

Estudio de la influencia del sistema de alimentación sobre el TRH durante el arranque de un reactor anaerobio de mezcla completa, empleando modelos matemáticos sencillos

Santiago Aroca Lastra (1), Antonio Viedma Robles (2),
Alicia Mayoral Esteban(2),

(1) UNED. Departamento de Técnicas Energéticas.
ETS de Ing. Industrial. Ciudad Universitaria, s/n (28040 Madrid)
Tel: 913 986 466

(2) UPCT Departamento de Ingeniería Térmica y de Fluidos
Tlfno. 968.32.59.90 a.mayoral@upct.es Antiguo Hospital de Marina Cartagena Murcia

1 Introducción

El reactor anaerobio de mezcla completa es ampliamente utilizado en la actualidad para la depuración de distintos efluentes de plantas industriales, por lo que resulta de gran interés el conseguir optimizar tanto el tamaño de los equipos como la duración del proceso.

El objetivo del estudio realizado es determinar los posibles beneficios aportados por el sistema de alimentación por cargas frente al sistema de alimentación continua durante el período de arranque de un digestor de mezcla completa.

Durante el transitorio de arranque, caracterizado por el progresivo aumento de la biomasa sembrada, se procede al incremento progresivo de la velocidad de carga orgánica del reactor hasta alcanzar las condiciones de diseño impuestas por el efluente a tratar, en caudal y concentración.

En el sistema de alimentación continua se produce una salida continua de los microorganismos existentes en el reactor, que en el caso de influentes industriales no está compensado con la entrada de estos. Ya que todos los modelos de crecimiento microbiano apuntan a la existencia de una dependencia directa con la concentración existente en cada momento, parece lógico preguntarse si no sería más adecuado, en aras de preservar la mayor cantidad posible de microorganismos, el trabajar

siguiendo un sistema de alimentación por cargas. Puesto que con este sistema no se produce salida de microorganismos, se puede esperar una mayor eficiencia del proceso o bien una reducción del tiempo que es preciso mantener el fluido en el sistema (TRH).

Para responder a esta cuestión se han generado unos modelos matemáticos sencillos con base en la cinética microbiana y en balances de masas. Finalmente, para evaluar los sistemas de alimentación, se han sustituido en las ecuaciones matemáticas obtenidas los valores de los parámetros cinéticos de especies bacterianas normalmente dominantes del proceso.

Los resultados obtenidos muestran un comportamiento favorable del sistema de alimentación por cargas, que conduce a una importante reducción del TRH de trabajo, sobre la base de precisar tiempos inferiores tanto en condiciones de conservación como de duplicación. Y por tanto el tamaño del equipo, así como el período necesario para completar el arranque, son muy inferiores.

2 Modelo matemático

Uno de los parámetros clave que determinan el TRH en un reactor de mezcla completa, y por tanto el volumen del equipo preciso para un determinado caudal a procesar, es el sistema de alimentación empleado, como se verá en el desarrollo de este trabajo. Pudiéndose optar entre la alimentación discontinua, continua, o

por cargas, en función de que la recarga de fluido en el reactor se realice una única vez, de forma constante o a períodos de tiempo regulares.

Considerando mezcla completa, crecimiento en condiciones de concentración de sustrato muy superior a la constante de concentración mitad ($S \gg K_s$) y que la tasa de decaimiento (K_d) es despreciable, hipótesis cercanas a las reales durante el arranque del reactor (Soto et al 1993), se tiene

$$r_g = \mu_m \frac{S}{K_s + S + \frac{S^2}{K_i}} X \approx \mu_m X$$

en donde X es la concentración de sólidos biológicos y S la concentración de sustrato.

En lo que sigue, consideraremos que el influente aporta sustrato pero carece de sólidos biológicos, circunstancia habitual en la mayoría de efluentes industriales.

Tomaremos los subíndices s , i , e para representar las condiciones en la siembra, influente y efluente respectivamente.

2.1 Sistema de alimentación continua

Bajo estas consideraciones, en cada instante se cumplirá

$$\frac{dX}{dt} = \left(\mu_m - \frac{1}{TRH} \right) X$$

$$\frac{dS}{dt} = \frac{S_i - S}{TRH} - r_{su} = \frac{S_i - S}{TRH} - \frac{r_g}{Y} = \frac{S_i - S}{TRH} - \frac{\mu_m X}{Y}$$

2.1.1 En condiciones transitorias

Integrando, y considerando que en $t=0$ se procede al sembrado del reactor, por lo que $X(0)=X_s$ y $S(0)=S_s$

$$X = X_s \exp \left[\left(\mu_m - \frac{1}{TRH} \right) t \right]$$

$$S = S_s \exp \left(-\frac{t}{TRH} \right) + S_i \left(1 - \exp \left(-\frac{t}{TRH} \right) \right) + \frac{X_s}{Y} \left[\exp \left(-\frac{t}{TRH} \right) - \exp \left(\left(\mu_m - \frac{1}{TRH} \right) t \right) \right]$$

2.1.2 Condiciones para mantenimiento de la biomasa sembrada

En las condiciones especificadas, bajo el supuesto de no acumulación de biomasa en el reactor, de la ecuación de conservación de la masa microbiana, se tiene

$$X\dot{V} = \mu_m XV$$

Por lo que el tiempo de retención hidráulico en estas condiciones ha de coincidir con la inversa de la constante de velocidad máxima.

