

20 DEC. 1995

O.R.S.T.O.M. Fonds Documentaire

N°: 43170

Cote: B ex 1.

C-121

EFFECTO DEL TIEMPO DE RETENCION HIDRAULICA (TRH) SOBRE EL ARRANQUE Y OPERACION DE REACTORES UASB

Marcela Lara¹ M., Adalberto Noyola¹ R., J. P. Guyot²

- 1.- Instituto de Ingeniería-UNAM, A.P.70-472, C.U. Coyoacán 04510 D.F.
- 2.- Misión ORSTOM en México.

RESUMEN

Se operaron tres reactores tipo UASB, utilizando glucosa como sustrato con una carga orgánica de 1 kg DQO/kg SSV.d y diferentes TRH en cada digestor. El objetivo fue determinar la influencia del TRH sobre el arranque y la eficiencia de remoción de la DQO.

Los resultados muestran que TRH de 6 y 12 ayudaron a la obtención de arranques relativamente rápidos (85 y 75 días respectivamente) mientras que a 24 h el arranque fue más largo (146 días). Asimismo, se observó que a 6 h de TRH, en presencia de una alta concentración de sales de nitrógeno, la tasa de crecimiento de los microorganismos fue elevada. Las eficiencias de remoción obtenidas oscilaron entre 78.5 y 82.7 % en los tres casos.

Se concluye que a una carga orgánica inicial constante, el TRH tiene influencia sólo durante la etapa de arranque debido a que mayores velocidades de flujo permiten una mejor transferencia sustrato-microorganismo en el lecho de lodos.

INTRODUCCION

En nuestro país, lo limitado de los recursos económicos y los grandes volúmenes de aguas residuales que son evacuados sin tratamiento previo, han llevado a buscar sistemas alternativos eficientes y con costos más limitados para el tratamiento de aguas residuales.

Una de las alternativas que actualmente está teniendo un gran impulso es la aplicación de la digestión anaerobia. Las ventajas que ofrece esta vía son eficiencia, relativa simplicidad y bajo costo de operación y mantenimiento, lo que ha motivado la investigación y desarrollo de nuevos reactores.

Dentro de los sistemas anaerobios, los reactores del tipo lecho de lodos de flujo ascendente (UASB por sus siglas en inglés) parecen ser los idóneos ya que además de las ventajas inherentes a la digestión anaerobia, presentan una construcción relativamente simple, no requiere material de soporte ni equipo electromecánico, con excepción de la bomba de alimentación. Además por tener una alta concentración de microorganismos en su interior, soportan altas cargas orgánicas y muestran una

baja sensibilidad a los cambios en la alimentación.

Esta forma de tratamiento, prácticamente inexistente en México, representa una respuesta a la creciente necesidad de tratar las aguas residuales que se generan en el país, principalmente de tipo industrial, dados los bajos costos y altas eficiencias que implica.

Sin embargo, el principal inconveniente de este tipo de reactores resulta ser el período prolongado y necesario para lograr que el inóculo utilizado se adapte al tipo de agua residual. Para el caso de México, este punto se ve agravado debido que al no existir reactores anaerobios en general, el material de inóculo no se encuentra disponible. En efecto, el inóculo ideal es el obtenido de la purga de reactores del mismo tipo, pero ante su falta se tiene que recurrir a fuentes sustitutas. (García *et al* 1988). De tal forma que para difundir su implantación, se requieren estudios a nivel básico que caractericen los parámetros de operación que favorezcan la adaptación y el desarrollo de una cama de lodos, con características adecuadas (granular, sedimentable y buena actividad metanogénica) y así asegurar el buen funcionamiento del digestor.

Tal información es importante desde el punto de vista práctico, puesto que ayudará en gran medida al correcto manejo y determinación de sus máximas potencialidades de tratamiento, así como a identificar las etapas limitantes dentro del proceso de arranque y aclimatación.

En el presente trabajo, tres reactores UASB fueron inoculados utilizando el mismo material, misma carga orgánica, pero operándolos bajo diferentes TRH, con el objetivo de estudiar la influencia de este parámetro, sobre el tiempo de arranque y eficiencia de remoción de la DQO de los reactores.

