

Universidad Autónoma Metropolitana  
Departamento de Biotecnología



**Casa abierta al tiempo**

**"PARÁMETROS QUE INFLUYEN EN EL DISEÑO DE UN  
SISTEMA AEROBIO PARA EL POSTRATAMIENTO DE  
EFLUENTES ANAEROBIOS"**

TESIS  
Que para obtener el grado  
De Maestra en Biotecnología  
PRESENTA

**I.Q. Maricela Esquivel Martínez**

**Director: Dr. Oscar Monroy Hermosillo**

**Asesores: Dr. Alejandro Olmos Dichara y Dra. Mónica Meraz Rodríguez**

El Posgrado de Biotecnología esta incluido en el Padrón de Posgrados de Excelencia del CONACYT y además cuenta con apoyo del mismo consejo, con el convenio 471-O/Maestría en Biotecnología.

**Iztapalapa, D.F., México**

**Julio de 2003**

## CONTENIDO

ÍNDICE DE FIGURAS .....	2
ÍNDICE DE TABLAS .....	4
<b>RESUMEN</b> .....	5
<b>1. INTRODUCCIÓN</b> .....	6
1.1 Justificación: Necesidad de estudiar la etapa aerobia de los procesos integrados .....	7
1.2 Objetivos .....	13
1.2.1 Objetivo general .....	13
1.2.2 Objetivos específicos .....	13
1.3 Procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales .....	13
1.3.1 Tratamiento anaerobio del agua residual .....	13
1.3.2 El proceso de lodos activados .....	15
1.3.3 Microbiología del proceso de lodos activados .....	21
1.3.4 Influencia de la temperatura en los procesos biológicos .....	22
1.3.5 Características del agua residual municipal y efluentes anaerobios .....	24
1.4. Hipótesis .....	28
<b>2. METODOLOGÍA</b> .....	29
2.1 Sistema experimental .....	30
2.1.1 Inóculo .....	30
2.1.2 Origen de los efluentes utilizados .....	30
2.1.3 Reactor .....	31
2.2 Técnicas analíticas .....	32
2.2.1 Demanda química de oxígeno (DQO) .....	32
2.2.2 Concentración de biomasa (X) .....	33
<b>3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN</b> .....	35
3.1 Coeficientes específicos de consumo de oxígeno ( $q_{O_2}$ ) y de sustrato ( $q_s$ ) .....	36
3.2 Influencia del tipo de efluente en la energía de activación de la respiración .....	39
3.3 Influencia del oxígeno disuelto en la velocidad de degradación del sustrato .....	42
3.4 Estimación del efecto de la temperatura sobre la $r_s$ y el TRH en lodos activados .....	45
<b>4. COMENTARIOS FINALES Y CONCLUSIONES</b> .....	50
<b>ANEXOS</b> .....	53
Anexo 1. Consumo de oxígeno .....	54
Anexo 2. Consumo de sustrato .....	58
Anexo 3. Velocidad de degradación del sustrato .....	63
Anexo 4. Tiempo de residencia hidráulica .....	64
<b>BIBLIOGRAFÍA</b> .....	65

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. 1 Sistema convencional de lodos activados para el tratamiento de aguas residuales. .7	
Figura 1. 2 Diagrama de flujo de un sistema integrado. .... 8	
Figura 1. 3 Esquema de la biodegradación anaerobia de la materia orgánica..... 14	
Figura 1. 4 Características esenciales de los procesos de lodos activados (Metcalf y Eddy, 1991, Winkler, 1994)..... 15	
Figura 1. 5 Comparación de la fracción de DQO soluble en tres tipos de agua: agua residual cruda ( $\Delta$ ), efluente anaerobio ( $\bullet$ ) y efluente aerobio ( $\square$ ). (Xu y Hulmant, 1996, Castillo <i>et al.</i> , 1999, Kalago y Verstrate, 1999, Florencio <i>et al.</i> , 2001, Tawfik, <i>et al.</i> , 2002). .... 27	
Figura 1. 6 Comparación de la fracción de DBO en agua residual municipal, efluente anaerobio y efluente aerobio. .... 28	
Figura 2. 1 Reactor completamente mezclado..... 31	
Figura 2. 2 Comparación de las curvas de calibración de DQO de baja ( $0-200 \text{ mg.L}^{-1}$ , $\circ$ ) y alta concentración ( $200-1500 \text{ mg.L}^{-1}$ , $\blacksquare$ )..... 33	
Figura 2. 3 Metodología utilizada en esta tesis. .... 34	
Figura 3. 1 Ejemplo de 3 cinéticas de consumo y recuperación de oxígeno a $12 \text{ }^\circ\text{C}$ y $4 \text{ gX.L}^{-1}$ . Las pendientes de consumo tienen valores de $40 \text{ mg.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ para el ECr ( $\blacktriangle$ ) y de $20 \text{ mg.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ para el MSn ( $\square$ ) y el EAn ( $\bullet$ )..... 36	
Figura 3. 2 Ejemplo de 3 cinéticas de consumo de sustrato con MSn ( $\square$ ), EAn ( $\bullet$ ) y ECr ( $\blacktriangle$ ) a $12 \text{ }^\circ\text{C}$ , $4 \text{ gX.L}^{-1}$ y manteniendo la concentración de OD constante ( $5 \text{ mg.L}^{-1}$ ). .... 37	
Figura 3. 3 Coeficiente metabólico de consumo de oxígeno en función del tiempo para MSn ( $\square$ ), EAn ( $\bullet$ ) y ECr ( $\blacktriangle$ ) a $12 \text{ }^\circ\text{C}$ , $4 \text{ gX.L}^{-1}$ y manteniendo la concentración de OD constante ( $5 \text{ mg.L}^{-1}$ )..... 37	
Figura 3. 4 Relación entre el $q_{O_2}$ y el $q_S$ para el MSn ( $\square$ ), EAn ( $\bullet$ ) y ECr ( $\blacktriangle$ )..... 38	
Figura 3. 5 Influencia de la temperatura sobre el coeficiente de consumo de oxígeno para MSn ( $\square$ ), EAn ( $\bullet$ ) y ECr ( $\blacktriangle$ )..... 39	
Figura 3. 6 Influencia de la temperatura sobre el coeficiente de consumo de sustrato para MSn ( $\square$ ), EAn ( $\bullet$ ) y ECr ( $\blacktriangle$ )..... 40	

Figura 3. 7 $q_{O_2}$ a 20 °C para el MSn en función de la concentración de oxígeno disuelto con 2 (◇) y 4 (×) $gX.L^{-1}$ .....	42
Figura 3. 8 $q_{O_2}$ a 20 °C para el EAn en función de la concentración de oxígeno disuelto con 2 (◇) y 4 (×) $gX.L^{-1}$ .....	43
Figura 3. 9 Tasa volumétrica de consumo de oxígeno a 20 °C en el MSn en función del OD.	44
Figura 3. 10 Tasa volumétrica de consumo de oxígeno a 20 °C en el EAn en función del OD. ....	44
Figura 3. 11 Tasa volumétrica de consumo de oxígeno a 20 °C en el ECr en función del OD.	44
Figura 3. 12 Efecto de la T en la $r_s$ de lodos activados tratando ECr ( $S_0=500 mg.L^{-1}$ ), EAn y MSn ( $S_0=250 mg.L^{-1}$ ) con 4 $gX.L^{-1}$ y 3 $mgOD.L^{-1}$ .....	46
Figura 3. 13 Efecto de la T en el TRH de lodos activados tratando ECr ( $S_0=500 mg.L^{-1}$ ), EAn y MSn ( $S_0=250 mg.L^{-1}$ ) con 4 $gX.L^{-1}$ y 3 $mgOD.L^{-1}$ para alcanzar una concentración final (S) de 50 $mg.L^{-1}$ .....	47
Figura 3. 14 Efecto de la T en el TRH de lodos activados tratando EAn ( $S_0=250 m.L^{-1}$ ) para alcanzar una concentración final (S) de 50 $mg.L^{-1}$ con 2 $gX.L^{-1}$ (----), 4 $gX.L^{-1}$ (____), 1 $mgOD.L^{-1}$ (a, d), 3 $mgOD.L^{-1}$ (b, e) y 5 $mgOD.L^{-1}$ (c, f) .....	48

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. 1 Parámetros de operación de algunos reactores de lodos activados que tratan agua residual doméstica. ....	8
Tabla 1. 2 Parámetros de operación de algunos reactores UASB que tratan agua residual doméstica. ....	9
Tabla 1. 3 Comparación del sistema convencional con el integrado para 25,000 <i>hab</i> , 46 L.s <sup>-1</sup> , S <sub>0</sub> =406mgDQO.L <sup>-1</sup> .....	10
Tabla 1. 4 Calidad de efluentes generados por sistemas integrados que tratan agua residual doméstica. ....	11
Tabla 1. 5 Coeficientes cinéticos típicos para procesos de lodos activados para agua residual doméstica .....	21
Tabla 1. 6 Características del agua residual municipal en distintas situaciones . ....	25
Tabla 1. 7 Características del agua residual de la Ciudad de México (Jiménez y Landa, 1998). .....	26
Tabla 1. 8 Características de agua residual doméstica sintética que se utilizan como modelo. 26	
Tabla 1. 9 Relación de nitrógeno amoniacal/nitrógeno total en agua residual cruda y efluente anaerobio.....	28
Tabla 3. 1 Relación entre q <sub>O2</sub> y q <sub>S</sub> para los tres efluentes utilizados. ....	39
Tabla 3. 2 Influencia de la temperatura en los coeficientes metabólicos q <sub>O2</sub> y q <sub>S</sub> en los diferentes efluentes. ....	40
Tabla 3. 3 Efecto de un abatimiento de 4 °C en la temperatura del agua sobre la velocidad de respiración y consumo de sustrato.....	41
Tabla 3. 4. q <sub>O2</sub> (gOD.g <sup>-1</sup> X.d <sup>-1</sup> ) a 20 °C para el MSn, EAn y ECr. ....	42
Tabla 3. 5 Constantes cinéticas para los efluentes estudiados.....	45

## RESUMEN

En una planta de tratamiento de aguas residuales municipales uno de los principales problemas para mantener una calidad de agua constante es la disminución de la temperatura en la noche, ya que actúa contra la actividad microbiana y por ende sobre la eficiencia del proceso. Con objeto de proponer acciones ante estos eventos del agua en sistemas de lodos activados, se determinó el efecto de la temperatura y de las concentraciones de oxígeno disuelto y biomasa sobre la tasa de consumo de sustrato de efluentes anaerobios. Un segundo objetivo fue comparar este efecto entre el agua residual cruda y un efluente anaerobio para determinar que efluente es más manejable en sistemas de lodos activados. Se determinaron las tasas de consumo de sustrato y de oxígeno en régimen intermitente en un reactor completamente mezclado, con un volumen de trabajo de 4.5 L, controlando la temperatura, la concentración de oxígeno disuelto y la velocidad de agitación.

Se probaron tres temperaturas (T): 12, 20 y 25 °C; tres concentraciones de oxígeno disuelto (OD): 1, 3 y 5 mg.L<sup>-1</sup> y dos concentraciones de biomasa (X): 2 y 4 gSSLM.L<sup>-1</sup>. Como testigo se probó un efluente sintético, donde la única fuente carbonada fue acetato a una concentración de 140 mgDQO.L<sup>-1</sup>.

Los resultados mostraron que el efluente anaerobio es menos sensible a variaciones de la temperatura para mantener la calidad del efluente a 50 mgDQO.L<sup>-1</sup> y que es posible controlar la velocidad de reacción variando la concentración de oxígeno disuelto (hasta 5 mg. L<sup>-1</sup>) y de biomasa (hasta 4 g.L<sup>-1</sup>) cuando la temperatura llega a bajar 4 °C durante la noche.

La influencia de oxigenación sobre el coeficiente de consumo de oxígeno a temperaturas menores al ambiente (10-20 °C) es mayor que a altas temperaturas (20-25 °C).

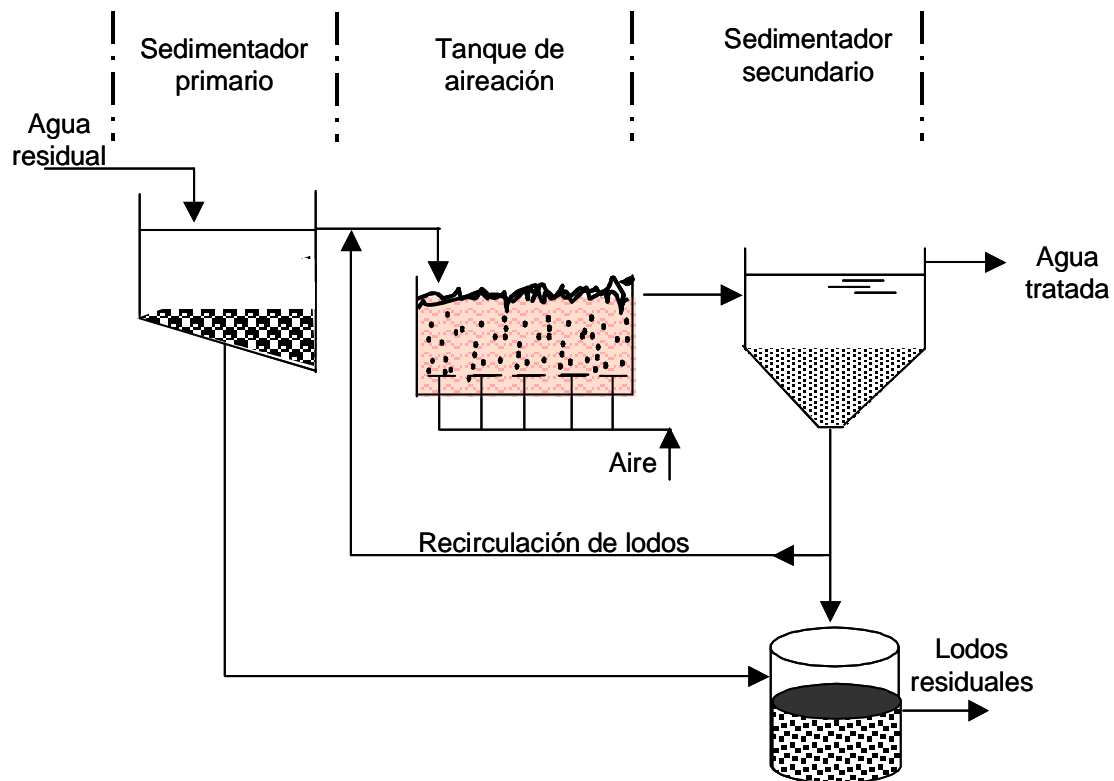
# 1. INTRODUCCIÓN

# 1. INTRODUCCIÓN

## 1.1 Justificación: Necesidad de estudiar la etapa aerobia de los procesos integrados

De acuerdo a Eckenfelder (1985), Vaxelaire, (1995), Gonçalves (1999) y otros autores, los procesos aerobios en el tratamiento secundario de aguas residuales municipales demandan mucha energía ( $1 \text{ kWh.kg}^{-1}\text{DQO}$  consumida) y producen una gran cantidad de lodos de purga ( $0.6 \text{ gSS.g}^{-1}\text{DQO}$ ), pero se obtiene un efluente de alta calidad ( $20 \text{ mg DBO.L}^{-1}$ ) (Tabla 1.1).

En la última década, se ha demostrado que los procesos anaerobios pueden ser un pretratamiento al proceso aerobio con lo que se consigue obtener energía en lugar de consumirla y se reduce de un 30 a 80 % la cantidad de lodo generado (Stronach *et al.*, 1986, Gonçalves *et al.*, 1999) para producir un efluente de mejor calidad que en el sistema totalmente aerobio además de una reducción del tamaño de la planta.



**Figura 1. 1** Sistema convencional de lodos activados para el tratamiento de aguas residuales.

Durante mucho tiempo se ha utilizado el sistema de lodos activados como tratamiento secundario del agua residual municipal, utilizando la digestión anaerobia para tratar los lodos

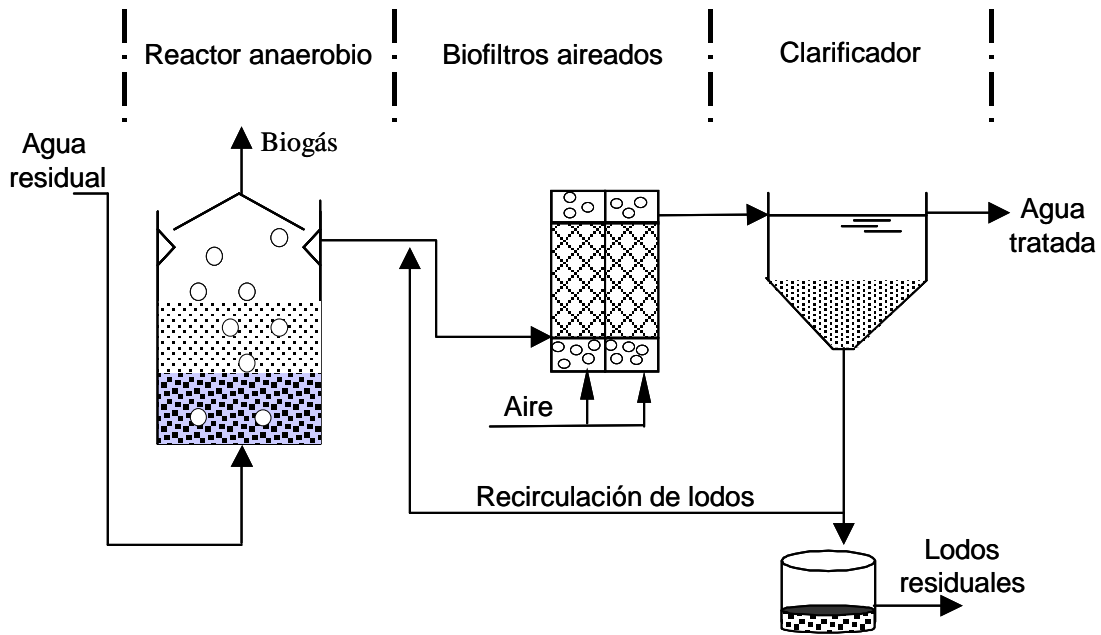


de desecho. A este sistema se le llama sistema convencional (figura 1.1). Los tiempos de residencia hidráulica para el tanque de aireación (figura 1.1) son de 4 a 20 horas (tabla 1.1) dependiendo de las características del agua a tratar y del diseño del reactor.

**Tabla 1. 1** Parámetros de operación de algunos reactores de lodos activados que tratan agua residual doméstica.

Calidad del efluente (mgDQO.L <sup>-1</sup> )	TRH (h)	Carga volumétrica (kgDQO.m <sup>-3</sup> d <sup>-1</sup> )	Referencia
_____	14.4-21.1	0.08- 0.2 <sup>(a)</sup>	Hu <i>et al.</i> , 2001.
_____	9.75	_____	Zhao <i>et al.</i> , 1999.
_____	20	_____	Nsabimana <i>et al.</i> , 1999.
33-24	10	_____ <sup>(b)</sup>	Solfrank <i>et al.</i> , 1992.
_____	8-24	0.18-0.26	Kristensen, 1992
20	4-8	0.32-0.6	Metcalf y Eddy <i>et al.</i> , 1991.
_____	6	_____	Versteeg y Woltering, 1990.

(a) T=17-27 °C, (b), T=13.5-22.5 °C.



**Figura 1. 2** Diagrama de flujo de un sistema integrado.

Un pretratamiento anaerobio seguido por un tratamiento aerobio se le conoce como sistema integrado, asociado ó combinado (figura 1. 2).

Para realizar la digestión anaerobia del agua residual se han diseñado varias configuraciones, una de ellas es el reactor tipo UASB (upflow anaerobic sludge blanket), es el más utilizado y estudiado, operando a TRH de 1.5 h a 10 h (tabla 1.2).

**Tabla 1. 2** Parámetros de operación de algunos reactores UASB que tratan agua residual doméstica.

<b>Eficiencia de remoción DQO (%)</b>	<b>TRH (h)</b>	<b>Carga volumétrica (kgDQO.m<sup>-3</sup>d<sup>-1</sup>)</b>	<b>Referencia</b>
59-75	9-10	0.79-1.4	Florencio <i>et al.</i> , 2001.
83	3-6	2.8-5.6	de Sousa <i>et al.</i> , 2001.
70	5.5	—	Chemicharo <i>et al.</i> , 2001.
70	3	—	Cavalcanti <i>et al.</i> , 2001.
70	1.5-7.5	—	Castillo <i>et al.</i> , 1999.
76	6	1.84	Gonçalves <i>et al.</i> , 1999.

En el diseño convencional, el sedimentador primario, con TRH de 2 h, elimina entre 30 y 40 % de la DQO total y el lodo obtenido, requiere de una estabilización (figura 1.1). En cambio en el sistema integrado, el agua residual entra al UASB que actúa sobre la DQO total (soluble, coloidal y suspendida) dando mejores eficiencias de tratamiento a cortos TRH (tabla 1.1), obteniendo un rendimiento de 0.15 kg de sólidos totales por kg de DQO removida (tabla 1.3), además de una mayor estabilidad que el generado en un sedimentador primario (Gonçalves *et al.*, 1999).

El gasto energético para tratar aeróbicamente agua residual doméstica es aproximadamente 3.5 (49 kW/14 kW) veces más que si se le da un pretratamiento de tipo anaerobio y después un pulimento aerobio (tabla 1.3).

Resumiendo, las ventajas de la asociación anaerobio/aerobio cuando se compara con el tratamiento convencional son las siguientes:

- Más compacto, que implica menor área requerida para la construcción, reflejado por los menores tiempos de residencia hidráulica utilizados.
- Ahorro de energía, ya que la demanda de aireación es 4.5 veces mayor en el convencional que en el integrado (tabla 1.3), dando con ello una disminución en el costo de operación.
- Reducción de la producción de lodos.
- Generación de biogás, que con un tratamiento fisicoquímico (lavado) se puede utilizar como combustible.