$$TRH = \frac{V}{\dot{V}} = \frac{1}{\mu_m}$$

2.1.3 Condiciones de duplicación

Sobre la expresión general obtenida anteriormente para este procedimiento, al aplicar las condiciones de duplicación, se tiene

$$X(t_D) = 2X_o = X_o e^{\left(\mu_m - \frac{1}{TRH} \right) t_D}$$

lo que conduce a que el tiempo de duplicación está relacionado con el TRH por la siguiente expresión

$$t_{D,continuo} = \frac{\ln 2}{\mu_m - \frac{1}{TRH}}$$

2.2 Sistema de alimentación por cargas

Durante cada carrera, este sistema de alimentación puede analizarse bajo la consideración de un sistema discontinuo entre períodos de alimentación.

$$\frac{dX}{dt} = r_g = \mu_m X$$

$$\frac{dS}{dt} = r_{su} = \frac{r_g}{Y} = \frac{\mu_m}{Y} X = \frac{\mu_m}{Y} (X_o + Y(S_o - S))$$

2.2.1 En condiciones transitorias

Las ecuaciones que gobiernan el proceso, representando los valores al inicio y final de cada carrera con el subíndice "o" y "n" respectivamente

$$X = X_o \exp(\mu_m t)$$

$$S = S_o + \frac{X_o}{Y} (1 - \exp(\mu_m t))$$

Por lo que en cada carrera del reactor, definido en el período de tiempo, t' , comprendido entre 0 y el TRH, $0 \leq t' \leq TRH$, el tiempo real, t , corresponderá a la suma del transcurrido en la carrera en curso, t' , más el correspondiente a los períodos anteriores, suponiendo despreciable en necesario para efectuar la recarga,

$$t = (n-1)TRH + t'$$

El número de la carrera en la que se encuentra el reactor, n , vendrá determinado por

$$n = \left[\text{entera} \left(\frac{t}{TRH} \right) \right] + 1$$

Dentro del período correspondiente a la n-esima carrera, de acuerdo con el sistema discontinuo, el comportamiento del reactor vendrá dado por

$$X_n(t') = X_{on} \exp(\mu_m t')$$

$$S_n(t') = S_{on} + \frac{X_{on}}{Y} (1 - \exp(\mu_m t'))$$

Donde al inicio de cada carrera, considerando que no se produce entrada de sólidos biológicos con el influente, las expresiones de las concentraciones iniciales serán

$$X_{on} = X_{n-1} \left(1 - \frac{1}{TRH} \right)$$

$$S_{on} = S_i \frac{1}{TRH} + S_{n-1} \left(1 - \frac{1}{TRH} \right)$$

Tomando

$$a = \left(1 - \frac{1}{TRH} \right)$$

$$b = \exp(\mu_m TRH)$$

Al inicio de cada carrera.

$$X_{on} = X_{n-1} \left(1 - \frac{1}{TRH} \right) = X_{n-1} a$$

Durante el transcurso de la carrera

$${}^n X(t) = X_{on} \exp(\mu_m t')$$

Al final de la carrera

$$X_n = X_{on} \exp(\mu_m TRH) = X_{on} b$$

Que aplicadas a las distintas carreras, a fin de obtener las expresiones generales:

1ª Carrera: Siembra: $X_{01} = X_s$

$${}^1 X(t') = X_{01} \exp(\mu_m t') =$$

$$= X_s \exp(\mu_m t')$$

$$X_1 = X_s b$$

2ª Carrera: $X_{02} = X_1 a = X_s \cdot a \cdot b$

$${}^2 X(t) = X_{02} \exp(\mu_m t')$$

$$X_2 = X_{02} b = X_s \cdot a \cdot b^2$$

3ª Carrera: $X_{03} = X_2 a = X_s \cdot (a \cdot b)^2$

$${}^3 X(t) = X_{03} \exp(\mu_m t')$$

$$X_3 = X_{03} b = X_s \cdot (a \cdot b)^2 b$$

Luego la expresión buscada para la n-esima carrera:

$$X_{0n} = X_{n-1} a = X_s \cdot (a \cdot b)^{n-1}$$

$${}^n X(t) = X_s \cdot (a \cdot b)^{n-1} \exp(\mu_m t')$$

$$X_n = X_{0n} b = X_s \cdot (a \cdot b)^{n-1} b$$

Operando idénticamente igual para el sustrato, se obtiene

$$S_{on} = S_i (1-a) \frac{a^{n-1}-1}{a-1} + S_s a^{n-1} + \frac{(1-b)}{Y} a^{n-1} X_s \frac{b^{n-1}-1}{b-1}$$

$$S_n(t') = S_{on} + \frac{X_{on}}{Y} (1 - \exp(\mu_m t'))$$

$$S_n = S_{on} + \frac{X_{on}}{Y} (1-b)$$

2.2.2 Condiciones para mantenimiento de la biomasa sembrada

En condiciones de no aporte de biomasa en el influente, régimen estacionario, condiciones de mezcla completa y fase de crecimiento exponencial

$$0 = 0 - X_n \dot{V} + V(X_n - X_{on})$$

$$X_n(V - \dot{V}) - X_{on}V = 0$$

$$X_{on}e^{\mu_m TRH} (TRH - 1) - X_{on}TRH = e^{\mu_m TRH} (TRH - 1) - TRH = 0$$

2.2.3 Condiciones de duplicación

Partiendo de las expresiones obtenidas en el apartado anterior para el transitorio en alimentación por cargas, y siguiendo un procedimiento análogo al descrito para alimentación continua, el tiempo de duplicación está relacionado con el TRH mediante la siguiente expresión

$$t_D = TRH \frac{\ln(2a)}{\ln(ab)}$$

3 Resultados y discusión

A fin de evaluar la tendencia mostrada por los reactores definidos según los modelos expuestos, nos proponemos estudiar el caso concreto de la *Methanosarcina barkery* sobre acético como fuente de carbono.

La razón de esta elección reside en el hecho de que esta especie metanógena es dominante en condiciones de alta concentración de sustrato, y constituye para sustratos de baja carga soluble las condiciones limitantes del proceso.

