

TECNOLOGÍAS ANAEROBIAS PARA LA DEPURACIÓN TERMOFÍLICA DE VERTIDOS DE DESTILERÍAS VÍNICAS

Pérez García, M., Romero García, L.I. y Sales Márquez, D.¹

RESUMEN: Se ha estudiado el período de reinicio, puesta en funcionamiento y operación de dos tecnologías anaerobias, Tanque Agitado (TA) y Filtro Anaerobio (FA), susceptibles de ser utilizadas para la degradación de vertidos de destilerías vínicas (vinazas de vino) en condiciones anaerobias termofílicas (55°C). Los resultados experimentales obtenidos indican que los reactores TA pueden operar tras dos años de inactividad y alcanzar operación estable en régimen semicontinuo para un tiempo hidráulico de retención (THR) de 3,6 días y una velocidad de carga orgánica de 3,5 gDQO/l/d, en un período de tiempo aproximado de 3 meses. Los reactores FA presentan un comportamiento estable hasta THR's próximos a 1,5 días y velocidades de carga orgánica de 5,6 gDQO/l/d tras 40 días de operación en continuo. Por tanto, los sistemas con biomasa inmovilizada (filtros anaerobios) pueden depurar elevadas velocidades de carga orgánica en menores tiempo de operación, manteniendo eficacias depurativas superiores para análogas condiciones de THR frente a los sistemas de biomasa en suspensión (tanque agitado).

INTRODUCCIÓN

Los recientes progresos realizados en las tecnologías de tratamiento de aguas residuales industriales se deben, en gran parte, al rápido desarrollo de los procesos anaerobios: avances en el conocimiento de las bases microbiológicas, cinéticas y estequiométricas del proceso así como a la aplicación de conceptos y métodos de diseño característicos de la Ingeniería Química (Lema, 1992).

El sistema convencional de digestión anaerobia está basado en el contacto íntimo y prolongado entre un residuo a tratar y los microorganismos que proliferan en el seno del proceso. Este tipo de reactores no incorporan sistemas de retención ni de recirculación de los microorganismos y la biomasa abandona el reactor junto con el efluente. Esto provoca una reducción de la concentración de ésta en el medio aumentando, en consecuencia, el tiempo (o el volumen del sistema) de tratamiento necesario para obtener la conversión deseada.

El desarrollo de reactores de alta carga, caracterizados por la separación de los conceptos de tiempos de retención hidráulico y celular, ha permitido la expansión del uso y aplicación de esta tecnología. Los microorganismos permanecen en el reactor independientemente del caudal de agua residual que circula por el mismo, posibilitando mayores velocidades de carga.

Las técnicas de retención de biomasa en el seno del reac-

tor son diversas y se basan en la posibilidad de formación de flóculos bacterianos o en la adhesión microbiana sobre superficies sólidas. En este sentido, los sistemas de separación externa y recirculación, sedimentación interna o inmovilización sobre superficies sólidas conducen al desarrollo de modelos de reactores tales como: contacto anaerobio, lecho de fangos (UASB), filtro anaerobio (FA), película fija con flujo de fluido descendente (DSFF) y lecho fluidizado (FB) o expandido (EB). En los últimos años estas tecnologías puras han evolucionado hacia modelos híbridos que pretenden conjugar las ventajas de cada una ellas (UASB + filtro; UASB granular expandido, etc.).

La *Tabla 1* resume las principales características que definen y diferencian a las diversas tecnologías aplicables al proceso de digestión anaerobia según tres importantes criterios: tipo de crecimiento celular (suspendido o sobre soporte), sistema de retención de biomasa en el reactor y tipo de flujo en el reactor.

El funcionamiento óptimo de un reactor exige la correcta sucesión de un conjunto de etapas resumidas como: período de puesta en marcha, operación (en estado no estacionario y estacionario) y control- estabilidad.

La puesta en funcionamiento es el período inicial en la estrategia de operación con reactores. Es una etapa crítica, relativamente lenta y que, frecuentemente, determina la eficacia de operación del digestor durante mucho

¹ Departamento de Ingeniería Química, Tecnología de Alimentos y Tecnologías del Medio Ambiente. Facultad de Ciencias del Mar (Apdo. 40, 11510-Puerto Real, Cádiz) Universidad de Cádiz.

Artículo publicado en *Ingeniería del Agua*. Vol.4 Num.2 (junio 1997), páginas 7-16, recibido el 11 de julio de 1996 y aceptado para su publicación el 11 de octubre de 1996. Pueden ser remitidas discusiones sobre el artículo hasta seis meses después de la publicación del mismo. En el caso de ser aceptadas, las discusiones serán publicadas conjuntamente con la respuesta de los autores en el primer número de la revista que aparezca una vez transcurrido el plazo indicado.

TIPO DE REACTOR	TIPO DE CRECIMIENTO	SISTEMA DE RETENCIÓN DE BIOMASA	TIPO DE FLUJO
REACTOR DISCONTINUO TANQUE AGITADO	SUSPENDIDO	NINGUNO	NINGUNO
REACTOR CONTINUO TANQUE AGITADO			MEZCLA COMPLETA
REACTOR TUBULAR			FLUJO PISTÓN
REACTOR DE CONTACTO		EXTERNO (DECANTADOR)	ASCENDENTE Y RECIRCULACIÓN
REACTOR UASB		INTERNO (SEPARADOR)	ASCENDENTE
FILTRO AN AEROBIO ASCENDENTE	SOBRE SOPORTE	SOPORTE INTERNO FIJO SIN SEPARADOR	ASCENDENTE
FILTRO ANAEROBIO DESCENDENTE			DESCENDENTE Y RECIRCULACIÓN
REACTOR DE LECHO EXPANDIDO		SO PORTE MÓVIL Y SEPARADOR INTERNO	ASCENDENTE
REACTOR DE LECHO FLUIDIZADO			ASCENDENTE
REACTOR HÍBRIDO	SUSPENDIDO Y SOBRE SOPORTE	ARRIBA: SUSPENDIDO ABAJO: SOPORTE HJO	ASCENDENTE
CASBER		SEPARADOR EXTERNO	ASCENDENTE Y RECIRCULACIÓN

Tabla 1: Esquema comparativo de las diferentes tecnologías anaerobias

tiempo. La velocidad de dicha etapa va a depender tanto de las características del inóculo y concentración de biomasa alimentada como de la configuración, tamaño y condiciones de operación del reactor. No obstante, no existe un protocolo general para la puesta en funcionamiento de los reactores anaerobios ya que en ésta influyen un gran número de variables, aunque puede estimarse a partir de estudios a escala de laboratorio.