ARREGLO EXPERIMENTAL

Descripción de los reactores. - Se emplearon tres reactores tipo UASB de geometría idéntica, construidos con tubo de vidrio de 9.4 cm de diámetro interior, 36 cm de altura y un volumen útil de 2.3 l. Todos los reactores se

instalaron en un cuarto de temperatura controlada a 30°C. (Fig. 1).

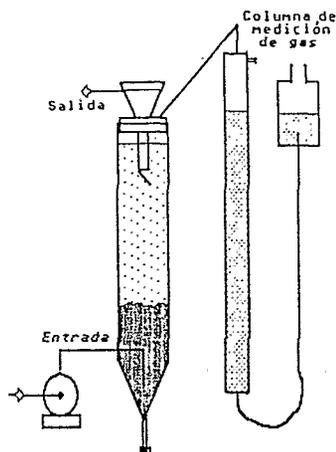


Fig. 1 Esquema del reactor UASB

Cada uno de los reactores era alimentado en flujo ascendente con bombas peristálticas "masterflex" y diferentes cabezales. El medio de alimentación sintético era bombeado desde una cámara fría (6°C) contigua al cuarto de temperatura controlada.

En la parte superior de cada reactor se adaptó un dispositivo formado por un tapón de hule, un embudo y un deflector, con la doble función de impedir la salida de los sólidos suspendidos del efluente y favorecer la evacuación del biogás producido. El biogás era evacuado hacia una columna de medición llena de solución salina a pH inferior a 4 y saturada con NaCl (400 g/l). Esta solución tenía por objeto reducir la solubilidad de los gases, especialmente del CO₂ y facilitar la cuantificación del biogás.

Solución de alimentación.- Todos los reactores se alimentaron con agua residual sintética; su preparación se efectuaba dos o tres veces por semana, utilizando agua de la llave. Las condiciones de operación y alimentación estudiadas en cada reactor se encuentran en la Tabla 1.

TABLA 1
CONDICIONES DE ALIMENTACION Y OPERACION DE LOS REACTORES

No. REACTOR	SUSTRATO (g/l)	TRH (h)	B ₀ (gDQO/gSSV.d)	DQO alim. (mg/l)
1.	Glucosa 0.83	6	1	859
2	Glucosa 1.66	12	1	1717
3	Glucosa 3.30	24	1	3435

A fin de lograr las cargas orgánicas establecidas en el plan de trabajo la concentración en g/l de la fuente de carbono y la DQO teórica para cada reactor, fueron calculadas con base en los SSV inoculados (6.87 gSSV) (Tabla 1).

Por otro lado, la composición mineral del medio sintético aparece en la Tabla 2.

TABLA 2
COMPOSICION DE LA FRACCION MINERAL DEL AGUA RESIDUAL SINTETICA
(Adaptado de Boone, 1984 y de Kennedy y Droste, 1985)

COMPUESTO	CONCENTRACION (mg/l)
NH ₄ Cl	660
NaHCO ₃	600
(NH ₄) ₂ SO ₄	250
CaCl ₂ .2H ₂ O	200
K ₂ HPO ₄	130
KH ₂ PO ₄	100
MgCl ₂ .6H ₂ O	100
Mo, Mn, Cu, Zn, Al, Ni, Co DILUIDO EN AGUA DE LA LLAVE	

Parámetros de control.- Los análisis efectuados a nivel entrada y salida de cada reactor se efectuaron siguiendo los procedimientos de *Standard Methods* (1985), durante el período de operación, fueron: pH, alcalinidad, demanda química de oxígeno (DQO), sólidos totales y suspendidos, ácidos grasos volátiles (AGV), producción y composición del biogás.

Condiciones de operación

Inoculación.- Los reactores se inocularon con lodos activados provenientes de la línea de purga de la planta de tratamiento de aguas residuales de la UNAM, previamente adaptados en anaerobiosis (Lara, 1990).

Todos los digestores fueron inoculados en la misma forma, utilizando 6.87 g SSV, que correspondieron a un tercio del volumen útil del reactor y a una concentración en el reactor equivalente a 3 kg SSV/m³.