Los parámetros cinéticos en cultivo puro, según Alexander Zehnder (1988), aparecen en la tabla I.

Tabla I. Parámetros cinéticos para la *Methanosarcina Barkeri* (227)

ESPECIE	METHANOSARCINA BARKERI (227)
SUBSTRATO	H ₂ + CO ₂ , metanol, metilaminas, acético
TEMPERATURA	37 °C
CRECIMIENTO SOBRE ACÉTICO	
Y _{xs} (Ac _m = μ _m N _{xs})	0.564 gr/mol
μ _m	0.023 h ⁻¹
K _s	0.32 (gr/l)

3.1 Régimen transitorio

3.1.1 Para la biomasa

El objetivo será determinar el volumen mínimo, proporcional al TRH en cada caso para un caudal dado, que asegure el mantenimiento de la biomasa dentro del sistema.

Los resultados obtenidos de la aplicación de los modelos matemáticos se presentan en las siguientes gráficas.

Donde se observa, bajo las condiciones impuestas, que para trabajar con alimentación continua (fig.1) se precisaría un tiempo de retención hidráulica superior a 45 horas, a fin de asegurar al menos la supervivencia de la biomasa sembrada.

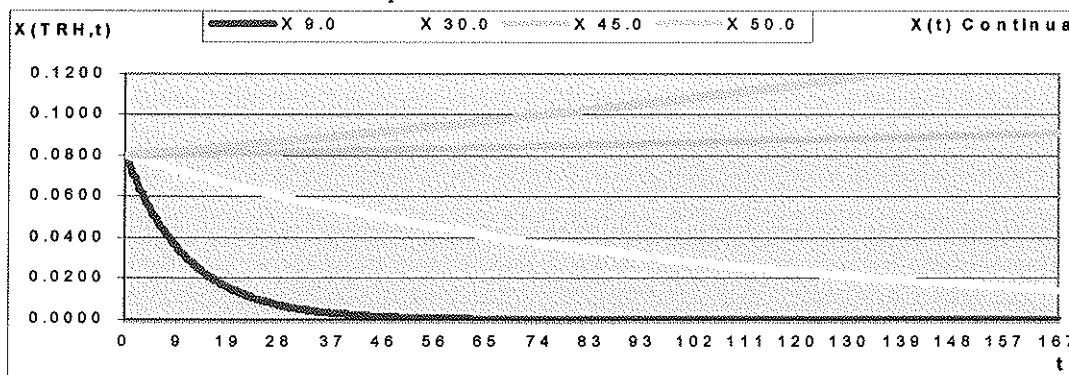


Figura 1. X (t) por Alimentación en continuo para distintos TRH

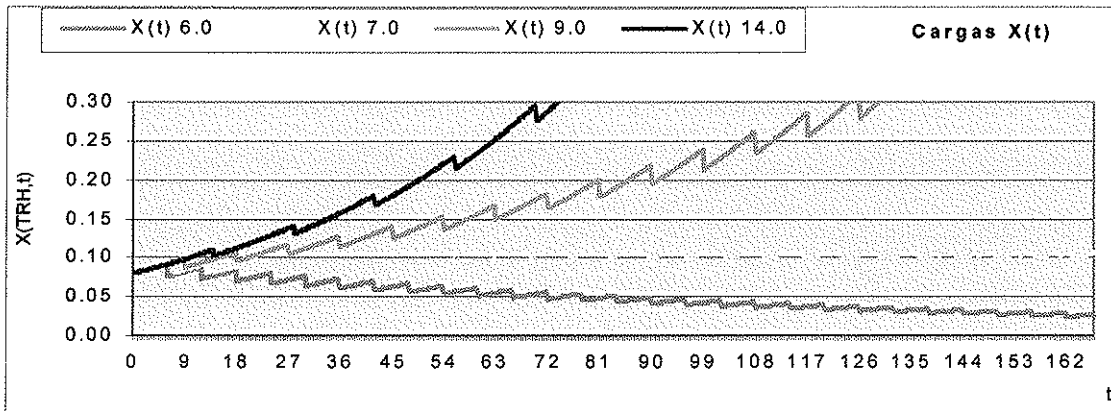


Figura 2. $X(t)$ por Alimentación por cargas para distintos TRH

Por el contrario, el sistema de alimentación por cargas (fig.2), en idénticas circunstancias, permite el mantenimiento de la biomasa con tiempos de retención hidráulica de tan solo 7 horas.

3.1.2 Para el substrato

El volumen mínimo del reactor, determinado por las condiciones de mantenimiento de la biomasa en el reactor, puede verse incrementado por las necesidades del grado de depuración del substrato. Luego trabajando idénticamente para

la concentración de substrato, los resultados obtenidos se presentan en las siguientes gráficas.

Se observa que un ligero aumento del TRH resulta en un rápido aumento de la depuración (pendiente) en alimentación continua (fig.3). Con un TRH de 45, 50 y 60 h, tras 270 horas de funcionamiento, recordando que la concentración en el influente es de 4 g/l, se obtiene una depuración del 6 %, 11 y 28 % respectivamente.

