

SEDIMENTACIÓN, SOLUBILIZACIÓN, Y PREFERMENTACIÓN DE AGUAS RESIDUALES EN UN REACTOR BIOPELÍCULA

Germán Cuevas-Rodríguez¹ e Iñaki Tejero-Monzón²

Resumen:

Esta investigación fue realizada con el objetivo de desarrollar un nuevo reactor prefermentador de aguas residuales para incrementar los porcentajes de sedimentación, hidrólisis y prefermentación de la materia orgánica contenida en el agua residual bruta, empleando una sola unidad de pretratamiento y, de esta manera, poder remplazar el decantador primario por este nuevo reactor. El estudio fue realizado en un reactor biopelícula de lecho sumergido fijo, empacado con un medio de soporte BLASF, y un volumen neto de 43.3 L. Los TRH aplicados fueron de 0.5, 1, 2 y 4 h. El reactor se operó durante 403 días de forma continua, alimentado con agua residual generada en la ciudad de Santander, España. Los resultados muestran que se puede realizar la sedimentación y prefermentación de la materia orgánica presente en el agua residual en este tipo del reactor con muy buenos resultados. El porcentaje promedio de eliminación de SST fue superior al 50% en toda la experimentación. El porcentaje más alto fue del 70% para un TRH de 4 horas y una velocidad de flujo de 0.3 m/h. La eliminación máxima de DQO total fue de un 30%. La solubilidad media de DQO particulada fue mayor al 40%. Alrededor del 44% de la DQO soluble en el efluente estuvo constituida por ácidos grasos volátiles (AGV). La más alta concentración de AGV medida en el efluente fue de 44 mg DQO/L, aplicando un TRH de 1 h. La acidificación media fue ligeramente superior al 30%. Los ácidos acético, propiónico, butírico y valérico fueron las especies de AGV detectadas. El ácido acético fue la especie más predominante (> 50%). La tasa de producción de AGV se incrementó al disminuir el TRH. Los factores ambientales no presentaron una variación significativa.

Palabras clave: Prefermentación, aguas residuales, biopelículas, sedimentación, solubilidad

INTRODUCCIÓN

La prefermentación de aguas residuales y fangos primarios es una técnica que se está aplicando con éxito en las plantas depuradoras de aguas residuales con el objeto de suministrar constantemente ácidos grasos volátiles (AGV) a los sistemas biológicos. Se ha comprobado que la presencia de este sustrato en el afluente favorece las rutas bioquímicas de acumulación de fósforo y la desnitrificación, logrando de esta manera una mayor tasa de eliminación de estos nutrientes (Pitman *et al.*, 1983; Randall, 1994; Cuevas *et al.*, 1998).

Los sistemas instalados actualmente en la prefermentación de aguas residuales y fangos primarios son sistemas completamente mezclados, estáticos, doble etapa y tanques primarios activados, compuestos por una o varias unidades de proceso (Münch y Koch, 1999). Algunos alimentados con

agua residual bruta y otros con fangos provenientes del sedimentador primario. El principal problema que presentan estas unidades es una alta concentración de materia orgánica particulada. Esta circunstancia hace necesario solubilizar esta materia orgánica para transformarla en AGV, lo cual implica un incremento del TRH y, por lo tanto, un aumento del volumen de la unidad de prefermentación.

Gonçalves, *et al.*, (1994), desarrollaron un sistema de prefermentación de aguas residuales para llevar a cabo la sedimentación, hidrólisis y prefermentación del agua residual en un solo reactor. Los resultados obtenidos mostraron altos porcentajes de eliminación de sólidos, así como producción de AGV. En otros estudios, desarrollados por Danesh y Oleszkiewicz, (1996) y Cuevas *et al.*, (1998), utilizaron la tecnología SBR para realizar la prefermentación y obtuvieron resultados similares.

Dpto. de Ciencias y Técnicas del Agua y del Medio Ambiente. E.T.S.I.C.C.P.
Universidad de Cantabria. Av. de los Castros s/n. 39005, Santander, España.
¹E-mail: uc8159@alumnos.unican.es ²E-mail: tejeroi@unican.es

Artículo recibido el 5 de septiembre de 2002, recibido en forma revisada el 20 de diciembre de 2002 y aceptado para su publicación el 27 de febrero de 2003. Pueden ser remitidas discusiones sobre el artículo hasta seis meses después de la publicación del mismo siguiendo lo indicado en las "Instrucciones para autores". En el caso de ser aceptadas, éstas serán publicadas conjuntamente con la respuesta de los autores.

