



Arranque de un digestor anaerobio tubular vertical

Para la depuración de aguas residuales con obtención de biogás

El estudio consistió en la puesta en marcha de un nuevo reactor a escala de laboratorio para depurar en anaerobiosis un sustrato líquido de elevada DQO, obteniéndose efluente depurado y biogás. La eficacia depuradora en la fase de arranque (60% de sustrato eliminado) puede aumentar en régimen estacionario tras hallar valores óptimos para las condiciones ambientales. La eficacia de la metanogénesis bacteriana fue escasa, ya que la tasa de producción de biogás por unidad de sustrato degradado fue solo del 18 % de la máxima producción teórica.

G. Riesco Muñoz

Dpto. de Ingeniería Agroforestal (Universidad de Santiago de Compostela). Escuela Politécnica Superior de Lugo

LA DIGESTIÓN ANAEROBIA es un proceso biológico en el que la materia orgánica es asimilada, en ausencia de oxígeno, por microorganismos específicos que emplean una pequeña parte de la materia orgánica en la síntesis de nuevos microorganismos, sufriendo el resto un proceso de oxidación hasta los productos finales, que principalmente son anhídrido carbónico, metano y agua [4]. Un digestor anaerobio crea y mantiene artificialmente condiciones favorables para esta actividad microbiana.

En los años 80 tuvieron gran desarrollo en Europa los digestores anaerobios para usos agrícolas, muy ventajosos en el tratamiento de efluentes altamente cargados, como son muchos residuos agropecuarios, para los que la opción aerobia exige instalaciones de tamaño no competitivo y la pérdida de la fuente de energía que supone el metano producido en anaerobiosis. En la actualidad la digestión anaerobia se aplica también al tratamiento de aguas residuales urbanas e industriales no agroalimentarias, como alternativa al proceso aerobio convencional.

El desarrollo de nuevos sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales requiere la modelización de digestores en los que analizar el flujo de líquido y su influencia en las características de los agregados bacterianos responsables de la depuración. El análisis sólo es fiable en dispositivos con gran similitud geométrica a la configuración de reactor deseada [1, 15].

Los digestores tubulares continuos se analizan asimilándolos al modelo ideal más afín, que es el de flujo en pistón, según el cual ningún elemento del fluido sobrepasa o se mezcla con cualquier otro elemento situado antes o después a lo largo de la trayectoria del flujo, aunque en dirección normal a éste puede haber mezcla o difusión [18]. El tiempo de residencia o retención en el reactor

es el mismo para todos los elementos del fluido [1, 15], y coincide con el tiempo de paso del fluido a través del digestor. Debido a la difusión longitudinal (molecular o turbulenta), en la práctica es difícil obtener el régimen teórico de flujo en pistón, que reduce el tiempo de residencia medio e incrementa la dispersión de tiempos de residencia.

En el presente trabajo se expone el diseño y prueba a escala de laboratorio de un digestor tubular continuo patentado [10], que se ha probado en el tratamiento de los efluentes, muy simples química-

mente pero altamente cargados en materia orgánica, procedentes de la gelatinización industrial de la nitrocelulosa.

MATERIALES Y MÉTODOS

Material

El sistema completo de digestión anaerobia estuvo compuesto por el digestor, el circuito de calefacción del digestor, el sistema de alimentación y el sistema de recogida de gases. La experimentación ha consistido en la puesta a punto y arranque del digestor hasta conducirlo al régimen estacionario, empleando