Una vez cargados los digestores se adicionó 1.64 l de agua proveniente de la salida de un reactor UASB alimentado con agua residual doméstica, con objeto de favorecer las condiciones anaerobias en el medio. Finalmente los reactores fueron mantenidos sin alimentación durante cinco días.

Arranque y Operación.- Después de haber mantenido en "batch" los reactores, se aplicaron las condiciones de operación y alimentación resumidas en la Tabla 1, durante 7.5 meses.

El examen de las diversas curvas de evolución de los parámetros de operación, en particular la DQO salida en

función del tiempo, determinó el término del período de arranque e inicio del estado estacionario. El criterio que se siguió fue el identificar el día a partir del cual los resultados presentaban menor variación y una tendencia estable. El funcionamiento de los digestores, se evaluó por la eficiencia (E) con que fue removida la materia orgánica.

RESULTADOS Y DISCUSION

En la Tabla 3 se presentan los resultados obtenidos en la operación estable de los reactores 1 (R1), 2 (R2) y 3 (R3). Sin embargo, resulta conveniente mencionar algunos aspectos del arranque de estos reactores.

TABLA 3
RESULTADOS OBTENIDOS EN CADA REACTOR A DIFERENTES TRH
(Período estable)

PARAMETRO		REACTORES		
		1	2	3
TRH	h	6	12	24
Velocidad ascensional	m/h	0.05	0.02	0.01
Tiempo de arranque	d	85	75	146
NaHCO ₃ en alimentación	g/l	1.2	3.0	5.4
pH lodos	-	6.68	6.90	7.04
pH efluente	-	6.86	7.04	6.99
Alcalinidad influente	mgCaCO ₃ /l	757	1575	2476
Alcalinidad efluente	-	1170	2266	3460
DQO influente	mg/l	802	1479	3176
DQO efluente	mg/l	168	240	599
Remoción DQO	%	78.5	82.7	81.0
(No. muestras) y s	-	(28) 10.3	(30) 11.1	(14) 7.8
Producción biogás (TPN)	l/d	1.91	1.92	2.71
Contenido de metano	%	56.4	48.2	36.5

s Desviación estándar
TPN Temperatura y presión normales

Arranque. - La operación se inició con el sustrato, carga orgánica y diferentes TRH establecidos en el plan de trabajo (Tabla 1). Durante los primeros días de operación, el pH en los lodos de cada sistema fue bajo: 5.6 (R1), 5.20 (R2) y 4.93 (R3); la obtención de estos valores indicó la acumulación de AGV en la cama de lodos de los reactores en su forma más tóxica (no disociada) para los microorganismos metanogénicos, los cuales, de acuerdo con los resultados de Barrena (1990), se encontraban en el inóculo en cantidades suficientes, pero con muy baja actividad.

Esta situación se corrigió incrementando la concentración de bicarbonato de sodio presente en la solución de alimentación, la cual suministró alcalinidad a los sistemas, logrando mantener el pH de los lodos y del efluente alrededor de 7 durante el período experimental (Tabla 3).

Por otro lado, las velocidades ascensionales aplicadas fueron muy bajas, representando un 40 (R1), 16 (R2) y 8 % (R3) de la recomendada en la literatura (Cuervo, 1988) como velocidad mínima para que ocurra la granulación de los lodos (0.125 m/h); por lo tanto, la fuerza de arrastre a la que fueron sometidos los microorganismos fue baja

en los tres casos, lo que dió lugar a que en ninguno de los digestores se haya presentado algún problema de pérdidas de lodos excesiva (lavado).

El comportamiento del R3 durante la etapa de arranque mostró gran diferencia con relación a los otros dos reactores, dado que los digestores 1 y 2, después de operar en forma continua durante 85 y 75 días respectivamente, alcanzaron un funcionamiento estable con una eficiencia de remoción de la DQO en ambos, superior al 70% (Fig. 2 y 3), mientras que el reactor 3 en el mismo lapso, sólo había alcanzado una eficiencia aproximada al 30% (Fig. 4), aunque con una clara tendencia al aumento.