El objetivo de esta investigación fue desarrollar un nuevo reactor prefermentador de aguas residuales para incrementar los porcentajes de sedimentación, hidrólisis y prefermentación de toda la materia orgánica contenida en el agua residual bruta, empleando una sola unidad de pretratamiento. De esta manera se puede remplazar el decantador primario por este nuevo reactor.

MATERIALES Y MÉTODOS

Características del agua residual

El agua residual empleada para alimentar el reactor prefermentador fue agua residual urbana generada por la población de Santander, España (250,000 habitantes, aproximadamente y una precipitación media de 1300 mm/año). La red de alcantarillado es fundamentalmente unitaria. Para caracterizar el agua residual bruta, se tomaron muestras durante todo el periodo experimental. En la tabla 1 se muestran las concentraciones promedio para cada uno de los parámetros analizados en los 403 días que duró la experimentación.

Reactor Piloto (características y operación)

La unidad experimental fue un reactor biopeícula de lecho sumergido fijo. El volumen neto de reactor fue de 43.3 L. La alimentación del agua bruta se realizó con una bomba peristáltica por la parte inferior del reactor. De esta forma se logró una dirección de flujo ascendente, lo que favorece la retención de los sólidos (DQO particulada) en la tolva ubicada en la parte inferior del reactor, antes de ponerse en contacto el agua residual con la biopelícula. Los sólidos biológicos arrastrados por el efluente prefermentado fueron eliminados en el sedimentador secundario integrado al sistema. Los gases producidos fueron recolectados en una campana colocada en la parte superior y de allí conducidos al exterior. En la figura 1 se muestra un esquema de la planta piloto empleada en esta investigación. El material de soporte de la biomasa fueron rejillas de polipropileno de baja densidad, diseñado y patentado por el Grupo Biopelícula de la Universidad de Cantabria (figura 2). Un total de 35 rejillas fueron utilizadas para rellenar el reactor. El área superficial del medio de soporte fue de 119,3 m²/m³.

Tabla 1: Características del agua residual bruta. (σ = Desviación estándar)

Concentración	DQO _T mg/L	DQO _S mg/L	AGV mgDQO/L	SST mg/L	SSV mg/L	NTK mg/L	N-NH ₃ mg/L	P - PO ₄ mg/L	pH	Alcalinidad mgCaCO ₃ /L
Media	324	84	4.8	146	112	29	21	14.3	7.6	266
σ	229	42	4.3	187	144	12	8	4.5	0.2	71