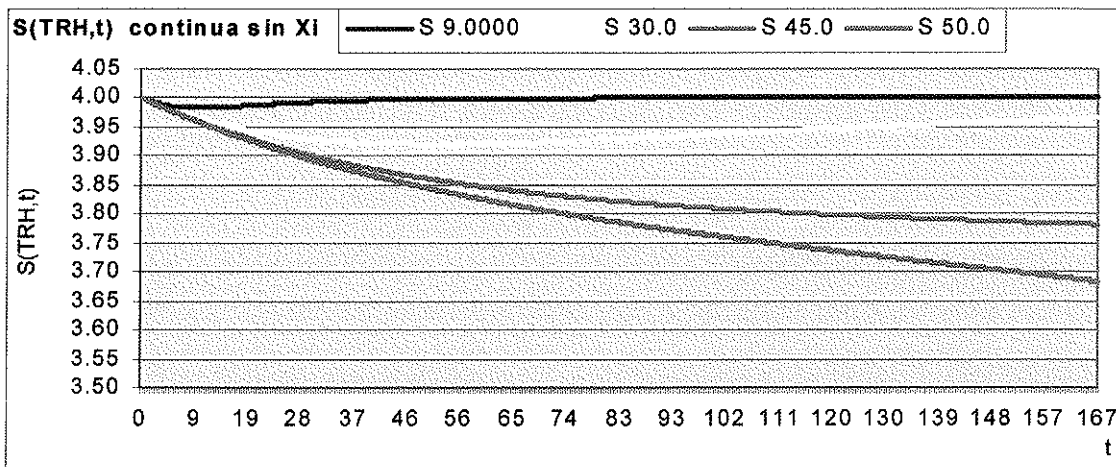


Figura 3. $S(t)$ por Alimentación continua para distintos TRH

Sobre los resultados obtenidos en el sistema de alimentación por cargas (fig.4), se aprecia la misma tendencia en cuanto a la disminución de la concentración de sustrato en el efluente con el aumento del TRH. Con este procedimiento, las depuraciones conseguidas, pendientes, resultan muy superiores a las del caso anterior, presentando tras 112 horas de funcionamiento una concentración de sustrato en el efluente, 3.8g/l, 3.6 g/l y 2.3 g/l, trabajando con TRH de 7, 8 y 14 horas respectivamente, lo que supone depuraciones del 5%, 9% y 42%.

Por lo que el modelo de alimentación más adecuado, bajo las consideraciones expuestas, será el correspondiente a la alimentación por cargas, debiéndose emplear, desde el punto de vista de depuración, un TRH algo superior al mínimo exigido para el mantenimiento de la biomasa.

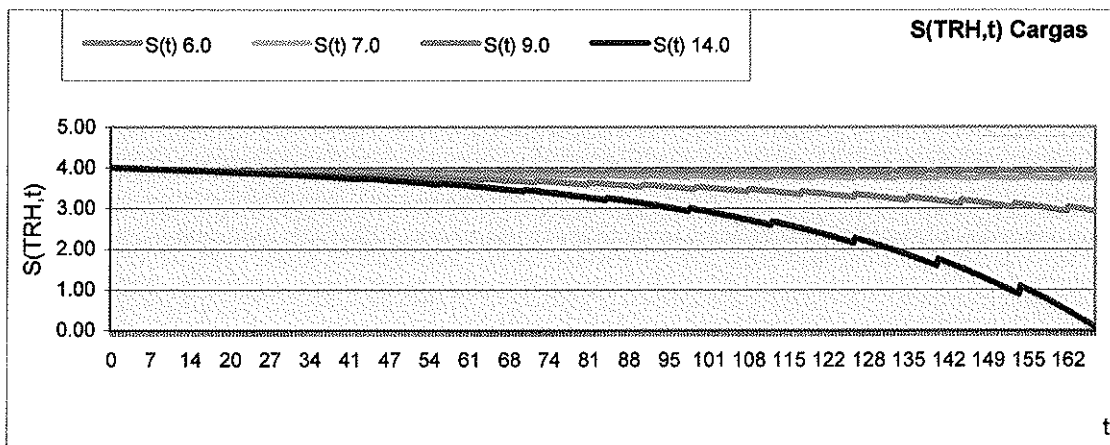


Figura 4. S(t) por Alimentación por cargas para distintos TRH

3.2 TRH para mantenimiento de la biomasa

Para alimentación continua, aplicado a la *Methanosarcina*,

$$TRH = \frac{1}{\mu_m} = \frac{1}{0.023} = 43.478h$$

Para alimentación por cargas, aplicado a la *Methanosarcina*, empleando el método de resolución de Newton-Raphson, a la ecuación obtenida nos conduce a que el TRH necesario es de 6.855 h (error 10^{-6}).

Si comparamos ambos resultados, obviamente el TRH en condiciones de mantenimiento de los sólidos biológicos es mucho más favorable para el caso de trabajar con un sistema de alimentación por cargas. Conduciendo bajo estas consideraciones a una reducción de

volumen del reactor de 6,34 veces por unidad de caudal trasegado.

3.3 TRH para condiciones de duplicación

Si observamos la representación de la función del tiempo de duplicación frente al TRH en sistemas de alimentación continua (fig.5), para la *Methanosarcina*, vemos que el TRH preciso para asegurar el crecimiento en condiciones de duplicación de los sólidos biológicos, en torno a las 73 h, es muy superior a los empleados para el mantenimiento de los microorganismos en el sistema, y en cierto modo justifica las recomendaciones de iniciar el arranque del sistema, con este tipo de alimentación, con TRH cercanos a las 80 h (Nachaiyasit 1995, Barber 1998, Freese et al 2000)

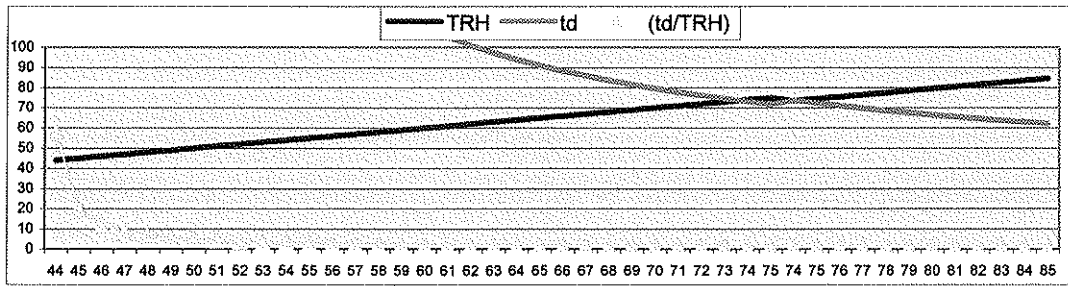


Figura 5. Representación del tiempo de duplicación frente al TRH en alimentación continua

