materia orgánica del efluente (10 KgDQO/m^3), la concentración de biomasa del lodo anaeróbico a usar ($32,8 \text{ KgSSV/m}^3$) y su actividad metanogénica ($0,15 \text{ KgDQO/KgSSV.d}$), como así también la arquitectura del reactor. Se adoptó la velocidad de carga orgánica (VCO) como criterio de diseño de reactores para tratar efluentes de altas cargas orgánicas.

Se realizaron los cálculos necesarios para la construcción y operación de un reactor prototipo industrial con capacidad para tratar una fracción del efluente total, del orden del 8%, de una planta de procesamiento de limón. Como resultado, se proyectó un equipo de 50 m^3 de volumen, con capacidad para tratar 50 m^3 diarios de efluente con una remoción del 75% de la materia orgánica y con una producción diaria de 328 m^3 de biogás.

Palabras clave: UASB, digestión anaerobia, reactor.

ABSTRACT

Calculation of the volume and determination of start-up parameters of a high-rate semi-industrial anaerobic reactor to treat citrus effluent in the province of Tucumán

The aim of this work is to present the main parameters and calculations to the design of UASB reactors to treat lemon industrialization effluents.

Main characteristics from the effluent, as organic matter (10 KgCOD/m^3), the biomass concentration of anaerobic sludge ($32,8 \text{ KgVSS/m}^3$) and specific methanogenic activity ($0,15 \text{ KgCOD/KgVSS.d}$), as well as the reactor architecture, were taken into account. As reactor design criterion to treat high organic loads effluents the organic loading rate (OLR) was adopted.

In this case, the necessary calculations were made for the construction and operation of an industrial prototype reactor with capacity to treat a fraction around of 8% of the total effluent generated by industrial lemon processing plant.

As a result, a 50 m^3 UASB reactor was projected, able to treat 50 m^3 of effluent daily with 75% of organic matter removal and a daily production of 328 m^3 of biogas.

Key words: UASB, anaerobic digestion, reactor.

Fecha de
recepción:
06/05/2020

Fecha de
aceptación:
12/04/2021

INTRODUCCIÓN

El proceso de digestión anaerobia consiste en la transformación de la materia orgánica en biogás, llevada a cabo por un consorcio de microorganismos en ausencia de oxígeno molecular. El biogás está conformado por varios gases de composición variable, aunque en general se considera que contiene entre 60% y 70% de metano y 30% a 40% de dióxido de carbono. Además, presenta vapor de agua y otros gases como nitrógeno, hidrógeno, amoníaco y sulfuro de hidrógeno, los cuales son responsables de los malos olores generados durante la digestión (Moreno Jiménez, 1996).

La digestión anaeróbica es uno de los procesos más recomendados para el tratamiento de efluentes industriales con cargas orgánicas superiores a los 2 kg/m³ de demanda química de oxígeno (DQO) (Kato et al., 1994). Entre las tecnologías más difundidas para estos fines están los sistemas con reactores tipo UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), también conocidos en Latinoamérica como RAFA (reactor anaeróbico de flujo

ascendente). Una variante del reactor UASB es el EGSB (Expanded Granular Sludge Bed), el cual tiene una mayor relación altura/diámetro que permite mayor espacio de expansión del lecho microbiano (Lim, 2009).

El reactor UASB, desarrollado en Holanda por Lettinga y colaboradores en los años 70, presenta una zona de reacción en la parte inferior, en la que se acumula la biomasa activa, encontrándose la fracción de mayor sedimentabilidad en el fondo y la más ligera por encima, según se muestra en la Figura 1.

En estos reactores, bajo ciertas condiciones hidrodinámicas, los microorganismos responsables del proceso de degradación de la materia orgánica se agrupan formando gránulos de hasta 3 mm de diámetro, donde coexisten todas las especies microbianas necesarias para completar el proceso biodegradativo anaerobio.

