

PREFERMENTACIÓN DE AGUA RESIDUAL URBANA EMPLEANDO UN REACTOR BIOPELÍCULA DE LECHO SUMERGIDO

Pedro Castillo de Castro¹, Guarocuya González Ruiz² e Iñaki Tejero Monzón¹

RESUMEN: Esta investigación describe la acidificación de agua residual urbana (ARU). La experimentación se llevó a cabo utilizando un reactor biopelícula de lecho sumergido fijo (BLSF), en el cual se produce la hidrólisis de los sólidos en suspensión retenidos en la zona de decantación del reactor, mientras que la biomasa de la biopelícula se encarga de la acidificación del medio. Se operó bajo cargas orgánicas aplicadas (COA) comprendidas entre 0,5 y 23 kg DQO/m³d, tiempos de retención hidráulico (TRH) entre 0,5 y 2 h, y a temperatura ambiente, entre 17 y 25°C. La mayor tasa de producción de ácidos grasos volátiles (AGV) obtenida fue de 0,28 mg AGV/mg DQO, al operar con COA comprendidas entre 5,5 y 15 Kg. DQO/m³d, y un TRH inferior a 1h. A lo largo de toda la experimentación la DQO efluente estuvo constituida entre el 71 y 100% por AGV, y se alcanzaron rendimientos en la retención de los SSs del 100% y reducciones del 85% de la DQO particulada. El fósforo liberado en forma de ortofosfatos durante la experimentación fue del 10 al 30%. El lecho de fangos proporciona estabilidad al sistema en la producción de AGV.

La pre-fermentación de agua residual urbana (ARU) ha sido una estrategia utilizada en los últimos años para mejorar los rendimientos de los sistemas de eliminación biológica de fósforo (EBF). En sistemas de EBF, la tasa y el nivel de P liberado en la fase anaerobia, así como la cinética de acumulación de P en la fase aerobia, dependen de la cantidad de sustrato disuelto disponible para captar y almacenar dentro del tejido celular de la bacteria, en forma de poli-b-hidroxibutirato (PHB). Para realizar esta tarea, los microorganismos prefieren sustratos de bajo peso molecular como son los ácidos grasos volátiles (AGV).

Diversos estudios indican una mejora del proceso de EBF cuando se trabaja con materia orgánica compuesta por sustratos fermentados (Rabinowitz y Oldham, 1986; Randall *et al.*, 1994; Marais *et al.*, 1983). Como generalmente el contenido de ácidos grasos volátiles (AGV) de las aguas residuales urbanas es muy bajo o nulo, diversos estudios recomiendan realizar la pre-fermentación del agua residual a depurar, de forma que se incorporen al afluente del proceso de EBF, la concentración de AGV apropiada en cada caso (Skalsky y Daigger, 1995; Randall *et al.*, 1994; Abu-ghararah y Randall, 1991; Lilley, *et al.*, 1990; Elefsiniotis y Oldham 1991; Arun *et al.*, 1988). Sedlak (1991) indica que para eliminar 1 mg/l de fósforo se necesitan de 7-9 mg/l de AGV. Cuando se usan fuentes exógenas de AGV, debe cuidarse el no sobrepasar esta relación, porque se corre el pe-

ligro de que el proceso de EBF no sea económicamente viable, por el incremento de la materia orgánica afluente que esta práctica supone.

El sistema clásico de fermentación de aguas residuales es el que surge de dividir en dos fases la digestión anaerobia, con el fin de mejorar los resultados de operación y tener un mejor control sobre dicho proceso. En este sentido, Andrews y Pearson (1965), estudiaron las características de la producción de ácidos grasos volátiles (AGV) en los procesos de fermentación, para lograr una separación física entre la metanización y la acidificación, empleando un reactor de cultivo en suspensión de mezcla completa, usando agua residual sintética, con una DQO afluente de 10 g/l, y TRS entre 0,75 y 22 días. La mayor tasa de producción de AGV se obtuvo con un tiempo de retención de sólidos (TRS) de 2,4 días, consiguiendo una transformación del 55% de la DQO en DQO ácida, y una producción de AGV en función de la DQO afluente de 0,33 mg AGV/mg DQO. Por otro lado, Eastman y Ferguson (1981), estudiaron la capacidad de hidrólisis de materia orgánica particulada durante la fase ácida de la digestión anaerobia. Utilizaron cuatro reactores de mezcla completa operados a flujo continuo y discontinuo con tiempos de retención de sólidos e hidráulico (TRS, TRH) de 9 a 72 h, alimentados con fangos primarios con una concentración de sólidos en suspensión de 3,6%. Se determinó que los incrementos del TRS de 9 a 72 h provocan aumentos en la producción de AGV del reactor.

¹ Universidad de Cantabria. E.T.S.I.C.C.P. Dpto. de Ciencias y Técnicas del Agua y del Medio Ambiente. Equipo de Biopelícula. Avda. De los Castros s/n -39005- Santander, email: tejeroi@ccaix3.unican.es

² University of New Orleans. Department of Civil Engineering. New Orleans. La 70148. USA

Artículo publicado en *Ingeniería del Agua*. Vol.6 Num.3 (septiembre 1999), páginas 259-268, recibido el 3 de febrero de 1999 y aceptado para su publicación el 21 de mayo de 1999. 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.

Los pre-fermentadores de ARU empleados en los sistemas de EBF se basan generalmente en sistemas de acidificación de fangos primarios y/o secundarios, aprovechando la infraestructura de los espesadores de fangos existentes en las EDAR. El principal parámetro de control es el tiempo de retención de sólidos (TRS), y el tiempo de retención hidráulico (TRH). Rabinowitz y Oldham (1985), estudiaron la producción de ácidos grasos volátiles (AGV) empleando dos fermentadores de fangos primarios de un volumen de 1000 l, consiguiendo la máxima producción de AGV con TRH entre 3,5 y 5 días, cuyo valor fue de 0,09 mg AGV/mg DQO, trabajando a temperatura ambiente (16 y 21°C), y sin control de pH, fluctuando los valores de este último entre 5,1 y 6,1. Elefsiniotis y Oldham (1991), analizan los efectos del tiempo de retención hidráulico (TRH) y el tiempo de retención de sólidos (TRS) sobre la producción de los AGV a partir de fangos primarios (4000 mg ST/l), obteniendo la mayor tasa de producción (0,102 mg AGV/mg SSV) con 12 h, y con un TRS constante igual a 10 d. En este estudio se determinó que al trabajar con TRH superior a las 12 h, produce una activación de la fase metanogénica, lo que provoca un descenso en la producción de AGV. Skalsky y Daigger (1995) estudiaron la fermentación de los sólidos del agua residual, con una concentración de 2,1-3,2% (80% SSV), empleando 5 reactores con TRS de 2 a 6 días, consiguiendo una producción de AGV máxima de 0,26 mg AGV/mg SV, con 5 días de TRS.