De esta forma, a los 80 días de operación bajo las condiciones presentadas, los parámetros de operación en los R1 y R2, indicaban un estado estacionario en oposición a los del R3, en donde el sistema a pesar de la concentración de bicarbonato de sodio presente en la solución de alimentación (5.4 g/l) no era capaz de producir alcalinidad en cantidad suficiente.

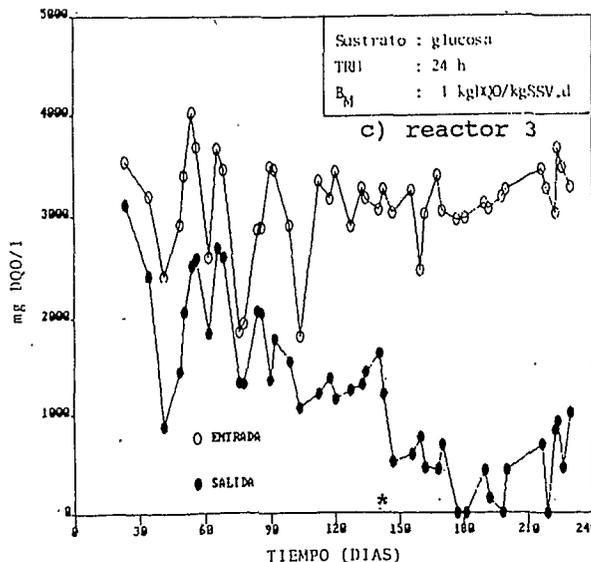
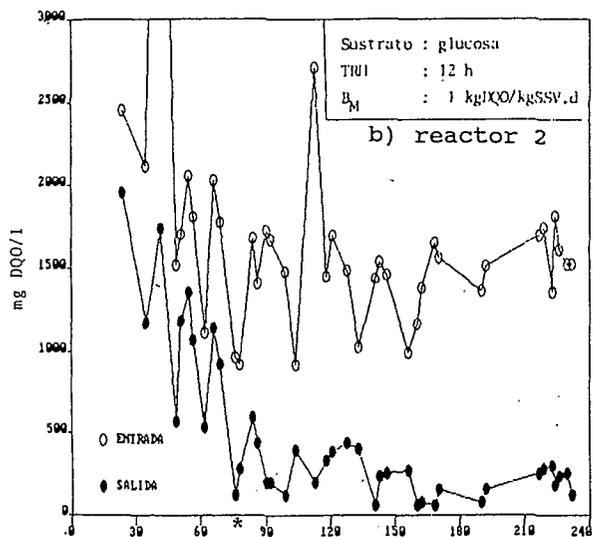
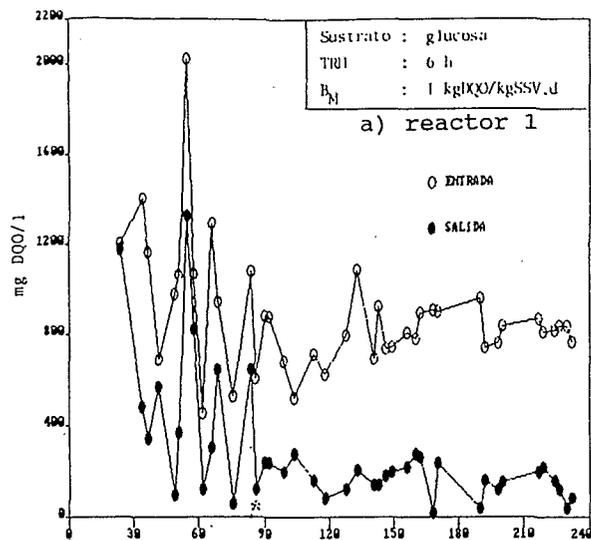
Estos datos evidenciaron una lenta adaptación del R3, que mejoró a medida que transcurrió el tiempo.

Ante este comportamiento, es evidente que el TRH de 24 h no favoreció la etapa de arranque, ya que se necesitaron prácticamente cinco meses para lograr un funcionamiento similar al de los otros dos digestores.