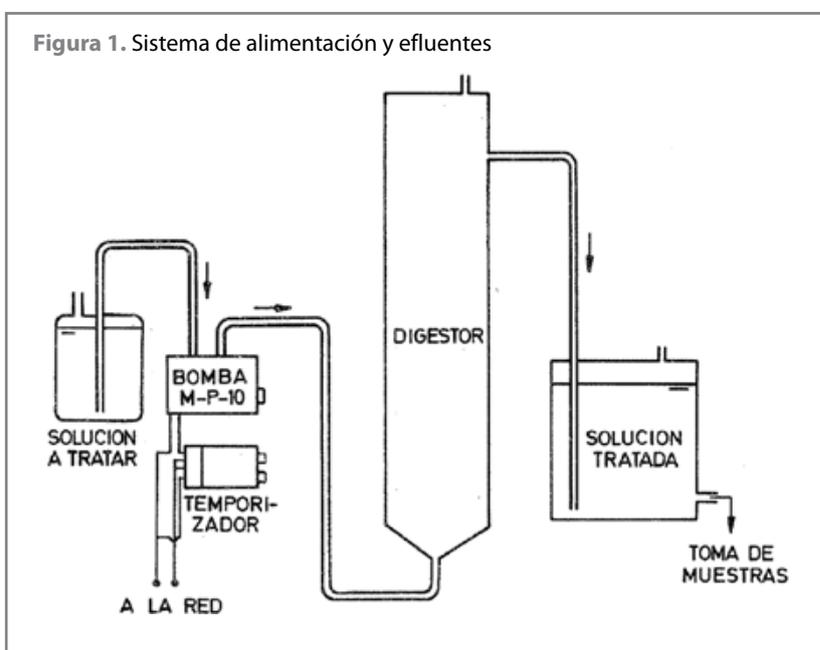


Tabla 1. Características geométricas principales del digestor tubular anaerobio

Tramos (listados en la dirección del flujo)	V (cm ³)	%V	S (cm ²)	Sup (cm ²)	Se (cm ² /cm ³)
Cono inferior	951,6	14	95,16	802,8	0,84
Seis tubos ascendentes	452,4	6	3,01	2.261,9	4,99
Tubo descendente	811,0	12	5,27	2.567,3	3,16
Tubo ascendente	2.175,6	31	14,70	6.230,4	2,86
Decantador	2.544,0	37	242,30	372,7	0,15
Total	6.934,6	100		12.235,1	1,76

V = capacidad

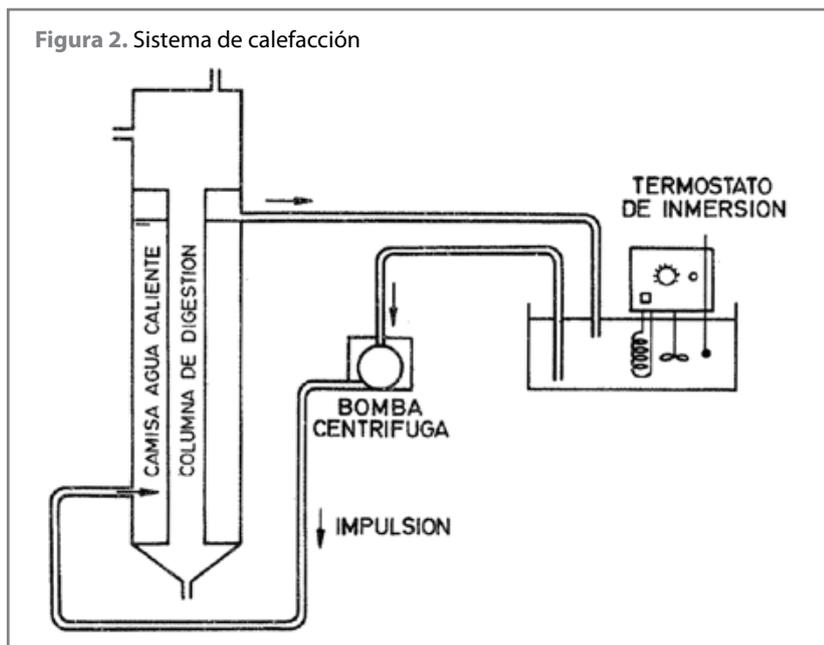
%V = capacidad en porcentaje respecto del total

S = sección transversal útil

Sup = superficie mojada

Se = Sup/V, superficie específica.

Figura 2. Sistema de calefacción



soluciones de etanol en agua como sustrato a digerir.