**Tabla 1. 3** Comparación del sistema convencional con el integrado para 25,000 habitantes, 46 L.s<sup>-1</sup>, S<sub>0</sub>=406 mgDQO.L<sup>-1</sup>. (Gonçalves *et al.*, 1999).

<b>Parámetro</b>	<b>Sistema convencional</b> (con digestión de lodos)	<b>Sistema anaerobio/aerobio</b> (sin digestión de lodos)
Volumen aerobio (m <sup>3</sup> )	233	90
Producción de lodo (kg ST.d <sup>-1</sup> )	310	237
Rendimiento (kg ST.kg <sup>-1</sup> DQO removida)	0.4	0.15
Potencia para aireación (kW)	49	14
Demanda de aire (N.m <sup>3</sup> .d <sup>-1</sup> )	13,943	3,080

En la tabla 1.4 se muestran varios tipos de sistemas integrados utilizados en el tratamiento de agua residual doméstica o municipal. La calidad del efluente final varía dependiendo del tipo de reactor utilizado y del TRH.

Para optimizar los sistemas integrados se deben estudiar sus partes por separado. El tratamiento anaerobio de aguas residuales municipales ha sido ampliamente estudiado (Lettinga, 1983, Kalogo y Verstraete, 1999) y tiene sus límites en el 70 % de remoción de materia orgánica con tiempos de residencia de 2 h (Kato, *et al.*, 1994) a 6 h (Seghezzo *et al.*, 1998). El postratamiento aerobio se puede hacer con sistemas de lodos activados, reactores biológicos rotatorios, RBC (Castillo *et al.*, 1999), biorreactores de membrana sumergida (Canales *et al.*, 1994, Ueda y Hata, 1999) y filtros percoladores (Winkler, 1994) para obtener concentraciones de salida inferiores a 20 mgDBO.L<sup>-1</sup>.

**Tabla 1. 4** Calidad de efluentes generados por sistemas integrados que tratan agua residual doméstica.

DQO	DQOs	DBO	SST	N-NH <sub>4</sub>	TRH <sup>(a)</sup>	Tipo de tratamiento	Fuente
(mg.L <sup>-1</sup> )					(h)		
3.7	-----	1.3	0.03	0.3	2	Anaerobio- Membrana sumergida <sup>(c)</sup>	Ueda y Hata, 1999.
31-63	—	7-13	5.1-17	—	0.3-1.4	UASB-Biofiltro sumergido	Gonçalves <i>et al.</i> , 1999.
52-57	—	—	174-259 <sup>(b)</sup>	14-26	10 d	UASB-Humedales artificiales	de Sousa <i>et al.</i> , 2001.
50-107	35-70	—	—	10-30	5	UASB-RBC1-RBC2	Tawfik <i>et al.</i> , 2002.
25-111	21-91	7-33	—	—	1.5	UASB-RBC1-RBC2	Castillo <i>et al.</i> , 1999.
98-119	—	48-62	17-57	14-26	—	UASB-Riego	Chernicharo <i>et al.</i> , 2001.
108-188	53-102	24-59	18-68	17-30	5-15 d	UASB-Laguna de pulimiento	Cavalcanti <i>et al.</i> , 2001.
122	86	—	38	0	2-22	UASB-SBR	Torres y Foresti, 2001.

(a) TRH para el sistema posterior al anaerobio. (b) SVT. (c) 0.2 µm de diámetro de poro.

Los reactores aerobios de membrana sumergida generan efluentes de alta calidad a THR de 2 h o menores, la desventaja es que son costosos y la concentración de sólidos a la entrada no debe ser alta (Ueda *et al.*, 1999). Con biofiltros sumergidos, reactores de contacto y tanques completamente mezclados se utilizan TRH de 4 a 6 h (tabla 1.4).

En los sistemas de pulimento que no son aerobios, como los humedales artificiales, el riego y las lagunas de pulimento, aún cuando pueden obtenerse 50 mgDQO.L<sup>-1</sup>, tienen la desventaja que lo hacen a TRH mayores a 5 d (tabla 1.4).

Se ha demostrado (Barker *et al.*, 1999), que el efluente anaerobio es más homogéneo en composición que el agua residual cruda, porque la materia orgánica residual está constituida principalmente (70 %) por moléculas con pesos moleculares menores a 1 kDa. Además en pruebas de biodegradabilidad aerobia de efluentes de reactores alimentados con sustratos homogéneos como glucosa y sacarosa se ha observado que la disminución de la DQO es de 90 % para todas las fracciones (1, 10, 100, 300 y ≥300 kDa), excepto para las menores a 1kDa (17 %). Pero en efluentes generados por digestión anaerobia de sustratos complejos como son los lodos secundarios y las melazas, se presentó sólo el 40 % de degradación para todas las fracciones. También se ha observado que cuando se analiza la muestra total, es decir sin fraccionar, tiene menor biodegradabilidad que las fracciones individuales (Barker *et al.*, 1999).

Esto indica que cuanto más homogéneo sea un efluente, mayor eficiencia habrá en el proceso de degradación aerobia.

Además se ha encontrado que en una muestra de agua residual cruda sólo el 8.5 % de la materia orgánica son AGV (Henze, 1992), en cambio en muestras de efluentes anaerobios que tratan agua residual sintética e industrial esta cantidad es de 32 % (Barker *et al.*, 1999).

Los autores que han investigado los sistemas biológicos integrados para el tratamiento de aguas residuales, se han enfocado a estudiar la influencia del tipo de arreglo anaerobio-aerobio (Torres y Foresti, 2001, Chernicharo *et al.*, 2001), TRH (Ueda y Hata 1999, Cavalcanti *et al.*, 2001, Tawfik *et al.*, 2002), carga de sustrato (de Sousa *et al.*, 2001), relaciones de recirculación (Goncalves *et al.*, 1999), concentraciones de entrada y salida (Siber y Eckenfelder, 1980, Castillo *et al.*, 1999), sobre la eficiencia del sistema integral. Castillo *et al.*, (1997) estudiaron la eficiencia de remoción de un sistema integrado por un UASB seguido por dos reactores de contacto rotatorios y encontraron que a 19 °C la eficiencia de remoción de DQO de los reactores aerobios fue del 84 % con TRH de 1.5 h y a 12 °C fue de 88 % a TRH de 3 h, este trabajo estuvo enfocado a variar el TRH del reactor anaerobio. Torres y Foresti (2001), estudiaron la influencia del tiempo de aireación, con concentraciones de oxígeno disuelto mayores a 3.5 mg.L<sup>-1</sup>, en un reactor secuencial (SBR) seguido de un UASB y encontraron que 2 h son suficientes para remover la materia orgánica remanente del reactor anaerobio. No se han encontrado reportes que ajusten el proceso aerobio considerando la distinta naturaleza del efluente anaerobio (energía de activación) y esto tiene una influencia sobre la velocidad de reacción. En esta tesis se separa el postratamiento aerobio del sistema integrado, para estudiar la influencia de la temperatura (T), la concentración de oxígeno disuelto (OD) y la concentración de biomasa (X) sobre el postratamiento aerobio de efluentes anaerobios y compararlo con efluentes crudos, utilizando como referencia un efluente sintético (acetato) y para ver las diferencias operacionales entre los efluentes anaerobios y crudos.

## **1.2 Objetivos**

### **1.2.1 Objetivo general**

Determinar la influencia de la temperatura, oxígeno disuelto y concentración de biomasa sobre la velocidad de remoción de materia orgánica de efluentes anaerobios y crudos en un sistema aerobio.

### **1.2.2 Objetivos específicos**

- Estudiar la relación entre el coeficiente de consumo de sustrato ( $q_S$ ) y el coeficiente de consumo de oxígeno ( $q_{O_2}$ ) en lodos activados que tratan efluentes anaerobios y crudos.
- Establecer las constantes cinéticas en un modelo matemático que relacione las tres variables.

## **1.3 Procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales**

El tratamiento secundario biológico puede considerar la integración de los procesos anaerobios y aerobios con el fin de reducir los costos de operación (aireación, mantenimiento y tratamiento de lodos de purga), así como los de inversión (menor volumen de tratamiento y equipo mecánico para disolver el oxígeno).

### **1.3.1 Tratamiento anaerobio del agua residual**

El tratamiento anaerobio de agua residual consiste en la transformación de la materia orgánica en biogás, que contiene principalmente metano y dióxido de carbono (Stronach *et al.*, 1986).

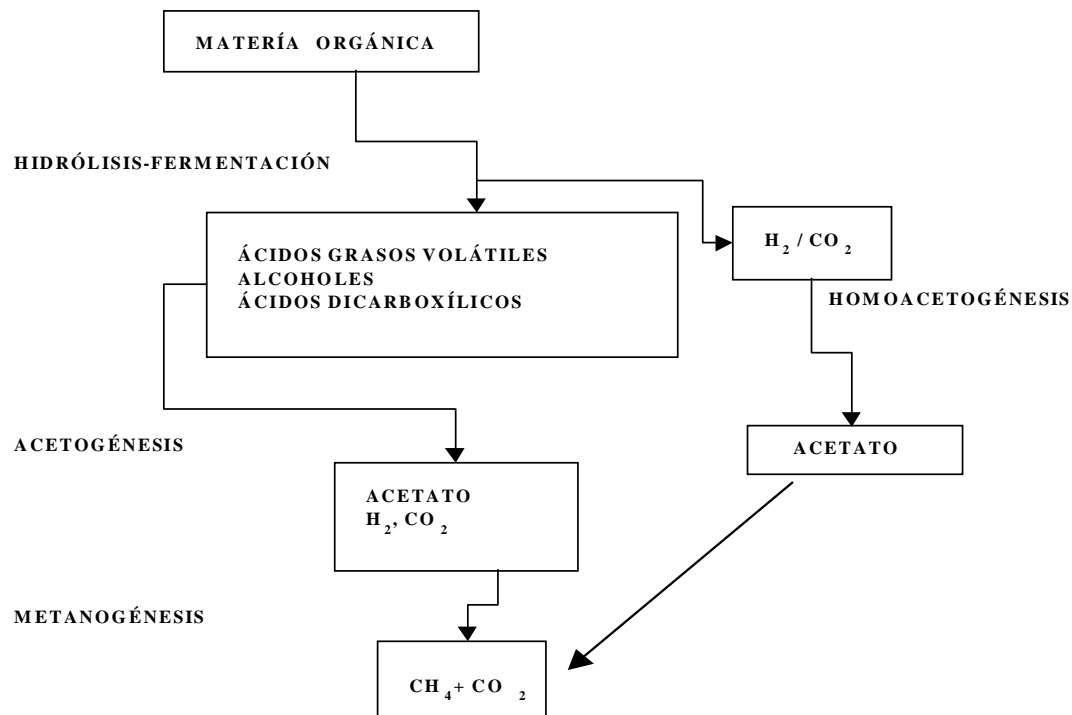
Básicamente, la degradación anaerobia se lleva a cabo en tres etapas (figura 1.3):

1. Etapa de hidrólisis y fermentación,
2. Etapa de acetogénesis y
3. Etapa de metanogénesis.

En la primera etapa, de hidrólisis y fermentación, los polímeros naturales como los carbohidratos, proteínas y lípidos o compuestos de más bajo peso son transformados por hidrólisis y por fermentación en ácidos carboxílicos, alcoholes, hidrógeno y dióxido de

carbono. Los ácidos carboxílicos producidos son principalmente ácidos grasos volátiles: acetato, propionato, n- e iso-butilato y n- e iso-valérico.

Durante la acetogénesis, los productos de fermentación producidos en la etapa anterior, son convertidos en acetato, hidrógeno y dióxido de carbono, mediante la transferencia de hidrógeno entre especies, que es la transferencia de electrones a través de hidrógeno entre las bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno (OHPA, por sus siglas en inglés) y las bacterias metanogénicas hidrogenotróficas.



**Figura 1. 3** Esquema de la biodegradación anaerobia de la materia orgánica  
(McInerney *et al.*, 1981, Rivera *et al.*, 1993).

Este fenómeno también tiene una gran importancia al nivel de la primera etapa. Numerosas bacterias fermentativas son capaces de transferir electrones vía hidrógeno a bacterias hidrogenotróficas, en vez de reducir normalmente un compuesto orgánico intermediario. Esto da como resultado un aumento de acetato y una disminución de la producción de los otros ácidos grasos volátiles, de etanol, de lactato, etc., que representa una ventaja para todo el sistema, evitando así la acumulación de los intermediarios distintos del acético (Zinder, 1993).

La tercera y última etapa de la digestión anaerobia se lleva a cabo por bacterias llamadas metanogénicas: hidrogenotróficas, las cuales producen metano por reducción de dióxido de carbono y por las acetocláticas, que rompen el acetato en  $\text{CH}_4$  y  $\text{CO}_2$  (Speece, 1996).

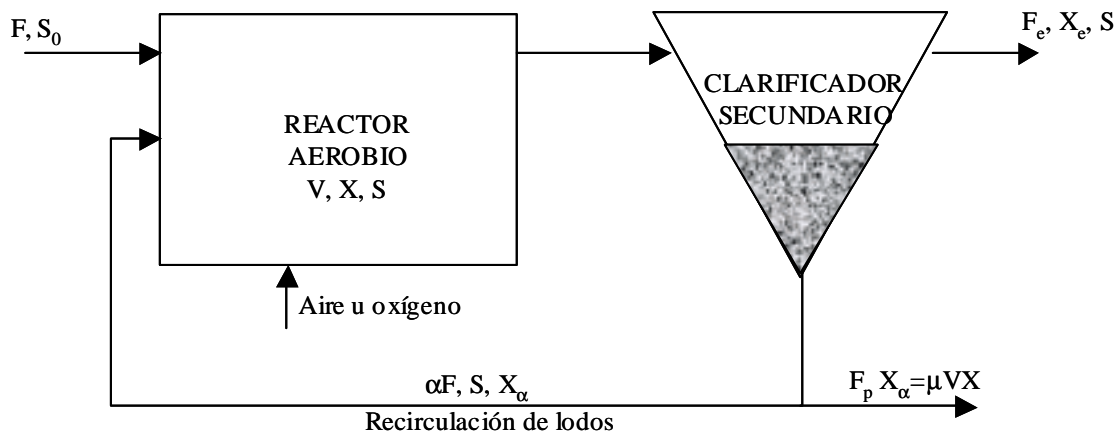
Debido a las tres etapas del proceso anaerobio en el tratamiento de aguas residuales; fermentación e hidrólisis, acetogénesis y metanogénesis, los efluentes generados contienen materia orgánica que no pudo ser degradada en el reactor (degradable o poco degradable), productos intermedios como ácidos grasos volátiles, productos de lisis celular (productos microbianos solubles), nitrógeno amoniacal y bicarbonato.

Por lo anterior, los efluentes generados en el tratamiento anaerobio de agua residual doméstica o municipal necesitan un postratamiento para eliminar la materia orgánica remanente para obtener un efluente con una calidad de  $20 \text{ mgDBO.L}^{-1}$ .

El proceso de lodos activados es el sistema de tratamiento aerobio más estudiado y utilizado. A continuación se describe el fundamento, la microbiología y algunos parámetros de diseño y operación.

### 1.3.2 El proceso de lodos activados

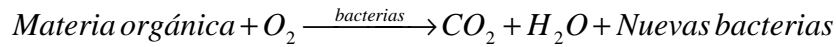
El proceso de lodos activados es un sistema biológico de tipo aerobio desarrollado en



**Figura 1. 4** Características esenciales de los procesos de lodos activados (Metcalf y Eddy, 1991, Winkler, 1994).



Inglaterra en 1914 por Ardern y Lockett (Metcalf y Eddy, 1991). El agua residual se mezcla en un reactor con un cultivo mixto de microorganismos que se mantiene en suspensión formando comunidades bacterianas agregadas llamadas flóculos. Al contenido del reactor se le llama licor mezclado. En el reactor se lleva a cabo la siguiente reacción global:



El aire es suministrando al reactor mediante difusores situados en el fondo o por aireación superficial, lo cual sirve también para mantener el licor mezclado en completa agitación. Las células que se producen son purgadas del sistema (figura 1.4) para mantener una concentración de células mayor a la que se puede sostener por el crecimiento, los lodos son concentrados y recirculados al reactor.

Las ecuaciones 1 a 4 nos dan el balance de células, sustrato y oxígeno en el sistema.

$$\frac{dX}{dt} = \alpha F X_\alpha - (1 + \alpha F) F X + \mu X V = 0; \quad TRH = \frac{1}{\mu} \left[ 1 + \alpha F \left( 1 - \frac{X_\alpha}{X} \right) \right] \quad ] \quad ] \quad ] \quad ec.1$$

$$\frac{dX}{dt} = \mu X V - F_p X_\alpha - F_e X_e = 0; \quad \mu = \frac{1}{TRS} = \frac{F_p X_\alpha + F_e X_e}{X V} \quad ] \quad ] \quad ec.2$$

Idealmente  $X_e=0$ , por lo que:

$$TRS = \frac{X V}{F_p X_\alpha}$$

$$\frac{dS}{dt} = F(S_0 - S) - (\mu + k_d) \frac{X}{Y} V = 0; \quad TRH = \frac{Y(S_0 - S)}{(\mu + k_d) X} \quad ] \quad ] \quad ] \quad ] \quad ] \quad ] \quad ec.3$$

$$\frac{dC}{dt} = k_L a (C_{OD}^* - C_{OD}) - q_{O_2} X = 0; \quad X = \frac{k_L a (C_{OD}^* - C_{OD})}{q_{O_2}} \quad ] \quad ] \quad ] \quad ] \quad ec.4$$

En donde,

$X_0$  es la concentración inicial de biomasa [ $ML^{-3}$ ]

$X$  es la concentración de biomasa en el reactor [ $ML^{-3}$ ]

$X_{\alpha}$  es la concentración de biomasa en la línea de recirculación [ $ML^{-3}$ ]  
 $X_e$  es la concentración de sólidos en el efluente final [ $ML^{-3}$ ]  
 $F$  es el flujo de entrada al reactor [ $L^3\theta^{-1}$ ]  
 $F_e$  es la tasa de flujo del clarificador secundario [ $L^3\theta^{-1}$ ]  
 $\alpha F$  es el flujo de recirculación [ $L^3\theta^{-1}$ ]  
 $F_p$  = tasa de lavado de lodo de la línea de recirculación [ $L^3\theta^{-1}$ ]  
 $\mu$  es la tasa específica de crecimiento [ $\theta^{-1}$ ]  
 $V$  es el volumen del reactor [ $L^3$ ]  
 $S_0$  es la concentración inicial de sustrato [ $ML^{-3}$ ]  
 $S$  es la concentración final del sustrato [ $ML^{-3}$ ]  
 $Y$  es el rendimiento de biomasa formada por sustrato degradado  
 $TRH$  es el tiempo de residencia hidráulica [ $\theta$ ]  
 $TRS$  es el tiempo de retención de sólidos, definido como el inverso de la velocidad de crecimiento [ $\theta$ ]  
 $q_{O_2}$  es el coeficiente específico de consumo de oxígeno [ $\theta^{-1}$ ] = [ $M\ OD.M^{-1}\ X.\theta^{-1}$ ]  
 $k_{La}$  es el coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno [ $\theta^{-1}$ ]  
 $C_{OD}^*$  es la concentración de oxígeno disuelto en la saturación [ $ML^{-3}$ ]  
 $C_{OD}$  es la concentración de oxígeno disuelto en el licor mezclado [ $ML^{-3}$ ]  
 $q_s$  es el coeficiente específico de consumo de sustrato [ $\theta^{-1}$ ]

En este proceso gracias a la recirculación del lodo el TRH no está restringido por el tiempo que necesitan las células para reproducirse (o la tasa de dilución puede ser mayor a la velocidad de crecimiento, ec. 1), por tanto, se purgan lodos a la velocidad que se forman (ec. 2) y la concentración de biomasa solamente está restringida por la capacidad de oxigenación del sistema (ec. 4). A continuación se definen los parámetros mencionados anteriormente.

**1.3.2.1 Concentración de biomasa en el licor mezclado (X).** En los sistemas de tratamiento de aguas residuales la concentración de biomasa en un reactor mezclado se define como la concentración de sólidos suspendidos en el licor mezclado (SSLM). En los procesos de lodos activados, generalmente la concentración de biomasa está entre 1 y 5 gSSLM.L<sup>-1</sup> (Metcalf y Eddy, 1991), donde aproximadamente el 70 % son sólidos volátiles. Por simplicidad en esta tesis utilizaremos X para denotar SSLM.

**1.3.2.2 Concentración de sustrato (S).** En el diseño y modelamiento de sistemas de lodos activados la concentración de sustrato está dada por la concentración de la materia orgánica biodegradable (demanda bioquímica de oxígeno en cinco días, DBO), por la concentración de la materia orgánica químicamente degradable (demanda química de oxígeno, DQO) y en algunas ocasiones por la concentración del carbono orgánico total (COT). En la mayoría de los casos se utiliza el valor de materia orgánica total, pero en otros se fracciona la materia orgánica contenida en el agua residual, en soluble y suspendida. El material soluble se obtiene de la filtración a través de una membrana de diámetro de poro de 1.2  $\mu\text{m}$  (Whatman GF/C) o en algunos casos 1.8  $\mu\text{m}$  (Whatman GF/A), 0.45 o 0.2  $\mu\text{m}$  (Nielsen *et al.*, 1992) y el material suspendido es calculado como el material total menos el soluble. Otros autores fraccionan las muestras de agua residual para obtener material soluble ( $<0.45 \mu\text{m}$ ), coloidal (partículas mayores que 0.45  $\mu\text{m}$  pero menores que 4.4 $\mu\text{m}$ ) y suspendido ( $>4.4\mu\text{m}$ ) (Tawfik *et al.*, 2001).

**1.3.2.3 Rendimiento de biomasa formada por sustrato degradado (Y).** Es la cantidad de biomasa obtenida por unidad de sustrato consumido. Por tanto, el rendimiento esta dado en  $\text{mgX} \cdot \text{mg}^{-1} \text{ DBO}$ , o unidades semejantes. Metcalf y Eddy reportan rendimientos de 0.4 a 0.8  $\text{mgSSV} \cdot \text{mg}^{-1} \text{ DBO}$  para procesos de lodos activados (tabla 1.4).