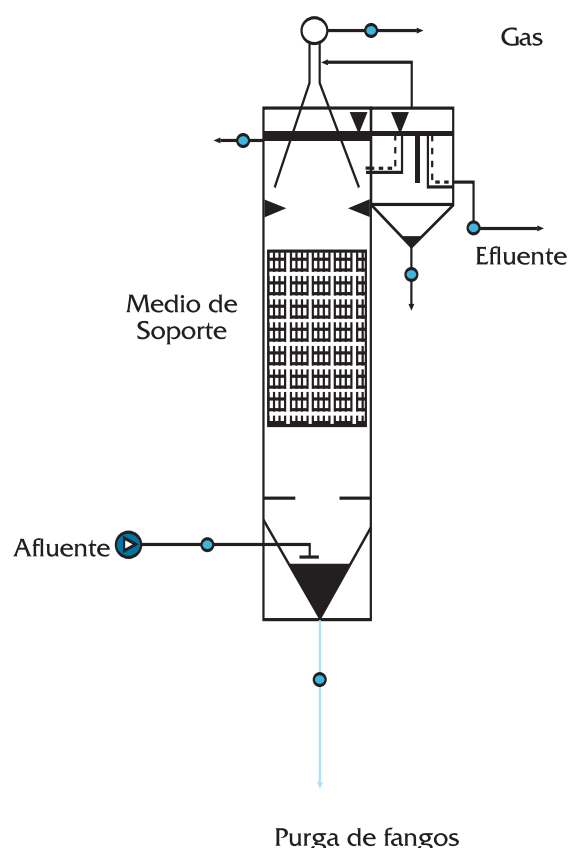


Figura 1: Diagrama del reactor piloto

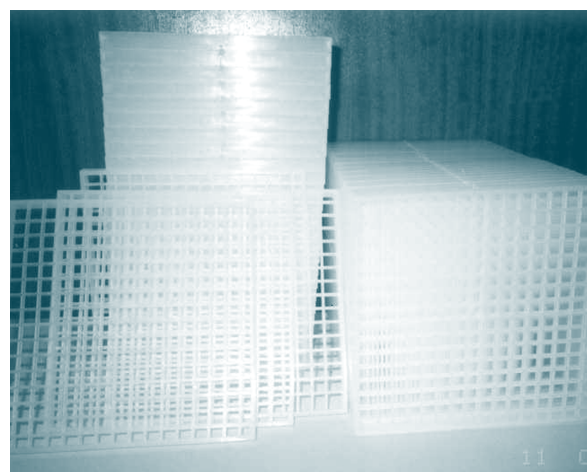


Figura 2: Material de soporte BLASF

El reactor se puso en marcha sin inóculo de microorganismos, solamente entraron al sistema los microorganismos presentes en el agua residual bruta. Conforme transcurrió el tiempo los microorganismos se establecieron en el medio de soporte.

Simultáneamente los sólidos se fueron acumulando en el sedimentador, hasta lograr el estado estable (aproximadamente 3 semanas). Los parámetros de operación aplicados en cada una de las etapas experimentales se pueden observar en la tabla 2. Durante la experimentación la temperatura y el pH no fueron controlados. Es importante señalar que la cantidad de fangos dentro del reactor no fue cuantificada ya que era difícil tomar muestras de los sólidos del medio de soporte y del sedimentador primario.

La eficiencia del reactor fue evaluada por medio del porcentaje de sólidos retenidos por el sistema, así como por la tasa de producción de AGV (Γ_{AGV}). La Γ_{AGV} se calculó con la ecuación 1 para prefermentadores continuos en estado estacionario, propuesta por Münch y Koch, (1999).

$$\Gamma_{AGV} = \frac{C_{AGV}^{ef} - C_{AGV}^{af}}{TRH} \quad (1)$$

$$\% \text{ Solubilidad} = (DQO_{Disuelta}^{efluente} * 100) / (DQO_{Total}^{afluente} - DQO_{Disuelta}^{afluente}) \quad (2)$$

$$\% \text{ Acidificación} = (AGV_{efluente} * 100) / DQO_{Disuelta}^{efluente} \quad (3)$$

Los porcentajes de solubilidad y acidificación se obtuvieron utilizando las ecuaciones 2 y 3 (Houbron *et al.*, 1999).

Métodos analíticos

DQO disuelta y total, pH, temperatura, SST, SSV, alcalinidad, NTK, NH_3 -N y PO_4 -P fueron analizados de acuerdo con los métodos normalizados para el análisis de aguas (APHA, AWWA & WPCF, 1995). Los AGV se cuantificaron por cromatografía de gases (Perkin Elmer Autosystem XL), empleando una columna Nukol (30 m x 0.25 mm ID, 0.25 μ m) y un detector FID. Su concentración fue expresada como DQO, multiplicando la concentración de cada ácido por su respectiva DQO equivalente (Alexioux, *et. al.* 1994).

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Sólidos suspendidos (eliminación)

En la tabla 3 se muestran las concentraciones medias de SST y SSV detectados en el afluente y efluente en cada una de las etapas experimentales, así como los porcentajes de eliminación. Se puede observar que la concentración de sólidos en el afluente y efluente del prefermentador no fue constante durante la experimentación. La concentración de los SST en el afluente varió en un intervalo entre 87 y 242 mg/L, mientras que los SSV estuvieron entre 65 y 183 mg/L. Estas variaciones son muy comunes en las aguas residuales urbanas pero, en este caso particular, también hay que añadir la lluvia y las obras civiles realizadas en los sistemas de drenaje como fenómenos que influyeron en las variaciones. Durante la investigación el porcentaje de eliminación de SST fue mayor del 50 % para las cuatro formas de operación probadas en el reactor. Este porcentaje obtenido es ligeramente superior al alcanzado en sedimentadores primarios convencionales. Porcentajes similares de eliminación han reportado Gonçalves, *et al.*, (1994), Danesh y Oleszkiewicz, (1996) y Castillo *et al.*, (1998) durante la prefermentación de aguas residuales brutas. El mayor porcentaje de eliminación de SST fue del 70 %, aplicando una velocidad de 0.3 m/h. Sin embargo, con velocidades de 0.5 y 2.2 m/h, los porcentajes de eliminación de SST fueron muy similares, 66 y 65 % respectivamente, mientras que con velocidades de 1.1 m/h este fue del 53 %. Como se puede observar, existe una disparidad entre estos resultados, ya que con una velocidad de 2.2 m/h, el porcentaje de eliminación es mayor que con 1.1 m/h. Un comportamiento similar ha sido también observado por Gonçalves *et al.*, (1994) durante la prefermentación de agua residual, quienes, por una lado, explican que este comportamiento era generado por la presencia de pequeñas burbujas de gas, metano principalmente, el cual es atrapado dentro de los flóculos biológicos que se encuentran en el líquido, facilitando con esto su flotación y salida del sistema. El tipo de flujo existente en el reactor pudiera también haber provocado esta situación.