El principal inconveniente que presentan los procesos de pre-fermentación de fangos, aparte de ser una fuente exógena de AGV, es que la mayor cantidad de materia orgánica se encuentra en forma de sólidos (Elefsiniotis y Oldham, 1994). Para convertir estos sólidos en AGV, es necesario que el sustrato sea transformado en sustancias más simples y solubles mediante la hidrólisis, para que después las bacterias acidogénicas puedan transformar esta materia orgánica en AGV. También, con el aumento de la concentración del fango, la producción neta de AGV disminuye. En líneas generales, de este proceso se obtiene un incremento del volumen de los espesadores de fangos; una acidificación parcial del afluente que ingresa al reactor de EBF; altos contenidos de sólidos en suspensión (SS) en el efluente; generación de olores; y un incremento de la concentración orgánica a depurar.

Tomando en cuenta los inconvenientes que presentan los sistemas convencionales de pre-fermentación de ARU, el principal objetivo de esta investigación es desarrollar un sistema de fermentación directa de ARU, a partir de la conversión de la materia orgánica biodegradable en AGV, de modo que la hidrólisis de los sólidos no será una fase limitante, reduciendo así los tiempos de operación y la superficie de ocupación. Hemos elegido el reactor de lecho sumergido fijo (BLSF), porque entendemos que el relleno puede servir a la vez como soporte para el crecimiento de la biopelícula, y sistema de retención de fangos. Igualmente, si conseguimos una alta capacidad de eliminación de sólidos, el proceso serviría como sustituto de la decantación primaria.

METODOLOGÍA

El reactor biopelícula de lecho sumergido fijo (BLSF) empleado para la acidificación del agua residual urbana (Figura 1), fue construido y caracterizado físicamente en un trabajo anterior por González Ruiz (1997), y está compuesto por:

- Cuerpo del reactor, construido con metacrilato, en tres módulos de 500 mm de altura, y una base que lo separa del suelo, con un volumen de 53 l.
- Soporte BLASF^R para el crecimiento de la biopelícula, construido con malla de polietileno, con dimensiones de longitud de paso de cuadrícula de 10 mm, y con una superficie específica de 81,5 m²/m³. Se eligió un material de relleno de baja superficie específica para prevenir el atascamiento del reactor.
- Tolva de decantación, en forma de pirámide truncada invertida, con ángulos de 60° para evitar la acumulación de fangos en las esquinas, y una tubería de purga de 40 mm de diámetro, con un volumen de 5 l.
- Gasómetro fijo, en forma de pirámide truncada, con un volumen de 1,8 l, para medir la posible producción de gases.

El proceso funciona de forma tal que los SS presentes en el ARU son retenidos dentro del reactor con la ayuda del material de relleno, permitiendo el desarrollo de un manto de fangos. Controlando el tiempo de retención de sólidos (TRS), se consigue un desarrollo estable del manto de fangos, se garantiza un efluente con bajos SS, y permite su conversión en materia orgánica biodegradable, por medio del fenómeno de hidrólisis. Entonces, la biopelícula crecida en el soporte convierte en ácidos grasos volátiles (AGV) el sustrato rápidamente biodegradable presente en el reactor. De esta forma, la DQO total (DQO (T)) que ingresa al reactor, es dividida en DQO particulada (DQO(P)) y soluble (DQO(S)), perteneciendo a ésta última clasificación los AGV. Una parte de la DQO(P) afluente sale del sistema por el efluente y otra queda atrapada en el decantador formando fangos.