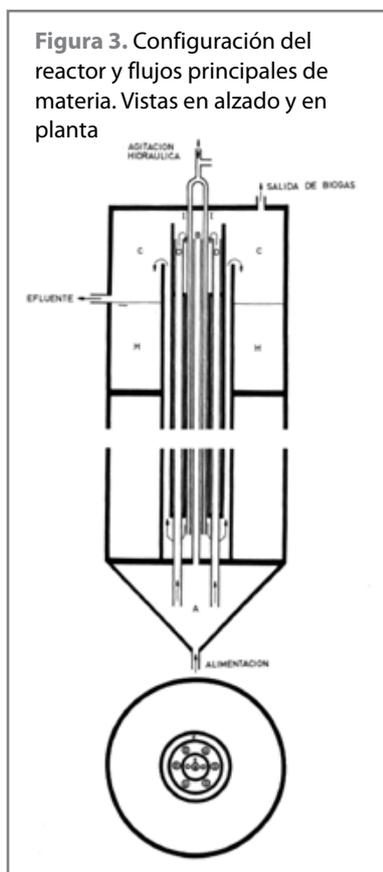
El digestor es una columna vertical (Figura 1) de unos 7 litros de capacidad (Tabla 1), con calefacción por camisa de agua caliente (36 °C) procedente de un depósito termostataado de 22 litros con termostato de inmersión de 1.000 W. Para la circulación del agua de calefacción a través de la camisa se dispuso una bomba centrífuga de 22 W y caudal fijo, con una renovación teórica del agua cada 22,5 min (Figura 2). La camisa rodea la columna de digestión y contacta con la base cónica. Para mejorar la decantabilidad de los lodos, entre la masa de agua caliente y la base del decantador hay una capa de aire que aísla y permite que en el decantador la temperatura de trabajo sea inferior a la de digestión.

La alimentación se realizó por la parte inferior del digestor con caudal semicontinuo (fijo a intervalos) mediante una bomba de membrana de 35 W y caudal variable entre 0 y 0,8 l/min (Figura 1). Un temporizador electrónico regulaba los periodos de bombeo y de parada del régimen semicontinuo.

Para la construcción del digestor (Figura 3) se empleó metacrilato (tubos y placas de dimensiones co-

merciales), además de otros materiales auxiliares para las juntas (goma blanda, goma corcho y silicona). Para las conducciones exteriores al digestor se emplearon tubos de goma de 5 y 6 mm, asegurados con abrazaderas metálicas.

Figura 3. Configuración del reactor y flujos principales de materia. Vistas en alzado y en planta

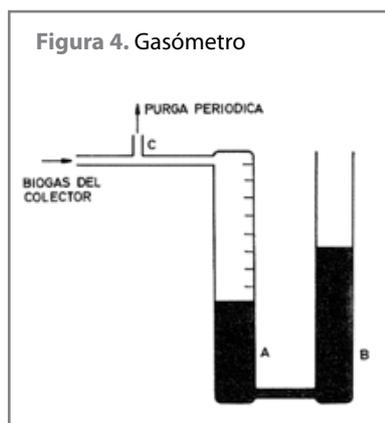


Métodos de análisis

Los valores de las variables que definen el estado químico del sistema se determinaron sobre muestras del influente, del efluente y de un punto intermedio del digestor correspondiente al 23% del tiempo de retención, para comprobar los perfiles de concentración decreciente de sustrato y microorganismos en la dirección del flujo, propios del flujo de pistón al que se asimila el digestor [4].

Para la medición de las variables operativas y de control se emplearon métodos de análisis recopilados por Eaton (2005) [7]. La alcalinidad se determinó por valoración con ácido sulfúrico y heliantina como indicador. En la medición del pH se empleó pH-metro y electrodo. Como sólidos orgánicos en suspensión, se consideraron los volátiles a 550°C; y como sólidos inorgánicos, los fijos a dicha temperatura. La determinación se efectuó sobre cinco muestras por medición, tras desecación en estufa a 103°C, pesada e introducción en horno a 550°C durante dos horas. Los valores se expresaron en miligramos por litro y en porcentaje de entrada o de salida. La materia orgánica del agua residual se estimó a través de la concentración de sólidos volátiles, y también mediante la DQO, parámetro de control más eficaz, preciso y rápido de obtener por el método del dicromato, con microdigestión en bloque termostático a 150°C con cuatro muestras y un vial en blanco. El resultado se expresó en miligramos por litro de O₂. La concentración de ácidos volátiles, expresada en miligramos por litro de ácido acético, se determinó por titulación con hidróxido sódico (NaOH), y fenolftaleína como indicador, del destilado de la muestra diluida en ácido sulfúrico y agua desionizada.