El diseño UASB presenta ciertas ventajas con respecto a los tratamientos biológicos aerobios, por ser un sistema compacto con bajos requerimientos de espacio físico, relativamente bajos costos de construcción y operación, baja producción de lodos, bajo consumo de

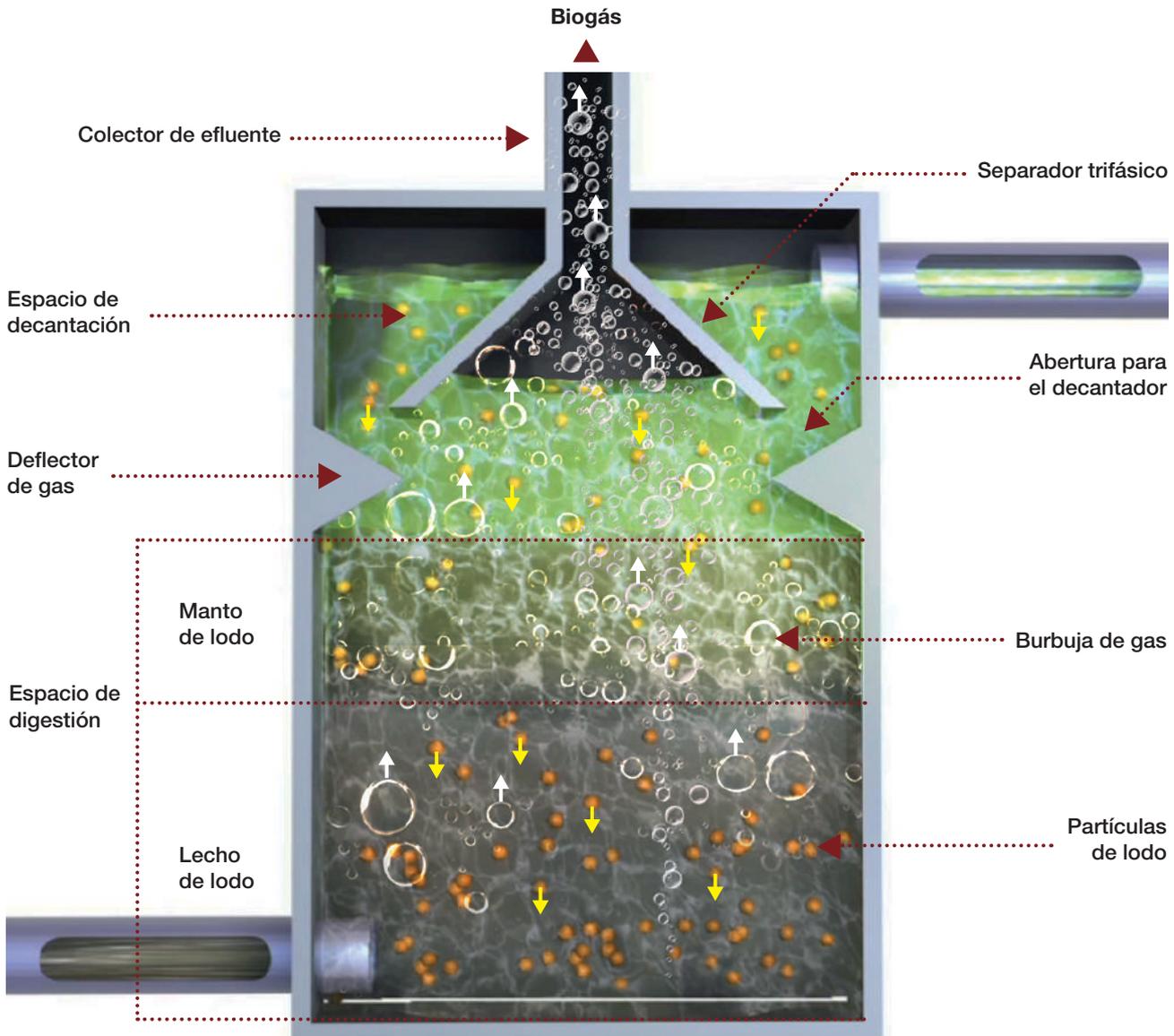


Figura 1. Esquema de un reactor UASB (adaptado de Von Sperling, M. y Chernicharo, C. 2007).

energía, satisfactoria remoción de la materia orgánica (generalmente entre 70% y 80%), alta concentración y buenas características de deshidratación del lodo. También pueden mostrar algunas desventajas como la aparición de malos olores, baja capacidad para tolerar cargas tóxicas, largos intervalos de tiempo para la puesta en marcha del sistema y necesidad de una etapa de postratamiento del efluente de salida del reactor (Von Sperling and Chernicharo, 2007).