**1.3.2.4 Carga orgánica.** También llamada relación F/M (por sus siglas en inglés, food/microorganism). Es la cantidad de sustrato alimentado por unidad de biomasa presente en el tanque de aireación en un tiempo determinado y está definida como:

$$F / M = \frac{FS_0}{VX} = \frac{S_0}{X(TRH)} \quad ] \quad ] \quad ec.5$$

La calidad de los efluentes de los procesos de lodos activados en términos de materia carbonada o remoción de nitrógeno depende de los sólidos suspendidos y el tiempo de residencia hidráulica en el tanque de aireación. A mayor SS o TRH, mayor calidad del efluente. Sin embargo, el comportamiento del proceso se ve afectado por la sedimentación del lodo que debe ser separado en un clarificador después de la oxidación biológica. En algunas ocasiones en términos operacionales el tiempo de retención de sólidos o la carga orgánica, son la clave de control principal en una planta de lodos activados (Beltrán *et al.*, 2000).

**1.3.2.6 Coeficiente específico de consumo de oxígeno ( $q_{O_2}$ ).** Es la capacidad respiratoria del microorganismo y está definida como la velocidad de crecimiento entre el rendimiento biomasa/oxígeno. Dependerá de la concentración de OD y para cada sistema tendrá un  $q_{O_2\max}$  y una  $K_{OD}$  (Harrison, 1972, Pirt, 1975). El consumo de oxígeno se debe a la oxidación del sustrato y a la respiración endógena de los microorganismos y es un índice que ayuda a conocer la biodegradabilidad del sustrato.

$$q_{O_2} = \frac{\mu}{Y_{X/OD}} = \frac{\mu_{\max}}{Y_{X/OD}} \frac{OD}{K_{OD} + OD} = \frac{q_{O_2\max} OD}{K_{OD} + OD} \quad ] ] ] \quad ec.6$$

**1.3.2.7 Concentración de oxígeno disuelto (OD).** Cuando el oxígeno limita el crecimiento de los microorganismos, predominan organismos filamentosos y la sedimentabilidad y el índice volumétrico del lodo son pobres, a este fenómeno se le llama esponjamiento (bulking). En la práctica, la concentración de OD en el tanque de aireación debe mantenerse entre 1.5 y 4  $mg.L^{-1}$ ; el valor comúnmente usado es de 2  $mg.L^{-1}$ . Valores mayores a 4  $mg.L^{-1}$  no mejoran significativamente la velocidad pues se está cerca de la condición de saturación en la ecuación de Monod, pero aumentan considerablemente los costos de aireación (Metcalf y Eddy, 1991). En el flóculo de lodos activados coexisten microorganismos filamentosos que tienen una constante de saturación media ( $K_{OD}$ ) muy baja,  $\leq 1 \text{ mg.L}^{-1}$  y los microorganismos no filamentosos con  $K_{OD}$  mayores. Una baja concentración de OD hará que las especies filamentosas predominen sobre las no filamentosas ocasionando el “esponjamiento” de los flóculos por lo que es aconsejable tener una concentración de  $OD > 2 \text{ mg.L}^{-1}$ .

**1.3.2.8 Coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno ( $k_L a$ ).** La tasa de asimilación o consumo de oxígeno,  $r_{OD}$ , llamada también coeficiente volumétrico de consumo de oxígeno es una herramienta utilizada ampliamente para la caracterización de biomasa y sustrato en los sistemas aerobios. A través de la aplicación de esta prueba, se adquiere información de gran valor para el diseño, operación y modelamiento de procesos de tratamiento de agua residual (Kristensen *et al.*, 1992, Xu y Hasselblad, 1996, Çokgör *et al.*, 1998, Orupöld *et al.*, 1999).

La  $r_{OD}$  es la cantidad de oxígeno utilizado en un volumen de lodos activados en un cierto periodo de tiempo y las dimensiones son  $[ML^{-3}\theta^{-1}]$ . Para determinar la  $r_{OD}$  se grafica la concentración de oxígeno disuelto en el líquido (OD) contra el tiempo de reacción y la pendiente resultante corresponde a la  $r_{OD}$ . Si la  $r_{OD}$  se divide entre la cantidad de SS se obtiene el coeficiente específico de consumo de oxígeno,  $q_{O_2}$   $[\theta^{-1}]$  (Suschka y Ferreira 1986). Los resultados son expresados en mg de oxígeno consumido por gramo de biomasa y por hora ( $mg\ O_2.g^{-1}X.h^{-1}$ ).

El coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno, es la constante de proporcionalidad entre el gradiente de concentración de OD y la tasa de transferencia de oxígeno. El  $k_{La}$  depende del diseño del sistema de aireación, la manera como se opera y la naturaleza de las aguas residuales que se oxigenan y permite controlar la concentración de OD a partir de la ecuación 7.

$$C = C^* - \frac{q_{O_2}X}{k_{La}} \quad ] \quad ] \quad ec.7$$

Mientras mayor sea el  $k_{La}$  mayor será la concentración de OD y mientras mayor sea la  $r_{OD}$  ( $q_{O_2}X$ ) mayor tendrá que ser el  $k_{La}$  para mantener una concentración de OD fija.

**1.3.2.9 Coeficiente específico de consumo de sustrato ( $q_s$ ).** La tasa de asimilación o consumo de sustrato,  $r_s$ , es la cantidad de sustrato degradado por volumen de reactor y por unidad de tiempo  $[ML^{-3}\theta^{-1}]$  y se obtiene de la pendiente de la grafica de la concentración de sustrato contra el tiempo de reacción. Si la  $r_s$  es referida a la concentración de biomasa presente en el sistema, se obtiene el coeficiente específico de consumo de sustrato, ( $q_s$ ).

$$\frac{dS}{dt} = (\mu - k_d) \frac{X}{Y} = \left( \frac{\mu - k_d}{Y} \right) X = q_s X \quad ] \quad ] \quad ] \quad ec.8$$

**1.3.2.10 Tiempo de residencia hidráulica (TRH).** Es el tiempo necesario para llevar el agua residual de una concentración inicial ( $S_0$ ), a una concentración final de salida ( $S$ ). Para un reactor de lodo activado con recirculación de biomasa el tiempo de residencia hidráulica esta dado por:

$$TRH = \frac{(S_0 - S)}{(\mu + k_d) \frac{X}{Y}} \quad ] \quad ] \quad ec.9$$

**1.3.2.11 Tiempo de retención de sólidos (TRS).** Es la edad del lodo en el reactor y esta definido por el inverso de la velocidad de crecimiento, se controla mediante el flujo de purga y la concentración del clarificador ( $F_e X_e$ ) (ec.2).

En la tabla 1.5 se presentan los valores cinéticos típicos para el proceso de lodos activados.

**Tabla 1. 5** Coeficientes cinéticos típicos para procesos de lodos activados para agua residual doméstica (Metcalf y Eddy, 1991).

Coeficiente	Unidades	Valor a 20 °C	
		Intervalo	Típico
$\mu_{max}$	d <sup>-1</sup>	2-10	5
K <sub>s</sub>	mg.L <sup>-1</sup> DBO	25-100	60
	mg.L <sup>-1</sup> DQO	15-70	40
Y <sub>S/X</sub>	mgSSV.mg <sup>-1</sup> DBO	0.4-0.8	0.6
K <sub>d</sub>	d <sup>-1</sup>	0.025-0.075	0.06
F/M	DBO.SSVLM <sup>-1</sup> .d <sup>-1</sup>	0.2-0.6	—
X	gSSLM.L <sup>-1</sup>	2.5-4.0	—
TRS	d	5-15	—

### 1.3.3 Microbiología del proceso de lodos activados

En los sistemas de lodos activados la población microbiana, esencialmente bacterias y protozoarios (95 y 5 % de la biomasa total en peso seco, respectivamente) son responsables del proceso de purificación.

Los microorganismos más importantes son las bacterias, porque son las responsables de la descomposición de la materia orgánica presente en el agua residual. Lishman *et al.* (2000) reportan concentraciones alrededor de  $4.31 \times 10^9$  bacterias.mg<sup>-1</sup>SSV en un reactor de lote secuencial (SBR) aerobio/anóxico.

Los protozoarios consumen a las bacterias dispersas que no flocculan. La concentración típica es de 50,000 protozoarios por mL de agua residual (Pike y Curds, 1971).

Los rotíferos son microorganismos más grandes que las bacterias y los protozoarios y consumen pequeños flóculos que no sedimentan.

Para la formación de los flóculos en los sistemas de lodos activados los microorganismos filamentosos son una parte esencial para que las bacterias se adhieran a las redes formadas y con ello dar lugar a los flóculos, sólo que una sobrepoblación de éstos provoca un aumento de volumen por unidad de sólido suspendido (bulking) y la formación de grandes cantidades de espuma (foaming), principales problemas encontrados en sistemas de lodos activados de tratamiento de aguas residuales municipales. Madoni (2000) reporta que de 167 plantas de tratamiento de aguas residuales analizadas en Italia, el microorganismo filamentoso más común fue *Microthrix parvicella*. Otro microorganismo reportado como causante de una pobre sedimentabilidad de los lodos activados es *Sphaerotilus natans* (Mulder *et al.*, 1971). Gabb *et al.*, (1989) reportan que el esponjamiento de lodos activados debido a este microorganismo es muy común en sistemas a escala laboratorio pero raramente en sistemas a escala industrial. Parece ser que *Microthrix parvicella* abunda cuando la carga orgánica, la temperatura y la concentración de oxígeno disuelto son bajas (Knoop y Kunst, 1998) y *Sphaerotilus natans* prolifera cuando la carga orgánica es alta y la concentración de oxígeno disuelto es baja (Mulder *et al.*, 1971).

Otro componente de importancia para la formación de la matriz o red de los flóculos de los lodos activados son las sustancias poliméricas extracelulares. Liao (2001) reportó un contenido de compuestos extracelulares entre 14 y 20 mg.L<sup>-1</sup>, donde aproximadamente el 70 % son proteínas (10-15 mg.mg<sup>-1</sup>SSV), alrededor del 25 % son carbohidratos (4-7mg.mg<sup>-1</sup>SSV) y el resto es DNA (1-2 mg.mg<sup>-1</sup>SSV).

La diversidad de la población residente establecida en un tanque de aireación dependerá de las características del influente y de las condiciones que prevalecen en el sistema de lodos activados.

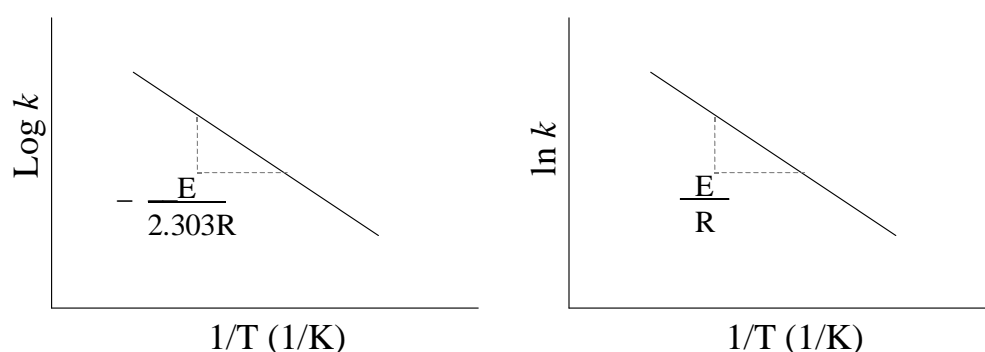
### **1.3.4 Influencia de la temperatura en los procesos biológicos**

En una reacción bioquímica, a medida que aumenta la temperatura, ocurren dos fenómenos simultáneos:

- a) La velocidad de reacción aumenta, y
- b) La estabilidad de las enzimas (producidas por los microorganismos) disminuye por inactivación térmica.

En 1889, Arrhenius derivó una ecuación para describir el efecto de la temperatura sobre las reacciones químicas.

$$k = Ae^{-\frac{E_a}{RT}} \quad ] \quad ] \quad ec.10$$



En donde:

**k** es la constante de velocidad de reacción.

**R** es la constante de los gases ( $8.31 \text{ J}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$ ).

**T** es la temperatura del sistema en Kelvin.

“**A**” Ya que la velocidad de reacción es el producto del número de moléculas activadas y su frecuencia de colisión, el termino incluye el número de colisiones (el factor de probabilidad es  $\exp(-E_a/RT)$ ).

“**Ea**” llamada energía de activación es considerada como la diferencia mínima de energía entre los reactivos en estado estable y en estado de transición (Hunter y Rose, 1972). La energía de activación para sustratos está en el intervalo de  $16,736$  a  $83,680 \text{ J}\cdot\text{mol}^{-1}$  y de  $167,360$  a  $669,440 \text{ J}\cdot\text{mol}^{-1}$  para las enzimas.

En un sistema de lodos activados la temperatura afecta no sólo la síntesis de los microorganismos presentes y sus reacciones bioquímicas, sino que también influye en la transferencia del oxígeno de la fase gaseosa a la fase líquida.



Respecto a la síntesis de microorganismos, valores de temperatura menores a la óptima tienen un efecto más significativo sobre la tasa de crecimiento de los microorganismos que temperaturas mayores a la óptima. Se ha observado que al aumentar 10 °C la temperatura, la velocidad de crecimiento aumenta al doble de su valor inicial hasta alcanzar la temperatura óptima (Metcalf y Eddy, 1991).

La ecuación de Arrhenius también es útil cuando se desea calcular el cambio de velocidad en un intervalo de temperatura, así se tiene la siguiente relación:

$$Q_i = \frac{k_2}{k_1} = \exp\left(\frac{Ea}{R} \frac{T_2 - T_1}{T_1 T_2}\right) \quad ] \quad ] \quad ec.11$$

donde,

$k_1$  es la constante de velocidad a temperatura  $T_1$

$k_2$  es la constante de velocidad a temperatura  $T_2$

$Q_i$  es el cambio de la  $k$  en el intervalo  $i$  de  $T$

### 1.3.5 Características del agua residual municipal y efluentes anaerobios

El agua residual doméstica es generada de baños, lavabos y cocinas. El agua residual municipal es la generada por una comunidad, es decir una mezcla de aguas residuales doméstica, industrial (tratada o no tratada) y agua pluvial. La tasa y composición del agua residual municipal varía considerablemente de lugar a lugar, conducta social, tipo y número de industrias, condiciones climáticas, consumo de agua potable, tipo y condiciones del sistema de alcantarillado, etc. El agua residual doméstica es usualmente el componente principal del agua residual municipal y es frecuentemente usado como sinónimo (Seghezzo *et al.*, 1998).

En la tabla 1.6 se presentan las características del agua residual municipal en distintas situaciones. De treinta datos mostrados en diferentes fuentes bibliográficas, se observa que en relación a la carga orgánica el 34 % corresponde a una concentración entre 100 y 300 mg.L<sup>-1</sup> de DQO, el 28 % está en un intervalo de 300 a 500 mg.L<sup>-1</sup> y el resto (38 %) a concentraciones mayores de 500 mg.L<sup>-1</sup> pero menores a 800 mg.L<sup>-1</sup>, sólo un dato está fuera de estos valores (2,865 mgDQO.L<sup>-1</sup>) y es agua residual generada por una familia en una zona rural sin conexión a la red de agua potable.

La demanda bioquímica de oxígeno (DBO) alcanza valores entre 95 y 368 mg.L<sup>-1</sup>. Dependiendo del tipo de pretratamiento que se le de al agua residual cruda será la

concentración de sólidos suspendidos totales (SST), por lo que se registran valores tan bajos como 32 mg.L<sup>-1</sup> y tan altos como 2,555 mg.L<sup>-1</sup>. La temperatura del agua residual cruda varia de 8 a 31 °C, dependiendo de la localidad y la estación del año.

**Tabla 1. 6** Características del agua residual municipal en distintas situaciones .

<b>DQOt</b>	<b>DBO</b>	<b>SST</b>	<b>N-NH4</b>	<b>N-total</b>	<b>T (°C)</b>	<b>Referencia</b>
<b>(mg.L<sup>-1</sup>)</b>						
2,865	NR	2555	63	204	NR	Kuai <i>et al.</i> , 1999 <sup>(a)</sup>
810	270	330	NR	NR	NR	Attal <i>et al.</i> , 1992 <sup>(b)</sup>
786	NR	NR	49	66	12-20	Rosenberger <i>et al.</i> , 2002
727	368	429	34	NR	24-26	Seghezzo <i>et al.</i> , 1998
592	376	NR	NR	NR	NR	Chernicharo <i>et al.</i> , 2001
569	NR	131	18	45	14-25	Torres y Foresti, 2001
522-712	312-396	422-438	32-34	56	26	Cavalcanti <i>et al.</i> , 2001
500	NR	673	30	41	NR	Kuai <i>et al.</i> , 1999
496	NR	NR	NR	50	NR	Warner <i>et al.</i> , 1986
377	166	180	26	44	NR	Seidl <i>et al.</i> , 1998
363-666	240-333	NR	NR	NR	12-20	Castillo <i>et al.</i> , 1999
297-463	125-229	127-174	NR	34-42	NR	Gonçalves <i>et al.</i> , 1999
290-563	NR	139-204	NR	NR	30-31	Florencio <i>et al.</i> , 2001
274	158	NR	35	NR	NR	Beltran <i>et al.</i> , 2000
267-520	95-231	215	17		8-27	Seghezzo <i>et al.</i> , 1998
230-320	NR	NR	11-21	22-33	NR	Zhao <i>et al.</i> , 1999
230	NR	NR	24	31	NR	Randall <i>et al.</i> , 1992
221	NR	NR	22	30	NR	Siegrist y Tschui, 1992
183	NR	NR	18	29	12	Xu y Hulmant, 1996
162-404	NR	32-203	NR	37-42	12-23	Kristensen <i>et al.</i> 1992
110	104	NR	NR	46	17-27	Hu <i>et al.</i> , 2001
<b>Promedio</b>					<b>Intervalo</b>	
<b>437±195</b>	<b>241±97</b>	<b>304±294</b>	<b>26±10</b>	<b>41±11</b>	<b>8-31</b>	

(a) Generada por una familia en una zona rural; NR, dato no reportado.

Los promedios de las relaciones DBO/DQO, SST/DQO y N<sub>total</sub>/DQO son de 0.55, 0.58 y 0.1, respectivamente. Lo que indica una cierta biodegradabilidad que corresponde al promedio de aguas residuales municipales.

La calidad del agua residual de la Ciudad de México es de concentración media (tabla 1.7), es decir, que la concentración de la materia orgánica está en un intervalo de 262 a 358 mg/L (Jiménez y Landa, 1998).

**Tabla 1. 7** Características del agua residual de la Ciudad de México (Jiménez y Landa, 1998).

DQO	SST	SSV	N-NH4	N-total	Huevos de helminto.L <sup>-1</sup>	UFC.100 mL <sup>-1</sup>	Punto de muestreo
(mg.L <sup>-1</sup> )							
262	185	76	29.43	33.16	5.1	1.60E+08	Tajo de Nochistongo
311	170	108	23.33	31.13	10.8	2.26E+08	Emisor central
358	101	75	18.2	39.6	4.8	1.47E+08	Gran canal Km 0
273	95	50	28.7	38.2	9.06	1.99E+08	Gran canal Km 27

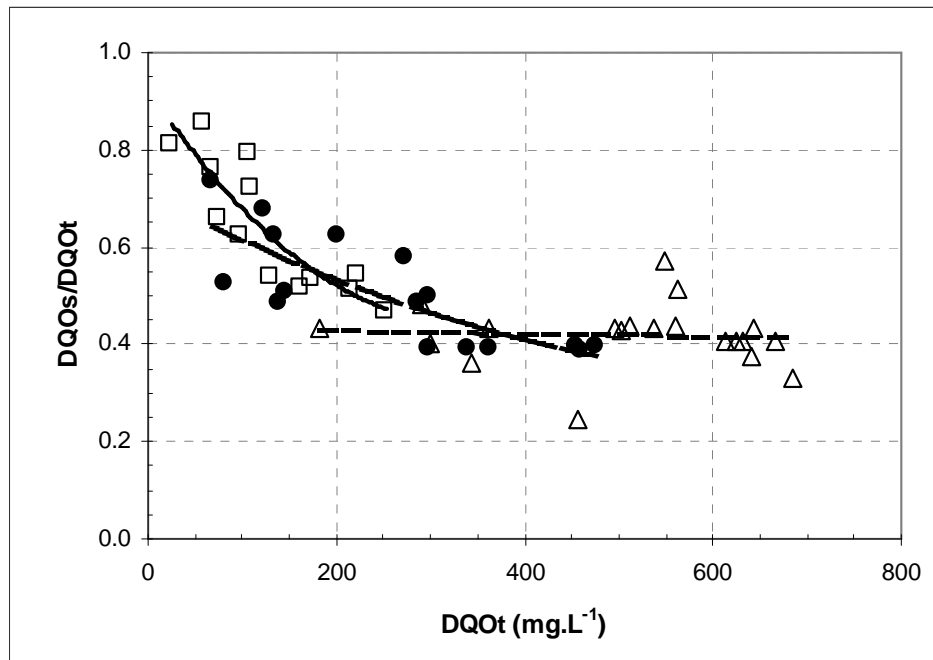
UFC: Unidades formadores de colonias fecales.

Debido a las marcadas variaciones en el agua residual cruda, algunos investigadores prefieren utilizar agua residual sintética para realizar sus experimentos con la finalidad de evitar interferencias en sus investigaciones. En estos experimentos generalmente se obtienen altas eficiencias de remoción de materia orgánica (mayores a 80 %), tanto carbonada como nitrogenada debido a la homogeneidad del efluente a tratar. En la tabla 1.8 se muestran algunos modelos de agua residual doméstica y las fuentes de carbono y nitrógeno utilizadas.