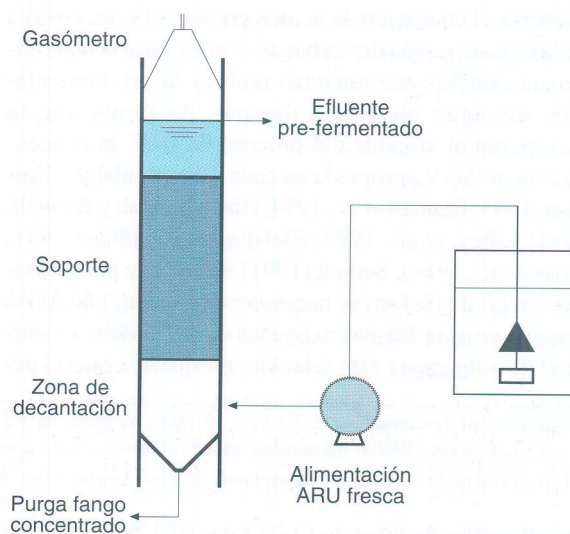


Figura 1. Pre-fermentador de ARU de lecho sumergido fijo

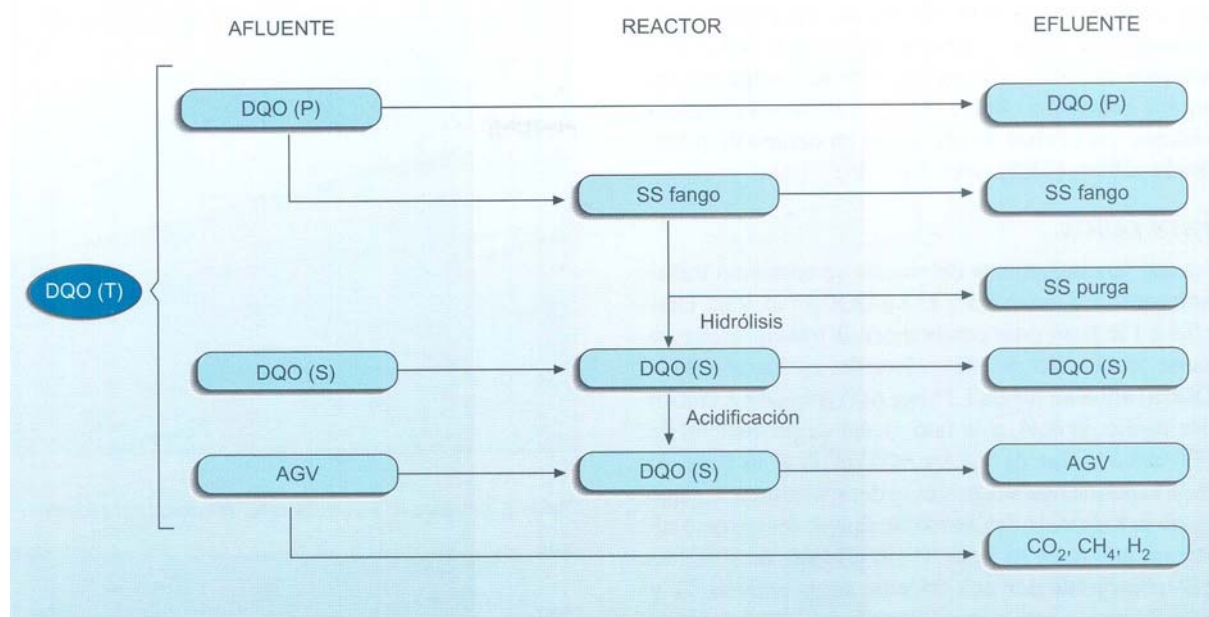


Figura 2. Flujo de la materia orgánica en el reactor

Los fangos retenidos en el reactor pueden ser resuspendidos y salir formando parte del efluente, otra parte será eliminada por las purgas de fangos, y otro tanto será transformado en DQO(S), a través del proceso de hidrólisis. La DQO(S) no fermentada que ingresa con el afluente, puede salir del sistema sin que se haya efectuado ninguna transformación adicional sobre ella, o puede ser que las bacterias acidogénicas la conviertan en AGV. Por último, tanto los AGV producidos en el reactor, como los que ingresaron en el afluente, pueden ser convertidos una parte en gases y otra parte conformar una fracción del efluente (Figura 2).

Los principales parámetros de diseño de la experimentación fueron la carga orgánica aplicada (COA), y la velocidad ascensional. Si pretendemos acidificar, se debe controlar que la COA sea superior a 5 kg DQO/m³.d, porque por debajo de esta carga pueden crearse condiciones óptimas para el desarrollo de las bacterias metanogénicas (Speece, 1996). Igualmente, la velocidad ascensional no debe ser superior a 2,5 m/h, para que se produzca una retención importante de los SS afluente en el reactor. Las COA y los TRH de trabajo se determinaron haciendo una comparación entre los estudios de pre-fermentadores a partir de fangos primarios y/o secundarios o de agua residual con altas DQO, extrapolando sus valores óptimos de producción para ser aplicados en el ARU (Tabla 1). Así, los rangos de TRH y TRS de la presente investigación se obtuvieron dividiendo tanto la concentración orgánica, como la concentración de sólidos totales de cada estudio, por la concentración media del ARU a fermentar: 300 mg DQO/l y 800 mg SDT/l (Palacios, *et al*, 1997). Una vez obtenidos estos valores, calculamos los valores de las cargas orgánicas necesarios para operar el sistema, comprobando que para el valor medio de 300 mg/l de DQO

afluente, la COA se mantuviera por encima del valor recomendado por Speece (1996), para mantener condiciones apropiadas para la fermentación. Finalmente, se comprobó que la velocidad ascensional en el lecho fuese inferior a 2,5 m/h, velocidad recomendada para el diseño a caudal punta de decantadores primarios. Se descartó la operación con TRH superiores a 2 h, porque las cargas orgánicas correspondientes se alejan del rango óptimo para acidificación, así como la opción de recirculación interna del flujo por considerar que con la baja concentración orgánica que tiene el ARU, el paso una sola vez del agua por el lecho es suficiente para la producción de AGV, a parte de que esto podría activar la proliferación de las bacterias metanogénicas. Además la recirculación aumenta la velocidad ascensional, y no garantiza las condiciones adecuadas para la hidrólisis de partículas.

Parámetros de control	I	II	III	IV
DQO (g/l)	10	—	—	1.2-1.9
ST (g/l)	—	4	20-35	4.3-2.6
Producción AGV	0.33	0.102	0.26	0.09
—mgAGV/mg DQO _{AF}				
—mg AGV/mg SSV _{AF}				
TRS (d)	2.4	10-20	2-6	20
TRH optimo	2.4 d	6-15 h	2-6d	3.5-5d
TRH extrapolado para ARU (h)	1.73	1.2-3	1.1-5.7	0.6 -1.3

I Andrews y Pearson, 1965 II Elefsiniotis y Oldham, 1991

III Skalsky y Daigger, 1995 IV Rabinowitz y Oldham, 1985

Tabla 1. Comparaciones de TRH empleados en diversos estudios

Así, en función de la DQO afluente presentada en el ARU durante las distintas fases de la experimentación, se trabajó bajo cargas orgánicas aplicadas (COA) comprendidas entre 0,5 y 23 kg DQO/m³.d, tiempos de retención hidráulico entre 0,5 y 2 h, a temperatura ambiente, sin control de pH, y con un tiempo de retención de sólidos (TRS) entre 2 y 3 d.

RESULTADOS

El mejor funcionamiento del reactor se consiguió trabajando bajo COA entre 5,5 y 15 kg DQO/m³.d, y un TRH de 0,5 a 1 h. Bajo estas condiciones de trabajo, la mayor tasa de producción de AGV obtenida, en función de la DQO (S) afluente fue de 1,15 mg AGV/mg DQO, con un valor medio de 0,24, y la tasa media de producción de AGV obtenida fue de 1,4 kg AGV/m³.d. A lo largo de toda la experimentación, producto del aporte orgánico que supone la hidrólisis del manto de fango, se presentó un aumento promedio de la DQO (S) efluente de 10%, estando constituida por una fracción ácida entre el 71 y 100%. Se obtuvo una reducción media del 20% de la DQO (T), correspondiendo con una reducción del 85% de la DQO particulada. Fruto de las transformaciones del fósforo orgánico en fósforo inorgánico disuelto, se produjo una liberación de fósforo del 20%. Se determinó que alrededor del 90% de los AGV producidos estaban constituidos por ácido acético (37%) y propiónico (53%), siendo despreciable la concentración de los demás ácidos. El pH presentó reducciones entre sus valores afluentes y efluentes, con diferencias medias de 0,38. Esta reducción pudo ser fruto de los procesos de acidificación que ocurrían en el reactor, que tendían a reducirlo. Durante los periodos de trabajo de baja COA (< 4 kg DQO/m³.d), se observó una producción media de gas de 0,7 l/d. Se consiguió una eliminación promedio de SS del 70%, con una eliminación de hasta el 100% de los SSS. Se alcanzó una concentración media de fango del 3%, con valores máximos del 5%, de los que el 51 - 61 % correspondían a los sólidos fijos, y el resto 39-49% a los volátiles. La capacidad del proceso para eliminar SS, así como la concentración de fango alcanzada en la purga, confirma su capacidad para sustituir la decantación primaria. El control adecuado del TRS es de suma importancia, ya que el desarrollo excesivo del manto de fangos, hasta llegar por encima del soporte, puede resultar en una reducción importante de la capacidad de eliminación de SS del sistema. El ARU empleada en nuestro estudio tiene una concentración de AGV alta, con respecto a la concentración típica (generalmente < 30 mg/l), producto de la posible fermentación del agua en la red de saneamiento. No obstante, el efluente del reactor estuvo casi siempre por encima de los 80 mg/l (Figura 3), con lo que se conseguía una relación AGV/P entre 7 y 10, tratándose de valores apropiados para la eliminación biológica de fósforo. Igualmente, se evidencia un aumento de la concentración efluente de AGV, con el incremento de los AGV afluente al reactor, situación que evidencia que la producción neta se mantuvo más o menos constante bajo las distintas condiciones de trabajo (Figura 4).