Cuando estos reactores son caleccionados a 55°C (termófilos), se logran mayores velocidades de reacción que las de un reactor mesófilo, cuya temperatura óptima de funcionamiento está en torno a los 35°C.

Dependiendo del uso que desee darse al biogás, puede ser necesario eliminar la humedad y el sulfuro de hidrógeno (corrosivo y de mal olor). Para obtener metano puro, se debe eliminar también el dióxido de carbono (Abatzoglou and Boivin, 2009; Zhao *et al.*, 2010).

Tanto Chernicharo (1997) como Fernández Polanco y Seghezzo (2015) proponen dos criterios para el cálculo del volumen del reactor y sus parámetros de arranque: uno a partir del tiempo de residencia hidráulico (tiempo que una unidad de volumen de efluente permanece en el reactor); y el otro a partir de la velocidad de carga orgánica (cantidad de materia orgánica diaria aplicada al reactor por unidad de volumen). En este trabajo, en concordancia con lo sugerido por los expertos arriba mencionados, se adoptó la velocidad de carga orgánica como criterio de diseño para tratar el efluente de la industria cítrícola.

El objetivo de este trabajo es proponer una metodología para calcular el volumen y los parámetros operativos de un reactor tipo UASB a partir de la velocidad de carga orgánica (VCO), y determinar las variables de arranque para la obtención de biogás a partir de efluentes cítricos empleando lodos dispersos con actividad metanogénica disponibles en la región.

Aspectos preliminares

Se consideró como efluente a tratar el correspondiente a una cítrícola ubicada en el sur de la provincia de Tucumán que procesa a diario 360 toneladas de fruta, las cuales se emplean en la fabricación de jugos, aceites esenciales y cáscara deshidratada. Esta cítrícola descarga a diario alrededor de 970 m³ de efluentes, los que pasan primero por un tratamiento primario. La materia orgánica, medida como DQO (demanda química de oxígeno), a la salida del tratamiento primario se sitúa en torno a los 10 kg/m³.

Se estimó el diseño de un reactor para tratar entre el 5% y el 10% del total de efluente generado, cuando se encuentre en régimen de máxima eficiencia, ya que es esperable que esto suceda al momento de lograrse la granulación de los microorganismos, y por lo tanto estén dadas las condiciones para alimentar con la máxima velocidad de carga orgánica. El arranque se realizó con una velocidad ascensional mínima para evitar la fuga de los lodos dispersos por arrastre e incrementar la sedimentabilidad de los gránulos en formación.

En función de la información que brinda la bibliografía (Lettinga and Hulshoff Pol, 1991; Von Sperling and Chernicharo, 2007), y teniendo en cuenta el tipo de efluentes industriales que se producen en una instalación cítrícola, se eligió el diseño de un reactor tipo UASB con reciclo y calefacción exterior. El esquema elegido se muestra en la Figura 2 y consta de los siguientes elementos: el cuerpo del reactor propiamente dicho, el tanque de reciclo y alimentación donde se mezcla el influente crudo y la corriente de reciclo proveniente de la parte superior del reactor, un sistema de calefacción (intercambiador de placas) a la salida del tanque de reciclo y alimentación, antes de la entrada al UASB, para acondicionar la temperatura del líquido que entra al reactor, cuyo caudal se reguló con una válvula ubicada a la entrada del reactor.