**Tabla 1. 8** Características de agua residual doméstica sintética que se utilizan como modelo.

DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	Fuente de carbono y nitrógeno	Referencia
3,000	2,673 mg.L <sup>-1</sup> sacarosa, 30 mg.L <sup>-1</sup> extracto de levadura	Stephenson <i>et al.</i> 1999
1,300	650 mg.L <sup>-1</sup> de proteína (proteosa-peptona)	Dilek y Yetis, 1992
1,000	12.62 g.L <sup>-1</sup> D-glucosa, 0.15 g.L <sup>-1</sup> peptona	Nagadomi <i>et al.</i> , 2000
840	50 % proteínas, 40 % carbohidratos, 10 % lípidos	Callado y Foresti, 2001
430	60-70 % proteínas, 20 % carbohidratos	Nielsen <i>et al.</i> , 1992
400	Solución de proteínas: AR cruda, en una relación 2:1	Lishman <i>et al.</i> , 2000
250	525 mg.L <sup>-1</sup> CH <sub>3</sub> COONa.3H <sub>2</sub> O, 112.5 mg.L <sup>-1</sup> NH <sub>4</sub> Cl	Gupta y Gupta, 1999
315 (COT)	Dextrina, peptona y otros	Imamura <i>et al.</i> , 1998

La figura 1.5 muestra la relación DQOs/DQOt en función de la DQOt de los efluentes anaerobios mostrados en la tabla 1.3. Se aprecia que dependiendo del tratamiento, la relación DQOs/DQOt aumenta (comparada con las condiciones iniciales) indicando que en los tratamientos biológicos tienden a transformar la DQO particulada a soluble. Así el agua residual cruda tiene una DQOt entre 200 y 700 mg.L<sup>-1</sup> con relación DQOs/DQOt en promedio de 0.4. El tratamiento anaerobio produce efluentes entre 100 y 500 mgDQO.L<sup>-1</sup> con una relación entre 0.4 y 0.7. Los efluentes aerobios alcanzan hasta 20 mg.L<sup>-1</sup> en donde hasta el 80 % puede ser DQOs.

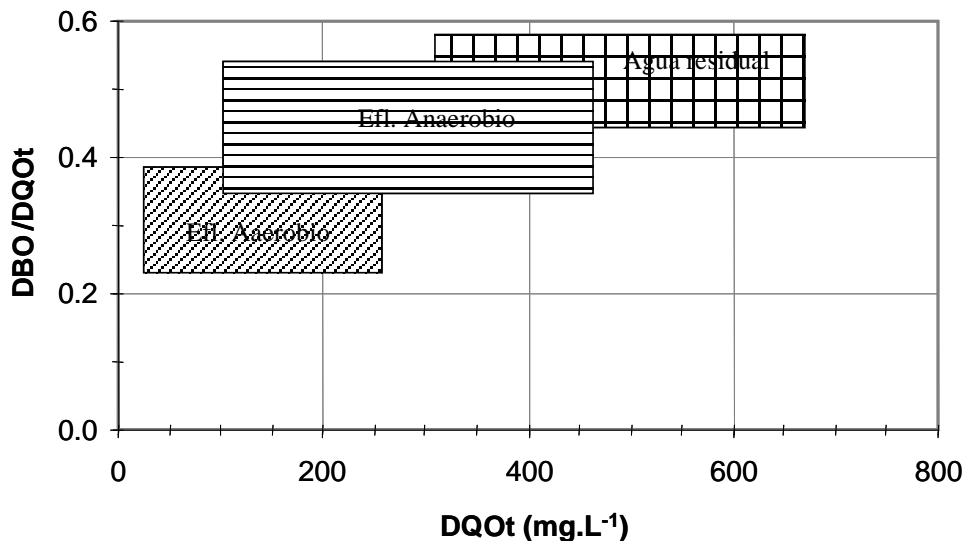


**Figura 1. 5** Comparación de la fracción de DQO soluble en tres tipos de agua: agua residual cruda ( $\Delta$ ), efluente anaerobio ( $\bullet$ ) y efluente aerobio ( $\square$ ). (Xu y Hulmant, 1996, Castillo *et al.*, 1999, Kalago y Verstrate, 1999, Florencio *et al.*, 2001, Tawfik, *et al.*, 2002).

La figura 1.6 muestra que la relación DBO/DQOt, que representa una medida de degradabilidad, disminuye con el tratamiento. Esta relación es menor para los efluentes aerobios que para los anaerobios. Esta situación indica que el efluente anaerobio todavía puede ser tratado por vía aerobia.

El contenido de nitrógeno total en el agua residual cruda y en efluentes anaerobios es similar, la diferencia está en que los efluentes anaerobios contienen aproximadamente un 25 % más de nitrógeno amoniacal (tabla 1.9).

El tratamiento biológico tiende a hidrolizar las proteínas liberando nitrógeno. En el tratamiento anaerobio este se mantiene como  $\text{NH}_4^+$ , mientras que en el aerobio puede ser liberado como  $\text{NH}_3$  o convertido a  $\text{NO}_3^-$ .



**Figura 1. 6** Comparación de la fracción de DBO en agua residual municipal, efluente anaerobio y efluente aerobio.

**Tabla 1. 9** Relación de nitrógeno amoniacal/nitrógeno total en agua residual cruda y efluente anaerobio.

Efluente	NKT (mg.L <sup>-1</sup> )	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /NTK
Agua residual cruda	41.59 ± 13.40	0.63 ± 0.11
Efluente anaerobio	50.25 ± 10.37	0.87 ± 0.10

#### 1.4. Hipótesis

Ante la disminución de la velocidad de consumo de sustrato de efluentes anaerobios tratados aeróbicamente por una baja de la temperatura, se puede compensar con un incremento en la concentración de oxígeno disuelto y biomasa de acuerdo con las ecuaciones de Monod y Arrhenius.

Ante la composición más homogénea de los efluentes anaerobios (Henze, 1992 y Barker *et al.*, 1999) en comparación con efluentes crudos (agua residual municipal) la velocidad de reacción será mayor en los primeros que en los segundos.

## **2. METODOLOGÍA**

## **2. METODOLOGÍA**

Para alcanzar los objetivos planteados en este trabajo se utilizó un reactor completamente agitado en régimen intermitente teniendo como inóculo lodo activado y como sustratos: medio sintético, agua residual cruda y efluente anaerobio.

### **2.1 Sistema experimental**

#### **2.1.1 Inóculo**

Se obtuvo del caudal de recirculación del proceso de lodos activados de la planta de tratamiento de aguas residuales municipales de Iztacalco, D.F.

El inóculo se mantuvo en un tanque de 10 L, con agitación y aireación constante, alimentando intermitentemente con un efluente anaerobio (100 a 150 mgDQOs.L<sup>-1</sup>), que provenía del reactor EGSB (apartado 2.1.2.b).

#### **2.1.2 Origen de los efluentes utilizados**

En este trabajo se utilizaron tres tipos de efluentes para comparar el efecto del tratamiento anaerobio en el postratamiento aerobio utilizando medio sintético como testigo:

- a) Efluente crudo (ECr): Provenía del último registro de la red de drenaje de la Universidad Autónoma Metropolitana unidad Iztapalapa (UAMI).
- b) Efluente anaerobio (EAn): Provenía del efluente de un reactor anaerobio EGSB de 3.6 L de volumen útil operado a un TRH de 0.6-1.2 horas y una carga de 6-8 gDQO.L<sup>-1</sup>.d, a 30 °C y alimentado con agua residual de la UAMI.
- c) Medio sintético (MSn): A un efluente anaerobio (apartado 2.1.2.b) tratado aeróbicamente hasta agotar el sustrato se le adicionaba acetato de sodio. Con esto se garantizaba tener los componentes naturales del agua residual. La concentración de sustrato inicial (acetato) en este medio fue de 140 mgDQOs.L<sup>-1</sup>.

### 2.1.3 Reactor

Se utilizó un reactor de 4 L de volumen de trabajo (0.15 m de diámetro y 0.24 m de altura), operado en régimen intermitente completamente mezclado, con impulsor de turbina de 6 aspas, de 8 cm de diámetro. El reactor contaba con control de oxígeno disuelto (OD), velocidad de agitación ( $v_a$ ) y temperatura (T), esta última manipulada por medio de un baño de enfriamiento con etilenglicol al 50% que alimentaba la chaqueta del reactor. La concentración del oxígeno disuelto se determinó con un electrodo PHOENIX (sin ajuste por cambio de temperatura).

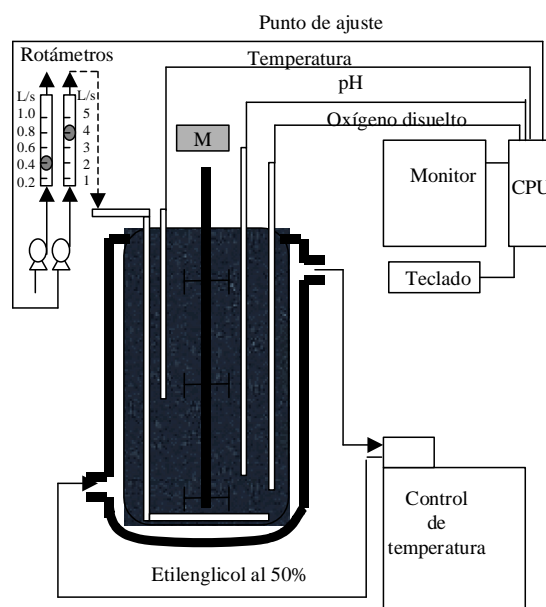


Figura 2. 1 Reactor completamente mezclado.

Los electrodos de T,  $v_a$  y OD fueron conectados a una computadora donde se registraban los datos cada minuto. La adición de oxígeno fue por medio de aire suministrado con una bomba. Para determinar las velocidades de consumo de oxígeno y degradación de sustrato de los tres tipos de medios de cultivo utilizados se manipularon las siguientes variables:

1. Temperatura (T): Se manejaron tres valores: 12, 20 y 25 °C, los cuales están dentro del intervalo de temperaturas que presenta el agua residual municipal en la ciudad de México.
2. Oxígeno disuelto (OD): La concentración de oxígeno disuelto se fijó en tres niveles: 1, 3 y 5  $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ .



3. **Concentración de biomasa (X):** La concentración del inóculo o biomasa se mantuvo en dos niveles: 2 y 4 gX.L<sup>-1</sup>.

El efecto de la temperatura, la concentración de oxígeno disuelto y la concentración de biomasa sobre los coeficientes metabólicos de respiración ( $q_{O_2}$ ) y de consumo de sustrato ( $q_s$ ) se determinaron a partir de la medición de cinéticas de consumo de sustrato y de OD.

Para medir las cinéticas se siguieron los siguientes pasos:

1. Se ajustaba la temperatura del baño recirculador.
2. Se calibraba los electrodos de pH, OD y temperatura.
3. Se fijaba el nivel de OD en el controlador.
4. Se ajustaba la velocidad de agitación a 200 rpm.
5. Se fijaba un flujo de 0.5 vvm (volumen de aire.volumen de líquido<sup>-1</sup>.min<sup>-1</sup>) (2 L.min<sup>-1</sup>) que el controlador de OD operaba intermitentemente para mantener el nivel de concentración deseada.
6. Se inoculaba el reactor, se adicionaba el medio de cultivo a estudiar y se ponía en marcha la reacción.
7. Se tomaban 25 mL de muestra en intervalos de 5-15 minutos y se trataba para su conservación.
8. Se suspendía la agitación y adición de aire después de dos horas, o bien, cuando la lectura de oxígeno disuelto tendía a aumentar, indicando que el sustrato se había agotado.
9. Se recuperaba el inóculo y se vaciaba al tanque de 10 L.

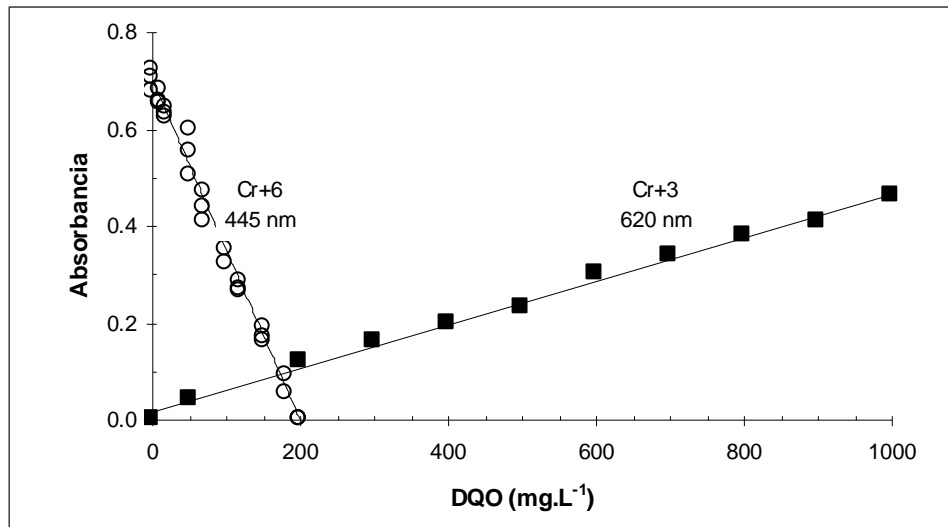
El tratamiento de la muestra consistió en centrifugar (1,500 rpm durante 5 minutos), filtrar (0.45  $\mu$ m) y acidificar para posteriormente determinar la materia orgánica soluble a través de la técnica de DQO (baja concentración).

## **2.2 Técnicas analíticas**

### **2.2.1 Demanda química de oxígeno (DQO)**

Con la técnica de digestión a reflujo cerrado recomendada por APHA (1989) es posible determinar altas concentraciones de DQO (hasta 1,500 mg.L<sup>-1</sup>), pero la sensibilidad disminuye fuertemente a concentraciones menores que 100 mg.L<sup>-1</sup>. Ya que en este trabajo se utilizaron muestras con bajas concentraciones de materia orgánica, además de que se determinó la fracción soluble, fue necesario aplicar la técnica HACH modificada (Cat. No. 21258) para

aumentar la sensibilidad. Esta técnica se basa en medir el dicromato reducido a diferencia de la técnica normal para concentraciones mayores a  $100 \text{ mg.L}^{-1}$  que miden el  $\text{Cr}^{3+}$  residual. Para esto se disminuyó la concentración de dicromato de potasio de  $42.256$  a  $1.8324 \text{ g.L}^{-1}$ , suficiente para oxidar el equivalente a  $200 \text{ mg.L}^{-1}$  de DQO y se leyó a  $445 \text{ nm}$  para  $\text{Cr}^{+6}$  en lugar de  $620 \text{ nm}$  para  $\text{Cr}^{+3}$ . La figura 2.2 muestra la curva de calibración en comparación con la curva del método APHA normal.



**Figura 2. 2** Comparación de las curvas de calibración de DQO de baja ( $0\text{-}200 \text{ mg.L}^{-1}$ ,  $\circ$ ) y alta concentración ( $200\text{-}1500 \text{ mg.L}^{-1}$ ,  $\blacksquare$ ).

### 2.2.2 Concentración de biomasa (X)

La biomasa se determinó por la técnica de peso seco calculando los sólidos suspendidos en el licor mezclado (SSLM) a  $103\text{-}105 \text{ }^\circ\text{C}$  (APHA, 1989).

Para obtener la relación de  $q_s$  y  $q_{O_2}$  respecto a la temperatura primero se obtuvieron las constantes de la ecuación de Arrhenius para cada efluente a temperatura variable y misma concentración de biomasa y OD.

Después a  $20 \text{ }^\circ\text{C}$  se midieron las constantes de Monod para el  $q_{O_2}$ . Con estos valores se calcularon las  $q_{O_2}$  a diferentes temperaturas y concentraciones de OD. En estas corridas se midió la  $q_s$ .

En la figura 2.3 se resume la metodología utilizada en esta investigación.

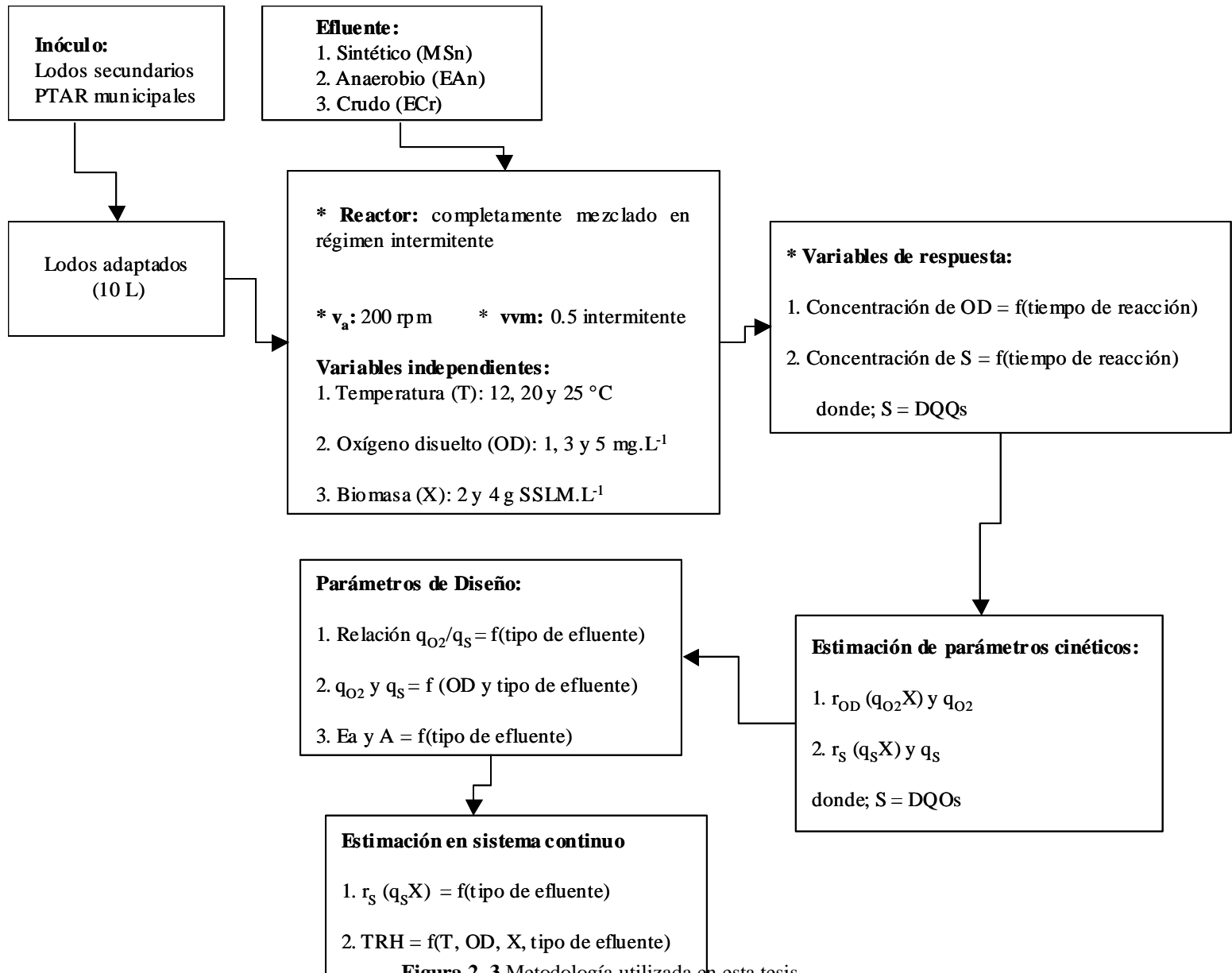


Figura 2. 3 Metodología utilizada en esta tesis.

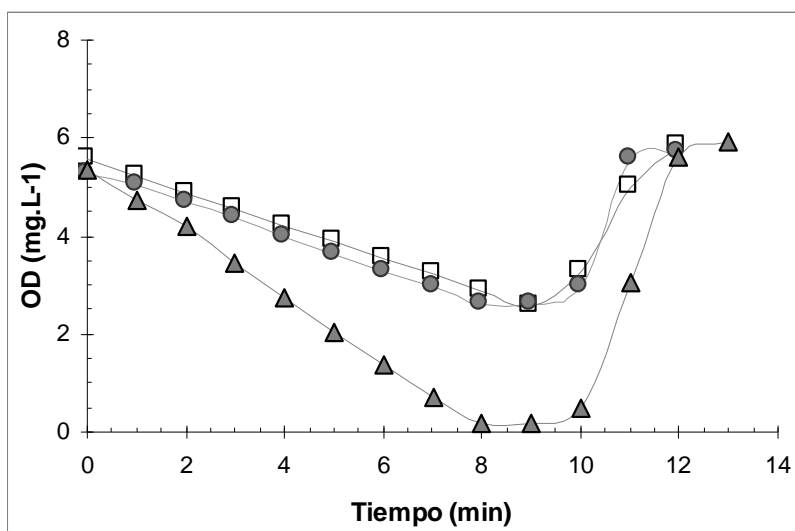
# **3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

### 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

#### 3.1 Coeficientes específicos de consumo de oxígeno ( $q_{O_2}$ ) y de sustrato ( $q_S$ )

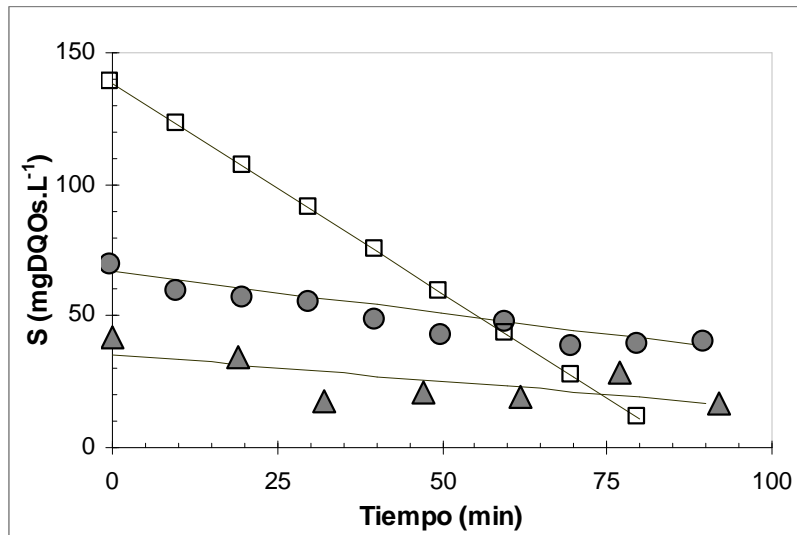
La figura 3.1 muestra un ejemplo de las cinéticas de consumo de oxígeno de lodos activados en tres tipos de efluentes: efluente crudo (ECr), efluente anaerobio (EAn) y medio sintético (MSn), a 12 °C y 4 gX.L<sup>-1</sup>. Este consumo de oxígeno es debido al consumo de sustrato exógeno y a la respiración endógena (Pirt, 1975). La tasa volumétrica de consumo de oxígeno es dos veces más alta en el ECr (40 mg.L<sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup>) que en el EAn y el MSn (20 mg.L<sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup>), aun cuando la concentración de sustrato inicial es mayor en los dos últimos (140, 65 mgDQOs.L<sup>-1</sup>, respectivamente) que la del ECr (39 mgDQOs.L<sup>-1</sup>) (figura 3.2). Lo que indica que efectivamente la homogeneidad en el contenido de materia orgánica del EAn permite una rápida degradación y menor consumo de oxígeno.