Un exitoso proceso de puesta en funcionamiento requiere, por un lado, utilizar un cultivo bacteriano viable que contenga un amplio espectro de microorganismos y por otro, la adición controlada de biomasa. Normalmente, el inóculo se incuba en un medio adecuado (mezcla de compuestos orgánicos) susceptible de sufrir procesos de descomposición metanogénica (un digestor de lodos anaerobio, sedimentos o heces de animales). Otras veces es aconsejable un inóculo previamente adaptado al sustrato en cuestión. Seleccionando una determinada estrategia de alimentación, el inóculo se reproduce has-

ta alcanzar una población microbiana lo suficientemente importante como para poner en óptimo funcionamiento el proceso de arranque del reactor. En general, una concentración elevada de sustrato permite que el crecimiento de la población sea más rápido. Por ello es recomendable suministrar el sustrato, si las condiciones lo permiten, en forma de cargas (Soto, 1993). Esta sistemática permite mantener una concentración de sustrato en el digestor más alta que mediante un suministro continuo de la misma.

La mayoría de los autores aconsejan un ritmo creciente de velocidad de carga orgánica, usando como índices de control diferentes parámetros: la producción de metano, el nivel máximo de ácidos grasos volátiles, 0,5 g/l (Kennedy, 1985), el pH, etc. Se aconseja empezar con THR altos para permitir la adhesión de los microorganismos al soporte e impedir el lavado. Otro parámetro importante es la relación velocidad carga orgánica/cantidad de biomasa, que debe mantenerse por debajo de 0,1 kgDQO/kgSVS/d (Pan Veira, 1991).

Normalmente, los reactores que trabajan en condiciones termofílicas (55°C) suelen ser más estables en el período de puesta en funcionamiento que los que trabajan en régimen mesofílico a 35°C (Lema, 1993). No obstante, los cultivos iniciales deben estar aclimatados a las mencionadas temperaturas y puesto que la estabilidad de los cultivos decrece con la temperatura, ésta ha de ser controlada cuidadosamente para asegurar una operación estable. En tales casos, el período de puesta en funcionamiento puede desarrollarse dentro de un tiempo razonable, de 2 a 4 meses, dependiendo del tamaño relativo del inóculo primario.

Nebot (1992) estudia el efecto del régimen de alimentación sobre el proceso de puesta en funcionamiento de filtros anaerobios en el tratamiento anaerobio termofílico de vinazas de vino. Este autor concluye indicando que la sistemática de alimentación en continuo es más adecuada que el régimen semicontinuo (en una única dosis diaria) cuando se opera con bajas velocidades de carga orgánica. No obstante, cuando se tratan altas velocidades de carga, las diferencias operativas entre ambas sistemáticas de operación se reducen.

En el presente trabajo se describen los procesos reinicio, puesta en funcionamiento y operación de dos tecnologías anaerobias, Tanque Agitado (TA) y Filtro Anaerobio (FA), y se comparan las capacidades depurativas de cada tecnología para la degradación anaerobia termofílica de vinazas de vino.

MATERIAL Y MÉTODOS

Condiciones de operación

Todos los ensayos se realizan por duplicado en reactores a escala de laboratorio tipo tanque agitado (TA) y filtro anaerobio (FA). La temperatura de operación se mantiene a $55^{\circ}\text{C} \pm 1^{\circ}\text{C}$, óptima del rango termofílico. La alimentación seleccionada es vinaza de vino (vertidos de destilerías vinicas) y se adopta una estrategia de

aumento secuencial de la velocidad de carga orgánica suministrada a los sistemas hasta desestabilización de los mismos por acidificación del medio de ensayo.

En un estadio de operación previo al estudio presentado (Pérez, 1995) los reactores habían operado en condiciones anaerobias termofílicas degradando vinazas de vino. En este sentido, la biomasa presente en los mismos, aunque inactiva durante un período de dos años, puede ser rápidamente pre-aclimatada a las condiciones de operación seleccionadas.

Reactores experimentales

Un esquema ilustrativo de los reactores utilizados en el desarrollo experimental del trabajo se presenta en la *Figura 1*.

Los reactores de Tanque Agitado están contruidos en vidrio y constan de un cuerpo central de forma cilíndrica, con una altura de 25 cm, que constituye el reactor anaerobio propiamente dicho. La capacidad total de estas unidades es de 2 litros, con un volumen útil de 1,8 litros en las condiciones experimentales seleccionadas. El sistema está provisto de una boca superior por donde se incorpora la alimentación al medio. El sustrato alimentado alcanza el fondo del reactor a través de un tubo interno incorporado al sistema. Una abertura, situada al mismo nivel del líquido, permite desalojar una cantidad de efluente equivalente a la alimentación adicionada al mismo. El reactor incorpora, además, una salida superior acoplada a un gasómetro que recoge el biogás producido durante la digestión. El cuerpo del reactor se recubre con una cinta calefactora, conectada con un termopar insertado en el reactor, que permite mantener la temperatura de trabajo a $55 \pm 1^{\circ}\text{C}$. La homogeneización del medio se consigue mediante un dispositivo de agitación magnética.

Los Filtros Anaerobios, contruidos en vidrio, presentan 2,4 l de capacidad global y 2 l de volumen útil. Constan de un cuerpo central provisto de una camisa de vidrio