Para la recogida y medición del volumen de gas producido en el digestor se empleó un gasómetro constituido por dos tubos verticales



comunicados por la base y parcialmente llenos con una disolución acuosa al 10% en peso de ácido sulfúrico, saturado de cloruro sódico y con heliantina como colorante (Figura 4). Con dicha solución se evita que el anhídrido carbónico contenido en el biogás se disuelva en el líquido del gasómetro [2, 3]. Uno de los tubos (A) está graduado y comunica con el colector. El frasco de expansión (B), abierto a la atmósfera, equilibra la presión del gas y la atmosférica. La determinación del volumen de gas se realizó igualando el nivel del frasco de expansión con el del tubo de medida. La lectura del nivel sobre la escala es el volumen de gas a presión atmosférica y temperatura ambiente. Para referir dicho volumen de gas a las condiciones de referencia (una atmósfera de presión y 25°C de temperatura) se usó la ecuación de los gases ideales.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Diseño y funcionamiento del digestor

La columna de digestión es un circuito de conductos tubulares que en escaso volumen incluye varios conductos de flujo ascendente y descendente (Figura 3). Detalles adicionales sobre la configuración del reactor, cuyo diseño está patentado, pueden consultarse en Guerrero Villarroel et al. (1991) [10].

El caudal influente es alimentado al reactor a través de un depósito inferior cónico de lodos (A, en la Figura 3), en el que se inicia la acti-

vidad metanogénica. El tubo central (B) conduce el biogás producido al colector (C) situado en la parte superior. Existe agitación de la masa microbiana en el depósito cónico debido a la entrada del influente. El líquido asciende a través de seis tubos circulares (D), arrastrando hasta cierta altura parte de los agregados bacterianos. Los tubos están abiertos superiormente, por lo que el gas asciende al colector C y el líquido rebosante desciende por la conducción central (E). Al final del tramo descendente se invierte el sentido del flujo y se produce un cierto grado de intermezcla, lo que en parte reduce el carácter de flujo prácticamente en pistón que la corriente ha llevado hasta este punto. El flujo ascensional que sigue tiene lugar en un conducto con sección en corona circular (F). La salida del líquido al tanque de decantación (H) se produce por rebose. El aumento progresivo de la sección a lo largo del recorrido del flujo (Tabla 1) supone la reducción de la velocidad media del líquido, de modo que en el último tramo ascendente la velocidad de sedimentación de los aglomerados bacterianos no es compensada por una suficiente velocidad ascensional de líquido, con lo que la biomasa sedimenta en la zona de inversión del sentido de flujo. Esta sedimentación lleva a reducir la porosidad de la masa microbiana, reduciéndose la transferencia de materia y, por tanto, la eficacia del sistema. Para mantener una biomasa eficaz en suspensión se necesitó una acción exterior periódica de agitación hidráulica por medio de dos tubos (I) de pequeña sección.

El decantador (H) evita que salga del sistema la biomasa arrastrada con el flujo (en suspensión o como agregados bacterianos adheridos a burbujas de biogás). Para lograr la sedimentación adecuada de lodos se le dio al decantador un volumen (Tabla 1) que permitiera un tiempo de residencia suficiente.

El colector de biogás cierra superiormente la columna de digestión y evita el escape del gas resultante de la digestión. El colector conecta con el gasómetro, del que se purga el biogás (Figura 4).

Se aplicaron bajos tiempos de retención hidráulica para conseguir un equipo poco voluminoso, procurando altos tiempos de retención celular, para aumentar la eficacia depuradora del sistema. Para elevar el tiempo de retención celular se pretendía favorecer la sedimentación de agregados bacterianos, lo cual es difícil en digestores tubulares, por lo que se acudió a un infrecuente modelo vertical sin agitación mecánica [5]. Las altas densidades de biomasa llevan a la formación de aglomerados de microorganismos, más resistentes a ser arrastrados [11]. Para soportar el lavado con el flujo, la alternativa a la formación de agregados bacterianos fácilmente sedimentables es la formación de biopelículas adheridas a las superficies interiores del digestor [1, 17]. En este diseño se ha optado por favorecer la formación de agregados bacterianos, puesto que la formación de biopelículas sobre el metacrilato es mínima y la superficie específica disponible es insuficiente (Tabla 1). No se utilizó recirculación, ya que la sedimentación de lodos era suficiente y no se produjo un fuerte arrastre de biomasa con el efluente [20].

Fase de arranque

El digestor termostataado se inoculó con lodos procedentes de digestores anaerobios de una estación depuradora municipal. La alimentación del digestor se inició a baja carga, aumentándola de manera gradual hasta el valor de diseño [12, 14]. La débil actividad metanogénica del lodo recién inoculado y la ausencia de agregación de las especies bacterianas hacen que la fase de arranque sea la más lenta y delicada en la puesta en marcha de un digestor anaerobio, siendo necesaria una vi-

gilancia exhaustiva de las variables de control, especialmente en digestores tubulares continuos.