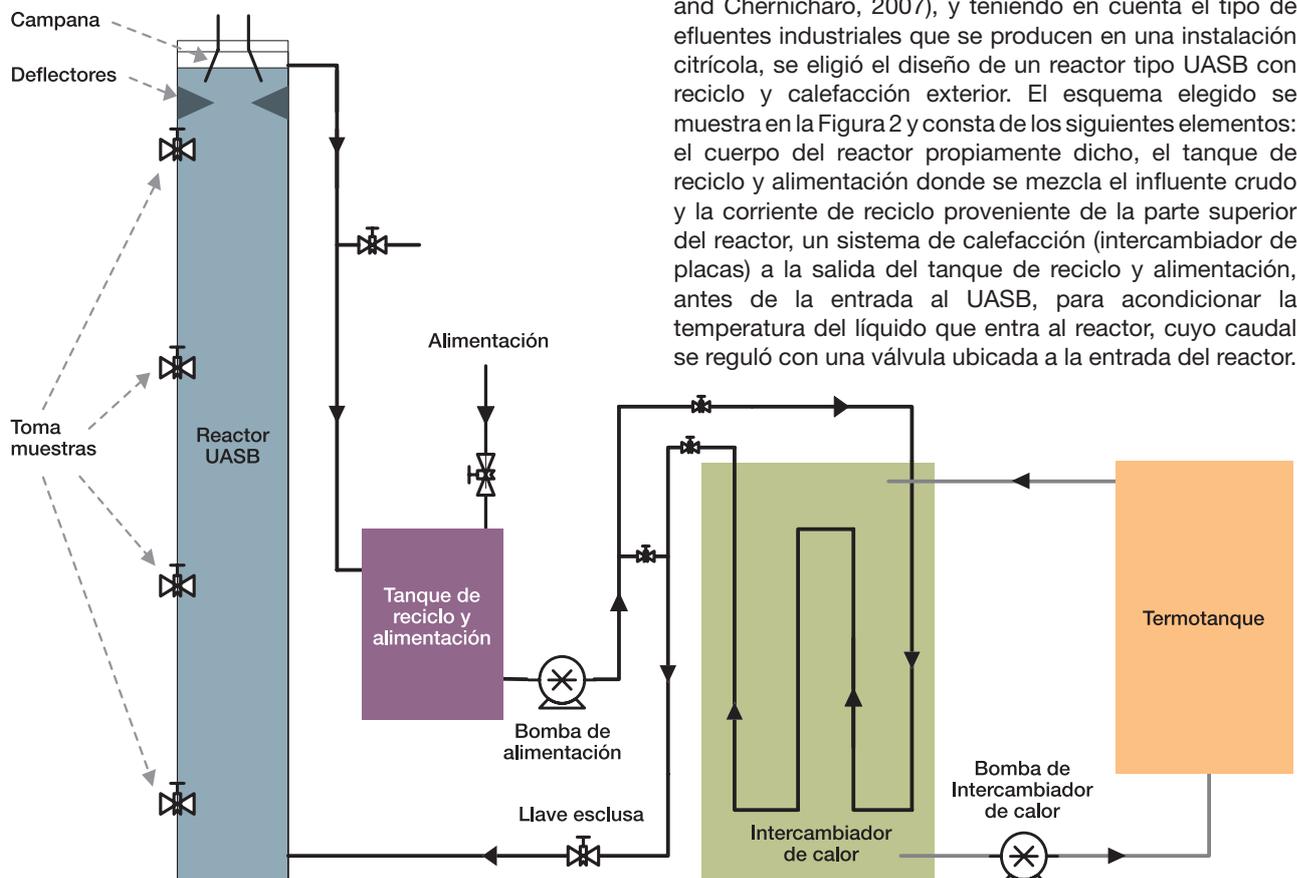


Figura 2. Esquema del sistema con biorreactor UASB.

En la parte superior de este se instaló un sistema de separación de tres fases (gas, sólido y líquido) para retener los sólidos dentro del reactor y separar la fase gaseosa, que fue conducida directamente a un gasómetro; y la fase líquida, que se evacúa mediante un rebalse interno hacia el tanque de reciclo y alimentación, conformando la corriente de recirculación. Antes de ingresar al tanque de reciclo y alimentación se desprende una fracción igual al caudal de entrada, que representa la salida del sistema del efluente ya tratado.

El sistema de calefacción y el separador de tres fases en la parte superior del reactor no serán calculados en este trabajo.