Considerando que la carga hidráulica (TRH) guarda una relación directa con la intensidad de agitación en el lecho de lodos, es probable que durante el arranque del R3 la distribución del influente en toda la cama de lodos haya sido poco uniforme y que el agua de alimentación, debido a la baja velocidad ascensional (0.01m/h) y al retardado inicio en la producción de gas, haya encontrado su camino a través de la cama de lodos por ciertos canales, dejando una parte de lodos sin alimentar.

Es decir, el contacto entre el agua residual del influente y el lodo retenido en el sistema no se realizó eficientemente, dando lugar a la creación de zonas muertas dentro del reactor, limitando así el crecimiento de los microorganismos y desaprovechando su actividad durante la etapa de arranque de este digestor.

A pesar de este problema en el R3, al término del cuarto mes de operación (día 146) se inició la etapa estable, manteniéndose así durante los tres últimos meses de operación.



Evolución de la DQO soluble a) reactor 1, b) reactor 2, c) reactor 3

* Fin de la etapa de arranque

Una posible explicación al buen funcionamiento finalmente alcanzado por este digester es que gracias al aumento paulatino en la producción del biogás, se originó una mayor agitación en el seno del lecho de lodos, lo que mejoró la transferencia del sustrato hacia los microorganismos y disminuyó las zonas muertas o no irrigadas.

En la literatura se recomienda comúnmente aplicar cargas orgánicas del orden de 0.05 a 0.1 kg DQO/kg SSV.d para arrancar reactores anaerobios (Lettinga *et al.*, 1982; Salkinoja *et al.*, 1983). En nuestro caso, podemos decir que con TRH de 6 y 12 h y glucosa como sustrato, una carga orgánica alta (1 kg DQO/kg SSV.d), no provocó problemas durante el arranque de los reactores UASB. Sin embargo, dado el poder acidogénico de este sustrato, debe adicionarse alcalinidad en el agua de alimentación.

Operación. - Por otro lado, y de acuerdo con los resultados obtenidos durante la fase estable de operación de los tres digestores, se observa que la eficiencia de remoción de DQO más baja se obtuvo con el R1 operado a un TRH de 6h. Sin embargo, dada la dispersión de los resultados en los R2 y R3, tal como se aprecia en sus desviaciones estándar, es posible decir que las diferencias registradas no son significativas.

Estos resultados prueban que, independientemente del tiempo requerido por los digestores para adaptarse a las condiciones de operación, el TRH en el intervalo experimentado (6, 12 y 24 h) no influyó en la eficiencia de tratamiento de los sistemas bajo las condiciones experimentales aplicadas, obteniéndose valores en un intervalo de 78 a 82%.

Finalmente, con respecto a la producción de metano, los volúmenes obtenidos no corresponden con la materia orgánica removida. La relación estequiométrica de $0.35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{TPN}) / \text{kg DQOrem}$, no se alcanza; si bien en la práctica la conversión que se logra es del orden de 0.33 (Kennedy y van den Berg, 1982) debido a que una fracción de la DQO removida es dirigida a síntesis celular, los valores aquí obtenidos son: $0.22 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 / \text{kg DQOrem}$ para el R1 y $0.19 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 / \text{kg DQOrem}$ para el R2 y R3.

Aparentemente las causas que llevaron a encontrar estos bajos valores en las tasas de conversión a metano, fueron la inadecuada medición del biogás y las fugas del mismo.

Lodos finales. - Las características físicas de los lodos desarrollados en cada reactor al término del estudio se muestran en la Tabla 4.

TABLA 4
CARACTERISTICAS FISICAS FINALES DE LOS LODOS DESARROLLADOS
EN LOS REACTORES

	REACTORES		
	1	2	3
Biomasa final (g SSV)	48.8	15	9.9
SSV (%)	78	77	84
Tamaño promedio del grano (mm)	2	1.7	1.5
IVL (ml/g)	22	29	31
Tasa de conversión a biomasa (Y) (kg SSV/ kg DQOrem)	0.28	0.14	0.17

En general se observa que el R1, con el TRH más corto (6 h), tuvo una alta producción de lodos (48.8 g SSV), mientras que los reactores 2 y 3, registraron 15 y 9.9 g SSV respectivamente, como biomasa final. Las tasas de conversión a sustrato (Y) son semejantes en R2 y R3, siendo la del R1 sustancialmente mayor.