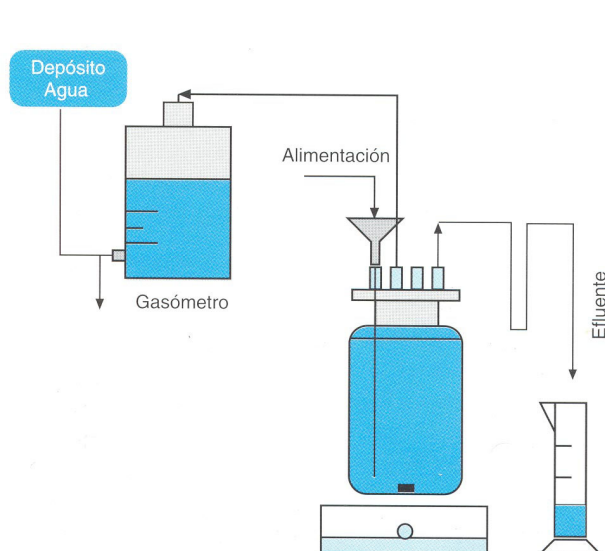


Figura 1a: Reactor de tanque agitado (TA) utilizado en el proceso de inoculación

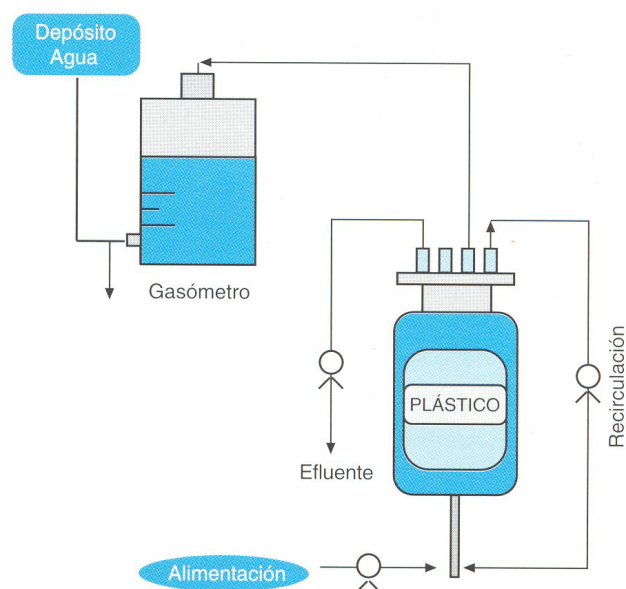


Figura 1b: Dispositivo experimental utilizado como reactor de filtro anaerobio (FA)

externa que permite la termostatación del equipo por circulación de agua a 55°C. El extremo inferior está provisto de una válvula de regulación para la extracción del líquido interno. Una tapa de vidrio con 5 bocas se ajusta al extremo superior del reactor. El cuerpo central del reactor está relleno hasta un volumen de 2L con un material plástico corrugado dispuesto al azar. Se trata de cilindros huecos de 1,5 x 1,5 cm que le confieren una elevada porosidad (superior al 94%) y una superficie específica de 450 m²/m³. Una bomba conectada a la salida de efluente permite la homogeneización del medio por recirculación del efluente líquido en sentido ascendente.

En ambos casos, el gas generado es recogido en gasómetros de 5 litros de volumen ubicados a un nivel más elevado que el correspondiente digestor, provocando una ligera depresión en éste último y favoreciendo, de este modo, las condiciones anaerobias del medio. El volumen de biogás generado en el digestor se mide por el desplazamiento del agua en el gasómetro. Posteriormente el agua se recircula para evitar pérdidas por solubilización.

Alimentación

Se han utilizado vertidos procedentes de la destilería de vino de Tomelloso (Ciudad Real, España). En general, estos vertidos presentan un marcado carácter ácido (pH: 3,7) con una adecuada relación entre los diferentes macro y micronutrientes (relación DQO/N/P favorable para procesos biológicos). Un exhaustivo estudio de las características y propiedades generales de las vinazas se encuentra en trabajos previos de los autores (Sales, 1982).

Las vinazas fueron transportadas y mantenidas a 4°C antes de su utilización como alimentación en los reactores experimentales. Previamente a su utilización se realizaron ensayos de biodegradabilidad de las mismas. El objetivo de los ensayos de biodegradabilidad radica en estimar la fracción de DQO que puede ser eliminada y la que permanecerá en el efluente como materia no biodegradable durante el tratamiento biológico anaerobio. Así, la existencia, entre otros compuestos, de materia polifenólica en la composición de las vinazas de vino hace que exista un cierto nivel de materia no biodegradable. No obstante, es sabido que altas concentraciones de microorganismos y/o elevados tiempos de exposición de la materia orgánica difícilmente biodegradable a los mismos puede conducir a la biodegradación de ésta cuando los microorganismos son capaces de sintetizar los enzimas necesarios para ello.

Las vinazas fueron diluidas desde su concentración inicial de 30 gDQO/l hasta los valores requeridos en los ensayos realizados.

Técnicas analíticas

El seguimiento del proceso de biodegradación requirió la cuantificación de los siguientes parámetros: Demanda Química de Oxígeno (DQO), pH, Sólidos Totales y Volátiles en Suspensión (STS y SVS), volumen de bio-

gás generado y composición del mismo (CH₄ y CO₂). La DQO, STS y SVS se analizan de acuerdo con los "Métodos Estandarizados" (APHA, 1989). Los Sólidos Volátiles adheridos al soporte plástico (SVadh) se habían cuantificado previamente dividiendo el volumen del reactor en cuatro fracciones y extrayendo 20 unidades representativas de cada fracción. La biomasa adherida se separó del soporte por aplicación de una corriente de agua a presión (y a una temperatura de 55 °C), hasta un volumen total de 250 ml. A estas disoluciones acuosas, que contenían la biomasa separada del relleno, se les determinó el contenido en sólidos volátiles y totales en suspensión, según los métodos estandarizados. La composición del biogás se analizó mediante cromatografía gaseosa utilizando un cromatógrafo de gases KONIK 2000 serie C, con programa de temperaturas.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

El protocolo experimental del trabajo incluye el estudio previo de caracterización de la biodegradabilidad de la vinaza, así como el reinicio, puesta en funcionamiento y operación estable de los reactores bajo diferentes condiciones de carga orgánica.

Ensayos de biodegradabilidad de la vinaza

Con el fin de caracterizar la biodegradabilidad de la alimentación utilizada en el desarrollo del presente trabajo experimental se montaron incubaciones en discontinuo utilizando un inóculo bacteriano disponible de reactores de inoculación y utilizando la vinaza como medio nutritivo. Los ensayos se realizaron por duplicado en sistemas de tanque agitado (1 litro de capacidad) análogos a los presentados en el esquema de la *Figura 1a*.

El inóculo extraído de los reactores de inoculación fue inicialmente separado del medio líquido y concentrado mediante centrifugación. Posteriormente se diluyó con vinaza neutra (pH: 7,4) de 20,7 gDQO/l hasta alcanzar una densidad de sólidos volátiles y totales en el reactor de 4,5 y 5,1 g/l respectivamente.

El seguimiento del proceso degradativo se realizó por cuantificación diaria de la DQO de muestras de 3 ml de volumen extraídas del seno del reactor, así como de la determinación del contenido en sólidos de las mismas (SVS y STS), pH, volumen y composición de la corriente gaseosa.

La curva de degradación de sustrato (expresada como DQO) en el tiempo de incubación (*Figura 2*) presenta tres etapas bien definidas:

- A. Una etapa inicial, que se extiende hasta las 63 horas de incubación, en la que se produce una acusada disminución del sustrato del medio desde 20,6 g DQO/l hasta un valor de 13,4 g DQO/l, eliminándose el 35% de la DQO inicial contenida en el ensayo. Este período inicial coincide con el de máxima actividad de la flora acidogénica, que degrada el sustrato inicial hasta ácidos grasos volátiles de cadena corta que sirven de sustrato a los microorganismos metanogénicos. Este hecho se confirma por un aumento de la acidez

del medio (valores de pH próximos a 5,8) y por la escasa generación de metano observada (379 ml en 63 horas de proceso). La actividad metanogénica genera AGV, CO_2 e H_2 . Era de esperar, por tanto, la presencia de H_2 en el biogás obtenido. Dicho componente ha sido claramente detectado por otros autores que han realizado experimentos similares pero con niveles de sustrato inicial superiores (Romero, 1991). En el presente estudio, si bien los cromatogramas mostraban indicios de la presencia de este componente, no se pudo cuantificar la cantidad debido a su dilución con el aire que ocupaba inicialmente la cámara de gas del reactor anaerobio.