En los anexos 1 y 2 se muestran las cinéticas de consumo de oxígeno y sustrato respectivamente, para los tres efluentes (MSn, EAn y ECr) y para todas las condiciones estudiadas de temperatura (T), biomasa (X) y oxígeno disuelto (OD). Se muestran también las ecuaciones empleadas para la estimación de los parámetros  $q_{O_2}$  y  $q_S$ . Las figuras 3.1 y 3.2 son ejemplos de este tipo de gráficas, cuyos perfiles varían dependiendo de las condiciones de T y de X.

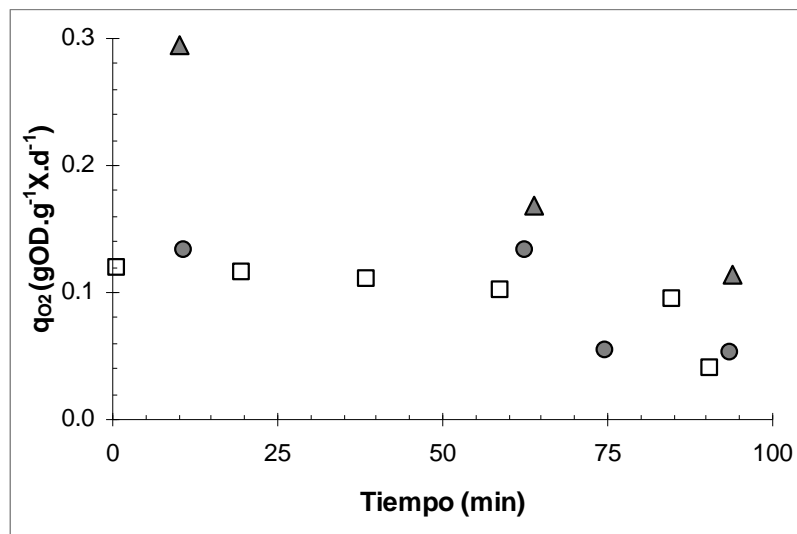


**Figura 3. 1** Ejemplo de 3 cinéticas de consumo y recuperación de oxígeno a 12 °C y 4 gX.L<sup>-1</sup>. Las pendientes de consumo tienen valores de 40 mg.L<sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup> para el ECr (▲) y de 20 mg.L<sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup> para el MSn (□) y el EAn (●).

Al comparar la figura 3.2 con la figura 3.3 se observa que aún cuando ya no hay consumo de sustrato continua el consumo de oxígeno. Esto se debe a la naturaleza del lodo activado que tiende a adsorber a la materia orgánica en su superficie antes de empezar a consumirla.



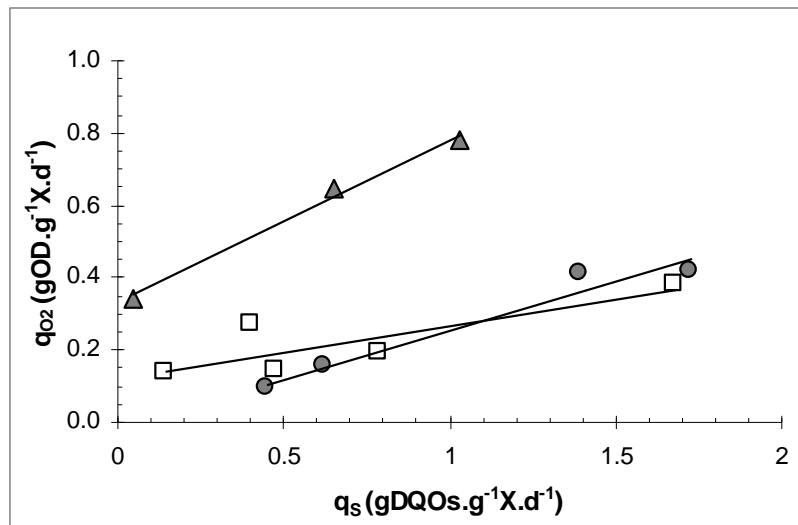
**Figura 3. 2** Ejemplo de 3 cinéticas de consumo de sustrato con MSn (□), EAn (●) y ECr (▲) a 12 °C, 4 gX.L<sup>-1</sup> y manteniendo la concentración de OD constante (5 mg.L<sup>-1</sup>).



**Figura 3. 3** Coeficiente metabólico de consumo de oxígeno en función del tiempo para MSn (□), EAn (●) y ECr (▲) a 12 °C, 4 gX.L<sup>-1</sup> y manteniendo la concentración de OD constante (5 mg.L<sup>-1</sup>).

Los valores del coeficiente de consumo de oxígeno obtenidos, son mayores en muestras de ECr, que en muestras de EAn y MSn. Para el ECr el intervalo está entre 0.34 y 1 gOD.g<sup>-1</sup>X.d<sup>-1</sup> y para el EAn y el MSn está entre 0.06 y 0.59 gOD.g<sup>-1</sup>X.d<sup>-1</sup>. Esto parecería lógico ya que el agua residual cruda tiene mayor concentración de moléculas de alto peso

molecular (polímeros aún no hidrolizados) que aquella que ha recibido un tratamiento anaerobio (en donde hubo hidrólisis y fermentación) y que el medio sintético. Sin embargo, la  $q_s$  es menor en el ECr que en el EAn y MSn. Este fenómeno se puede ver al relacionar el  $q_{O_2}$  y el  $q_s$ , para los tres tipos de efluentes (figura 3.4). Los efluentes crudos aún con bajo consumo de sustrato requieren mayor cantidad de oxígeno que los EAn y MSn que son semejantes (tabla 3.1). La dependencia entre el consumo de oxígeno y la degradación del sustrato es semejante entre el EAn y el MSn, no siendo así para el ECr.



**Figura 3. 4** Relación entre el  $q_{O_2}$  y el  $q_s$  para el MSn (□), EAn (●) y ECr (▲).

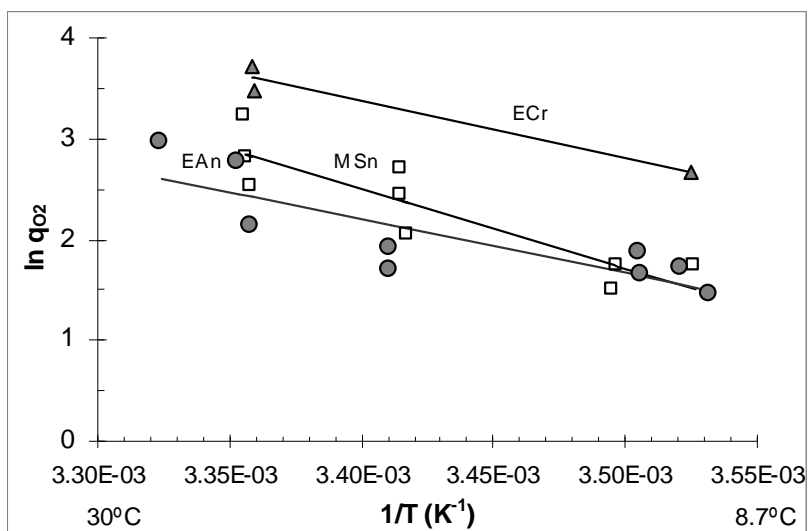
El rendimiento de oxígeno consumido por unidad de sustrato degradado,  $Y_{OD/S}$ , calculado a partir de la figura 3.4, para los tres tipos de efluente se presentan en la tabla 3.2. Se puede ver que se necesita más oxígeno por cada unidad de sustrato consumido en efluentes crudos ( $0.45 \text{ gOD.g}^{-1}\text{DQOs}$ ) que en efluentes anaerobios ( $0.15 \text{ gOD.g}^{-1}\text{DQOs}$ ) y medio sintético ( $0.27 \text{ gOD.g}^{-1}\text{DQOs}$ ). Esto significa que se requiere aproximadamente 33 % más de oxígeno para degradar la misma cantidad de materia orgánica en agua residual cruda que en efluente anaerobio. Cuando  $q_s$  es nulo el  $q_{O_2}$  en el ECr es mayor ( $0.33 \text{ gOD.g}^{-1}\text{X.d}^{-1}$ ) que en el EAn y MSn (menor a  $0.12 \text{ gOD.g}^{-1}\text{X.d}^{-1}$ ) (tabla 3.1). Kappeler y Gujer (1992) mencionan que una vez que la mayoría de la DQO fácilmente biodegradable se ha consumido, la respiración de oxígeno es causada predominantemente por el crecimiento sobre productos de hidrólisis y en un menor grado por la respiración endógena.

**Tabla 3. 1** Relación entre  $q_{O_2}$  y  $q_S$  para los tres efluentes utilizados.

Tipo de efluente	$q_{O_2}$ cuando $q_S=0$ ( $gOD.g^{-1}X.d^{-1}$ )	Pendiente $Y_{OD/S}$ ( $gOD.g^{-1}DQOs$ )	$R^2$
Sintético	0	0.27	0.9569
Anaerobio	0.12	0.15	0.7042
Crudo	0.33	0.45	0.9903

### 3.2 Influencia del tipo de efluente en la energía de activación de la respiración

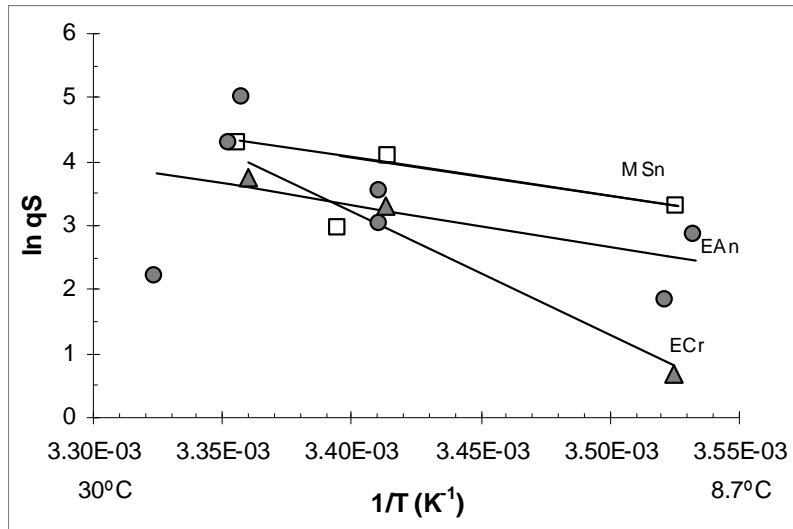
En la figura 3.5 se muestra la influencia de la T sobre el  $q_{O_2}$  utilizando la ecuación de Arrhenius linealizada,  $\ln q_{O_2} = \ln A (-E_a/RT)$ , para los tres tipos de efluentes; el medio sintético ( $S_0=135-149 \text{ mgDQOs.L}^{-1}$ ), el efluente anaerobio ( $S_0=52-180 \text{ mgDQOs.L}^{-1}$ ) y el efluente crudo ( $S_0=39-100 \text{ mgDQOs.L}^{-1}$ ). A partir de la pendiente y la ordenada al origen de esta gráfica se determinaron las energías de activación ( $E_a$ ) y las constantes de frecuencia de colisiones (A) para cada efluente (tabla 3.2).



**Figura 3. 5** Influencia de la temperatura sobre el coeficiente de consumo de oxígeno para MSn ( $\square$ ), EAn ( $\bullet$ ) y ECr ( $\blacktriangle$ ).

La influencia de la temperatura sobre la velocidad de consumo de sustrato se muestra en la figura 3.6.





**Figura 3. 6** Influencia de la temperatura sobre el coeficiente de consumo de sustrato para MSn (□), EAn (●) y ECr (▲).

En la tabla 3.2 se muestra que la velocidad de consumo del oxígeno en el efluente sintético es más dependiente de la temperatura que la del efluente anaerobio y ésta a la vez más que la del crudo, lo que indica una mayor potencialidad de tratamiento del efluente anaerobio al aumentar su velocidad de degradación con un aumento en la temperatura. Se puede observar que los valores de  $E_a/R$  y  $A$  correspondientes al EAn, están más cercanos a los correspondientes al medio sintético que al ECr, debido a la gran cantidad de sustratos de diferente naturaleza (menos biodegradable, ya que requiere hidrólisis y fermentación) que están presentes en el efluente crudo, mientras que en el efluente anaerobio la energía de activación es semejante a la del medio sintético debido a la naturaleza de los sustratos presentes.

**Tabla 3. 2** Influencia de la temperatura en los coeficientes metabólicos  $q_{O_2}$  y  $q_S$  en los diferentes efluentes.

Efluente	Ea/R (K)		A (h <sup>-1</sup> )	
	Calculado de $q_{O_2}$	Calculado de $q_S$	Calculado de $q_{O_2}$	Calculado de $q_S$
Sintético (MSn)	7,753	6,130	3.5E+9	6.59E+7
Efluente anaerobio (EAn)	7,149	6,655	3.55E+8	1.87E+8
Efluente crudo (ECr)	5,698	19,331	7.52E+6	8.69E+26

También se puede ver que los valores de  $E_a/R$  son diferentes para  $q_{O_2}$  y  $q_s$ , mientras que para el caso del coeficiente respiratorio,  $q_{O_2}$ , que mide la capacidad de consumo de oxígeno disuelto del cultivo y se determina en el lapso de unos cuantos minutos al inicio de la fermentación. Es de suponer que las bacterias consumen la materia más fácilmente degradable en aproximadamente los mismos tiempos en que se consumía el acetato confirmando que la velocidad de respiración está relacionada con la velocidad de consumo de sustrato.

Por lo anterior los valores de  $E_a$  y  $A$  en el efluente anaerobio y en el medio sintético son semejantes al calcularlos tanto a partir de  $q_s$  como de  $q_{O_2}$ .

El coeficiente específico de consumo de sustrato se calcula a partir de una cinética de dos horas de duración, por lo que considera tanto la velocidad de adsorción de moléculas grandes al flóculo en los momentos iniciales de la fermentación como la degradación propiamente dicha, al final del proceso. Este fenómeno resultaba en  $q_{O_2}$  mayores en los inicios que al final de la fermentación. De esta manera, se puede explicar que la  $q_s$  del ECr presente mayor dependencia con la temperatura (valores de  $E_a$  un orden de magnitud mayores) que los de EAn y MSn, mientras que la respiración en estos efluentes está directamente relacionada con el consumo de sustrato.

La tabla 3.3 muestra (utilizando la ec. 11) que ante un enfriamiento en el agua a tratar, que puede ocurrir durante algunas horas de la noche, el coeficiente respiratorio se verá reducido en 30 % en el MSn seguido muy cercanamente del EAn 28 %, mientras que el del ECr en 23 %. Sin embargo el coeficiente de consumo de sustrato del ECr disminuye en 60 % mientras que el del EAn y del MSn presentará un menor porcentaje de disminución de consumo de sustrato. Esto nos indica una menor capacidad respiratoria (33 %) respecto a los efluentes anaerobio y sintético de referencia.

**Tabla 3. 3** Efecto de un abatimiento de 4 °C en la temperatura del agua sobre la velocidad de respiración y consumo de sustrato.

<b>Efluente</b>	$\Delta q_{O_2}$ %	$\Delta q_s$ %
Sintético	-30	-25
Anaerobio	-28	-27
Crudo	-23	-60

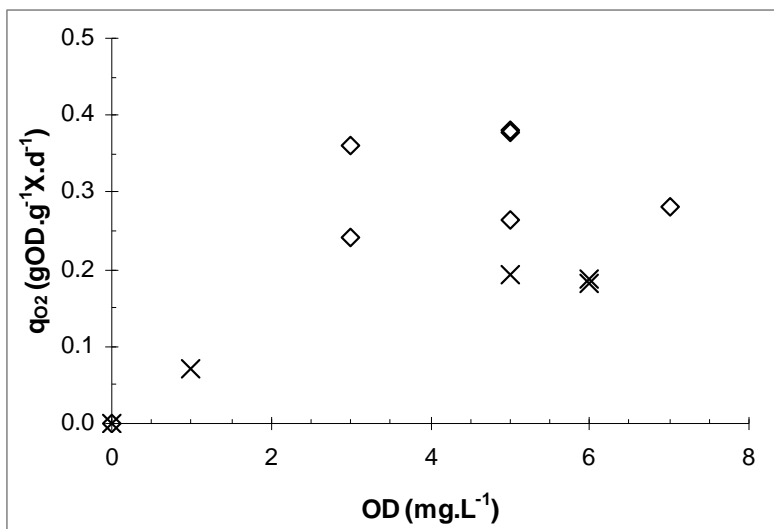
### 3.3 Influencia del oxígeno disuelto en la velocidad de degradación del sustrato

Para analizar el efecto de la concentración de OD sobre la velocidad de tratamiento en los tres efluentes estudiados (MSn, EAn y ECr), se calcula el  $q_{O_2}$  a 20 °C (tabla 3.4) a partir de las constantes  $E_a$  y  $A$  mostradas en la tabla 3.2.

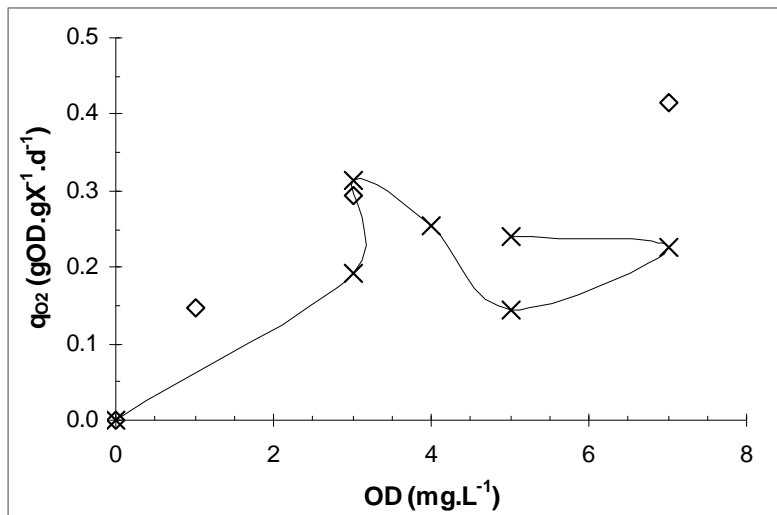
**Tabla 3. 4.**  $q_{O_2}$  ( $gOD \cdot g^{-1}X \cdot d^{-1}$ ) a 20 °C para el MSn, EAn y ECr.

Efluente	Sintético (MSn)		Anaerobio (EAn)		Crudo (ECr)	
	2	4	2	4	2	4
X ( $g \cdot L^{-1}$ )						
1 $mgOD \cdot L^{-1}$	—	0.07	0.12	—	—	—
3 $mgOD \cdot L^{-1}$	0.30	—	0.26	0.22	0.65	0.50
$\geq 5 mgOD \cdot L^{-1}$	0.31	0.19	0.53	0.27	0.62	0.79

Al graficar el  $q_{O_2}$  a una temperatura constante (20 °C) en función de la concentración de oxígeno disuelto (figuras 3. 7 y 3.8), se observa que en el medio sintético y en el efluente anaerobio el  $q_{O_2}$  disminuye al aumentar la concentración de biomasa. Esto sugiere que a medida que aumenta la concentración de biomasa el coeficiente específico de respiración disminuye, porque también disminuye la cantidad de sustrato por unidad de biomasa.



**Figura 3. 7**  $q_{O_2}$  a 20 °C para el MSn en función de la concentración de oxígeno disuelto con 2 ( $\diamond$ ) y 4 ( $\times$ )  $gX \cdot L^{-1}$ .



**Figura 3. 8**  $q_{O_2}$  a 20 °C para el EAn en función de la concentración de oxígeno disuelto con 2 (◇) y 4 (×) gX.L<sup>-1</sup>.

Tanto para el MSn como para el EAn se observa que a bajas concentraciones de biomasa (2 gX.L<sup>-1</sup>) la tasa específica de consumo de oxígeno depende fuertemente de la concentración de OD en el medio. En cambio, a altas concentraciones de biomasa (4 gX.L<sup>-1</sup>), este coeficiente no es afectado por la concentración de OD, en un intervalo de 3 a 7 mg.L<sup>-1</sup>. Por tanto, es recomendable que cuando se realice el postratamiento aerobio de efluentes generados por reactores anaerobios, se adicione sólo el aire necesario para satisfacer la concentración mínima de oxígeno en el medio, ya que un aumento de OD no significará un aumento en la velocidad específica de consumo de oxígeno a altas concentraciones de biomasa.

Debido a que la relación inicial de sustrato a biomasa ( $S_0/X_0$ ) es baja (menor a 0.09) el aumento en biomasa es de apenas el 3.6 %. Chudoba *et al.* (1992), reportan que un aumento de biomasa a relaciones  $S_0/X_0$  menores a uno se deben principalmente a la síntesis de polímeros almacenados.

Al multiplicar el  $q_{O_2}$  por la biomasa para obtener la tasa volumétrica de consumo de oxígeno ( $r_{OD} = q_{O_2}X$ ) y graficar contra la concentración de OD para el MSn, EAn y ECr (figuras 3.9, 3.10 y 3.11), vemos que sigue una cinética en términos de la ecuación de Monod, en donde se observa una saturación del coeficiente respiratorio volumétrico en 4.25 mg.L<sup>-1</sup> con una  $K_{OD}$  de 2 mg.L<sup>-1</sup> (tabla 3.5).