Variables operativas

Para probar la eficacia del digestor se eligió un experimento consistente en la degradación anaerobia de un sustrato orgánico a dos niveles de concentración y con temperaturas en el rango mesófilo. El sustrato empleado en la alimentación fue sintético, etanol (CH₃CH₂OH) disuelto en agua, que es el efluente resultante de la gelatinización industrial de la nitrocelulosa. La concentración empleada de etanol fue de 0,5 y 1% en agua. La concentración del efluente en la industria llega al 4%, por lo que en un ensayo futuro se aumentaría gradualmente la velocidad de carga orgánica.

La concentración del influente al 0,5% de etanol en agua es de 7.872 mg O₂/l DQO, que es el 96% del valor teórico obtenido mediante cálculo estequiométrico. Para un nivel tan alto de carga orgánica, superior a 1.200 mg O₂/l DQO, la digestión anaerobia es más eficaz energéticamente que la digestión aerobia [21].

Para prevenir limitaciones a la actividad microbiana por falta de nutrientes, se adicionó urea (NH₂)₂CO y fosfato monoamónico H₂PO₄NH₄ en la proporción DQO: N:P igual a 97:5,5:1, aunque Mackie y Bryant (1995) [16] recomiendan una solución sin nitrógeno ni azufre para

el arranque. Se neutralizó el pH de la alimentación con 1,5 g/l de bicarbonato sódico NAHCO₃ [19], ya que las sobrecargas acidifican y desestabilizan el sistema [9] por acumulación de propionato, isobutirato, isovalerato, 2-metilbutirato y valerato [16]. Se ha mantenido una temperatura de 36°C en la fase de digestión, dejando a temperatura ambiente (media de 18°C) la fase de decantación, que es lo más eficaz a pesar de que en digestores tubulares una progresión de temperaturas a lo largo de la trayectoria del fluido puede convenir más que el óptimo isotérmico [21]. La isoterminia del digestor la garantizan los altos tiempos de retención.

La elevada concentración de biomasa puede reducir la transferencia de materia entre fases, necesaria para hacer más eficaz la biodigestión, por lo que hay que agitar [14, 11] ligeramente para no destruir agregados bacterianos [14]. En este caso la agitación fue periódica e hidráulica, ocasionada por la entrada de alimentación fresca al digestor.

El caudal medio aplicado, por tratarse de una alimentación semicontinua, fue de 0,865 l/día. El tiempo de retención hidráulica correspondiente fue de 8,02 días, que para una DQO de 8.243 mg O₂/l supone una velocidad de carga orgánica (VCO) de 0,981 Kg DQO/m³/día.

El tiempo de residencia real fue

aproximadamente un día inferior al tiempo de retención hidráulica, debido a que el flujo en pistón no es perfecto y se produce algo de turbulencia y cierta difusión longitudinal en la dirección del flujo.

Variables de control

En la fase de arranque el valor de ciertas variables de control (pH, alcalinidad, concentración de ácidos volátiles) indican si la población microbiana en crecimiento se constituye en un ecosistema estable o, por el contrario, un grupo microbiano prevalece y anula el equilibrio [6]. La alcalinidad es, junto a la concentración de CO₂, el más sensible indicador de la marcha del proceso, en tanto que el pH es la respuesta al comportamiento de aquellos. El peligro más importante es la desestabilización por acidificación del reactor. Durante el arranque el rendimiento sólo indica que en el digestor se está implantando una masa microbiana en crecimiento. El rendimiento es la respuesta final del sistema ante los factores que lo condicionan, y se mide como:

- Porcentaje de DQO eliminada respecto de la DQO del influente (ρ).
- Eficacia en la conversión de DQO a biogás, como producción de biogás por unidad de materia orgánica digerida (c) [14].

El primero es indicador de la eficacia depuradora, y el segundo es indicador de la metanogénesis [23].

La eliminación de DQO fue de un 59%, muy aceptable para el arranque con concentraciones de etanol del 1%. Con concentraciones de etanol del 0,5%, aumentó la eficacia de la eliminación al 63%, aunque en análisis posteriores se redujo al 35% (Tabla 2).