Parámetro	Afluente	Efluente
AGV (mg/l)	67 ±27	102 ±34
DQO(S) soluble (mg/l)	244 ± 138	249 ±123
DQO(T) total (mg/l)	367 ±187	271 ± 128
DQO particulado (mg/l)	122 ±125	19 ±30
N-NH ₄ (mg/l)	25,3 ±2,6	29,4 ±3,6
P-P0 ₄ (mg/l)	10,4 ±4	12,4 ±3,8
SS (mg/l)	210 ±60	60 ±20
pH	7,7 ± 0,2	7,4 ±0,2
OD (mg/l)	1,8 ±0,9	0,6 ±0,4
T(°C)	21,9 ±2,6	21,8±2,1

Tabla 2. Resumen de los parámetros de control del proceso

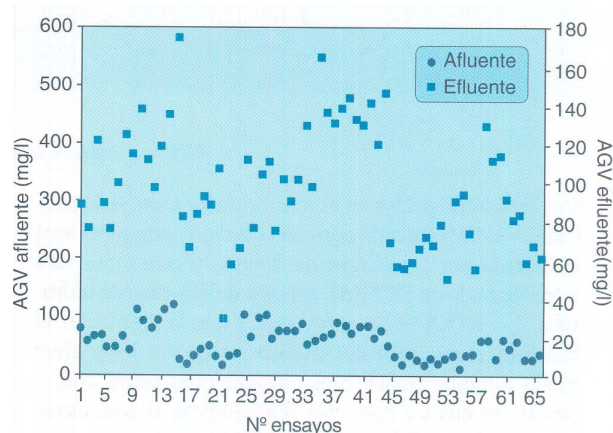


Figura 3. Evolución de los AGV durante la experimentación

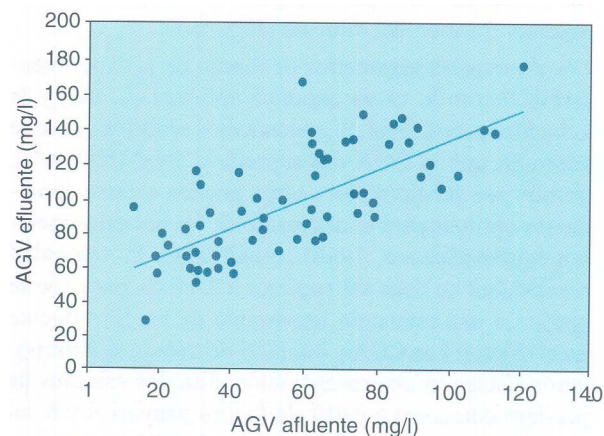


Figura 4. Comportamiento de los AGV efluentes en función de la AGV afluente

La fracción de AGV obtenida bajo condiciones estables de operación, llegó a variar entre el 0,40 y el 0,70, alcanzando un valor medio de 0,47 mg AGVef/mg DQO(S)ef (Tabla 3), de forma que durante las condiciones óptimas de trabajo, la DQO efluente estuvo constituida entre 75-90% por AGV, lo que evidencia que los valores obtenidos durante la experimentación son valores cercanos a la máxima conversión posible.

Para metro	Media	Optima
Production AGV (mg/l)	58 ±27	67 ±23
Tasa producción (mg dAGV/mg DQO(T)af)	0,24 ±0,17	0,24 ±0,21
Fraccion AGV (mg AGVef/ mg DQOef)	0,47 ±0,26	0,75 ±0,21
Eliminacion DQO (S) (%)	-10±29	-10±5
Eliminacion DQO (T) (%)	20 ±23	28±10
Eliminacion DQO (P) (%)	89 ±54	90 ±10

Tabla 3. Resumen de parámetros de comportamiento del sistema

Al final de la experimentación, se realizó un control del proceso durante un ciclo de 24 h, manteniendo el TRH en 1 h. En este ensayo, se determinó que la concentración efluente de los AGV permanece más estable que sus afluentes, obteniéndose las mayores concentración de AGV durante las primeras horas de la mañana (Figura 5.). También, se produjo un aumento de la producción neta de AGV, cuando ingresaba un valor bajo de AGV al sistema. Entendemos que la hidrólisis de los sólidos retenidos en el manto de fangos es el fenómeno que aporta dicha estabilidad de la producción neta del sistema. Esto pone de manifiesto la capacidad del reactor para amortiguar la variación diaria de las condiciones de operación, debida a los cambios que se presentan continuamente en el ARU.

Al contrario que lo sucedido durante el resto de la experimentación, la DQO total incrementó en un 21% (Tabla 4). De momento no tenemos una hipótesis lógica que pueda describir este comportamiento, sólo que esta situación haya coincidido con una bajada en el rendimiento de eliminación de SS.