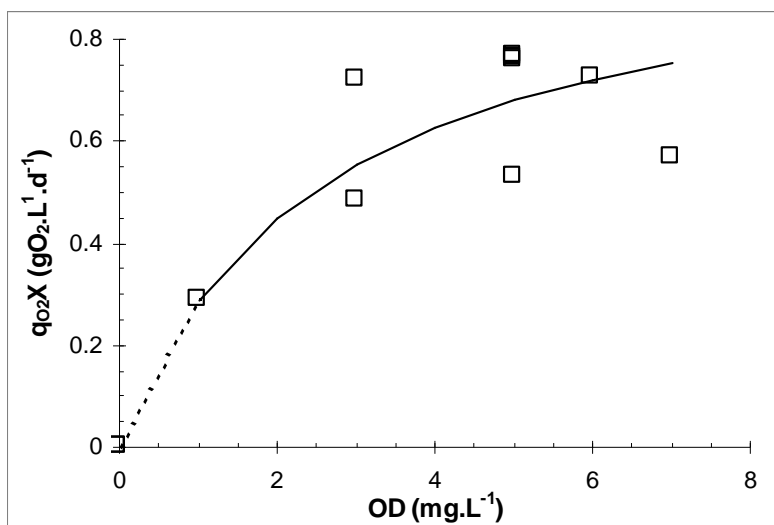


Figura 3. 9 Tasa volumétrica de consumo de oxígeno a 20 °C en el MSn en función del OD.

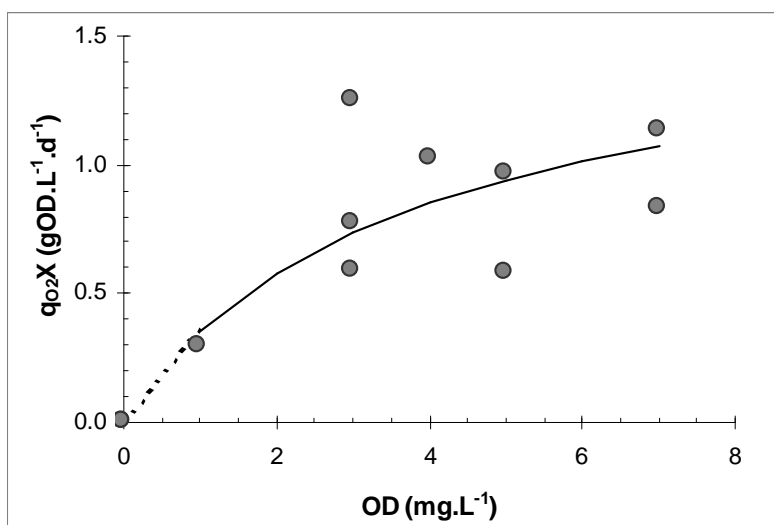


Figura 3. 10 Tasa volumétrica de consumo de oxígeno a 20 °C en el EAn en función del OD.

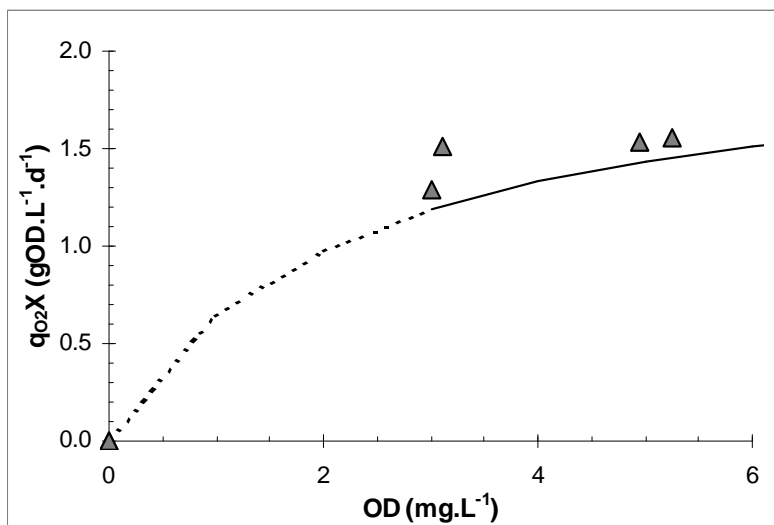


Figura 3. 11 Tasa volumétrica de consumo de oxígeno a 20 °C en el ECr en función del OD.

Al comparar la tasa volumétrica máxima de consumo de oxígeno,  $r_{ODmax}$ , de los tres efluentes utilizados (tabla 3.5) se observa que es mayor en el efluente crudo, que en el efluente anaerobio, lo cual no significa que la velocidad de consumo de materia orgánica sea mayor en el efluente crudo, esto se puede verificar en la tabla 3.1, en donde se observa que en el ECr, por cada unidad de sustrato se consume 33 % mas de oxígeno que en el medio sintético y el efluente anaerobio.

**Tabla 3. 5** Constantes cinéticas para los efluentes estudiados.

Efluente	$K_{OD}$ (mgOD.L <sup>-1</sup> )	$r_{ODmax}$ (d <sup>-1</sup> )
Sintético (MSn)	2	0.7
Anaerobio (EAn)	2.5	1.2
Crudo (ECr)	1.8	1.6

En la tabla 3.5 se aprecia que la  $K_{OD}$  es similar para los tres efluentes, lo que indica que es una propiedad intrínseca de los microorganismos y no del sustrato utilizado.

### 3.4 Estimación del efecto de la temperatura sobre la $r_s$ y el TRH en lodos activados

El efecto de la temperatura sobre la velocidad de consumo del sustrato ( $r_s$ ) se obtuvo a partir del coeficiente específico respiratorio ( $q_{O_2}$ ), la concentración de biomasa ( $X$ ) y el coeficiente de rendimiento de oxígeno consumido por unidad de sustrato degradado ( $Y_{OD/S}$ ).

$$r_s = \frac{q_{O_2} X}{Y_{OD/S}} \quad ] \quad ec.12$$

El  $q_{O_2}$  se obtuvo a partir de la ecuación 13 con el OD como sustrato limitante (a partir de la ec. 6).

$$q_{O_2} = \frac{q_{O_2 \max} OD}{K_{OD} + OD} \quad ] \quad ec.13$$

El coeficiente de consumo de oxígeno máximo ( $q_{O_2\max}$ ) se obtuvo a partir de la ecuación de Arrhenius.

$$q_{O_2\max} = A \exp\left(-\frac{E_a/R}{T}\right) \quad ] \quad ec.14$$

Sustituyendo la ec. 14 en la ec. 13 se obtiene,

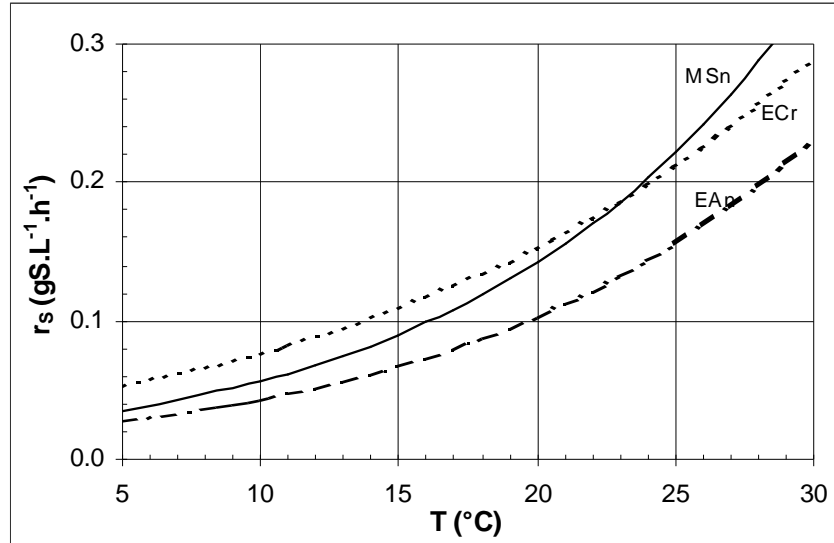
$$q_{O_2} = A \exp\left(-\frac{E_a/R}{T}\right) \frac{OD}{K_{OD} + OD} \quad ] \quad ec.15$$

y sustituyendo la ec. 15 en la ec. 12, se obtiene  $r_s$  en función de la T, X y OD,

$$r_s = A \exp\left(-\frac{E_a/R}{T}\right) \frac{OD}{K_{OD} + OD} \frac{X}{Y_{OD/S}} \quad ] \quad ec.16$$

Como ejemplo se analiza la  $r_s$  de los tres efluentes con  $3 \text{ mgOD.L}^{-1}$  y  $4 \text{ gX.L}^{-1}$  (figura 3.12).

En el anexo 3 se localizan otras condiciones de X y OD.



**Figura 3. 12** Efecto de la T en la  $r_s$  de lodos activados tratando ECr ( $S_0=500 \text{ mg.L}^{-1}$ ), EAn y MSn ( $S_0=250 \text{ mg.L}^{-1}$ ) con  $4 \text{ gX.L}^{-1}$  y  $3 \text{ mgOD.L}^{-1}$ .

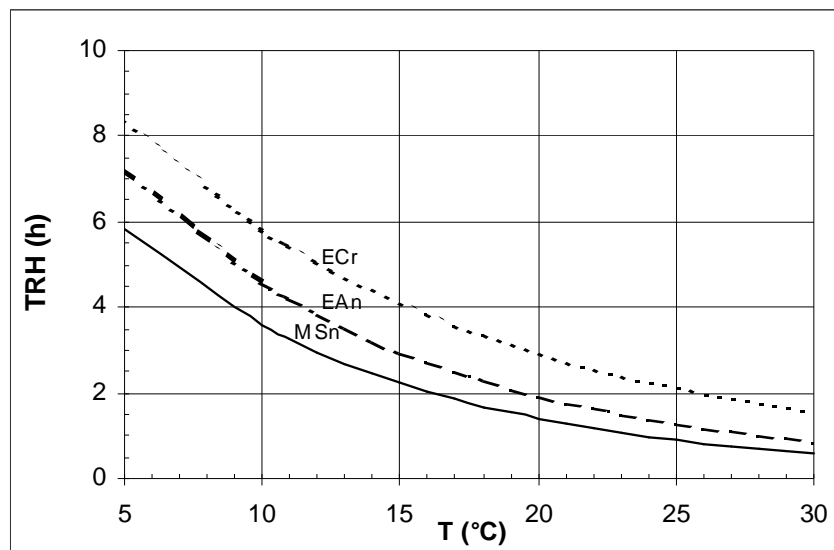
En la figura 3.12 se observa que independientemente de la temperatura el efluente anaerobio tiene menores velocidades de degradación que el crudo y sintético.

Aún cuando la composición del efluente anaerobio es más homogénea que la del efluente crudo hay una mayor fracción de material fácilmente biodegradable en el ECr que hace que la velocidad de consumo de sustrato sea mayor que en el EAn. Este hecho da lugar a rechazar la segunda hipótesis planteada en esta tesis.

Aún cuando la velocidad de degradación es mayor en el ECr, el TRH necesario para tratar aeróbicamente un efluente anaerobio ( $S_0=250 \text{ mg.L}^{-1}$ ) es menor que el necesario para efluentes crudos ( $S_0=500 \text{ mg.L}^{-1}$ ) en un sistema de lodos activados hasta alcanzar  $50 \text{ mg.L}^{-1}$  (S). Este comportamiento se puede obtener sustituyendo  $r_s$  de la ec. 16 en la ec. 17.

$$TRH = \frac{S_0 - S}{r_s} \quad ] \text{ ec.17}$$

En la figura 3.13 se da un ejemplo del TRH necesario para llegar de  $S_0$  a S a condiciones constantes de OD ( $3 \text{ mg.L}^{-1}$ ) y X ( $4 \text{ mg.L}^{-1}$ ) para los tres efluentes.



**Figura 3. 13** Efecto de la T en el TRH de lodos activados tratando ECr ( $S_0=500 \text{ mg.L}^{-1}$ ), EAn y MSn ( $S_0=250 \text{ mg.L}^{-1}$ ) con  $4 \text{ gX.L}^{-1}$  y  $3 \text{ mgOD.L}^{-1}$  para alcanzar una concentración final (S) de  $50 \text{ mg.L}^{-1}$ .

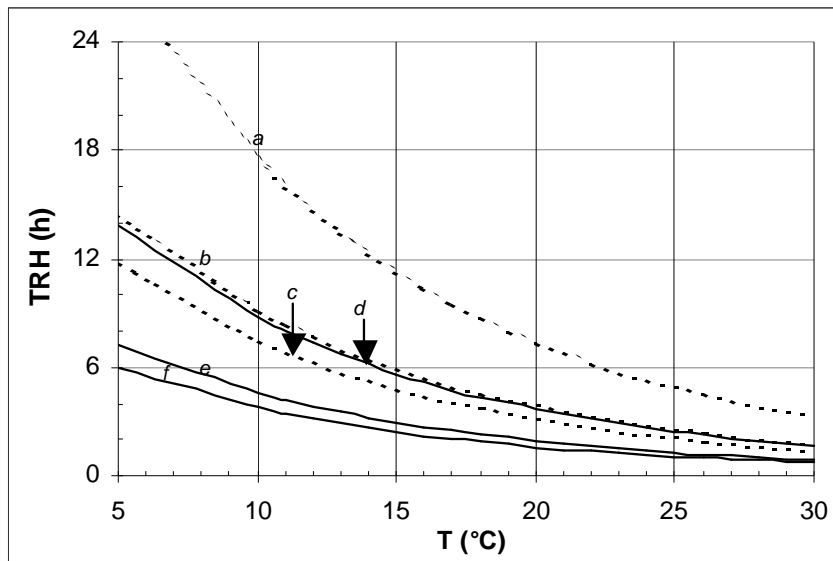
Se observa que el tiempo necesario para disminuir la concentración de la materia orgánica en un efluente crudo disminuye hasta una hora al aplicar un pretratamiento anaerobio. Así, con un efluente anaerobio ( $250 \text{ mgDQO.L}^{-1}$ ) a  $20 \text{ °C}$  es posible trabajar con TRH menores a 2 h, concentraciones de X bajas ( $2 \text{ g.L}^{-1}$ ) y OD medio ( $3 \text{ mgOD.L}^{-1}$ ), en cambio con un efluente



crudo ( $500 \text{ mgDQO.L}^{-1}$ ) y operando con las mismas condiciones de T, X y OD se requieren 3 h para disminuir la DQO hasta  $50 \text{ mg.L}^{-1}$ .

Las ventajas de utilizar el proceso de lodos activados como postratamiento de efluentes anaerobios es que el consumo de oxígeno será menor debido a la concentración inicial de sustrato, menor que un efluente crudo y al rendimiento de oxígeno consumido por unidad de sustrato degradado ( $Y_{OD/S}$ ).

El la figura 3.14 se analiza el efecto de las concentraciones de X y OD en función de la temperatura para un reactor de lodos activados tratando un efluente anaerobio.



**Figura 3. 14** Efecto de la T en el TRH de lodos activados tratando EAn ( $S_0=250 \text{ m.L}^{-1}$ ) para alcanzar una concentración final (S) de  $50 \text{ mg.L}^{-1}$  con  $2 \text{ gX.L}^{-1}$  (----),  $4 \text{ gX.L}^{-1}$  (\_\_\_\_),  $1 \text{ mgOD.L}^{-1}$  (a, d),  $3 \text{ mgOD.L}^{-1}$  (b, e) y  $5 \text{ mgOD.L}^{-1}$  (c, f).

En la misma figura se observa que a bajas temperaturas es más fuerte la influencia de las concentraciones de OD y X sobre el TRH. Así se tiene que, en un reactor aerobio alimentado con un efluente anaerobio ( $S_0=250 \text{ mgDQOs.L}^{-1}$ ), operado a  $3 \text{ mgOD.L}^{-1}$  y  $2 \text{ gX.L}^{-1}$ , para mantener un TRH de 4 h y una concentración final de  $50 \text{ mgDQO.L}^{-1}$  ante una disminución de 20 a  $17 \text{ }^\circ\text{C}$ , será necesario aumentar las concentraciones de OD o X.

Ante una posible disminución de temperatura del agua debiendo mantener el TRH constante se pueden aumentar las concentraciones de biomasa y oxígeno disuelto. La decisión de cuál de las variables se puede manipular en cada caso dependerá de la condición de operación de la planta. Por ejemplo, una planta operando con oxígeno líquido e inyectores de espera, podrá

controlar la OD con precisión. Si además la biomasa flocula y sedimenta bien o cuenta con separadores de membrana se puede controlar con precisión la cantidad de biomasa que se recircula. Una planta convencional con aireación de superficie y lodos esponjados no podrá controlar ninguna de las dos.

# **4. COMENTARIOS FINALES Y CONCLUSIONES**

#### 4. COMENTARIOS FINALES Y CONCLUSIONES

Los autores que han investigado los sistemas biológicos integrados para el tratamiento de aguas residuales se han enfocado a estudiar la influencia del tipo de arreglo anaerobio-aerobio, TRH, carga de sustrato y relaciones de recirculación sobre la eficiencia del sistema integral. Esta tesis separa el postratamiento aerobio para estudiarlo comparando el tratamiento de agua cruda con el tratamiento de efluentes anaerobios usando un medio de acetato como referencia.

Basados en la revisión bibliográfica, se muestra que los efluentes anaerobios (EAn) son más homogéneos que el agua residual cruda (ECr), ya que el 70 % de sus componentes tienen pesos moleculares menores a 1 kDa y la fracción soluble es mayor. Se pensó que esta característica podría verse ventajosamente para diseñar postratamientos aerobios más compactos que el tratamiento aerobio del agua residual cruda.

Se estudiaron la influencia de la T, del OD y la concentración de X sobre la velocidad de reacción de los tres tipos de efluentes.

La velocidad de consumo de sustrato es menor en el EAn que en ECr, por lo que se rechaza la segunda hipótesis planteada.

Respecto a la temperatura se concluye que se requiere mayor  $E_a$  y A para degradar ECr ( $E_a/R=19,331$  K,  $A=8.69E+26$  h<sup>-1</sup>) que EAn ( $E_a/R=6,655$  K,  $A=1.87e+8$  h<sup>-1</sup>), lo que da como resultado que se requiera 33 % más de oxígeno para tratar aeróbicamente un ECr que un EAn. También se observó que ante un decremento de la temperatura, la disminución de la velocidad de consumo de sustrato en el ECr es aproximadamente 50 % más que en el EAn y en el MSn.

Respecto a la concentración de biomasa y OD se concluye que a medida que aumenta la concentración de biomasa, el coeficiente específico de respiración disminuye, seguramente debido a que la cantidad de sustrato por unidad de biomasa también disminuye. A bajas concentraciones de X (2 g SSLM.L<sup>-1</sup>) el  $q_{O_2}$  depende fuertemente del OD, en cambio a altas concentraciones (4 g SSLM.L<sup>-1</sup>), un aumento en la concentración del OD, no significa un aumento en el  $q_{O_2}$ .

Una concentración de OD mayor a 5 mg.L<sup>-1</sup> no mejora la velocidad de reacción, pero sí un aumento en la concentración de X.

El efecto global de las tres variables se estudió en la ecuación del reactor de flujo mezclado (ec.10) teniendo a la velocidad de consumo de sustrato limitado por la concentración de oxígeno disuelto.

De acuerdo con las ecuaciones 6, 9 y 10 se puede obtener una ecuación que describe las tendencias del TRH ante cambios de T, a diferentes condiciones de OD y X. De esta manera ante una disminución de temperatura en efluentes anaerobios los cambios en las condiciones de OD y X dependerán del intervalo de T a que se encuentra el agua. A valores entre 5 y 20 °C es posible aumentar la X y el OD, pero a valores entre 20 y 25 °C no tiene gran influencia este cambio, ya que el metabolismo de las células aumenta, además de que a estas temperaturas se gastará mayor energía para mantener un alto nivel de OD.