Criterios de diseño

A continuación se describen los principales conceptos en el funcionamiento de un reactor UASB que se tuvieron presentes para su diseño (Lettinga and Hulshoff Pol, 1991) (Von Sperling and Chernicharo, 2007).

a) **Carga orgánica máxima diaria (Cm):** representa la cantidad diaria de materia orgánica a tratar (Lettinga and Hulshoff Pol, 1991). Se calcula a partir del caudal de influente (Q) y de su concentración de materia orgánica (S₀) que, en este caso, está dada por la demanda química de oxígeno (DQO). Según la Ecuación 1.

Ecuación 1

$$Cm \left[\frac{KgDQO}{d} \right] = Q \left[\frac{m^3}{d} \right] \times S_0 \left[\frac{KgDQO}{m^3} \right]$$

b) **Tiempo de residencia hidráulico (TRH):** representa el tiempo que un volumen de fluido, igual al volumen del reactor, permanece en el mismo. Se calculó según la Ecuación 2, donde (Q) es el volumen de efluente diario que ingresa al reactor y (V) es el volumen del reactor.

Ecuación 2

$$TRH [d] = \frac{V [m^3]}{Q \left[\frac{m^3}{d} \right]}$$

Estudios experimentales sugieren que los TRH no sean menores a 4,8 horas (0,2 d) a los efectos de evitar pérdidas de lodos y evitar disminuir el tiempo de retención de lodos en el reactor por debajo de la tasa de crecimiento de la biomasa activa (Von Sperling and Chernicharo, 2007). Esto último traería como consecuencia un bajo grado de estabilización de sólidos.

c) **Velocidad de carga orgánica (VCO):** es la cantidad de materia orgánica diaria aplicada al reactor por unidad de volumen del mismo. Este parámetro se determinó considerando la concentración de materia orgánica del influente que ingresa (S₀) en términos de DQO (demanda química de oxígeno), según la Ecuación 3.

Ecuación 3

$$VCO \left[\frac{KgDQO}{m^3 \cdot d} \right] = \frac{Q \left[\frac{m^3}{d} \right] \times S_0 \left[\frac{KgDQO}{m^3} \right]}{V [m^3]}$$

La VCO máxima teórica aplicable dependerá de la capacidad de la biomasa activa (lodo) y de la concentración de los lodos dentro del reactor. Se puede calcular considerando la actividad metanogénica específica (AME: [KgDQO_{CH4}/KgSSV.d]) del lodo y la concentración de microorganismos en el lodo. La AME representa la máxima cantidad diaria de metano que es capaz de generar 1 kg de sólido suspendido volátil (SSV) del lodo evaluado, expresado en términos de DQO, en las condiciones establecidas por la técnica.

La concentración de microorganismos se considera equivalente a la concentración de sólidos suspendidos volátiles [KgSSV/m³] (Khanal, 2008; Fernández Polanco y Seghezzi, 2015). Se determinó de acuerdo a la Ecuación 4.

Ecuación 4

$$VCO_{max.teor.} \left[\frac{KgDQO}{m^3 \cdot d} \right] = AME \left[\frac{KgDQO \cdot CH_4}{KgSSV \cdot d} \right] \times SSV \left[\frac{KgSSV}{m^3} \right]$$

Si bien se reportaron valores de VCO de 45 [KgDQO/m³.d] para efluentes industriales, por regla general, cuando se asume este parámetro como criterio de diseño de reactores se recomienda no adoptar valores superiores a 15 [KgDQO/m³.d] (Von Sperling and Chernicharo, 2007). Para los cálculos de este trabajo se utilizó el valor de 15 KgDQO_{CH4}/KgSSV.d.

d) **Velocidad ascensional (Va) y altura del reactor (H).**

Para el cálculo de la Va se tuvo en cuenta el caudal del influente (Q) y el área transversal del reactor (A), según la Ecuación 5.

Ecuación 5

$$V_a \left[\frac{m}{h} \right] = \frac{Q \left[\frac{m^3}{h} \right]}{A [m^2]}$$

Teniendo en cuenta que $A [m^2] = \frac{V [m^3]}{H [m]}$ y, de la Ecuación 2, que

Ecuación 2

$$TRH [d] = \frac{V [m^3]}{Q \left[\frac{m^3}{d} \right]}$$

Entonces la Va puede determinarse de la Ecuación 6.