Entre las 3 y 8 horas se produce un incremento en la producción neta de AGV con respecto al resto del día, a pesar de que la COA se mantuvo en valores bajas y estables, sin que ocurriese un aumento en la actividad bacteriana por condiciones térmicas, pues no se evidenciaron aumentos de la temperatura. Pudo ocurrir que ante la estabilidad de la COA, la biomasa se aclimatara y se

Para metro	Afluente	Efluente
AGV (mg/l)	46 ±35	84 ±30
DQO(S) (mg/l)	305 ±106	323 ± 93
DQO(T) (mg/l)	404 ±169	463 ± 208
DQO particulada (mg/l)	98 ±85	94 ±78
pH	7,7 ±0,3	7,2 ± 0,1
OD (mg/l)	0,6 ±0,5	0,00 ±0,02
T(°C)	17,1 ±4,8	18,6 ± 0,8

Tabla 4. Resumen de datos obtenidos en ciclo de un día

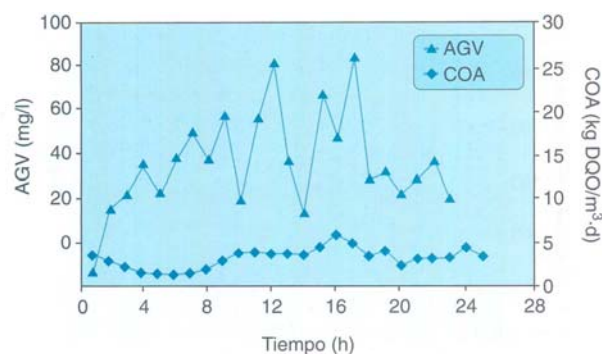


Figura 5. Perfiles de variación de la COA y de la producción neta de AGV en 24 h.

obtuvieran producciones mayores; otra posibilidad es que el aporte de la hidrólisis de los sólidos se haya empezado a evidenciar durante este período, lo que se puede sustentar al observar el incremento de las diferencias entre las DQO(S) efluente y afluente de este período. Igualmente, no se observa gran correspondencia entre las variaciones de la producción neta de AGV con la carga orgánica aplicada a partir de materia orgánica total y soluble (Figura 5).

Finalmente, la DQO acida osciló durante todo el día entre el 25 y el 43%. Estas variaciones pueden ser fruto de las variaciones en las proporciones de la DQO no biodegradable del afluente y de la capacidad del sistema de convertir el sustrato afluente en AGV, ante cambios constantes de la COA.

DISCUSIÓN

La tasa óptima de producción obtenida por Andrews y Pearson (1965) fue de 0,33 mg AGV/mg DQO, operando con agua residual sintética soluble y en ensayos controlados, siendo este valor superior al valor medio obtenido en la presente investigación de 0,24 mg AGV/mg DQO. Esta diferencia puede ser originada por el tipo de sustrato empleado por Andrews y Pearson (1965), que al ser soluble no tiene por limitación a los procesos de hidrólisis, y esta investigación tampoco estuvo sometida a la variabilidad de la concentración del sustrato afluente que se consigue al trabajar con ARU. Sin embargo, al comparar nuestros resultados con los óptimos obtenidos por Rabinowitz y Oldham (1985) de 0,09 mg AGV/mg DQOaf, a partir de fangos primarios, bajo condiciones estables de aplicación de la COA, se evidencia la mayor capacidad del BLSF para convertir la materia orgánica en AGV. El que se obtengan mayores tasas de producción puede obedecer, según indican Skalsky y Daigger (1995), a que la hidrólisis puede llevarse a cabo con mayor facilidad cuando se trabaja con menor concentración de sólidos y sustratos más diluidos, además de la posible reducción de los efectos inhibitorios sobre el fenómeno de la fermentación.

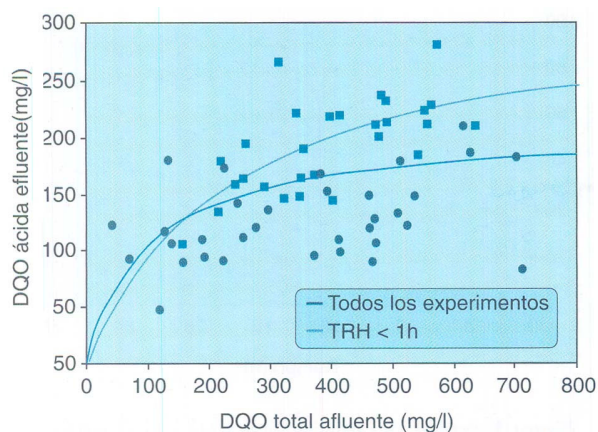


Figura 6. DQO ácida efluente en función de la DQO total afluente

La fracción ácida de la DQO soluble efluente en función de la DQO(T) que ingresa al reactor, describe una cinética que se asemeja al tipo Monod. En la Figura 6, la línea punteada representa el ajuste de todos los puntos obtenidos a lo largo de la experimentación a la cinética de Monod (redondos y cuadrados), mientras que la línea continua, nos muestra el ajuste a este modelo de los experimentos en que el TRH estuvo por debajo de una hora (puntos cuadrados solamente), que es la situación donde se consiguió un mejor funcionamiento del sistema. Esta situación evidencia que el aumento de la fracción ácida efluente en función de la DQO total que ingresa al reactor está bastante influenciado por el TRH.

Durante la experimentación, el pre-fermentador estuvo sometido a cargas orgánicas aplicadas (COA) en un rango de 0,5 a 23 kg DQO(T)/m³.d. El comportamiento del sistema ante COA altas, aportadas de forma relativamente constante, presentó mejores resultados en la producción neta de AGV, que operando con bajos valores de COA (Figura 7).

Algunas caídas de la producción del sistema (puntos 20 y 30 de la Figura 7), son debidas a cortes en la alimentación de ARU, fruto de las paradas que sufrió el sistema de abastecimiento de agua bruta, y que tuvo como consecuencias la suspensión de la alimentación del agua residual durante varias horas en cuatro ocasiones, reduciendo la COA neta durante el día, e introduciendo aire

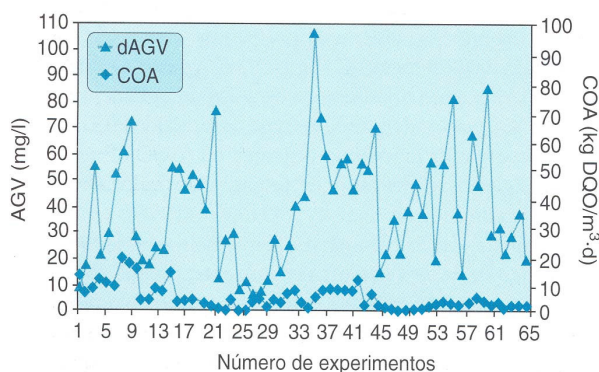


Figura 7. Perfiles de producción neta de AGV y COA

al sistema al succionar en vacío la bomba. Esta situación sometía a las bacterias acidogénicas a condiciones ambientales adversas, a las que se debían aclimatar, además de la posible erosión de la biopelícula por el aumento del esfuerzo cortante, lo cual podía ocasionar la reducción poblacional de los microorganismos. La recuperación del sistema se produjo a partir del día 32 en que se operó bajo condiciones de mayor estabilidad, aumentando la producción de AGV hasta niveles previamente obtenidos.