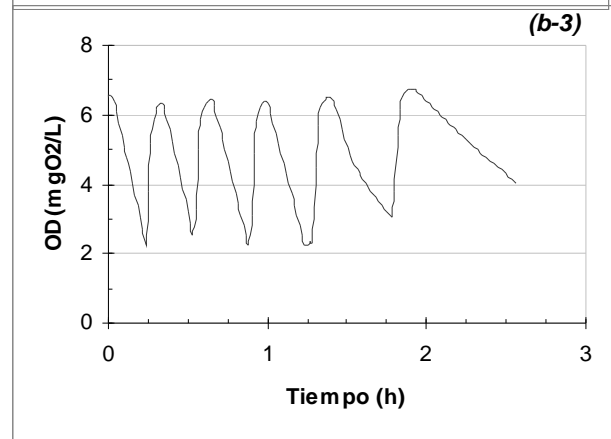
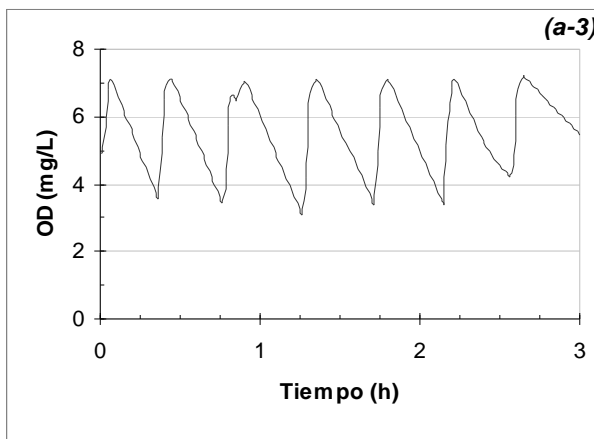
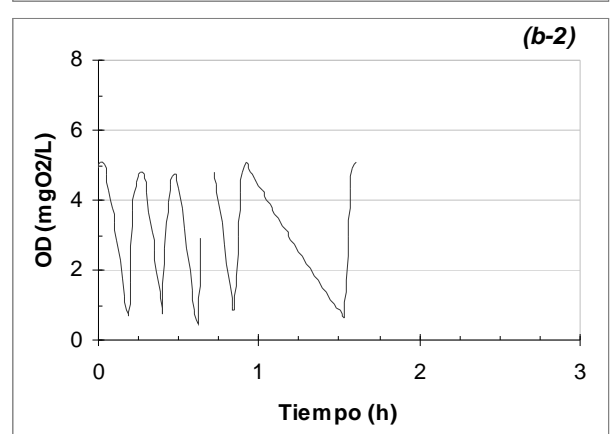
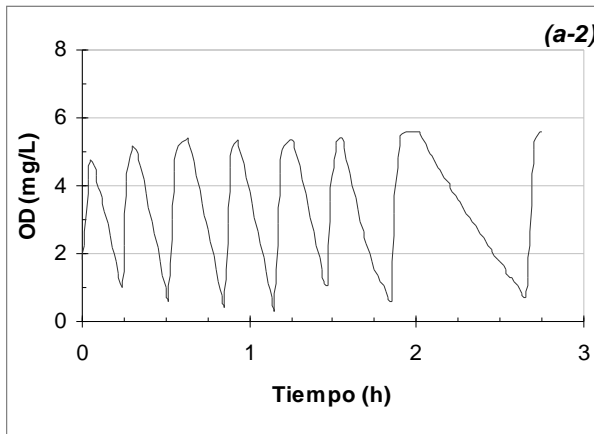
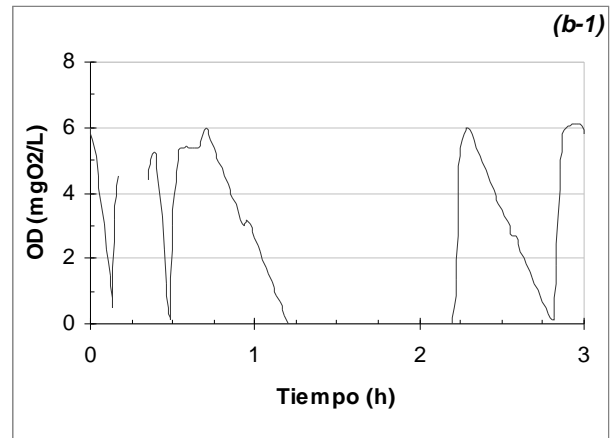
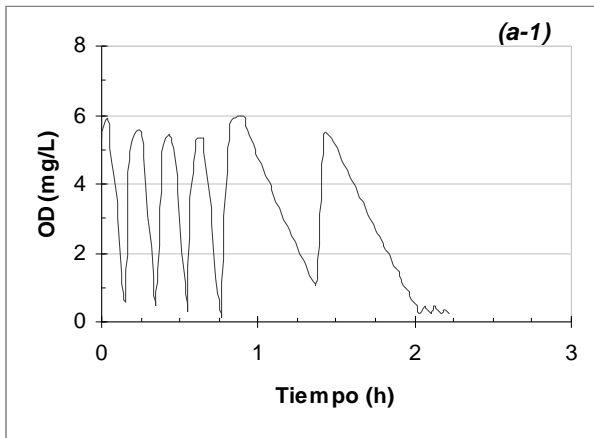
# **ANEXOS**

## Anexo 1. Consumo de oxígeno

Gráficas de consumo de oxígeno en función del tiempo para los tres tipos de efluentes (MSn, Ean y ECr) y para todas las condiciones de T, X y OD estudiadas.

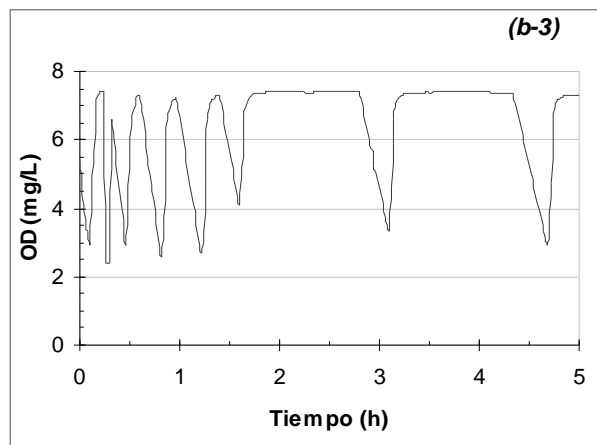
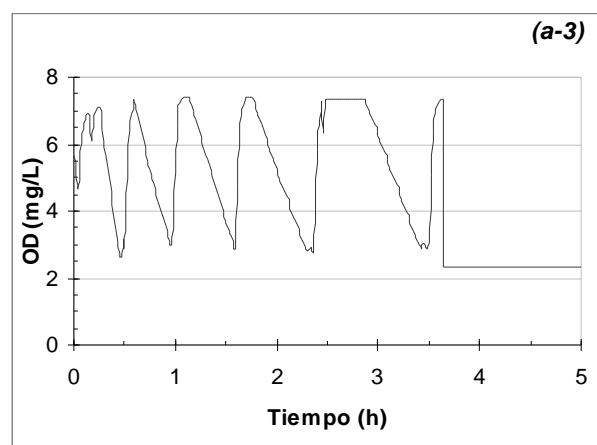
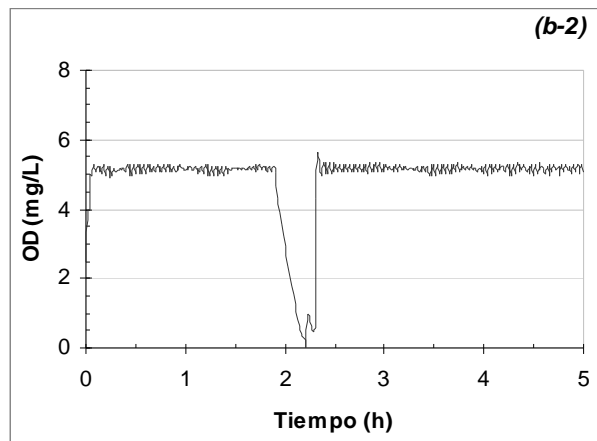
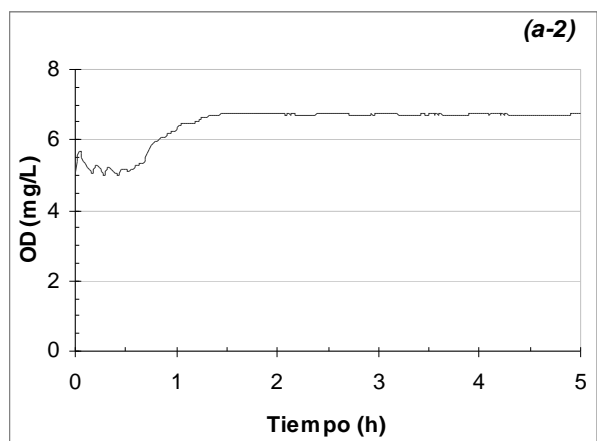
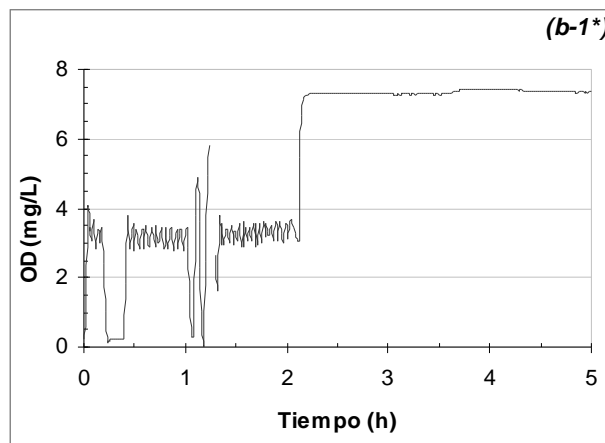
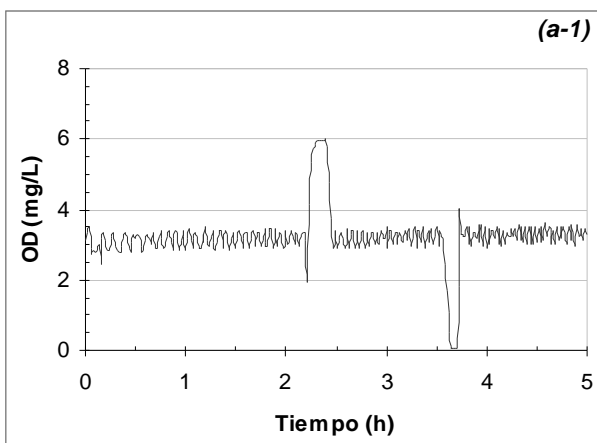
### 1.1 Consumo de oxígeno para el medio sintético (MSn)

(a) Representa una concentración de biomasa de  $2 \text{ gSSL.M.L}^{-1}$ . (b) Representa una concentración de biomasa de  $4 \text{ gSSL.M.L}^{-1}$ . Los números 1, 2 y 3, representan la temperatura del medio de cultivo, 25, 20 y  $12 \text{ }^{\circ}\text{C}$ , respectivamente.



## 1.2 Consumo de oxígeno para el efluente anaerobio (EAn)

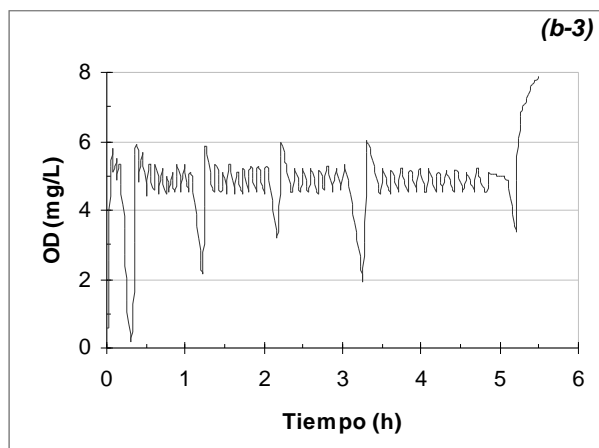
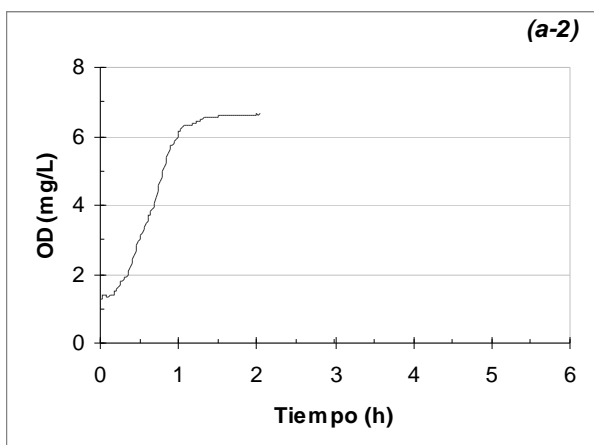
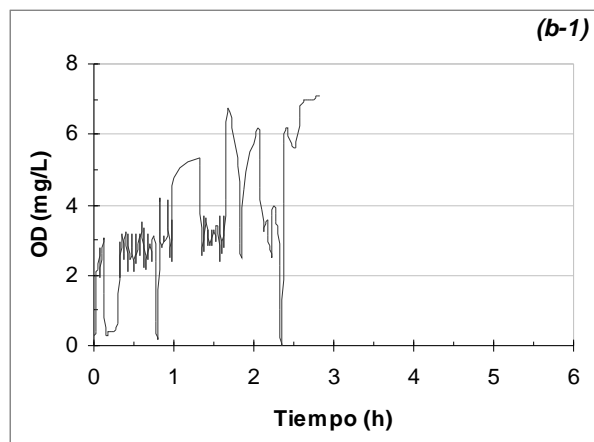
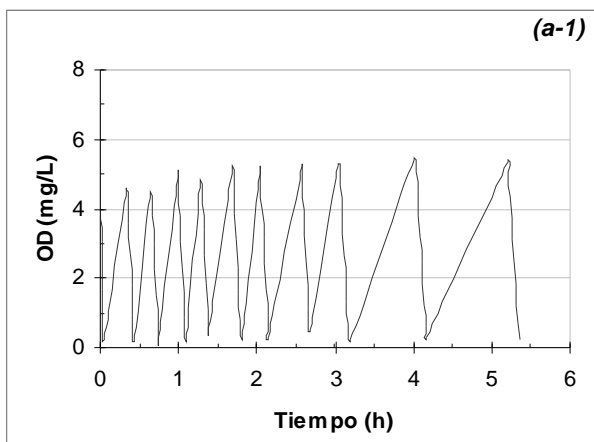
(a) Representa una concentración de biomasa de 2 gSSM.L<sup>-1</sup>. (b) Representa una concentración de biomasa de 4 gSSM.L<sup>-1</sup>. Los números 1, 2 y 3, representan la temperatura del efluente, 25, 20 y 12 °C, respectivamente.





### 1.3 Consumo de oxígeno para el efluente crudo (ECr)

(a) Representa una concentración de biomasa de  $2 \text{ gSSLM.L}^{-1}$ , (b) Representa una concentración de biomasa de  $4 \text{ gSSLM.L}^{-1}$ . Los números 1, 2 y 3, representan la temperatura del medio de cultivo, 25, 20 y  $12 \text{ }^\circ\text{C}$ , respectivamente.



#### 1.4 Estimación del parámetro $q_{O_2}$

En cultivo en lote la tasa consumo de oxígeno por unidad de volumen está dada por la ecuación 1.1.

$$\frac{dc}{dt} = K_L a (c_s - c) - q_{O_2} X \quad ] \quad ] \quad ec.1.1$$

Donde  $X$  es la biomasa en el tiempo  $t$ . Al detener el suministro de oxígeno, el primer término de la ecuación 1.1 tiende a cero, dando como resultado la ecuación 1.2

$$\frac{dc}{dt} = q_{O_2} X \quad ] \quad ] \quad ec.1.2$$

Así, el  $q_{O_2} X$  se puede calcular a partir de la pendiente resultante de graficar  $c$  contra  $t$  y para calcular el coeficiente específico de consumo de oxígeno,  $q_{O_2}$ , se divide el  $q_{O_2} X$  entre la concentración de biomasa presente,  $X$ , dando como resultado la ec. 1.3 (Pirt, 1975):

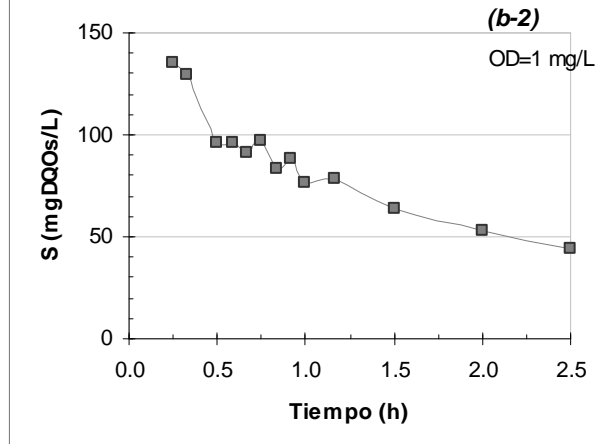
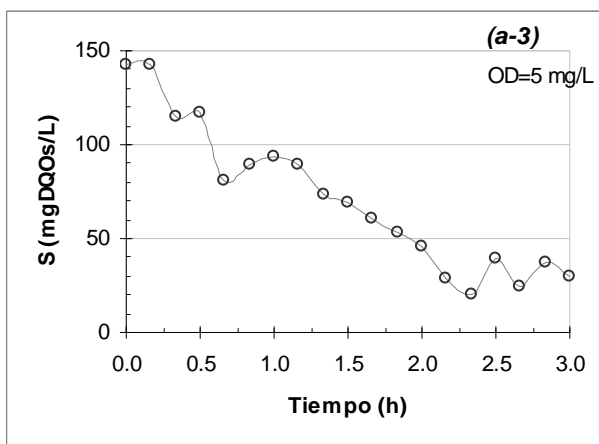
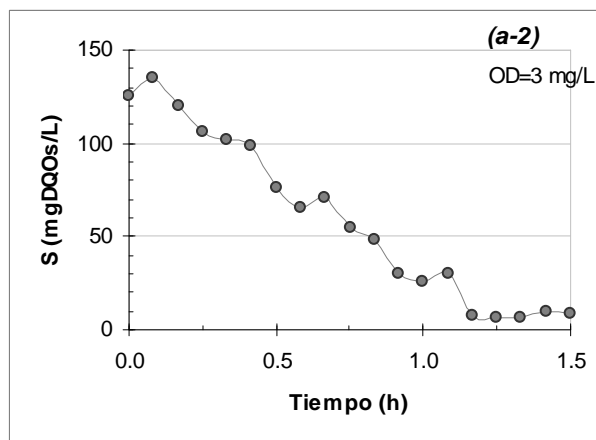
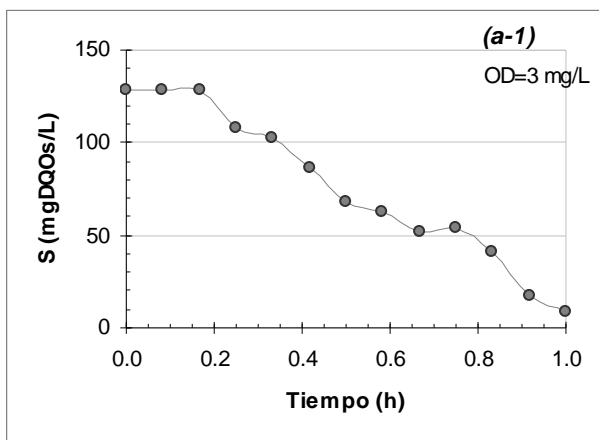
$$q_{O_2} = \frac{dc}{dt} \frac{1}{X} \quad ] \quad ] \quad ec.1.3$$

## Anexo 2. Consumo de sustrato

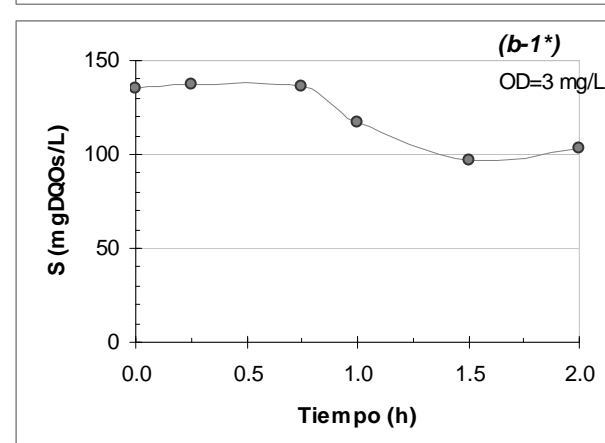
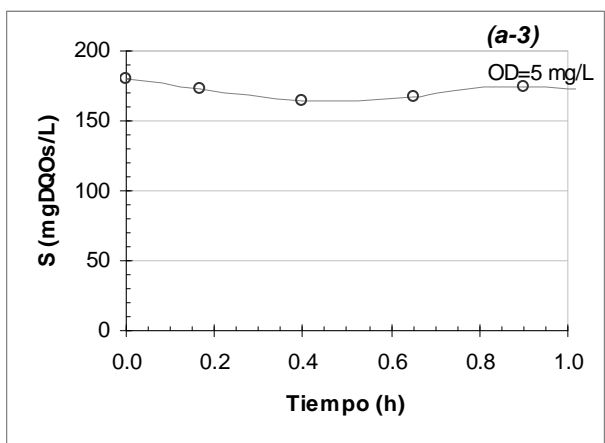
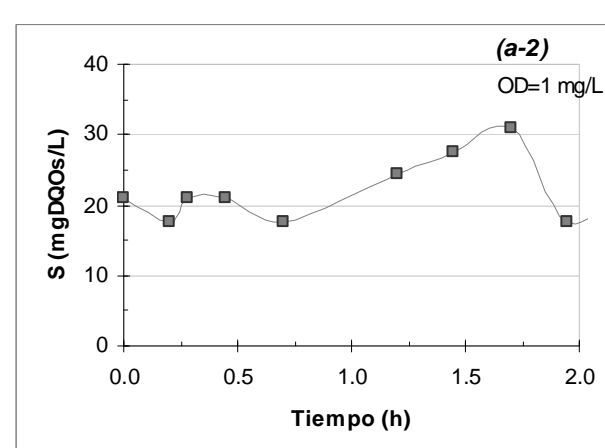
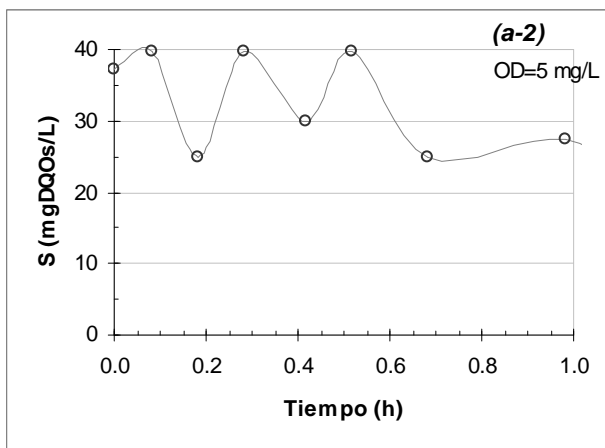
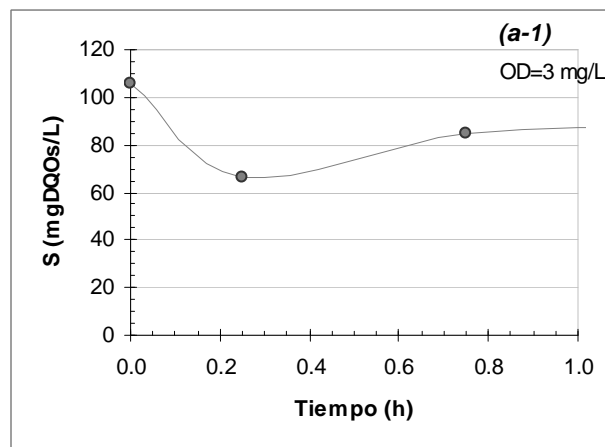
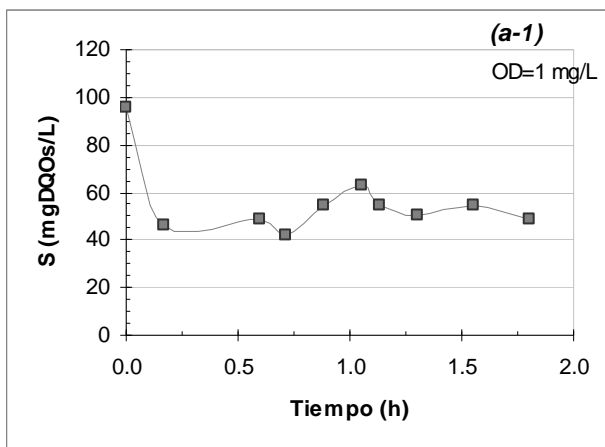
Gráficas de consumo de sustrato en función del tiempo para los tres tipos de efluentes (MSn, Ean y ECr) y para todas las condiciones de T, X y OD estudiadas.