Tabla 2: Condiciones de operación en el reactor. (CO = carga orgánica)

Periodo	Días de operación	Q (L/h)	CO (kg DQO/m ³ ·d)	Volumen (L)	Velocidad (m/h)	TRH (horas)
I	43	10.8	1	43.3	0.3	4
II	51	21.7	4	43.3	0.5	2
III	263	43.3	9.8	43.3	1.1	1
IV	46	86.6	18.5	43.3	2.2	0.5

Tabla 3: Concentración promedio de sólidos en el prefermentador.

TRH	Velocidad	SST			SSV			SSV/SST	
h	m/h	mg/L afluente	mg/L efluente	% eliminación	mg/L afluente	mg/L efluente	% eliminación	afluente	efluente
4	0.3	87	26	70	65	17	56	0.74	0.65
2	0.5	165	56	66	120	41	122	0.72	0.73
1	1.1	242	113	53	183	95	243	0.76	0.84
0.5	2.2	202	70	65	158	61	175	0.78	0.87

Por otro lado, la relación SSV/SST en el efluente, se incrementó al aumentar la velocidad del flujo dentro del reactor. Se puede afirmar que, cuando se trabajó en el prefermentador con una velocidad de 0.3 m/h, la relación SSV/SST fue de 0.65, mientras que al incrementar la velocidad a 2.2 m/h, esta fue igual a 0.87. Esto indica que en este tipo de prefermentador existe una relación entre la concentración de sólidos biológicos arrastrados en el efluente y la velocidad aplicada (figura 3). Sin embargo, ésta puede verse afectada por los gases generados dentro del sistema y por otros fenómenos hidrodinámicos como pueden ser, la turbulencia o fuerzas cortantes que actúan sobre la biopelícula, ocasionando su desprendimiento del medio de soporte (Liu y Tay, 2002).

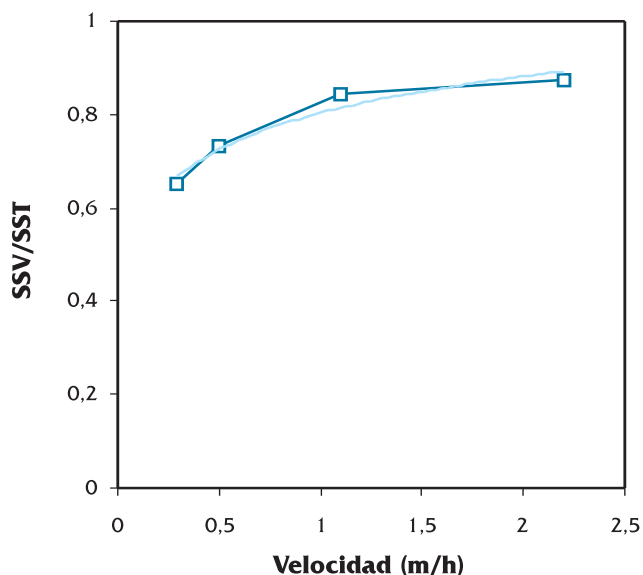


Figura 3: Relación entre la velocidad y sólidos en el efluente acidificado.

El tiempo de retención de los fangos primarios fue difícil de controlar porque los sólidos retenidos en el sedimentador tienden a flotar como consecuencia de los gases producidos en esta parte del sistema. El fango y la biopelícula en el reactor eran de color negro, forma indefinida y olor a H_2S .

DQO (solubilidad y eliminación)

Las concentraciones de compuestos solubles y particulados, medidos como DQO, en el afluente y efluente prefermentado, fueron muy variables durante toda la experimentación. En la tabla 4 se pueden observar los valores medios para cada una de las etapas experimentales. Esta variación es típica en investigaciones asociada a rectores biológicos que utilizan como sustrato agua residual bruta. Durante toda la experimentación el porcentaje máximo de eliminación de DQO_{Total} fue del 30 %, valor muy por debajo del porcentaje de eliminación de SST (> 50%). Al respecto, Gonçalves *et al.*, (1994), sostienen que esta diferencia entre la eliminación de DQO y SST en los prefermentadores de aguas residuales se debe a la solubilización de parte de la materia orgánica particulada realizada por grupos de bacterias hidrolíticas y fermentadoras presentes en el sistema, además de un aporte de materia orgánica particulada en el efluente.