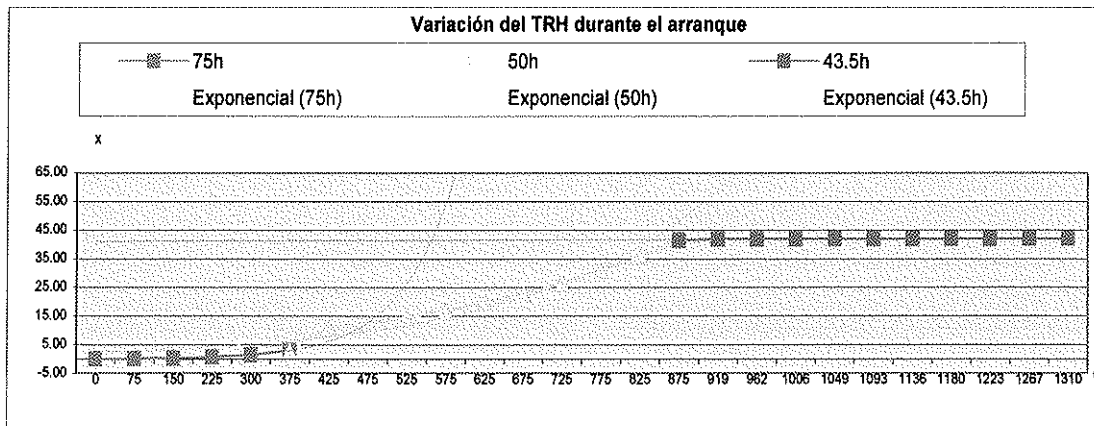


Figura 6. Protocolo de arranque en alimentación por continua

La figura 6 muestra el buen comportamiento como resultado de la disminución progresiva del TRH durante el arranque. Se opta por iniciar el proceso con un TRH superior al de duplicación, que progresivamente va disminuyéndose a medida que se consigue el aumento de sólidos biológicos buscados. Las líneas de tendencia que se han añadido permiten observar la disminución de las velocidades de crecimiento a medida que se acorta el tiempo de residencia.

Para el sistema de alimentación por cargas (fig. 7) se observa crecimiento positivo de sólidos biológicos para TRH en torno a 7 horas, para el cual el tiempo de duplicación toma un valor de unas 550 horas (fuera de los límites del gráfico). Las condiciones de crecimiento que permitan la duplicación, para alimentación con cargas (fig.8), se consiguen para un TRH en torno a las 30 h. Lo que explica en cierto modo los resultados hasta ahora obtenidos.

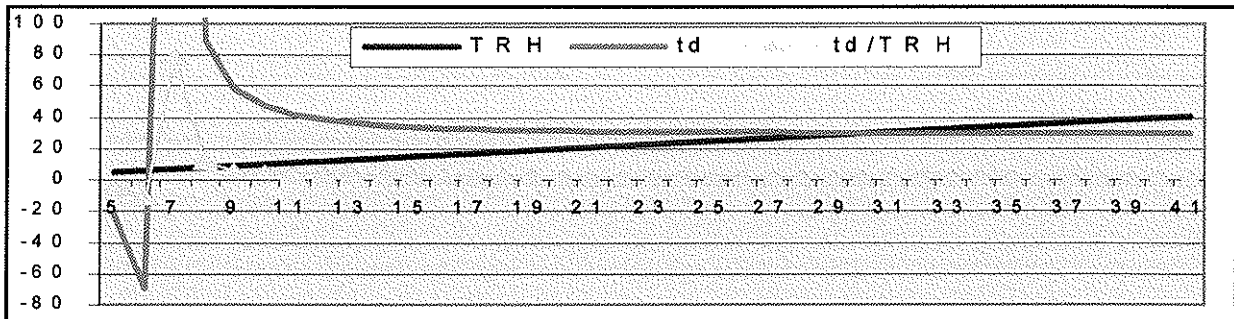


Figura 7. Representación del tiempo de duplicación frente al TRH en alimentación por cargas

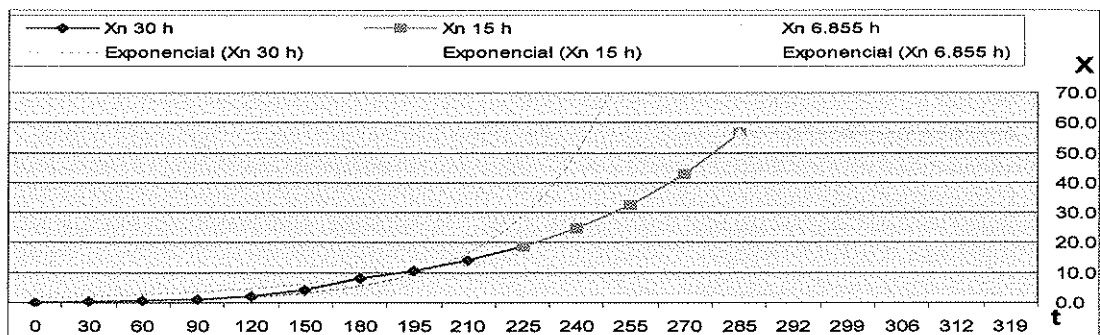


Figura 8. Protocolo de arranque en alimentación por cargas

Observando la evolución del arranque como consecuencia de la disminución del TRH (fig.8) se comprueba que se alcanzan altas concentraciones de sólidos biológicos iniciando el proceso con un TRH en torno a las 30 horas, correspondiente al tiempo de duplicación, frente a las 75 precisas en alimentación continua. Para finalizar con tiempos de residencia en estacionario en torno a las 7 horas, frente a las 43 horas en alimentación continua. El arranque completo se consigue en torno a doce días frente a los cerca de cuarenta precisos en alimentación continua.