Puesto que tanto el sustrato como la carga orgánica se mantuvieron iguales, el parámetro operacional que diferenció a estos digestores fue el TRH (volumen alimentado diariamente). Con esto, la cantidad de sales inorgánicas alimentadas por día en cada reactor fue diferente, pues para lograr la carga orgánica establecida, fue necesario adecuar el gasto diario con la concentración de DQO del influente, lo que se hizo sin modificar la concentración mineral del medio.

Con el propósito de hacer más claro este punto se presenta la Tabla 5.

TABLA 5 Relación DQO/sales en los reactores

REACTOR	TRH (h)	Q (l/d)	DQO:1 lit. (mg/l)	LODOS FINALES (gSSV)	RELACION RELATIVA (DQO / sales)	DQO:N:P:S	Y (kg SSV / kg DQO)
1	6	8	859	48.8	1	19:5:1:1.3	0.28
2	12	4	1717	15.0	2	38:5:1:1.3	0.14
3	24	2	3435	9.9	4	76:5:1:1.3	0.17

En la tabla anterior, se puede ver que la cantidad de sales alimentadas diariamente fue superior en el R1, al manejar un gasto dos y cuatro veces superior al empleado en el R2 y R3, respectivamente, tomando en cuenta que la concentración mineral del medio no se modificó.

Con base en la relación DQO/sales registrada en cada sistema, podemos suponer que la excesiva producción de lodos (g SSV) del R1 y su respectiva Y, están relacionadas directamente con la cantidad de sales alimentadas diariamente.

En este sentido es importante indicar

que dentro de las sales inorgánicas que constituyeron el medio sintético (Tabla 2), el NH_4Cl se suministró en una concentración relativamente alta. Esta sal junto con el $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, constituyeron la fuente de nitrógeno. Por lo tanto, resulta muy probable que la existencia de una cantidad alta de nitrógeno en el R1 haya sido la causa de una mayor síntesis de bacterias, principalmente de las fermentativas acidogénicas (Lara, 1990). Las relaciones DQO:N:P:S fueron altas en los tres casos.

En digestión anaerobia, el fenómeno registrado en el R1 puede ser de importancia, porque una de las principales desventajas de este proceso es la generación de pequeñas cantidades de lodo, resultado del largo tiempo de generación de las bacterias anaerobias. La adición de nitrógeno en exceso podría incrementar la tasa de crecimiento de la biomasa anaerobia, en especial la de los microorganismos fermentativos, los cuales a pesar de no ser los responsables directos de la metanogénesis podrían contribuir para la aceleración del arranque. Sin embargo esta observación es de carácter especulativo y requeriría de más datos experimentales para apoyarla y poder así emitir una hipótesis.

Dentro de las características físicas, como son la sedimentabilidad (IVL) y el tamaño promedio de los lodos desarrollados en los digestores, se tiene que los mejores resultados se obtuvieron con un TRH de 6 h, con granos de 2 mm de diámetro y un IVL a 22 ml/g

(Tabla 4). En los reactores 2 y 3 se observa que la calidad física del lodo disminuyó ligeramente.

De acuerdo con estos resultados, los lodos desarrollados en los tres digestores son catalogados como lodos con buena sedimentabilidad, aunque no francamente granulares (Lettinga, et al., 1980), con un contenido de biomasa de alrededor de 80% (77 a 84%).

Podemos decir que bajo las condiciones y los TRH experimentados, las características físicas de los lodos finales, disminuyen ligeramente conforme aumenta el TRH. Estos resultados son similares con los reportados por Harada et al., (1988), al alimentar reactores UASB con aguas carbohidratadas, tales como melazas (IVL=33.5 ml/g y diam.=1.53 mm) y sacarosa (IVL=20.9 ml/g y diam.=1.2 mm).

CONCLUSIONES

- El lodo de inóculo utilizado en este trabajo puede considerarse como un buen inóculo, sustituto del lodo granular. Evidentemente, de contar con un material adaptado y granulado (caso de los lodos de purga de reactores UASB), los tiempos de arranque serían significativamente menores a los obtenidos en este estudio.