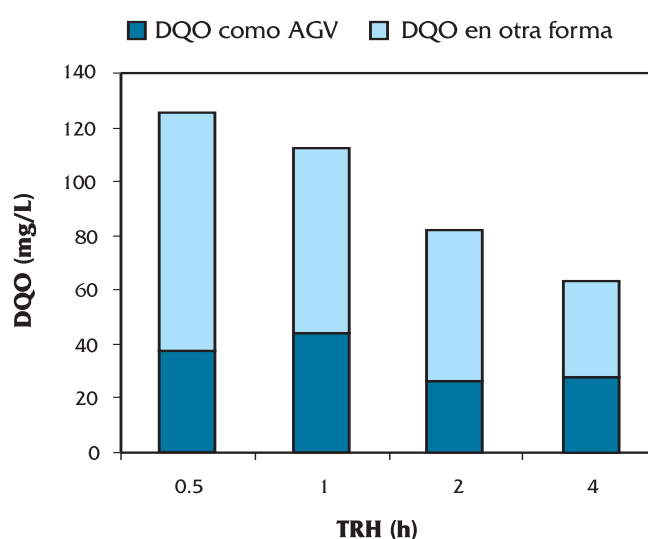


Figura 4: Concentración de DQO soluble en el efluente en función del TRH.

Por otro lado, la concentración de compuestos disueltos en el efluente, cuantificados como DQO soluble, disminuye al aumentar el TRH (figura 4), siendo este un comportamiento lógico en los sistemas biológicos, ya que se incrementa el tiempo de contacto entre el sustrato y los microorganismos. El aumento de la concentración de la DQO soluble en el efluente prefermentado fue menor de 20 mg/L para las cuatro condiciones de operación aplicadas. Sin embargo, el porcentaje promedio de solubilidad fue superior al 40%. Aplicando un tiempo de 1 hora, el incremento de la DQO soluble fue mínimo. Sin embargo, el porcentaje de solubilización fue del 40 %, lo cual confirma la existencia de actividad hidrolítica y, por tanto, la solubilización de compuestos particulados, así como el consumo de los productos generados dentro del propio reactor.

Se puede observar que cuando el TRH es de 4 horas y la velocidad de flujo es de 0.3 m/h existe un porcentaje mayor de solubilidad de los compuestos particulados (49 %). Este comportamiento se debe a que existe una mayor sedimentación de sólidos particulados, lo que implica un mayor tiempo de retención dentro del sistema. La hidrólisis, factor limitante de la prefermentación de compuestos orgánicos particulados se ve favorecida. Sin embargo, aplicando un TRH de 0.5 h, la solubilidad fue del 46%, valor muy cercano al obtenido con un TRH de 4 h. Una posible explicación para este fenómeno podría ser que al existir un soporte con biopelícula y un sedimentador primario dentro del sistema, exista una mejor retención de los compuestos particulados. Existiría, por lo tanto, un mayor tiempo de contacto entre los sólidos y los microorganismos, lo cual facilitaría su solubilidad. Contrario a esta explicación son Elefesonitis y Oldham (1994), quienes sostienen que la tasa de solubilidad es independiente del tiempo de retención de los sólidos (TRS), ya que en sus experimentos obtuvieron tasas de solubilización muy parecida para TRS de 5, 10 y 15 días.

Producción de AGV (Acidificación)

El principal cambio que presentan las aguas residuales cuando son sometidas a un proceso de prefermentación es un incremento en la concentración de AGV. En la tabla 5 se presentan las concentraciones medias de AGV (como DQO) cuantificadas durante toda la investigación para el afluente y efluente del reactor prefermentador. Se puede observar que la concentración de AGV en el agua residual utilizada como sustrato es baja, encontrándose entre 3.6 y 5.3 mg DQO/L. Por lo general, la concentración de estos compuestos en los efluentes crudos es variable y depende de la fuente generadora del agua residual, así como de las condiciones de conducción y almacenamiento antes de llegar a la planta de tratamiento.

Las concentraciones de AGV fueron diferentes en el efluente acidificado en cada una de las etapas experimentales. La concentración máxima detectada fue de 44 mg DQO/L aplicando un TRH de 1 hora y una concentración mínima de 26 mg DQO/L para un TRH de 2 horas. Goncalves, et al., (1994) y Danesh y Oleszkiewicz, (1996), obtuvieron valores muy cercanos a esta concentración máxima aplicando un TRH de 1.1 y 12 h. Se puede deducir que existen otros parámetros que influyen sobre la producción AGV en el prefermentador, como pueden ser, el tipo de materia orgánica particulada (proteínas, grasas, carbohidratos), así como las condiciones ambientales e hidrodinámicas aplicadas en el reactor.