Ecuación 6

$$V_a \left[\frac{m}{h} \right] = \frac{Q \left[\frac{m^3}{h} \right] \times H [m]}{V [m^3]} = \frac{H [m]}{TRH [d] \times 24 \left[\frac{h}{d} \right]}$$

La máxima Va dependerá del tipo de lodo (disperso o granular) y de la carga orgánica aplicada. Usando lodos dispersos, que poseen menor velocidad de sedimentación que un lodo granular, y una VCO entre 5 y 6 [KgDQO/m³.d], las Va podrían situarse entre 0,5 y 0,7 [m/h]

(Von Sperling and Chernicharo, 2007).

Para aguas residuales con una DQO superior a 3 [KgDQO/m³] se puede aceptar una altura de reactor de 5 a 7 m (Lettinga and Hulshoff Pol, 1991).

Como se observa en la Figura 3, a bajas concentraciones de materia orgánica, inferiores a 2,5 [KgDQO/m³], el volumen del reactor será independiente de la concentración del influente y estará determinado por el tiempo de residencia hidráulico (TRH). Se calcula de acuerdo a la Ecuación 7.

Ecuación 7

$$V [m^3] = Q \left[\frac{m^3}{d} \right] \times TRH [d]$$

El TRH permitido dependerá del tipo de lodo presente en el reactor (floculento o granular) y la calidad del separador de gases y sólidos.

Para aguas residuales industriales, en general, el factor de control para el tamaño del reactor será la VCO, la cual estará supeditada en gran medida a la concentración y actividad del lodo y, por lo tanto, a la temperatura, el grado deseado de eficiencia del tratamiento según la composición y la naturaleza de los contaminantes, la calidad del sistema de distribución y alimentación (es decir, el grado de contacto).

En la Figura 3 se observa que para concentraciones de materia orgánica superiores a 2,5 [KgDQO/m³], el volumen del reactor dependerá de la carga orgánica (C_o) y de la VCO (Lettinga and Hulshoff Pol, 1991). En este trabajo, el volumen del reactor se determinó de acuerdo con la Ecuación 8:

Ecuación 8

$$V [m^3] = \frac{Q \left[\frac{m^3}{d} \right] \times S_o \left[\frac{KgDQO}{m^3} \right]}{VCO \left[\frac{KgDQO}{m^3 \cdot d} \right]}$$

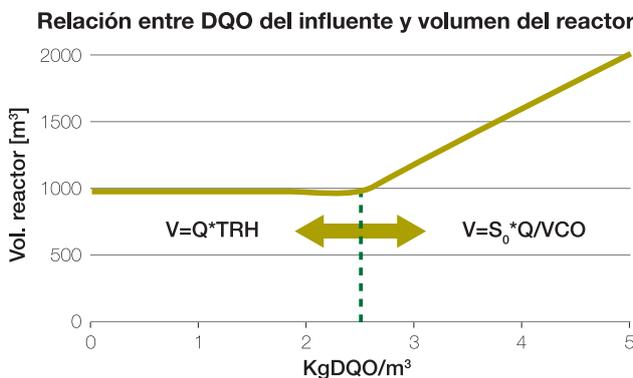


Figura 3. Relación entre DQO influente y volumen del reactor (Lettinga and Hulshoff Pol, 1991).

e) La concentración de materia orgánica a la salida del reactor (S_s) estará dada por la eficiencia del sistema para abatirla. Siendo “ξ” la eficiencia, la concentración de la carga orgánica a la salida (S_s), expresada como DQO, se calculó según la Ecuación 9:

Ecuación 9

$$S_s \left[\frac{KgDQO}{m^3} \right] = S_o \left[\frac{KgDQO}{m^3} \right] \times (1-\xi)$$

La disminución de la concentración de materia orgánica (ΔS) en términos de DQO, se calculó según la Ecuación 10:

Ecuación 10

$$\Delta S \left[\frac{KgDQO}{m^3} \right] = S_o \left[\frac{KgDQO}{m^3} \right] - S_s \left[\frac{KgDQO}{m^3} \right]$$

La reducción de la carga orgánica diaria (ΔC), se definió según la Ecuación 11:

Ecuación 11

$$\Delta C \left[\frac{KgDQO}{d} \right] = Q \left[\frac{m^3}{d} \right] \times \Delta S \left[\frac{KgDQO}{m^3} \right]$$

Según Von Sperling and Chernicharo (2007), por cada kg de DQO degradada se generan 0,35 Nm³ de metano. Asumiendo un contenido de 60% de metano en el biogás, la cantidad de biogás teórica estimada (F_b) se calculó en 0,58 m³ biogás/Kg DQO degradada.

Luego, el caudal de biogás (Q_b) estimado se calculó según la Ecuación 12:

Ecuación 12

$$Q_b \left[\frac{nm^3}{d} \right] = F_b \left[\frac{nm^3}{KgDQO} \right] \times \Delta S \left[\frac{KgDQO}{d} \right]$$

RESULTADOS Y CONCLUSIONES

En la Tabla 1 se muestran los datos necesarios para realizar los cálculos correspondientes. En la Tabla 2 se ofrece un resumen de las ecuaciones utilizadas para calcular los diferentes parámetros operativos y de diseño

Tabla 1. Datos considerados para el dimensionamiento del reactor.

| | | |
|---|--------|--|
| Caudal efluente industrial total | 970* | m ³ /d |
| Fracción del efluente industrial a tratar | 7,7 | Adimensional |
| Caudal influente al reactor (Q) | 75 | m ³ /d |
| DQO influente (S ₀) | 10* | KgDQO/ m ³ |
| Actividad Metanogénica Específica del lodo (AME) | 0,15* | KgDQO _{CH₄} /KgSSV.d |
| Velocidad Ascensional (V _a) | 0,5 | m/h |
| Sólidos suspendidos volátiles en lodo del reactor (SSV) | 32,83* | KgSSV/m ³ |
| Velocidad de carga orgánica de diseño (VCO) | 15 | KgDQO/m ³ .d |
| Eficiencia de abatimiento (ξ) | 0,75 | Adimensional |
| CH ₄ en biogás | 60 | % |
| Biogás producido por Kg de DQO removida (F _b) | 0,58 | m ³ /Kg DQO |
| Altura del reactor (H) | 7,8 | m |

Los valores medidos están señalados con un asterisco. Los valores asumidos están sin asterisco.

de un reactor UASB semi industrial de alta tasa para tratar efluentes cítricos y los resultados obtenidos.

En la Tabla 3 se muestra el listado de abreviaturas de los parámetros usados, su significado y sus unidades.

Los cálculos efectuados a partir de la información sobre las características del lodo anaeróbico disponible y del efluente a tratar sirvieron de base para la construcción del reactor por parte del personal técnico de la empresa Acheral SA, cuya fotografía se exhibe en la Figura 4. Este reactor entró en funcionamiento y se espera realizar una publicación con los datos de operación reales medidos.

AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen a la empresa Acheral SA por su apoyo y predisposición para la elaboración de este trabajo.



Figura 4. Biorreactor construido en la empresa Acheral SA.

Tabla 2. Resultados de los cálculos.