4 Conclusiones

La justificación de los resultados obtenidos reside en el modelo mismo, ya que el crecimiento es proporcional a la biomasa presente en el reactor, y dado que el sistema de alimentación por cargas retiene toda su biomasa durante el período correspondiente a un TRH, presentará condiciones de crecimiento mayores.

Del mismo modo al ser la concentración de sólidos biológicos superior, la depuración conseguida para un determinado intervalo de tiempo habrá de ser necesariamente mejor.

Estas consideraciones nos llevan a cuestionarnos la posibilidad de aumento de la estabilidad de un reactor que trabaje de este modo, sobre la base de la relación existente entre el aumento de la población y la estabilidad del sistema.

No obstante, estos resultados han de tomarse con la debida reserva hasta su posterior

verificación experimental, debido a que podrían verse modificados parámetros no tenidos en cuenta en este trabajo. Entre los que podríamos destacar el grado de mezcla, que influye sobre las condiciones de difusión y por tanto sobre la actividad del sistema, por lo que la consideración de mezcla completa podría resultar lejos de la realidad en ausencia de medios de agitación mecánicos. Por el contrario, al aumentar la concentración de sólidos biológicos en el sistema, parece que las distancias de difusión bajan y por tanto se requeriría de menor agitación. El que uno u otro efecto domine dependerá de la producción de gas, y por tanto de la concentración de sustrato en el influente. Por lo que podría ser un sistema especialmente adecuado para el tratamiento de aguas residuales de alta carga.

Del mismo modo, debe recordarse que el modelo cinético empleado considera crecimiento en condiciones de no limitación de sustrato, $S \gg K_s$, por lo que los resultados obtenidos deben ser tomados como un intento de determinar la tendencia de los reactores y que en ningún momento se pretende una evaluación cuantitativa.

5. Bibliografía

- [1] ALEXANDER J.B.ZEHNDER. *Biology of anaerobic microorganisms*. John Wiley & Sons. New York. Junio - 1988.
- [2] ALLETE, LANGENHOFF, STUCKEY; Treatment of dilute wastewater using an ABR; influente of low temperature; (2000) Wat. Res 34 n°15 pp. 3867-3875
- [3] BACHMAN A, BEARD VL & MCCARTY PL ; Performance characteristics of

- the anaerobic baffled reactor; (1985) *Wat. Res.* 19 (1): pp. 99 - 106
- [4] BALAGUER M.D., VICENT, PARIS J.M.; Puesta en marcha de un reactor anaerobio de lecho fluidizado. Aplicación a la depuración de vinazas utilizando diferentes soportes. *Ingeniería química*, enero 1993, pp 173 - 176
- [5] BARBER W.P. AND STUCKEY D.C.; The influence of start-up strategies on the performance of an ABR; (1998) *Environ.Technol.* 19, pp. 489-501
- [6] BARBER W.P. AND STUCKEY D.C.; The use of the anaerobic baffled reactor (ABR) for wastewater treatment; a review; (1999) *Wat. Res.*, Vo.33, pp. 1559-1578
- [7] BARKER, ALVI, LANGENHOFF, STUCKEY; Production of soluble microbial products (SMP) in an anaerobic baffled reactor: composition, biodegradability and the effect of process parameters; (1998) *Environ.Technol.* 19, pp. 391-399
- [8] BOOPATHY R. AND TILCHE A. ; Pelletization of biomass in a hybrid anaerobic baffled reactor (HABR) treating acidified waste water. ; (1992) *Biores. Technol.*, 40, pp.101-107
- [9] BOOPATHY R. AND TILCHE A.; Anaerobic digestion of high strength molasses wastewater using the hybrid ABR. ; (1991) *Water Res.*, 25, pp. 785-796
- [10] CASEY T.J.; Unit treatment processes in wastewater engineering. John Wiley & Son.
- [11] CLARENS M., MOLETTA R.: Kinetic studies of acetate fermentation by *Methanosarcina* sp. MSTA-1. *Applied Microbiology Biotechnology*. 1990 n° 33 : pp. 239 - 244.
- [12] CLARENS MOLETTA; Kinetic studies of acetate fermentation by *Methanosarcina* s. MSTA-1; (1990) *Appl Microbiol Biotechnol* 33; pp. 239-244
- [13] COHEN A. VAN ANDEL JG, BREURE AM & VAN DEURSEN A; Influence of phase separation on the anaerobic digestion of glucose. I. - Maximum COD-turnover rate during continuous operation I ; (1980) *Wat. Res.* 14; pp. 1439-1448.
- [14] COHEN A. VAN ANDEL JG, BREURE AM & VAN DEURSEN A; Influence of phase separation on the anaerobic digestion of glucose. II.- Stability and kinetic responses to shock loading ; (1980); *Wat. Res.* 16; pp. 449-455.
- [15] CORTACANS J.A.; Proceso KMT de biomasa fija sobre lecho móvil. *Tecnología del Agua*, n° 120, febrero 1994, pp 39 - 45.
- [16] ESTEBAN TURZO P., GUTIERREZ SALGUERO J., MORE HERRERO A.; Valoración energética de heces fecales de gallinas. *COMUNICACIONES INIA. SERIE GENERAL*. Noviembre - 1982. pp. 5-28.
- [17] FIELD J., SIERRA R., ALVARES, LETTINGA G. *Depuración anaerobia de aguas residuales*. Universidad de Valladolid.
- [18] FREESE, L. H.; STUCKEY, D. C.; Influence of seed inoculum on the start-up of an anaerobic baffled reactor; (2000) *Environmental Technology* 21 pp. 909-918
- [19] GROBICKI A & STUCKEY DC ; Performance of the anaerobic baffled reactor under steady-state and shock loading conditions; (1991) *Biotechnology and Bioengineering* 37: pp. 344 - 355
- [20] GROBICKY A & STUCKEY DC; Hydrodynamic characteristics of the anaerobic baffled reactor; (1992) *Wat.Res.* 26 (3): pp. 371 - 378
- [21] GUELLIL, THOMAS, BLOCK, BERSILLON, GINESTET; Transfer of organic matter between wastewater and activated sludge flocs;(2001) *Wat.Res.* 37,1;pp. 143-150
- [22] HANAKI D, MATUSO T, NAGASE M & TABATA Y ; Evaluation of effectiveness of two-phase anaerobic digestion process degrading complex substrate; (1987) *Wat.Sci.Technol.* 19; pp. 311-322
- [23] HASOUNA S.E. AND STUCKEY D.C; The effect of organic loading rate on the separation of bacterial trophic groups in an anaerobic baffled reactor; (2000) *Wat. Res*
- [24] HERNANDEZ MUÑOZ A.. *Depuración de aguas residuales*. Madrid : Paraninfo, 1998
- [25] METCALF & EDDY. *Ingeniería de aguas residuales. Tratamiento, vertido y reutilización*. McCraw Hill, 1988
- [26] HUTNAN, MRFKOVA, DRTEL, DERCO; Methanogenic and non-methanogenic activity of granulated sludge in ABR ; (1999) *Chem.papers* 53 (6) pp. 374-378
- [27] JIMENEZ ALCAIDE L., VALERA GARCIA M., ANAIZ LEON J.; Procesos de conversión de biomasa residual en energía. III Proceso de obtención de biogás. *Energía* noviembre-diciembre 1989, pp 105 - 109.
- [28] LANGENHOFF A.A.M., INTRACHANDRA N., STUCKEY D.C.; Treatment of dilute soluble and colloidal