Esta evolución es característica del proceso anaerobio cuando se producen choques de carga orgánica, ya que las bacterias acidogénicas, que tienen una velocidad máxima de crecimiento muy superior a las metanogénicas acetoclásticas y, además, son mucho menos sensibles a los cambios medioambientales, comienzan a degradar la materia orgánica hasta AGV; sin embargo, las bacterias metanógenas requieren cierto tiempo de adaptación y no degradan los mencionados AGV a CH_4 a la misma velocidad de generación de los mismos (Romero, 1991).

La producción de metano en el sistema se debe fundamentalmente a la actividad de las bacterias metanogénicas utilizadoras de H_2 , que presentan velocidades máximas de crecimiento sensiblemente superiores a las acetoclásticas. Dado que la conversión de materia orgánica en AGV genera CO_2 e H_2 , estos microorganismos deben ser los responsables de la formación del metano recogido con el biogás. El crecimiento de las poblaciones involucradas y la producción de metano e hidrógeno justifican la reducción de la DQO observada.

- B. La segunda etapa corresponde a la evolución típica de un proceso de biodegradación en discontinuo, en el que las bacterias metanogénicas comienzan a utilizar los AGV formados por la actividad de las bacterias acidogénicas durante la fase A. Se observa un corto período de aclimatación inicial (fase de latencia) de la flora metanogénica debido, probablemente, a que las bacterias metanogénicas no operan adecuadamente a valores bajos de pH, seguido de un acentuado descenso de la concentración de sustrato. Este período se extiende hasta, aproximadamente, 800 horas de incubación, y constituye la etapa de máxima generación de metano (5,5 litros) y de mayor eficacia depurativa (51 % del total).
- C. Finalmente, una vez que el proceso parece haber concluido, y tras la estabilización de la DQO residual en valores próximos a 4 gDQO/l, se produce una posterior reducción de la DQO hasta valores de 1,2 gDQO/l, en un período caracterizado por la prácticamente nula generación de biogás.

Una posible explicación del fenómeno es la siguiente: la transformación de los distintos compuestos orgánicos presentes en la alimentación inicial (vinaza) hasta

AGV de cadena corta que sean utilizables por la flora metanogénica está muy influida por la concentración de H_2 en el medio (Mosey, 1983). Cuando la flora metanogénica no consume los AGV producidos por la acidogénica, la concentración de H_2 aumenta y se favorece la producción de ácido propiónico en el medio, en lugar de acético o butírico. La biodegradación del ácido propiónico por la flora metanogénica es mucho más lenta que la del ácido acético y butírico y, normalmente, se produce una vez consumido completamente el contenido en los mismos. No obstante, procesos continuos en los que las velocidades de generación y consumo de AGV por ambas floras están equilibrados no muestran este comportamiento, ya que no se producen aumentos de la concentración de H_2 . Este efecto, que en la explicación anterior no se comprobó, hace que esta hipótesis sea desechable.

Otra posible explicación sería admitir un crecimiento diáuxico del cultivo bacteriano en la etapa C. Es decir, dado que la vinaza es un medio complejo de composición no exactamente conocida, es probable que exista algún compuesto de naturaleza no biodegradable (en las condiciones en las que se lleva a cabo la experimentación). En estas circunstancias, los microorganismos anaerobios degradan, en primer lugar, el compuesto fácilmente metabolizable y, una vez consumido éste, sintetizan las enzimas adecuadas para degradar el sustrato más complejo. El hecho de no observar un aumento de metano producido durante esta última etapa puede ser debido a que el sustrato degradado se utiliza fundamentalmente en procesos anabólicos tales como la síntesis de nuevo material celular o la de enzimas necesarias para tal proceso.

Teniendo en cuenta las consideraciones anteriores, la curva de evolución de sustrato se puede considerar como

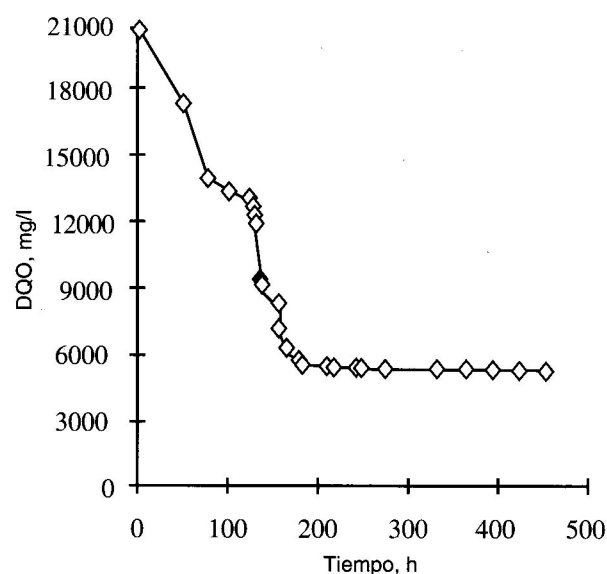


Figura 2: Evolución gráfica de la concentración de sustrato, expresado como mgDQO/l, durante el ensayo de biodegradabilidad de la vinaza

la superposición de tres curvas de degradación: A, B y C correspondientes a la degradación de un primer componente, S1, por las dos floras (acidogénica y metanogénica) y C corresponde a la degradación de otro componente, S2. A este respecto cabe señalar que las vinazas son medio complejos (composición no exactamente conocida) cuya composición es diferente en función de la materia prima y del proceso de destilación utilizado (Sales, 1982; Valcárcel, 1985). En todas ellas existen cantidades más o menos elevadas de materia difícilmente biodegradables, tal y como polifenoles. Por ello, aunque no se intentó determinar la naturaleza del compuesto, ya que se alejaba de los objetivos previstos en este estudio, puede tratarse de un compuesto orgánico existente en la vinaza utilizada.