Ante bruscas reducciones de la COA, el reactor llegó a mostrar cierta estabilidad en la producción de AGV, lo que posiblemente era originado por el aporte de materia orgánica soluble realizado por la hidrólisis a partir del manto de fangos de la zona de decantación del reactor. Al momento de producirse una disminución de la COA, este aporte de materia orgánica solubilizada permanecía en cierto modo constante respecto a la carga ingresada en días previos, al tratarse de un fenómeno de transformación más lento.

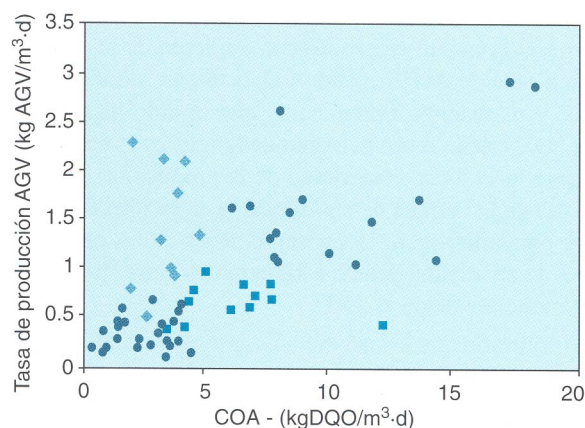


Figura 8. Influencia de la COA en la producción neta de AGV

En el caso de una prolongación de bajas COA, la producción neta se reducía en gran medida, llegando a ser nula en algunas ocasiones. Por tal motivo, cuando al reactor llegaban altas cargas puntuales, no se observaban cambios tan súbitos en la producción neta de AGV. En la Figura 8 podemos observar que la tendencia de la tasa de producción de AGV es a aumentar con la COA. Los círculos de esta figura muestran el comportamiento del reactor sin que se produzcan variaciones bruscas de la COA de trabajo. Los rombos evidencian la situación en que al trabajar con alta COA se presentaban periodos de baja concentración de la DQO afluente que reducían la COA a caudal constante. Esto es, que aunque la COA instantánea sea baja, el proceso sigue influenciado por las condiciones de alta carga, mostrando una alta tasa de producción de AGV.

Asimismo, los puntos cuadrados muestran la tasa de producción de AGV obtenida cuando al operar a baja COA, se presentaban puntas en la concentración de materia orgánica afluente que tenían como resultado un incremento de la COA de trabajo. Esto nos confirma que la respuesta del reactor frente a los cambios bruscos de

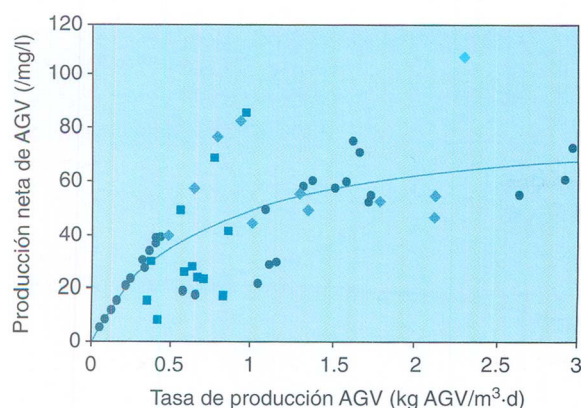


Figura 9. Relación entre la tasa de producción neta y la producción neta de AGV

COA es mejor cuando la biomasa tiene que adaptarse a bajas cargas, que cuando durante periodos de baja COA, llegan al sistema puntas orgánicas.

La tendencia de la producción neta de AGV en función de la tasa de producción obtenida, también se asemeja a la cinética de Monod, siendo la producción neta máxima cercana a 70 mg/l de AGV, siempre que descartemos los puntos en que operando bajo condiciones de alta o baja carga, se presentaron periodos contrarios a las condiciones establecidas (rombos y cuadrados *Figura 9*).

ANÁLISIS DEL PROCESO

Con el fin de entender más nuestro proceso, se realizó la modelización del proceso. Para ello se configuró un reactor biopelícula, usando el programa informático de simulación multiparamétrica AQUASIM* (Reichter, 1994), de acuerdo con las características de nuestra planta piloto (volumen y superficie de biopelícula), y se adoptaron la matriz estequiométrica, tasas de reacción, así como los valores de las constantes estequiométricas y de los parámetros biocinéticos descritos por Henze *et al.* (1995). Los datos introducidos al modelo eran la DQO total y el caudal. Las distintas fracciones de materia orgánica biodegradable, lentamente biodegradable e inerte, eran introducidas expresadas como porcentajes de la DQO total, partiendo de los estudios de caracterización del ARU de Santander (Palacios, 1997). Estas fracciones fueron luego ajustadas hasta que el modelo arrojara una concentración de DQO efluente similar a la medida en la salida del reactor, que finalmente se establecieron en fracciones de materia orgánica biodegradable, lentamente biodegradable e inerte de 0,65, 0,30 y 0,05 respectivamente.

Sin embargo, la producción neta de AGV obtenida en este primer ajuste no se pudo adaptar a las condiciones medidas en el reactor, y se podía observar cómo al disminuir la carga orgánica aplicada (COA), el modelo predecía un aumento de la producción neta de AGV, cuando en la realidad sucedía exactamente lo contrario. Entonces comprendimos que el modelo que estábamos utilizando no contempla la retención de los sólidos que ingresan al sistema, la cual hace un aporte adicional de materia orgánica soluble disponible para su posterior

fermentación.

Analizando de forma teórica la producción neta de AGV en función del tipo de sustrato a fermentar, obtendríamos un comportamiento en función de la COA similar al descrito en la *Figura 10*. Así, cuando la fermentación se realiza a partir de materia soluble rápidamente biodegradable, se presentará una cinética de producción neta de AGV similar a la de Monod. Si la acidificación se produjera solamente a partir del ingreso de materia hidrolizable, sin que hubiese retención de sólidos en el reactor, la producción de AGV aumentaría hasta llegar a obtenerse una inhibición de esta producción, debido a la falta de tiempo para que se produzca la hidrólisis en la materia orgánica particulada. Finalmente, si al sistema ingresa tanto materia orgánica soluble como particulada (hidrolizable), entonces la producción resultante sería la suma de ambas, obteniéndose una punta de producción, a partir de la cual se presenta una inhibición, que luego tenderá a hacerse constante (*Figura 10*).