En la figura 4 se puede observar el comportamiento de la actividad acidogénica expresada como porcentajes de acidificación promedio. Se observa que el porcentaje se mantuvo ligeramente por encima del 30% para las cuatro condiciones probadas. Estos resultados confirman la producción de AGV en el reactor y, por tanto, la presencia de biomasa acidogénica activa dentro del mismo. El máximo porcentaje de acidificación fue del 39 % cuando se aplicó un TRH de 1 h.

Tabla 4: Concentración de material orgánica en el sistema

TRH	DQOTotal		DQODisueta		DQOParticulada		Eliminación DQOTotal	Solubilización
h	mg/L afluente	mg/L efluente	mg/L afluente	mg/L efluente	mg/L afluente	mg/L efluente	%	%
4	172	119	43	63	129	56	30	49
2	287	204	63	82	224	122	29	37
1	407	355	109	112	298	243	13	40
0.5	385	300	108	125	277	175	22	46

La $_{AGV}$ en el prefermentador varió entre 6 y 64 mgDQO/L·h. Se pudo observar que la $_{AGV}$ disminuye al aumentar el TRH. Este comportamiento posiblemente se debe al aumento del tiempo de contacto entre los microorganismos y los AGV, lo cual hizo que algunos AGV fueran consumidos por los microorganismos presente en el medio. Se produce así una disminución de la concentración de estos productos en el efluente prefermentado. Comparando los tasas de AGV obtenidas en el prefermentador de lecho fijo, con las tasas reportadas por Münch y Koch, (1999) para otros tipos de prefermentadores, se puede ver que con TRH menores que una hora, la tasa de producción es mayor en el prefermentador de lecho fijo. Quizás este hecho se deba a que en este tipo de sistema entra toda la materia orgánica (soluble y particulada) presente en el agua residual bruta.

DQOTotal afluente

En la figura 5 se muestra la concentración de AGV que forma parte de la DQO soluble en el efluente acidificado. Alrededor del 44% de los compuestos soluble cuantificados en el efluente acidificado eran AGV y la parte restante, que no fue posible analizar, probablemente estuvo constituida por otros compuestos orgánicos (por ejemplo, ácidos orgánicos, alcoholes, aldehídos y cetonas) los cuales están función de las características de los compuestos orgánicos contenidos en el agua residual bruta y de los microorganismos presentes en el sistema. Elefecnionistis y Oldham (1994), en su trabajo de prefermentación de fango primario, detectaron que la DQO soluble en el efluente acidificado, estuvo constituida principalmente por AGV, etanol, ácido fórmico y ácido láctico.

En la figura 6 se muestran las concentraciones promedios de cada especie de AGV detectada durante cada etapa experimental. Las principales especies de AGV presentes en el efluente acidificado,

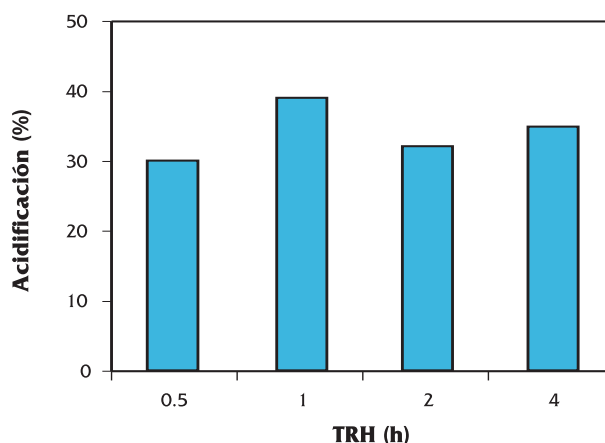


Figura 5: Porcentaje de acidificación en el prefermentador.