- wastewater using an ABR; influente TRH; (2000) *Wat.Res.* 34 (4): pp.1307-1317
- [29] LARGUS T ANGENENT & SHIHUWU SUNG; Development of anaerobic migrating blanket reactor (AMBR) a novel anaerobic treatment system; (2000) *Wat.Res.* 35; pp.1739-1747
- [30] LEMA, MENDEZ SOTO; Bases cinéticas y microbiológicas en el diseño de digestores anaerobios; (1992) *Ingeniería Química* enero 1992; pp. 191-201
- [31] LEMA, MENDEZ SOTO; Methanogenic and nonmethanogenic activity test. Theoretical basis and experimental set up; (1993) *Wat. Res.* 27, 8; pp. 1361-1376
- [32] LEMA, MENDEZ SOTO; Operation y control de digestores anaerobios I; (1993) *Ingeniería Química* septiembre (1993) pp. 467-474
- [33] LEMA, MENDEZ SOTO; Operation y control de digestores anaerobios II; (1993) *Ingeniería Química*, octubre 1993;295; pp. 131-136
- [34] LETTINGA G., REBAC S., OMIL F. Tratamiento anaerobio de aguas residuales de baja carga en condiciones psicrófilas (10-12°C). *Tecnología del agua* n° 167, Agosto 1997; pp. 41 - 48
- [35] LETTINGA G.; Anaerobic digestion and wastewater treatment systems (1995); *Antonie van Leeuwenhoek*; 67;pp. 3-28
- [36] LIAO, ALLEN, DROPPA, LEPPARD, LISS; Surface properties of sludge and their role in bioflocculation and settleability; (2000) *Wat. Res.* 35, 2; pp. 339-350
- [37] MANSUR AISSE M.; Tratamiento de aguas residuales en reactores anaeróbicos, de flujo ascendente, en manto de lodos. CEPIS HTD 27: <http://WWW.cepis.org.pe/eswww/proyecto/repdisc/publica/hdt/hdt27/hdt027.html>
- [38] MCCARTY, P.L. AND MOSEY, F.E.; Modelling of anaerobic digestion processes (A discussion of concepts); (1991) *Water Sci.Technol.*, 24, pp. 17-33
- [39] MUÑOZ VALERO J.A., ORTIZ CAÑABATE J., VAZQUEZ MINGUELA J. ; Técnica y aplicaciones agrícolas de la biometanización; (1987) Serie técnica Ministerio de Agricultura, pesca y alimentación.
- [40] NACHAIYASIT S & STUCKEY DC ; The anaerobic baffled reactor: influence of process parameters on system performance; (1994) Poster Paper Preprint, Seventh International Symposium on Anaerobic Digestion 23 - 27 January 1994, Cape Town, South Africa
- [41] NACHAIYASIT S. AND STUCKEY D.C. ; Microbial response to environmental changes in ABR; (1995); *Antonie van Leeuwenhoek* 67, pp. 111-123
- [42] NACHAIYASIT S. AND STUCKEY D.C. ; Effect of low temperatures on the performance of an anaerobic baffled reactor ABR; (1997) *J.Chem. Technol.Biotechnol* 69 pp. 276-284
- [43] NACHAIYASIT S. AND STUCKEY D.C. ; The effect of shock loads on the performance of an ABR. 1- Step changes in feed concentration at constant TR; (1997) *Wat. Res* 31 n°11 pp. 2737-2746
- [44] NACHAIYASIT S. AND STUCKEY D.C. ; The effect of shock loads on the performance of an ABR. 2- Step and transient hydraulic shocks at constant feed strength; (1997) *Wat. Res* 31n°11 pp. 2747-2754
- [45] NYNS E.J., NAVEAU H.P., CHOME R., BERTRAND Y. Digesters- A worldwide review. *Anaerobic First International Symposium on Anaerobic Digestion Cardiff Wales. Digestion Applied science publishers ltd London, 1979, pp. 37-60*
- [46] PARIS J.M, LEMA J.M., CASAS C.; Criterios de selección de tecnología en la digestión anaerobia de aguas residuales. *Ingeniería química*, Octubre 1983, pp 143- 150.
- [47] PFEFFER J.T. Anaerobic digestion processes. *Anaerobic First International Symposium on Anaerobic Digestion Cardiff Wales. Digestion Applied science publishers ltd London, 1979, pp. 15 -36*
- [48] PYLE, D.L. Anaerobic Digester Design in the Third World. . *Anaerobic First International Symposium on Anaerobic Digestion Cardiff Wales. Digestion Applied science publishers ltd London, 1979, pp. 345 - 376*
- [49] RAVI, VOOLAPALLY & STUCKEY; Hydrogen production in anaerobic reactors during shock loads-influence of formate production and H₂ kinetics; (2001) *Wat. Res.* 35, 7; pp. 1831-1841
- [50] SALAMANCA GROSSO; Características generales relativas a la bioquímica de los procesos anaerobio (1992) *Tecnología del agua*; 99; pp. 49-56
- [51] SKIADAS, GAVALA, LYBERATOS; Modelling of the periodic ABR based on the retaining factor concept; (2000) *Wat.Res.* 234 (15): pp. 3725-3736