| Parámetro | Ecuación | Resultado | Unidades |
|---|-------------------------------------|-----------|---------------------------|
| Volumen del reactor (V) | $\frac{Q \times S_0}{VCO}$ | 50 | m ³ |
| Tiempo de residencia hidráulico (TRH) | $24 \times \frac{V}{Q}$ | 16 | horas |
| DQO de salida del efluente (S _s) | $S_s = S_0 \times (1-\epsilon)$ | 2,5 | Kg DQO/m ³ |
| Disminución de la DQO (Δ DQO) | $S_0 - S_s$ | 7,5 | Kg DQO/m ³ |
| Disminución de carga orgánica diaria (Δ DQO/d) | $Q \times \Delta DQO$ | 562,5 | Kg DQO/día |
| Cantidad de biogás por Kg DQO (F _b) | $\frac{0,35 \times 100}{\%_{CH_4}}$ | 0,58 | m ³ bgás/KgDQO |
| Caudal de biogás producido (Q _b) | $F_b \times \frac{\Delta DQO}{d}$ | 328 | m ³ /día |
| Sección transversal del reactor (S _r) | $\frac{V}{H}$ | 6,41 | m ² |
| Diámetro de la base del reactor (D _r) | $\sqrt{\frac{4 \times S_r}{\pi}}$ | 2,86 | m |
| Caudal de reciclo (Q _r) | $v_a \times S_r$ | 3,21 | m ³ /h |
| Volumen de lodo (V _L) | $V_L = V$ | 50,00 | m ³ |
| VCO arranque máx. teórica | $AME_{Lodo} \times SSV_{Lodo}$ | 4,92 | [KgDQO/m ³ .d] |

Tabla 3. Parámetros de diseño: símbolos, significado y unidades.

| Símbolo | Significado | Unidades |
|----------------|--|--|
| ΔC | Disminución de la carga orgánica en el sistema | [KgDQO/d] |
| ΔS | Disminución de la concentración de materia orgánica en el sistema | [KgDQO/m ³] |
| ξ | Eficiencia del sistema | adimensional |
| A | Área transversal del reactor | [m ²] |
| AME | Actividad metanogénica específica | [KgDQO _{CH₄} /KgSSV.d] |
| C _m | Carga orgánica máxima | [KgDQO/d] |
| C ₀ | Carga orgánica de ingreso al reactor | [KgDQO/d] |
| C _s | Carga orgánica de salida del reactor | [KgDQO/d] |
| F _b | Índice de producción teórico de biogás | [Nm ³ /KgDQO] |
| H | Altura del reactor | [m] |
| Q | Caudal del efluente | [m ³ /d] |
| Q _b | Caudal de biogás | [Nm ³ /d] |
| S ₀ | Concentración de materia orgánica en el efluente de entrada al reactor | [KgDQO/m ³] |
| S _s | Concentración de la materia orgánica a la salida del reactor | [KgDQO/m ³] |
| SSV | Concentración de biomasa | [KgSSV/m ³] |
| TRH | Tiempo de retención hidráulico | [d] |
| V | Volumen de reactor | [m ³] |
| V _a | Velocidad ascensional | [m/h] |
| VCO | Velocidad de carga orgánica | [KgDQO/m ³ .d] |

 **BIBLIOGRAFÍA CITADA**

- Abatzoglou, N. and S. Boivin. 2009.** A review of biogas purification processes. *Biofuels, Bioprod. Bioref.* 3: 42 – 71.
- Chernicharo, C. 1997.** Principios do tratamento biológico de águas residuárias. Universidad Federal de Minas Gerais. Vol. V. Brasil.
- Fernández Polanco, F. y L. Seghezzo. 2015.** Diseño de reactores Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB), Cuaderno Tecnológico 15, Ed. INTI, Bs. As., Argentina.
- Kato, M.; J. Field; R. Kleerebezem and G. Lettinga. 1994.** Treatment of Low Strength Soluble Wastewater in UASB Reactors. *Journal of Fermentation and Bioengineering* 77 (6): 679-686.
- Khanal, S. K. 2008.** Anaerobic Biotechnology for Bioenergy Production: Principles and Applications. Willey and Sons.
- Lettinga, G. and L. W. Hulshoff Pol. 1991.** UASB Process design for various types of wastewaters. *Wat. Sci. Tech.* 24 (8): 87-107.
- Lim, S. J. 2009.** Comparisons between the UASB and the EGSB reactor. *Iowa State Univ Publ.* 17: 1-17.
- Von Sperling, M. and C. Chernicharo. 2007.** Biological wastewater treatment in warm climate regions (1): 740
- Zhao, Q.; E. Leonhardt; C. MacConnell; C. Frear and S. Chen. 2010.** Purification technologies for biogas generated by anaerobic digestion. Center for Sustaining Agriculture & Natural Resources (CSANR) Research Report.