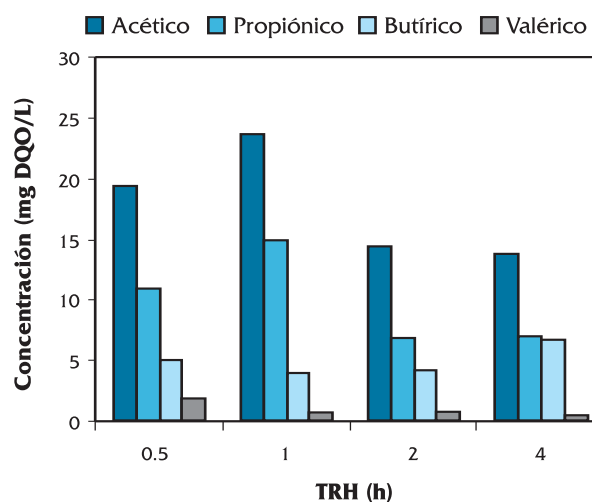


Figura 6: Especies de AGV en el efluente prefermentado.

fueron los ácidos acético, propiónico, butírico y valérico, siendo el ácido acético el que se encontró en mayor proporción (> 50 %) durante toda la experimentación. Este comportamiento es muy típico en la mayoría de prefermentadores.

Tabla 5: Concentraciones de AGV detectadas en el prefermentador.

TRH	AGV		+++AGV	* ΔC_{AGV}	** Y_{AGV}
	mgDQO/L afluente	mgDQO/L efluente	mgDQO/L		%
4	3.6	28	6	24	16
2	4.0	26	11	22	9
1	5.3	44	38	38	11
0.5	5.3	37	64	32	10

$$*\Delta C_{AGV} = C_{AGV \text{ efluente}} - C_{AGV \text{ afluente}}$$

$$**Y_{AGV} = \Delta C_{AGV} \cdot DQO_{\text{Total afluente}}$$

SEDIMENTACIÓN, SOLUBILIZACIÓN, Y PREFERMENTACIÓN DE AGUAS RESIDUALES EN UN REACTOR BIOPELÍCULA

Tabla 6: Valores promedio de pH, alcalinidad y temperatura en el prefermentador.

TRH	pH		Alcalinidad		*Temperatura
h	afluente	efluente	mgCaCO ₃ /L afluente	mgCaCO ₃ /L efluente	°C
4	8	7.5	223	272	13
2	7.5	7.4	248	285	14
1	7.7	7.3	300	343	16
0.5	7.6	7.2	295	357	18

Factores ambientales

Los valores de pH, temperatura y alcalinidad detectados en el reactor prefermentador se muestran en la tabla 6. Se puede observar que estos parámetros se mantuvieron relativamente estables durante toda la experimentación, de donde se concluye que no afectan significativamente al proceso analizado en esta investigación.

pH

El pH varió en un intervalo entre 7.5 y 8 en el afluente, mientras que en el efluente este valor bajó manteniéndose entre 7.2 y 7.5. Este comportamiento es normal en prefermentadores alimentados con agua residual bruta, donde los valores de pH están alrededor de 7 (Gon Calvés et. al. 1994, Danesh y Oleszkiewicz, 1995).

Alcalinidad

La alcalinidad es un parámetro que, por lo general, no se controla en los prefermentadores. Los resultados encontrados en el afluente acidificado muestran un incremento medio de 47 mg CaCO₃/L. Este incremento se debió posiblemente a la alcalinidad generada por formación de sales de AGV (acetato, propionato, etc.), hidrólisis de proteínas o reducción de sulfatos, mecanismos muy comunes en este tipo de procesos.

Temperatura

Los valores de temperatura representados en tabla 6, son los valores detectados en el interior del prefermentador. Se observa que aunque este parámetro no fue controlado, se mantuvo entre 13 y 18 °C. Posiblemente esto no afectó la tasa de producción de AGV. Aunque algunos autores como Skalsky y Daigger (1995) y Dawson et al. (1992), han encontrado que la tasa de producción de AGV es mucho mejor cuando se trabaja en un intervalo mesofílico. Mientras Datta, (1981), dice que es mejor trabajar con temperaturas inferiores a 25 °C.

CONCLUSIONES

Los resultados muestran que es posible realizar la sedimentación, solubilidad y prefermentación de la material orgánica contenida en el agua residual en el reactor biopelícula de lecho sumergido fijo. Los porcentajes de eliminación de SST fueron superiores al 50 % para las cuatro condiciones probadas. La máxima eliminación alcanzada fue del 70 %, aplicando un TRH de 4 horas y una velocidad de flujo de 0.3 m/h. La eliminación media de DQO total en prefermentador fue del 30 %. El porcentaje de solubilidad media de DQO particulada fue superior al 40 % en casi toda la experimentación. El 44 % de la DQO soluble en el efluente estuvo constituida por AGV. La concentración más alta de AGV detectada en el efluente fue de 44 mg DQO/L, aplicando un TRH de 1 h. El porcentaje medio de acidificación fue superior al 30 %. Los ácidos acético, propiónico, butírico y valérico, fueron las especies detectadas, siendo el acético el predominante (> 50 %). La tasa de producción de AGV incrementó al disminuir el TRH. Los factores ambientales (pH, temperatura y alcalinidad) permanecieron estables.