Reactores de tanque agitado

Inicialmente se conectaron los dispositivos de calefacción y agitación, y se suministró una única carga de alimentación correspondiente a 100 ml de vinaza neutra de 13 gDQO/l. En estas condiciones, el proceso se dejó evolucionar en discontinuo hasta la primera generación de biogás. A partir de este momento se adoptó una estrategia de alimentación en semicontinuo, en una dosis diaria, suministrando el volumen de vinaza bruta correspondiente al THR deseado. El contenido inicial de biomasa, medida como SVS fue de 0,9 gSTS/l y 0,7 gSVS/l.

La primera dosis en semicontinuo adicionada supuso una carga orgánica de 0,7 gDQO/l/d (para un THR correspondiente a 18 días). Este valor fue aumentando gradualmente hasta alcanzar 3,6 gDQO/l/d (tiempo hidráulico de retención de 3,6 días). El cambio en el caudal de alimentación se realiza cuando los parámetros característicos del sistema se estabilizan para dichas condiciones (tras el choque que supone la modificación del caudal de alimentación).

Las evoluciones temporales de los principales parámetros de operación y funcionamiento de los reactores de tanque agitado durante la etapa de reinicio se presentan gráficamente en la *Figura 3*. Los resultados presentados corresponden a la media de dichos parámetros analizados para los dos reactores: VCO0 y VCOc (velocidad de carga orgánica inicial y consumida) en gDQO/l/d; eficacia de la depuración en tanto por ciento de DQO eliminada; pH del efluente; caudal de CH₄ y CO₂ generado (l/digestor/d). En la figura se han marcado, mediante líneas verticales, los diferentes períodos en los que se mantiene cada uno de los THR aplicados.

Durante el primer período del proceso, T1, se consigue la reactivación de la flora y la adaptación de la población de microorganismos a la alimentación y a las condiciones seleccionadas en este estudio.

Cuando comienza la operación semicontinua con un THR de 18 días, período T2, se observa un incremento de la actividad microbiana del sistema, como queda manifestado por el aumento en el consumo de materia orgánica y por la disminución de la DQO del efluente, alcanzándose eficacias del 79% en un período de 40 días.

Durante este período no se controló el volumen y composición del gas generado; no obstante, el volumen acumulado de metano durante toda la etapa fue de 0,4 litros.

A partir de este momento, y para todas las velocidades de carga orgánica aplicadas, la eficacia del proceso se estabiliza en un valor constante cercano al 80% (correspondiente a la degradación del sustrato S1 caracterizado como fácilmente biodegradable. No obstante, tras cada choque de carga orgánica se observa un ligero descenso de la eficacia depurativa que se recupera al final de cada etapa. Estos descensos de la eficacia se deben a las fases de adaptación de los microorganismos a las nuevas condiciones de alimentación. No obstante, como se ha comentado, la tendencia observada de este parámetro indica que el proceso alcanza cotas de asimilación de sustrato similares para los diferentes THR estudiados. Cuando se alcanza el valor de THR más bajo estudiado (correspondiente a 3,6 días), la velocidad de carga orgánica consumida se estabiliza en 2,9 gDQOc/l/d. Por tanto, los datos presentados indican que, en las condiciones de operación seleccionadas, la vinaza utilizada presenta un contenido de materia no biodegradable próximo a 2,7 gDQO/l.

Por otro lado, el pH del medio se mantiene siempre comprendido entre 7 y 8 sin que se alcancen valores inferiores a 7 en ninguna etapa del proceso. Lógicamente, sin embargo, los valores del parámetro descienden inicialmente tras los cambios de THR impuestos, como corresponde a períodos de desajuste iniciales entre las velocidades de producción de ácidos por la flora acidogénica y las de consumo de los mismos por la flora metanogénica. Posteriormente, si se mantienen las condiciones de alimentación, el sistema vuelve a autorregular el pH en valores próximos a 8.

La generación de biogás total comienza a contabilizarse a partir del THR de 14,4 días, período T3. En la *Figura 3d* se observa como el volumen de CH₄ y CO₂, expresado en l/digestor/d, aumenta progresivamente a lo largo del proceso. Así, para el THR de 14,4, el volumen de metano generado es de 0,35 l/digestor/d, alcanzando 0,85 l/digestor/d para el THR de 3,6 días. Sin embargo, la evolución del biogás no presenta los escalones observados para la VCOc; esto puede explicarse considerando que la población estacionaria para un caudal de alimentación más elevado (mayor cantidad de sustrato) es de mayor tamaño y, presumiblemente, una cantidad importante de sustrato es utilizada por la ruta anabólica que no genera metano.

Durante el período de puesta en funcionamiento se caracterizó el contenido en sólidos suspendidos del sistema, detectándose valores constantes ligeramente superiores a los iniciales (0,9 g SVS/l).

En general, una vez alcanzadas condiciones estables de operación para un caudal de alimentación de 500 ml/d (THR: 3,6 días), los porcentajes de eliminación de la materia orgánica se aproximan al 80%, correspondiente a una velocidad de consumo de carga orgánica de 2,9 gDQO/l/d. El valor de la DQO residual en estas condiciones se estabiliza en 2,7 g/l. La producción de meta-