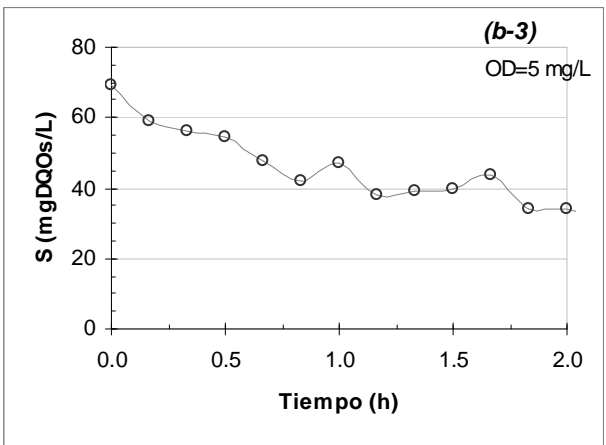
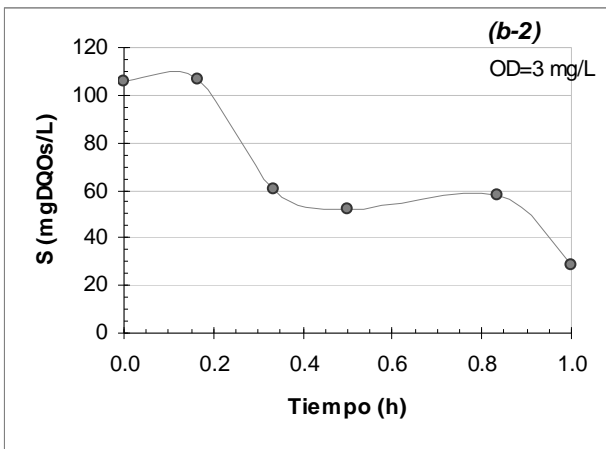
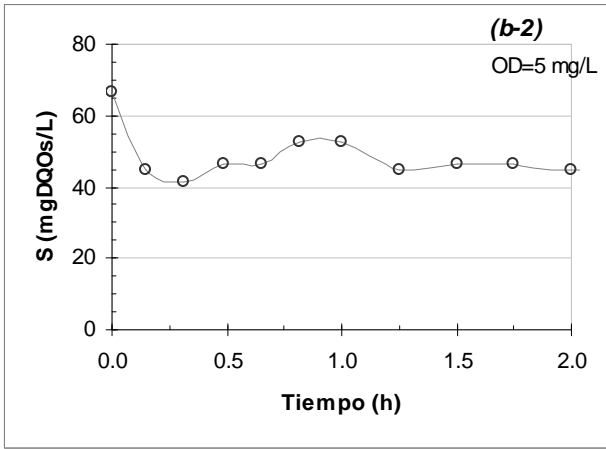
### 2.1 Consumo de sustrato para el medio sintético (MSn)

(a) Representa una concentración de biomasa de  $2 \text{ gSSLM.L}^{-1}$ . (b) Representa una concentración de biomasa de  $4 \text{ gSSLM.L}^{-1}$ . Los números 1, 2 y 3, representan la temperatura del efluente, 25, 20 y  $12 \text{ }^{\circ}\text{C}$ , respectivamente.

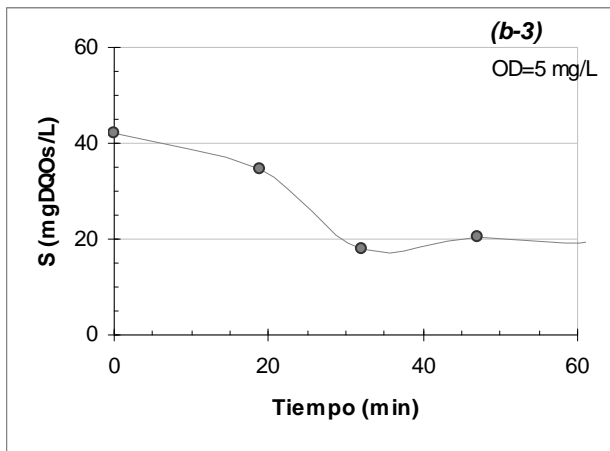
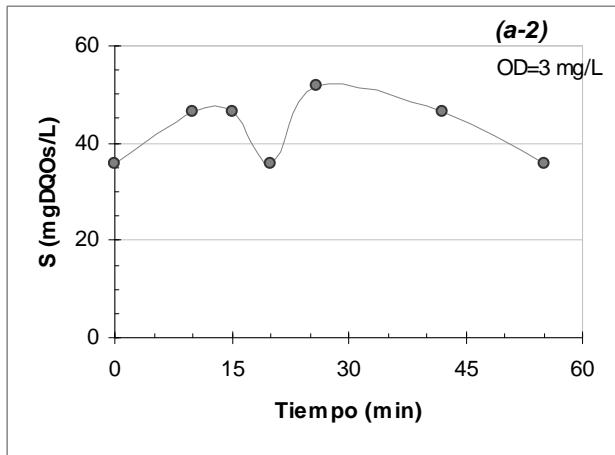
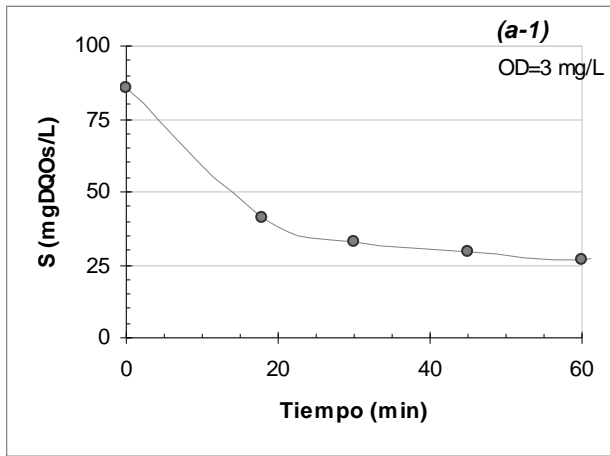


## 2.2 Consumo de sustrato para el efluente anaerobio (EAn)





### 2.3 Consumo de sustrato para el efluente crudo (ECr)



## 2.4 Estimación del parámetro $q_s$ .

En cultivo en lote la tasa de consumo de sustrato por unidad de volumen ( $r_s$ ) está dada por la siguiente ecuación:

$$r_s = q_s X = \frac{dS}{dt} = kt + S_0$$

Donde,

X, es la concentración de biomasa

S, es la concentración de sustrato determinada como DQO soluble en  $\text{mg.L}^{-1}$

### **Anexo 3. Velocidad de degradación del sustrato**



## **Anexo 4. Tiempo de residencia hidráulica**

## BIBLIOGRAFÍA

- APHA. (1989). *Standards Methods for the Examination of Waste and Wastewater*. American Public Health Association, New York.
- Attal A., Brigodiot, M., Camacho, P. y Manem, J. (1992). Biological mechanisms of H<sub>2</sub>S formation in sewer pipes. *Wat. Sci. Tech.* **26**(3-4): 907-914.
- Barker, D.J., Mannucchi, G.A., Salvi, S.M.L. y Stuckey, D.C. (1999). Characterization of soluble residual chemical oxygen demand (COD) in anaerobic wastewater treatment effluents. *Wat. Res.* **33**(11): 2499-2510.
- Beltrán, F.J., García-Araya, J.F. y Álvarez, P.M. (2000). Estimation of biological kinetic parameters from a continuous integrated ozonation-activated sludge system treating domestic wastewater. *Biotech. Prog.* **16**:1018-1024.
- Callado, N.H. y Foresti, E. (2001). Removal of organic carbon, nitrogen and phosphorous in secuencial batch reactors integrating the aerobic/anaerobic processes. *Wat. Sci. Tech.* **44**(4): 263-270.
- Canales, A., Pareilleux, A., Rols, J.L., Goma, G. y Huyard, A. (1994). Decreased sludge production strategy for domestic wastewater treatment. *Wat. Sci. Tech.* **30**(8): 97-106.
- Castillo, A., Llabres, P. y Mata-Alvarez, J. (1999). A kinetic study of a combined anaerobic-aerobic system for treatment sewage. *Wat. Res.* **33**(7): 1742-1747.
- Cavalcanti, P.F.F., van Andel, A. y Lettinga, H. (2001). Polishing ponds for post-treatment of digested sewage. Part 1: Flow-through ponds. *Wat. Sci. Tech.* **44**(4): 237-244.
- Chernicharo, C.A.L., da Silveira Cota, R., Zerbini, A.M., von Sperling, M. y Novy de, L.H. (2001). Post-treatment of anaerobic effluents in an overland flow system. *Wat. Sci. Tech.* **44**(4): 229-236.
- Chudoba, P., Capdeville, B. y Chudoba, J. (1992). Explanation of biological meaning of the S<sub>0</sub>/X<sub>0</sub> ratio in batch cultivation. *Wat. Sci. Tech.* **26**(3-4): 743-751.
- Çokgör E.U., Sözen, S., Orhon, D. y Henze, M. (1998). Respirometric analysis of activated sludge behaviour. I: Assessment of the readily biodegradable substrate. *Wat. Res.* **32**(2): 461-475.

- Dixo, N.G.H., Gambrill, M.P., Catunda, P.F.C. y van Haandel, A.C. (1995). Removal of pathogenic organisms from the effluent of an upflow anaerobic digester using waste stabilization ponds. *Wat. Sci. Tech.* **31**(12): 275-284.
- Eckenfelder, W.W., Goronszy, M.C. y Quirk, T.P. (1985). *Critical Reviews in Environmental Control.* **15**(2): 111-177.
- Florencio, L., Kato, M.T. y Cardoso de Morais, J. (2001). Domestic sewage treatment in full-scale UASB plant at Mangueira, Recife, Pernambuco. *Wat. Sci. Tech.* **44**(4): 71-77.
- Gabb, D.M.D., Ekama, G.A., Jenkins, D. y Marais, Gv.R. (1989). Incidence of *Sphaerotilus natans* in laboratory scale activated sludge systems. *Wat. Sci. Tech.* **21**(4-5): 29-41.
- Gonçalves, R.F., de Araujo, V.L., y Bof, V.S. (1999). Combining upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors and submerged aerated biofilters for secondary domestic wastewater treatment. *Wat. Sci. Tech.* **40**(8): 71-79.
- Gupta, A.B. y Gupta, S.K. (1998). Simultaneous carbon and nitrogen removal in a mixed culture aerobic RBC biofilm. *Wat. Res.* **33**(2):555-561.
- Harrison, D.E.F. (1972). Physiological effects of dissolved oxygen tension and redox potential on growing populations of micro-organisms. *J. Appl. Chem. Biotechnol.* **22**: 417-440.
- Henze, M. (1992). Characterization of wastewater for modeling of activated sludge processes. *Wat. Sci. Tech.* **25**(6): 1-15.
- Horne, A.J. (1995). Nitrogen removal from waste treatment pond or activated sludge plant effluents with free-surface wetlands. *Wat. Sci. Tech.* **31**(12): 341-351.
- Hu, H.Y., Lim, B.R., Goto, N., Bhupathiraju, V.K. y Fujie, K. (2001). Characterization of microbial community in an activated sludge process treating domestic wastewater using quinona profiles. *Wat. Sci. Tech.* **43**(1): 99-106.
- Hunter, K. y Rose, A.H. (1972). Influence of growth temperature on the composition and physiology of micro-organisms. *J. Appl. Chem. Biotechnol.* **22**: 527-540.
- Imamura, S., Okumura, Y., Nishio, T. y Utani, K. (1998). Wet-oxidation of a model domestic wastewater on a Ru/Mn/Ce composite catalyst. *Ind. Eng. Chem. Res.* **37**: 1136-1139.
- Jiménez, C.B. y Landa, V.H. (1998). Physico-chemical and bacteriological characterization of wastewater from Mexico City. *Wat. Sci. Tech.* **37**(1): 1-8.

- Kalogo, Y. y Verstraete, W. (1999). Development of anaerobic sludge bed (ASB) reactor technologies for domestic wastewater treatment: motives and perspectives. *World J. Microbiol. Biotech.* **15**(5): 523-534.
- Kappeler, J. y Gujer, W. (1992). Estimation of kinetic parameters of heterotrophic biomass under aerobic conditions and characterization of wastewater for activated sludge modelling. *Wat. Sci. Tech.* **25**(6): 125-139.
- Kato, M.T., Field, J.A., Kleerebezem, R. y Lettinga, G. (1994). Treatment of low strength wastewaters in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. *J. Ferm. Bioeng.* **77**(5): 523-534.
- Khudenko, B.M. y Shpirt, E. (1986). Hydrodynamic parameters of diffused air systems. *Wat. Res.* **20**(7): 905-915.
- Knoop, S. y Kunst, S. (1998). Influence of temperature and sludge loading on activated sludge settling, especially on *Microthrix parvicella*. *Wat. Sci. Tech.* **37**(4-5): 27-35.
- Kristensen, G.H., Jørgensen, P.E. y Henze, M. (1992). Characterization of functional microorganism groups and substrate in activated sludge and wastewater by AUR, NUR and OUR. *Wat. Sci. Tech.* **25**(6): 43-57.
- Kuai, L. Kerstens, W., Cuong, N.P. y Verstraete, W. (1999). Treatment of domestic wastewater by enhanced primary decantation and subsequent naturally ventilated trickling filtration. *Water, Air and Soil Pollution.* **113**:43-62.
- Lettinga, G., Hobma, Hulshoff pol, L.W., de Zeeuw, W., de Jong, P., Grin, P. y Roersma, R. (1983). Design operation and economy of anaerobic treatment. *Wat. Sci. Tech.* **15**: 177-195.
- Liao, B.Q., allen, D.G., Droppo, I.G., Leppard, G.G. y Liss, S.N. (2001). Surface properties of sludge and their role in bioflocculation and settleability. *Wat. Res.* **35**(2): 339-350.
- Lishman, L.A., Legge, R.L. y Farquhar, G.J. (2000). Temperature effects on wastewater treatment under aerobic and anoxic conditions. *Wat. Res.* **34**(8):2263-2276.
- Madoni, P., Davoli, D. y Gibin, G. (2000). Survey of filamentous microorganisms from bulking and foaming activated-sludge plants in Italy. *Wat. Res.* **34**(6): 1767-1772.
- McInerney, M.J., Bryant, M.P., Hespell, R.B. y Costeron, J.W. (1981). *Syntrophomonas wolfei* gen. nov. sp. nov., an anaerobic syntrophic, fatty acid-oxidizing bacterium. *Appl. Environ. Microbiol.* 1029-1039.

- Metcalf y Eddy. (1991). Biological unit processes. In *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse*. 3rd. edition. McGraw-Hill, New York. Pp. 378-398.
- Mulder, E.G., Antheunisse, J. y Crombach, W.H.J. (1971). Microbial aspects of pollution in the food and dairy industries. *In: Microbial Aspects of Pollution*. Edit. Sykes, G. y Skimer, F.A. Pp. 71-89. Academic Press. England.
- Nagadomi, H., Kitamura, T., Watanabe, M. y Sasaki, K. (2000). Simultaneous removal of chemical oxygen demand (COD), phosphate, nitrate and H<sub>2</sub>S in the synthetic sewage wastewater using porous ceramic immobilized photosynthetic bacteria. *Biotechnol. Lett.* **22**:1369-1374.
- Nielsen, P., Raunkjaer, K., Norsker, N.H., Jensen, N.A. y Hvitved-Jacobsen, T. (1992). Transformation of wastewater in sewer system – a review. *Wat. Sci. Tech.* **25**(12): 17-31.
- Orupöld, K., Hellat, K. y Tenno, T. (1999). Estimation of treatability of different industrial wastewater by activated sludge oxygen uptake measurements. *Wat. Sci. Tech.* **40**(1): 31-36.
- Penetra, R.G., Reali, M.A.P., Foresti, E. y Campos, J.R. (1999). Post-treatment of effluents from anaerobic reactor treating domestic sewage by dissolved-air flotation. *Wat. Sci. Tech.* **40**(8): 137-143.
- Pike, E.B. y Curds, C.R. (1971). The microbial ecology of the activated sludge process. *In: Microbial Aspects of Pollution*. Edit. Sykes, G. y Skinner, F.A. Pp. 123-146. Academic Press, England.
- Pirt, S.J. (1975). Oxygen demand and supply. In *Principles of microbe and cell cultivation*. Blackwell Scientific Publications, London. Pp. 81-93.
- Randall, C.W., Pattarkine, V.M. y McClintock, S.A. (1992). Nitrification kinetics in single-sludge biological nutrient removal activated sludge systems. *Wat. Sci. Tech.* **25**(6): 195-214.
- Rivera, R.R., Rodríguez, R.G., Razo, F.E. y Bremauntz, M.M. (1993). Algunos aspectos acerca del proceso de digestión anaerobia parte I: Microbiología. *Rev. Lat. Amer. Microbiol.* **35**:451-458.
- Rosenberger, S., Krüger, U., Witzig, R., Manz, W., Szewzyk, U. y Kraume, M. (2002). Performance of a bioreactor with submerged membranes for aerobic treatment of municipal waste water. *Wat. Res.* **36**: 413-420.

- Seghezzeo, L., Zeeman, G., van Lier, J.B., Hamelers, H.V.M. y Lettinga, G. (1998). A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. *Biore. Technol.* **65**:175-190.
- Seidl, M., Servais, P., Martaud, M., Gandouin, C. y Mouchel, J.M. (1998). Organic carbon biodegradability and heterotrophic bacteria along a combined sewer catchment during raining events. *Wat. Sci. Tech.* **37**(1): 25-33.
- Siegrist, H. y Tschui, M. (1992). Interpretation of experimental data with regard to the activated sludge model No. 1 and calibration of the model for municipal wastewater treatment plants. *Wat. Sci. Tech.* **25**(6): 167-183.
- Sousa de, J.T., van Haandel, A.C. y Guimarães, A.A.V. (2001). Post-treatment of anaerobic effluents in constructed wetland system. *Wat. Sci. Tech.* **44**(4): 213-219.
- Sözen, S., Çokgör E.U., Orhon, D. y Henze, M. (1998). Respirometric analysis of activated sludge behaviour-II. Heterotrophic growth under aerobic and anoxic conditions. *Wat. Res.* **32**(2): 476-488.
- Speece, R.E. (1996). Principles of anaerobic treatment. In: *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater*. Pp. 25-63. Vanderbilt University.
- Stephenson, R.J., Patoine, A. y Guiot, S.R. (1999). Effects of oxygenation and upflow liquid velocity on a coupled anaerobic/aerobic reactor system. *Wat. Res.* **33**(12): 2855-2863.
- Stronach, S.M., Rudd, T. y Lester, J.N. (1986). 1:The biochemistry of anaerobic digestion. 11:Economic consideration. In: *Anaerobic Digestion Processes in Industrial Wastewater Treatment*. Springer-Verlag, Germany. Pp. 1-19, 161-169.
- Suschka, J. y Ferreira, E. (1986). Activated sludge respirometric measurements. *Wat. Res.* **20**(2): 137-144.
- Tawfik, A., Klapwijk, B., el-Gohary, F. y Lettinga, G. (2002). Treatment of anaerobically pre-treated domestic sewage by a rotating biological contactor. *Wat. Res.* **36**: 147-155.
- Torres, P. y Foresti, E. (2001). Domestic sewage treatment in a pilot system composed of UASB and SBR reactors. *Wat. Sci. Tech.* **44**(4): 247-253.
- Ueda, T. y Hata, K. (1999). Domestic wastewater treatment by a submerged membrane bioreactor with gravitational filtration. *Wat. Res.* **33**(12): 2888-2892.
- Vaxelaire, J., Roche, N. y Prost, T. (1995). Oxygen transfer in activated sludge surface-aerated process. *Environ. Technol.* **16**(3): 279-285.

- Warner, A.P.C., Ekama, G.A. y Marais, G.V.R. (1986). The activated sludge process. IV: Application of the general kinetic model to anoxic (aerobic digestion of waste activated sludge). *Wat. Res.* **20**(8): 943-958.
- Winkler, M.A. (1994). 3: El proceso de los lodos activados. 6: Sistemas de película biológica. En *Tratamiento Biológico de aguas de desecho*. Noriega Editores, México. Pp. 87-96, 206-208.
- Xu, S. y Hasselblad, S. (1996). A simple biological method to estimate the readily biodegradable organic matter in wastewater. *Wat. Res.* **30**(4): 1023-1025.
- Xu, S. y Hultman, B. (1996). Experiences in wastewater characterization and model calibration for the activated sludge process. *Wat. Sci. Tech.* **33**(12): 89-98.
- Zhao, H.G., Mavinic, D.S., Oldham, W.K. y Koch, F.A. (1999). Controlling factors for simultaneous nitrification and denitrification in a two-stage intermittent aeration process treating domestic sewage. *Wat. Res.* **33**(4): 961-970.
- Zinder, S.H. (1993). Physiological Ecology of Methanogens. In: *Methanogenesis (Ecology, Physiology, Biochemistry and Genetics)*. Ferry, J.G. Editor. Chapman & Hall, New York. Pp. 129-206.