AGRADECIMIENTOS

Deseamos agradecer a Carolina Tejón García, Ilma de Jesús e Isabel Matínez por su colaboración en el laboratorio y mantenimiento de la planta piloto. También se dan las gracias al Servicio Municipalizado de Aguas de Santander (SEMAS) por permitir la instalación de la planta piloto en sus instalaciones.

REFERENCIAS

- APHA, AWWA & WPCF (1995). Standard Methods for examination of water and wastewater. 19th Edition. Washington. ISBN 0-87553-223-3.
- Alexiou, I. E., Anderson, G. K. and Evison, L. M. (1994). Desing of pre-acidification reactors for the anaerobic treatment of industrial wastewater. Wat. Sci. Tech., 29, (9), 223-259.

- Castillo, C. P., González, R. G., Tejero, M. I., (1999). Prefermentación de aguas residuales urbanas empleando un reactor biopelícula de lecho sumergido. *Ingeniería del Agua*, 6, 3, 259-268.
- Cuevas, R. G., Barceló, G. O., González, M. S. (1998). Wastewater fermentation and nutrient removal in sequencing batch reactor. *Wat. Sci. Tech.*, 38, (1), 255-264.
- Danesh, S., Oleszkiewics, J. A. (1996). Use of a new anaerobic-aerobic SBR system to enhance biological phosphorus removal. First IAWQ Specialized Conference on Sequencing Batch Reactor Technology. Munich, Alemania: 251-259.
- Datta, R. (1981). Acidogenic fermentation of cor stover. *Biotechnology and Bioengineering*, XXII, 61-77.
- Dawson, R. N., Jeyanayagam, S. S., Abraham, K., Wallis-Lage, C. L. (1994). The importance of primary sludge fermentation in the BNR process. 67th Annual Water Environment Federation Conference & Expositions. Chicago, Illinois, U.S.A.: 607-618.
- Elefsiniotis, P. and Oldham, W. K., (1994). Anaerobic acidogenesis of primary sludge: the role of solids retention time. *Biotechnology and Bioengineering*, 44, 7-13.
- Goncalves, R. F., Charlier, A. C., Sammut, F. (1994). Primary fermentation of soluble and particulate organic matter for wastewater treatment. *Wat. Sci. Tech.*, 30, (6), 53-62.
- Houbroun, E., Dumortier, R., Delgenes, J.P., (1999). Food solid waste solubilisation using methanogenic sludge an inoculo. *Proceeding of Anaerobic Digestion of Solid Waste II*. Barcelona, Spain. 117-120.
- Münch, v. E. and Koch, F.A., (1999). A survey of prefe-menter desing, operational and performance in Australia and Canada. *Wat. Sci. Tech.*, 39, (6), 105-112.
- Pitman, R. A., Wester, S. L. Nicholls, H. A. (1983). Practical experience with biological phosphorus removal plant in Johannesburg. *Wat. Sci. Tech.*, 15: 223-259.
- Randall, C. W. (1994). Why use fermentation?, Use of fermentation to enhance biological nutrient removal. 67th Annual Water Environment Federation Conference & Expositions, Chicago , Illinois, U.S.A.: 1-11.
- Skalsky, S. D., Daigger, T. S. (1995). Wastewater solids fermentation for volatile acid production and enhanced biological phosphorus removal. *Wat. Environ. Res.* , 67, 2 , 230-237.

LISTA DE SÍMBOLOS

AGV	Ácidos grasos volátiles
CO	Carga orgánica
C_{AGV}^{ef}	Concentración de AGV en el efluente
C_{AGV}^{af}	Concentración de AGV en el afluente
DQO	Demanda química de oxígeno
H_2S	Ácido sulfídrico
$N-NH_3$	Nitrógeno del amoníaco
NTK	Nitrógeno total kjeldahl
$P-PO_4$	Fósforo de los ortofosfatos
Q	Caudal
SBR	Sistema de reactor discontinuo (Sequencing batch reactor)
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
SST	Sólidos suspendidos totales
TRH	Tiempo de retención hidráulico
TRS	Tiempo de retención de los sólidos
σ	Desviación estándar
Γ_{AGV}	Tasa de producción de AGV
ΔC_{AGV}	Incremento de la concentración de AGV
Y_{AGV}	Rendimiento de la producción de AGV