En nuestro proceso se produce un aporte de materia orgánica biodegradable para su posterior conversión en AGV, que se realiza a partir de la hidrólisis de lecho de fangos retenidos en el reactor, y que se puede considerar similar a la cinética de Monod, con una cierta fase de retardo en el arranque (*Figura 11*). De esta forma, tomando en cuenta el aporte ácido obtenido a partir de los sólidos retenidos en el reactor, se consigue una producción neta de AGV más estable, en función de la carga orgánica aplicada (COA). Así, el aporte de materia orgánica soluble producto de la hidrólisis de los sólidos retenidos en el reactor hace que la punta de producción que se obtiene cuando no hay retención de sólidos sea amortiguada.

Esta situación podría explicar por qué en los resultados arrojados por el modelo, al aumentar la COA se obtiene una reducción de la producción neta de AGV, ya que puede que para el modelo estemos pasando desde la punta de máxima producción, hasta tasas de aplicación de carga orgánica en que la inhibición de la producción se haya hecho evidente.

Para compensar el aporte de materia orgánica fruto de la retención de sólidos en el sistema, se añadió a la configuración del modelo un reactor de mezcla completa donde actuaba el fenómeno de hidrólisis, aguas abajo del reactor BLSF, con una alta tasa de recirculación hacia el reactor biopelícula. Una vez introducidos estos cambios, manteniendo fijas las mismas fracciones de materia orgánica (materia orgánica biodegradable, lentamente biodegradable e inerte de 0,65, 0,30 y 0,05 respectivamente), con las que el valor de la DQO efluente obtenidos con el modelo eran similares a los valores medidos (*Figura 12*).

Igualmente, para conseguir una producción neta de AGV "similar" a nuestros datos (*Figura 13*), fue necesario adoptar los valores máximos para las constantes cinéticas de crecimiento específico y producción, tanto para los microorganismos acidogénicos como para los meta-nogénicos.

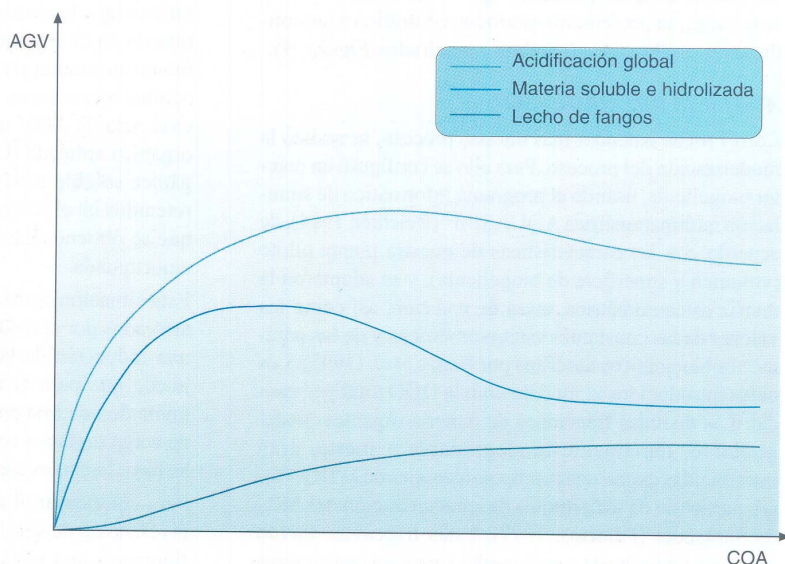
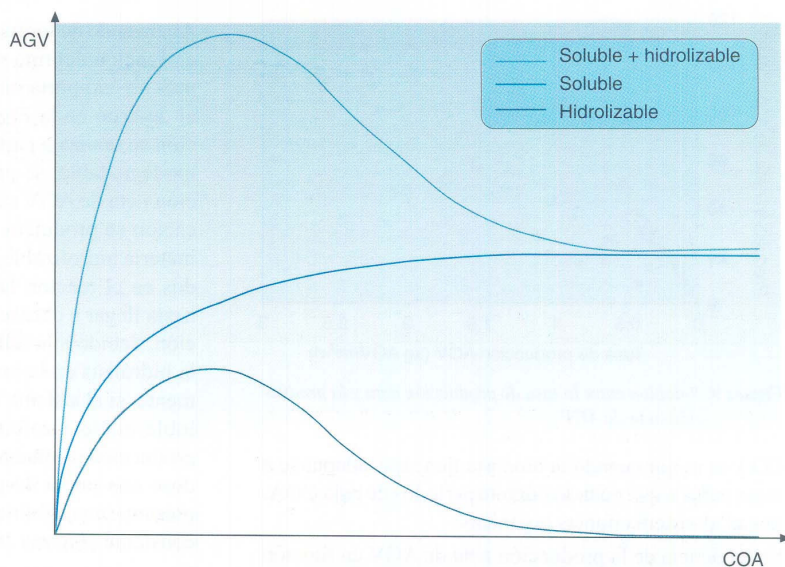
Figura 10. Producción de AGV en función de la COA, a partir de los distintos tipos de sustratos que ingresan al reactor

Figura 11. Tendencia de la acidificación en el reactor

Desafortunadamente, el modelo no fue capaz de ajustarse ante cambios bruscos de la carga orgánica aplicada (COA). De igual forma, el modelo no pudo predecir la estabilidad de producción de AGV del sistema que proporciona el manto de fangos durante períodos prolongados de baja COA.

CONCLUSIONES

- La pre-fermentación de agua residual urbana para su posterior empleo en procesos de Eliminación Biológica de Fósforo (EBF), es viable empleando un sistema de lecho sumergido fijo.
- El valor medio de la tasa de producción durante toda la fase experimental fue de 0,18 AGV/ mg DQO.
- Las más altas producciones se obtuvieron aplicando cargas orgánicas aplicadas (COA) comprendidas entre 5,5, y 15 kg DQO/m³.d, con un tiempo de retención hidráulico (TRH) entre 0,5 y 1 hora.
- Se obtuvieron mayores tasas de producción que en los procesos de acidificación para la EBF hasta el momento desarrollados.
- Se obtuvo una concentración media de AGV en el efluente que conformaba entre el 71 y 100% de la DQO soluble efluente.
- Durante los períodos de baja COA, el manto de fangos provee una producción estable de AGV.
- La producción neta de AGV disminuye con el aumento del TRH y la disminución de la COA, observándose producción de gas en el manto de fango.
- La capacidad de eliminación de SS del sistema mejora con el aumento del TRH.
- Existe un aporte interno de materia orgánica soluble por la hidrólisis del fango acumulado en el reactor.
- Se consigue una alta conversión de materia orgánica biodegradable en AGV.