- El TRH es un parámetro operacional que ejerció una clara influencia sobre el tiempo de arranque de reactores UASB:

* Un TRH de 24 h retardó significativamente el tiempo de arranque del reactor 3 (5 meses), debido probablemente a la creación de zonas muertas en la cama de lodos del digestor.

* TRH de 6 y 12 h mejoraron la transferencia de masa en la cama de lodos de los reactores 1 y 2, obteniéndose arranques más rápidos (75 y 85 días respectivamente).

- La tasa de crecimiento de los microorganismos anaerobios se incrementó notoriamente en presencia de una baja relación DQO/sales. La alta disponibilidad de nitrógeno (relación DQO:N de 19:5) puede considerarse como la causa del importante crecimiento celular observado en el reactor 1.

- En general, una vez alcanzadas las condiciones de operación estables, los reactores no mostraron diferencias significativas en cuanto a la eficiencia de remoción de la DQO, situándose en el intervalo entre 78.5 y 82.7 %.

AGRADECIMIENTOS.- Este trabajo forma parte de un proyecto más amplio y fue financiado parcialmente por el International Foundation for Science (IFS) de Suecia, mediante la beca G/1179-1 otorgada a A. Noyola. Agradecemos al Ing. Miguel García Gamboa el interés y apoyo brindado para la realización de este trabajo.

BIBLIOGRAFIA

- APHA-AWNA-WPCF (1985) *Standard Methods for the examination of water and wastewater* 16th. Edition.

- Barrera González C. (1990) *Tesis de maestría de la Facultad de Ciencias UNAM* (en preparación).

-Boone D.R. (1984) "Mixed-culture fermentor for simulating methanogenic digestors", *Ap Environ Microbiol* Vol. 48, Pp. 122-126.

-Cuervo Fuentes H (1988) "Generalidades sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales" en el *Manual del curso Tratamiento Anaerobico de Aguas Residuales Microbiología y Bioquímica* Medellín, Colombia. Pp. 1-36

-García S. Silva G. y Guyot J.P. (1988) "Selección de fuentes potenciales de inóculos naturales para digestores anaerobios" *XX Congreso Nacional de Microbiología*. Monterrey, N.L.

- Harada H., Endo G., Tohya Y. y Momono K. (1988) "High rate performance and its related characteristics of granulated sludges in UASB reactors treating various wastewaters" en *Poster Papers Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion*. Edited by A. Tilche & A. Rozzi. Monduzzi Editore. Bologna, Italy Pp. 1011-1019

-Kennedy K. J. & Droste R. L. (1985) "Start up Anaerobic Down-flow Stationary Fixed Film (DSFF) Reactors", *Biotechnol and Bioeng*, Vol. 27, Pp. 115-1165.

Kennedy K. J. and van den Berg L. (1982) "Stability and performance of anaerobic film reactors during hydraulic overloading at 10-35 C" *Wat Res* 16, Pp. 1391-1398.

- Lara Magaña M. (1990) "Arranque y operación de reactores UASB, bajo diferentes condiciones de alimentación", Tesis de licenciatura de la Facultad de Ciencias Químicas de la UV. Pp. 210.

-Lettinga G., Velsen van A.F.M., Hobma S.W., Zeeuw de W. & Klapwijk A. (1980) "Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment" *Biotechnology and Bioengineering* Vol. XXII, Pp. 699-734.

- Lettinga G., de Zeew W.J., Hulshoff Pol L.H., Hobma S.W., Grin P.C., Wiegant W.M., van Velsen A.F.M., Koster I.W. (1982) "Anaerobic waste water treatment using the UASB treatment process" *Avances en digestión anaerobia. 9ª Curso regional de la OSA "Combustibles por fermentación"*. UAM-ICAITI.

- Salkinoja-Salonen M.S. Nyns E.J., Sutton P.M., van den Berg L. y Wheatley A. D. (1983) "Starting-up an anaerobic fixed-film reactor", *Wat Sci Tech* Vol. 15, Pp. 305-308.