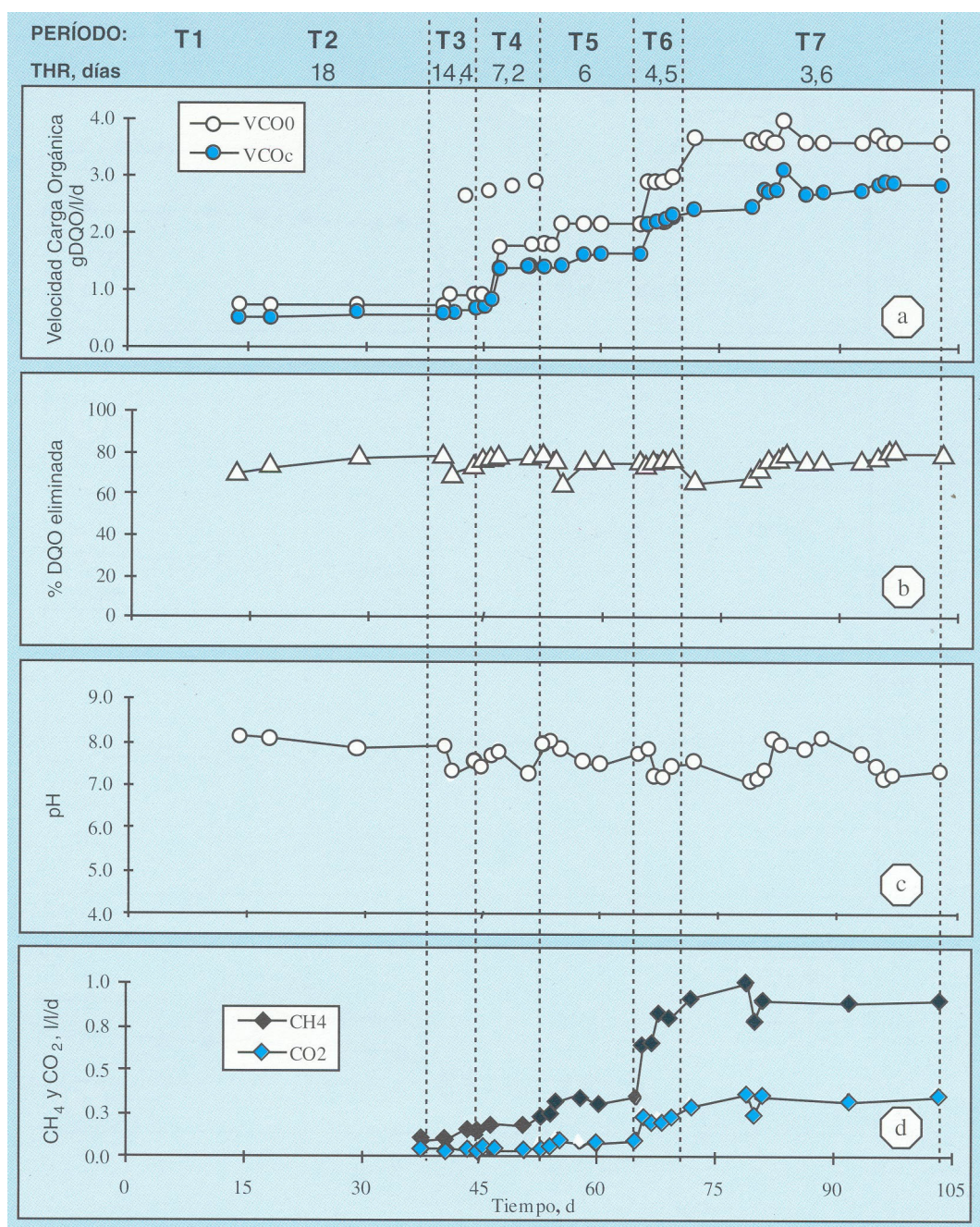


Figura 3: Evolución de los parámetros de operación y funcionamiento de los reactores de tanque agitado en los diferentes periodos del proceso de reinicio, THR (días):

a) velocidad de carga orgánica inicial y consumida, VCO₀ y VCO_c, expresadas en gDQO/l/d

b) eficacia, en %DQO eliminada

c) pH del efluente d) caudal de CH₄ y CO₂ en l/digestor/d

no, en estas condiciones, es de 0,25 lCH₄ por cada gramo de DQO alimentado. Las pruebas de biodegradación realizadas con tiempos de retención inferiores a 3,6 días produjeron la desestabilización del sistema por acidificación del medio. Por tanto, los resultados obtenidos muestran que la eficacia depurativa es prácticamente constante para todo el conjunto de THR estudiados. Trabajos previos (Romero, 1985) indican que este sistema se desestabiliza (brusco descenso de eficacia depurativa

y acidificación del reactor) para valores de THR inferiores a 4 días. La diferencia fundamental de funcionamiento que se establece entre el presente estudio y el presentado por Romero (que alcanza porcentajes de eliminación de materia orgánica total superiores al 83% y 90% para la DQO biodegradable y 0,24 lCH₄/gDQO/d), radica en el elevado contenido en material no biodegradable contenido en la vinaza alimentación utilizada en este estudio (2,7 gDQO/l para THR 3,6 días).