La producción de biogás fue muy variable, lo cual es característico de los reactores tubulares sin recirculación, lo que se añade a la inestabilidad propia de la fase de arranque. El

Tabla 2. Comportamiento del digestor en la fase de arranque frente a dos niveles de VCO

VCO	C	Q	θh	q	ρ	c	SV
1,962	1,0,0	0,865	8,02	412	59	51,3	600
0,981	0,5	0,865	8,02	220	35	92,3	

VCO = velocidad de carga orgánica en Kg DQO/m³/día
 C = concentración del sustrato en porcentaje
 Q = caudal en l/día
 θh = tiempo de retención hidráulica en días
 q = caudal de biogás producido en ml/día
 ρ = eficacia en la eliminación de DQO, en porcentaje
 c = eficacia de la conversión de DQO a biogás, en l/Kg
 SV = sólidos volátiles, en miligramos por litro

valor medio fue de 220 ml/día para concentraciones de entrada del etanol del 0,5% (92,3 l biogás/Kg de DQO) y 51,3 l biogás/Kg DQO eliminado para el 1% de alimentación. Por lo tanto, reduciendo la VCO del 1 al 0,5%, la eliminación de materia orgánica se reduce, pero la eficacia de las bacterias metanogénicas en la conversión de la materia orgánica casi se duplica, si bien es aún muy inferior al máximo teórico de producción de biogás, que para este sustrato es de 509 l biogás/Kg DQO [21]. La fracción de metano en el biogás se ha estimado en un 67,5%, mediante cálculo estequiométrico, en función del número de oxidación medio del carbono para el etanol.

El pH se mantuvo en torno a 7,5, con leves oscilaciones dependientes de los cambios de alimentación, hasta llegar a valores de pH 9 en el interior del digestor. La alcalinidad aumentó, junto con el pH, hasta valores de 2.000 mg/l de CaCO_3 . Junto a lo anterior, se produjo la práctica desaparición de los ácidos volátiles, aunque al inicio aumentó fuertemente su concentración, debido a que en el arranque las bacterias acidogénicas se reproducen a una velocidad muy superior a las bacterias metanogénicas, que son las encargadas de consumir los ácidos volátiles generados por las anteriores [3, 4, 5]. En definitiva, las condiciones de pH se volvieron adversas para la existencia de una actividad microbiana estable.

Se comprobó que el decantador de sólidos está infradimensionado, puesto que no se ha producido una estratificación en capa sobrenadante y capa sedimentada, habiendo un arrastre importante de la biomasa más difícilmente sedimentable, tal como se observa en los valores de concentración de sólidos volátiles en el efluente (Tabla 2).

CONCLUSIONES

La especial configuración geométrica del digestor hace difícil el acceso a la toma de muestras de su interior,

siendo éste un aspecto importante para conocer el estado químico en cada punto de la trayectoria del flujo. Por ello, son necesarios más puntos intermedios de muestreo. Es adecuada la construcción con un material transparente para posibilitar las observaciones del interior, dotando así al digestor de una función didáctica.

La reducción de la VCO hace bajar el porcentaje de eliminación de materia orgánica, pero aumenta la eficacia de las bacterias metanogénicas en la conversión de materia orgánica. Con respecto al estado químico del sistema y su reflejo en la calidad de la depuración, la VCO de 0,981 Kg DQO/m³/día es aceptable en el arranque, mejor con caudales altos para favorecer la agitación de la biomasa celular. Por otra parte, la isoterminia del digestor está prácticamente garantizada para aumentos de caudal futuros, puesto que se parte de caudales muy bajos y un diseño de sistema de calefacción eficaz. Los equipos de bombeo por membrana son poco eficientes en esta aplicación, a lo que se añade la baja potencia de bombeo instalada.

La eficacia depuradora en el arranque fue del 59%, por lo que cabe esperar valores más altos en régimen estacionario. La actividad degradatoria ha sido más destacada en las primeras fases del recorrido de la alimentación, con elevada sedimentación.

En un trabajo posterior procede ensayar el digestor para diferentes condiciones de las variables operativas, a fin de encontrar sus valores óptimos. En particular, debería aumentarse la velocidad de carga orgánica por reducción del tiempo de retención hidráulica o por aumento de la concentración del sustrato a diferentes valores de temperatura, a fin de aproximarse a las características usuales del efluente en la industria.

Bibliografía

[1] Atkinson, B. 1986. Reactores bioquímicos. Reverté, Barcelona.