- [52] SOCIEDAD ESPAÑOLA DE AGUAS FILTRADAS, S.A. Estación depuradora de aguas residuales, Viveros de la villa. Ayuntamiento de Madrid
- [53] SOTO, M., MÉNDEZ, R., AND LEMA, J.M., ; Methanogenic and non-methanogenic activity tests, theoretical basis and experimental set up; (1993) *Wat. Res.*, Vo.27, No. 8, s. pp. 1361-1376
- [54] STAMS ALFONS; Metabolic interactions between anaerobic bacteria in methanogenic environments; (1994) *Antonie van Leeuwenhoek* 66; pp. 271-294
- [55] STRONACH SM, RUDD T & LESTER JN ; Start-up of anaerobic bioreactors; (1986); *Anaerobic Digestion Processes in Industrial Wastewater Treatment*, Springer-Verlag
- [56] TILCHE A. AND YANG X. L.; Light and scanning electron microscope observations on the granular biomass experimental SBAF and HABR reactors.; (1987) *Proc. Gasmat Workshop*, Netherlands, pp 107-178
- [57] TRUJILLO JACINTO DEL CASTILLO D.: Aprovechamiento energético de gallinazas por digestión anaerobia. *Selecciones Avícolas*. Abril - 1987. pp. 105 - 108.
- [58] TRUJILLO JACINTO DEL CASTILLO D.; Algunos aspectos sobre la digestión anaerobia de gallinazas. *NUESTRA CABAÑA*. Noviembre - 1987. pp. 26-30.
- [59] VAN LIER JB, GROENEVELD N & LETTINGA G; Characteristics and development of thermophilic methanogenic sludge in compartmentalized upflow reactors; (1994b); *Bioeng* (submitted)
- [60] VAZQUEZ BORGES E., MENDEZ NOVELO R., MAGAÑA PIETRA A., MARTINEZ PEREDA P., FERNANDEZ VILLAGOMEZ G. Eficiencias de dos componentes de un reactor anaerobio. *Tecnología del agua* nº 165, Junio 1997, pp. 30 - 36
- [61] VAZQUEZ BORGES E., MENDEZ NOVELO R., MAGAÑA PIETRA A. Digestión anaerobia de aguas residuales de granjas porcícolas . *Tecnología del agua* nº 161, Junio 1997, pp. 67 - 72
- [62] VAZQUEZ BORGES E., MENDEZ NOVELO R., MAGAÑA PIETRA A. Producción de biogás y metano en un reactor anaerobio UASB. Ensayo en planta piloto con obtención de un modelo matemático. *Tecnología del agua* nº 174, Marzo 1998, pp. 46 - 50
- [63] HUGHES D.E. What is anaerobic digestion? An overview. *Anaerobic First International Symposium on Anaerobic Digestión Cardiff Wales*. Digestión Applied science publishers ltd London, 1979, pp. 1-14
- [64] VERDAGUER PLANAS M., CORRETGER CANOS J.M., GARCÍA BUENDÍA A.J.; Análisis de los resultados de una planta experimental de digestión anaerobia en discontinuo. *El cultivador moderno*, nº 806, octubre 1986, pp 62- 64
- [65] VOOLAPALLI, R. K.; STUCKEY, D. C; Relative importance of trophic group concentrations during anaerobic degradation of volatile fatty acids; (1999) *Applied and Environmental Microbiology* 65; pp. 5009-5016
- [66] WESLEY ECKENFELDER W.; *Industrial water pollution control*. Mc Craw-Hill International Editions Second Edition
- [67] ZEIKUS J.G. Microbial Populations in digesters. *Anaerobic First International Symposium on Anaerobic Digestión Cardiff Wales*. Digestión Applied science publishers ltd London, 1979, pp. 61-90
- [68] ZHANG T. C. AND NOIKE T.; Influence of retention time on reactor performance and bacterial trophic populations in anaerobic digestion processes. ; (1994) *Wat. Res.* 28, pp. 27-36
- [69] ZHANG T. C. AND NOIKE T.; Influence of retention time on reactor performance and bacterial trophic populations in anaerobic digestion processes.Â performance and bacterial trophic populations in anaerobic digestion processes.; (1994) *Wat. Res.* 28, pp. 27-36