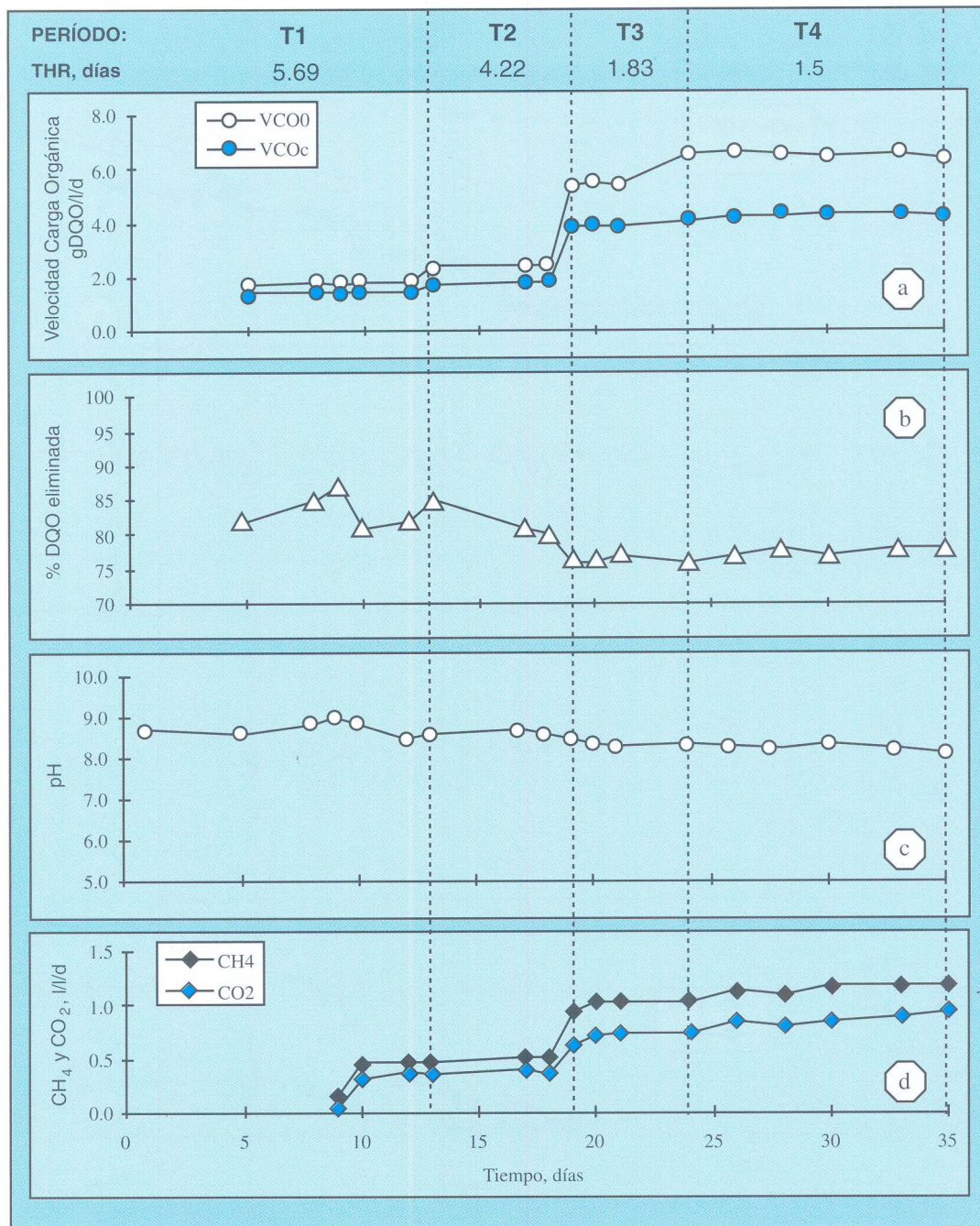


Figure 4: Evolución de los parámetros de operación de los reactores de filtro anaerobio a distintos THR (días):
a) los datos de la velocidad de carga orgánica inicial y consumida, V_{CO0} y V_{COc} , expresadas en gDQO/l/d
b) eficacia, en %DQO eliminada
c) Sólidos en Suspensión, STS y SVS, en g/l
d) Caudal de CH_4 y CO_2 en l/digestor/d

Filtros anaerobios

Los reactores, cargados con soporte plástico colonizado aunque inactivo, se llenaron con 2 litros de vinaza neutra y diluida hasta una concentración de 3,35 gDQO/l. La densidad de biomasa inicial medida en los reactores era de 30gSVadh/reactor, estableciéndose una graduación del contenido de sólidos volátiles que varía desde un máximo en la zona inferior del mismo, hasta un

mínimo en la zona superior del reactor. No obstante, gran parte de biomasa puede encontrarse inactiva debido a problemas difusionales de transferencia de materia al interior de las capas más internas de biomasa. Se conectó el dispositivo de calefacción (para mantener la temperatura a $55 \pm 1^\circ C$) y la bomba de recirculación (caudal: 10 l/h) para la homogeneización del medio. Estas condiciones se mantuvieron en ambos reactores hasta que

se obtuvo una producción acumulada de biogás de 250 ml, momento en el que la recirculación se redujo a un valor constante de operación de 3,9 l/h.

El reactor se mantuvo en régimen discontinuo durante 5 días. En este momento se impuso un tiempo de retención de 5,6 días operando en continuo con vinaza bruta (9,5 gDQO/l y pH: 3,7) y una carga orgánica de 1,7gDQO/l/d.

Las evoluciones temporales de los principales parámetros de operación y funcionamiento de los reactores de inoculación durante la etapa de reinicio se presentan gráficamente en la *Figura 4* (VCO₀ y VCO_c en gDQO/l/d; eficacia de la depuración en tanto por ciento de DQO eliminada; pH del efluente; caudal de CH₄ y CO₂ generado en l/digestor/d). En la *Figura* se han marcado, mediante líneas verticales, los diferentes períodos en los que se mantiene cada uno de los THR aplicados. Asimismo, los resultados presentados corresponden a la media de dichos parámetros analizados para los dos reactores.

En general, los reactores de filtro anaerobio ofrecen un comportamiento estable hasta valores de THR próximos a 1,5 días, presentando una evolución decreciente de la eficacia depurativa del proceso desde 85,91 % para el tiempo de retención más elevado de 5,69 días (VCO₀: 1,67 gDQO/l/d) hasta valores de 77,22% para la operación a THR a 1,5 días, correspondiente al mayor valor de velocidad de carga orgánica aplicada, 5,56 gDQO/l/d. En todos los casos, el valor de pH del efluente se mantiene relativamente estable en el rango 8,9-8,3.

Las determinación diaria de Sólidos en Suspensión, tanto Totales como Volátiles, medidos en g/l, pusieron de manifiesto la constancia de dicho parámetro durante todo el proceso (rango 0,25-0,30 g/l). Sólo se observó un aumento apreciable para las condiciones de operación a THR más bajo (1,5 días) debido, probablemente, al desprendimiento de la película microbiana causada por una

elevada producción de biogás. Análogamente, el volumen de metano generado aumenta en sentido contrario al THR, observándose una disminución en el rendimiento del mismo (expresado como litros de metano por cada gramo de DQO consumido), desde 0,32 hasta 0,27 lCH₄/gDQOc para los valores de THR más bajos.

Los resultados presentados indican que, en las condiciones de operación seleccionadas, los reactores de filtro anaerobio presentan un comportamiento estable hasta THR's próximos a 1,5 días (velocidades de carga orgánica aproximadas de 5,6 kgDQO/m³/d). con un porcentaje de depuración del 77% (VCO_c: 4,3 kgDQO/m³/d). La producción de metano, en estas condiciones, es de 0,27 lCH₄ por cada gramo de DQO consumido. Velocidades de carga superiores producen la desestabilización de ambos reactores por acidificación del medio.

Estudios de reinicio de sistemas tipo filtro anaerobio en régimen de flujo descendente, operando con vinazas de vino en condiciones similares a las presentadas en este capítulo (Nebot, 1992) muestran que la biopelícula anaerobia es capaz de resistir largos períodos de inactividad y alcanzar tasas de rendimiento aceptables en períodos de operación de 40 días, similares a los requeridos para procesos de arranque en régimen ascendente (35-37 días). Por tanto, una vez formada la película microbiana sobre el soporte material del reactor, el régimen de alimentación impuesto al sistema no condiciona significativamente la extensión temporal del proceso de puesta a punto del mismo, consecuencia de una mayor densidad de biomasa retenida en el reactor.

En la *Figura 5* se recoge la eficacia de la depuración (valor medio de los últimos datos medidos en cada período) en los diferentes períodos de operación estable con ambos reactores. La conclusión más importante radica en que, para un mismo THR aplicado, los reactores de filtro anaerobio alcanzan niveles depurativos más elevados que los sistemas de tanque agitado.