- En vista de la capacidad de eliminación de SS obtenida, el sistema propuesto puede servir como sustituto del tratamiento primario.
- En comparación con la decantación primaria, el uso del material soporte resulta en una disminución del tiempo de retención hidráulico.
- El proceso puede simularse adoptando un reactor bio-película y un reactor de mezcla completa de retención de sólidos.

AGRADECIMIENTOS

Agradecemos la colaboración del Servicio Municipalizado de Aguas de Santander (SEMAS), por permitirnos la instalación de un laboratorio en sus instalaciones.

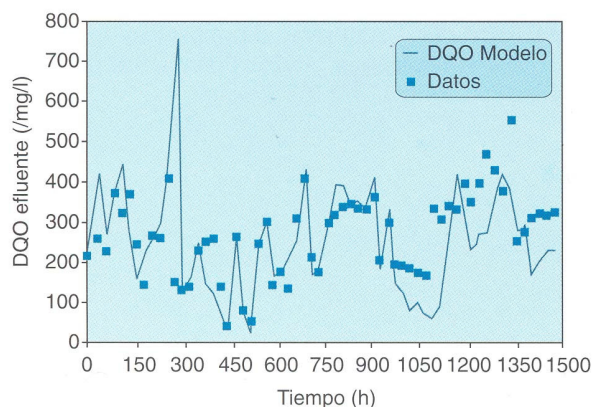


Figura 12. Evolución de la DQO efluente considerando el efecto de la retención de sólidos

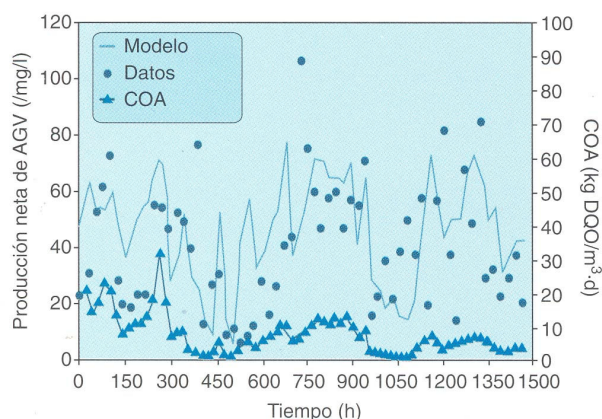


Figura 13. Evolución de la producción neta considerando el efecto de la retención de sólidos

Asimismo, la presente investigación fue financiada por la Comisión Interministerial de Ciencia y Tecnología (CICYT), proyecto AMB 96-0549.

BIBLIOGRAFÍA

- Abu-ghararah, Z. H. y Randall, C. W. (1991). *The effect of organic compounds on biological phosphorus removal*. Wat. Sci. & Tech. 23, (Kyoto), págs. 585-594.
- Andrews, J. F. y Pearson, E. A. (1965). *Kinetics and characteristics of volatile acid production in anaerobic fermentation processes*. Int. J. Air Water Pollution 9, 439-461.

Figura 13. Evolución de la producción neta contemplando el efecto de la retención de sólidos

- Arun, V.; Mino, T. y Matsuo, T. (1988). *Biological mechanism of acetate uptake mediated by carbohydrate consumption in excess phosphorus removal systems*. Wat. Res. 22 (5), pp. 565-570.
- Eastman, J.A. y Ferguson, J.F. (1981). *Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion*. Journal WPCF 53 (3), pp. 352-366.
- Elefsiniotis, P. y Oldham, W. K. (1991). *The effect of operational parameters on the acid-phase anaerobic fermentation in the biological phospho-*

rus removal process. Proceedings ASCE NATL Conf. on Environmental Engineering, pp. 325-330.

- Elefsiniotis, P. y Oldham, W. K. (1994). *Anaerobic acidogenesis of primary sludge: the role of solid retention time*. Biotechnology & Bioengineering 44, pp. 7-13.
- González Ruiz, G. (1997). *Diseño, construcción y funcionamiento de un reactor biopelícula para la pre-fermentación de Agua Residual Urbana*. Tesis de Magister en Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Dpto. de Ciencias y Técnicas del Agua y del Medio Ambiente. E.T.S. de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos. Universidad de Cantabria. Avda. de los Castras s/n, 39005 Santander. España.
- Henze, M.; Harrenoes, P.; Jansen, J. C. y Arvin, E. (1995). Wastewater treatment. Biological and chemical processes. Springer-Verlag Berlin Heidelberg. ISBN 3-540-62702-2.
- Lilley, I. D.; Wintzel, M. C.; Loewenthal, R. E. y Ma-raiz, G. V. R. (1990). *Acid fermentation of primary sludge at 20°C*. University of Cape Town, Water Research Commission and Foundation for Research Development. Research Report W64.
- Marais, G.v.R.; Loewenthal, R.E.; y Siebritz, I.P. (1983). *Observations supporting phosphate removal by biological excess uptake*. Wat. Sci. & Tech. 15, pp. 15-41.
- Palacios, E. (1997). *Caracterización biocinética para modelización del ARU de Santander*. Tesis de Magister. Universidad de Cantabria.
- Rabinowitz, B. y Oldham, W. K. (1986). *Excess biological phosphorus removal in the activated sludge process using primary sludge fermentation*. Can. J. Civ. Eng. 13, pp. 345-351.
- Rabinowitz, B. y Oldham, W. K. (1985). *The use of primary sludge fermentation in the enhanced biological phosphorus removal process*. 1st. Annu. Conf. New Directions in Residual Manage. Univ. B. C. Vancouver, Canadá, pp. 347-363.
- Randall, A. A.; Benefield, L. D. y Kill, W. E. (1994). *The effect of fermentation products on enhanced biological phosphorus removal, polyphosphate storage, and microbial population dynamics*. Wat Sci. Tech. 30 (6), pp. 213-219.
- Reichert, P. (1994). Concepts underlying a computer program for the identification and simulation of aquatic systems. Swiss Federal Institute for Environmental Science (EAWAG). ISBN: 3-90484-08-4.
- Sedlak, R. (1991). Phosphorus and Nitrogen Removal from Municipal Wastewater: Principles and practice. 2º De., Richard I. Sedlak Editions. ISBN 0-87371-683-3.

Skalsky, D. S. y Daigger, G. T. (1995). *Wastewater solids fermentation for volatile acid production and enhanced biological phosphorus removal*. Water Environment Research. 67 (2), págs. 230-237.

Speece, R.E. (1996). Anaerobic Biotechnology for industrial Wastewater. Archae Press, USA. ISBN 0-9650226-0-9.