- [2] Babcock, R. H. 1974. Instrumentación y control: en el tratamiento de aguas potables, industrialización y de desecho. Limusa, Méjico.
- [3] Cairo, J. J.; París, J. M. 1988. Microbiología de la digestión anaerobia. Metanogénesis. 4º Seminario de Depuración Anaerobia de Aguas Residuales. Secretariado de publicaciones de la Universidad de Valladolid.
- [4] Calleja Pardo, G. 1999. Introducción a la Ingeniería Química. Editorial Síntesis.
- [5] Díaz Lázaro-Carrasco, J. J. 1998. Depuración de aguas residuales. Unidades Temáticas Ambientales de la Dirección General del Medio Ambiente. MOPU, Madrid.
- [6] Dutt, A. 1985. Anaerobic treatment of a shorgum-based alcohol production wastewater. The University of Texas at Austin.
- [7] Eaton, A. D. 2005. Standard methods for the examination of water and wastewater, 21th edition. APHA, AWWA, Washington.
- [8] Fernández-Polanco, F. 1982. Estrategia de la depuración de aguas residuales de la azucarera. Seminario sobre tratamiento y reciclado de aguas residuales de bajos costos económicos y energéticos. OCDE-MOPU, Madrid.
- [9] Fernández-Polanco, F.; García, P. A.; Sierra, R.; Ronda, F. 1986. Estabilidad de reactores anaerobios. 3º Seminario de Depuración Anaerobia de Aguas Residuales. Secretariado de Publicaciones de la Universidad de Valladolid.
- [10] Guerrero Villarroel, F.; Díaz de Barrionuevo, A.; Cortijo Martínez, M.; Mesa Peña, A. 1991. Digestor anaeróbico tubular vertical. Referencia U9001946. España. ES 1 014 504 U. 1-04-1991.
- [11] Henze, M. 1987. Process intensification. En: Biotechnology of waste treatment and exploitation. Sidwick, J. M.; Holdom, R. S. (eds.). Ellis Horwood Limited.
- [12] Iza, J. 1988. Control de reactores anaerobios: parámetros y procedimientos. 4º Seminario de Depuración Anaerobia de Aguas Residuales. Secretariado de Publicaciones de la Universidad de Valladolid.
- [13] Lema, J. M. 1986. Los procesos de conversión en digestión anaerobia y sus implicaciones tecnológicas. 3º Seminario de Depuración Anaerobia de Aguas residuales. Secretariado de Publicaciones de la Universidad de Valladolid.
- [14] Lema, J. M.; Méndez, R. J. 1988. Diseño y operación de digestores anaerobios basados en conceptos cinéticos. 4º Seminario de Depuración Anaerobia de Aguas residuales. Secretariado de Publicaciones de la Universidad de Valladolid.
- [15] Levenspiel, O. 2004. Ingeniería de las reacciones químicas. Limusa Wiley, Méjico.
- [16] Mackie, R. I.; Bryant, M. P. 1995. Anaerobic digestion of cattle waste at mesophilic and thermophilic temperatures. Appl. Microbiol. Biotechnol. 43(2):346-350.
- [17] París, J. M. 1986. Los reactores anaerobios de lecho fijo: características, operación y aplicación a la depuración de aguas residuales. 3º Seminario de Depuración Anaerobia de Aguas residuales. Secretariado de Publicaciones de la Universidad de Valladolid.
- [18] Ramalho, R. S. 1996. Tratamiento de aguas residuales. Reverté, Barcelona.
- [19] Rozzi, A. 1986. Parámetros de operación y control de los procesos anaerobios. 3º Seminario de Depuración Anaerobia de Aguas residuales. Secretariado de Publicaciones de la Universidad de Valladolid.
- [20] Rozzi, A. 1988. Estado del arte de la digestión anaerobia en Europa. 4º Seminario de Depuración Anaerobia de Aguas residuales. Secretariado de Publicaciones de la Universidad de Valladolid.
- [21] Sixt, H.; Sahm, H. 1987. Biomethanation. En: Biotechnology of waste treatment and exploitation.
- [22] Sidwick, J. M.; Holdom, R. S. (eds.). Ellis Horwood Limited.
- [23] Willumsen, H. C.; Burian-Hansen, P.; Jensen, P. E. 1988. Toxic components in biogas extracted from landfills. Hall, E.R.; Hobson, P.N. (eds.). Proceedings of the 5th International Symposium on Anaerobic Digestion. Pergamon Press, London. ■