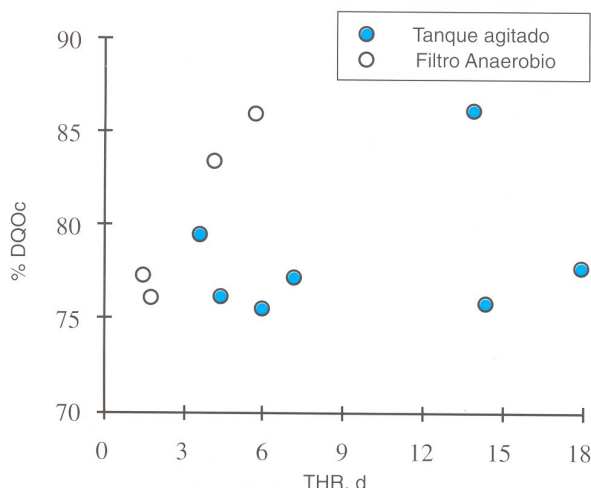


Figura 5. Efecto del THR (días) sobre la eficacia depurativa (%DQOc) de los reactores en periodos de operación estable

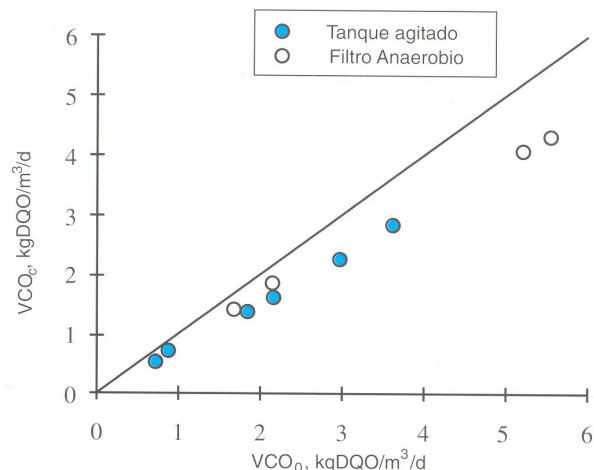


Figura 6. Efecto de la velocidad de carga orgánica sobre la velocidad de eliminación de DQO (la línea recta representa el 100% de eficacia del sistema)

En general, los sistemas con crecimiento adherido permiten tratar mayores volúmenes de efluente en menor tiempo de operación, debido, fundamentalmente, a una mayor densidad de microorganismos presentes en el sistema. Análogamente, la evolución de la velocidad de carga orgánica frente a la velocidad de eliminación de DQO (Figura 6), muestra como los sistemas de filtro anaerobio permiten operar con mayores velocidades de carga orgánica manteniendo cotas de depuración superiores a la de los sistemas de tanque agitado.

CONCLUSIONES

Los reactores de tanque agitado puede operar tras dos años de inactividad y alcanzar operación estable en régimen discontinuo para un THR de 3,6 días (3,5 kgDQO/m³/d) en un tiempo aproximado de 3 meses y manteniendo una eficacia del 80% de depuración. Los reactores de filtro anaerobio presentan un comportamiento estable hasta THR's próximos a 1,5 días (velocidades de carga orgánica aproximadas de 5,6 kgDQO/m³/d) en 40 días de operación en continuo, con eficacias superiores al 77%.

Los sistemas de biomasa adherida (filtros anaerobios) permiten la depuración de mayores velocidades de carga orgánica en menor tiempo de operación frente a los sistemas de crecimiento en suspensión (tanque agitado), manteniendo eficacias depurativas superiores para análogas condiciones de THR.

LISTA DE SÍMBOLOS

DQO: Demanda Química de Oxígeno
 DQO₀: Demanda Química de Oxígeno inicial
 DQO_c: Demanda Química de Oxígeno consumida
 FA: Filtro Anaerobio
 SNVS: Sólidos no Volátiles en Suspensión
 STS: Sólidos Totales en Suspensión
 SVS: Sólidos Volátiles en Suspensión
 SV_{adh}: Sólidos Volátiles Adheridos al soporte
 TA: Tanque Agitado
 THR: Tiempo Hidráulico de Retención
 VCO: Velocidad de Carga Orgánica inicial
 VCO_c: Velocidad de Carga Orgánica consumida

AGRADECIMIENTOS

El presente estudio forma parte del plan experimental del Proyecto de Investigación denominado *Utilización de bio-reactores con microorganismos inmovilizados en la degradación anaerobia*. Modelización cinética del comportamiento de biopelículas microbianas, financiado por la CICYT (Ref. BIO-92 0859, Madrid, SPAIN).

REFERENCIAS

- A.P.H.A., A.W.W.A., W.P.C.F. (1989) Standard methods for the examination of water and wastewater. Rhodes Trussell, Eds. Clesceri L.S., Greenberg, A.E. 17th Edition, Washington.
- Kennedy, K.J.; Muzar, M.; Copp, J.H. (1985). *Stability and performance of mesophilic anaerobic fixed film reactor during organic overloading*. Biotech. Bioeng., 27, 86-93.
- Lema, J.M.; Méndez, R.; Soto, M. (1992) Bases cinéticas y microbiológicas en el diseño de digestores anaerobios. Ingeniería Química. Enero, 191-201.
- Lema, J.M.; Méndez, R.; Soto, M. (1993) *Tratamiento de las aguas residuales de la industria conservera en filtros anaerobios mesofílicos y termofílicos*. Proc. V Seminario de depuración anaerobia de aguas residuales, Valladolid.
- Mosey, F.E. (1983) *Mathematical modelling of the anaerobic digestion process: regulatory mechanisms for the formation of short-chain volatile acids from glucose*. Wat. Sci. Technol., 15, 209-232.
- Nebot, E. (1992) *Caracterización de los principales parámetros de operación de sistemas tipo filtro anaerobio: Aplicación al diseño*. Tesis Doctoral. Universidad de Cádiz.
- Nebot, E.; Romero, L.I.; Quiroga, J.M.; Sales, D. (1995) *Effect of the feed frequency on the performance of anaerobic filters*.
- Pan Veira, L.M. (1991) *Tratamientos de efluentes de industrias lácteas en reactores anaerobios de alta carga orgánica: influencia de la relación C/N/P y del equipo*. Tesis Doctoral, Univ. Santiago de Compostela.
- Pérez, M. (1995) *Utilización de bioreactores avanzados en la depuración anaerobia de vertidos de alta carga orgánica*. ISBN: 84-7786-293-1. Tesis Doctoral. Universidad de Cádiz.
- Romero, L.I. (1985) *Digestión anaerobia termofílica de vertidos de destilerías vnicas*. Tesis de Licenciatura. Universidad de Cádiz.
- Romero L.I. (1991) *Desarrollo de un modelo matemático general para los procesos fermentativo: cinética de la degradación anaerobia*. Tesis Doctoral. Universidad de Cádiz.
- Sales, D.; Valcárcel, M.J.; Pérez, L.; Martínez de la Ossa, E. (1982). *Determinación de la carga contaminante y naturaleza de los vertidos de destilerías de alcohol de vino y alcohol vínico*. Química e Industria. 28 (10). 701-706.
- Valcárcel, M.J. (1985) *Depuración de vertidos de destilerías vnicas*. Tesis Doctoral. Universidad de Cádiz.
- Soto, M.; Méndez, R.; Lema, J.M. (1993) *Operación y control de digestores anaerobios*. Proc. V Seminario de Depuración Anaerobia de Aguas Residuales. Valladolid, Mayo.