

Figura 4.404b.- Resultados de la optimización en un experimento de puesta en marcha de los reactores a escala a laboratorio para $N=5$. Concentraciones experimentales de nitrógeno en forma de amonio (●), nitrito (▲) y nitrato (■). Resultado del modelo después de la optimización concentraciones de amonio, nitrito y nitrato a la salida y del primer tanque del lecho ($j=1$): — amonio, — nitrito, ... nitrato en la salida. En color fucsia los valores para $j=1$.

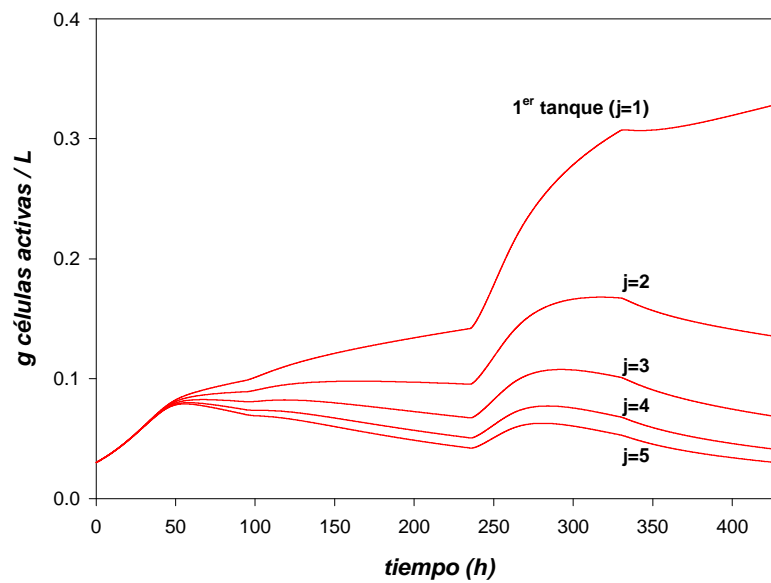


Figura 4.405a.- Concentraciones de Nitrosomonas estimadas por el modelo en cada uno de los tanques ($j=1, \dots, 5$).

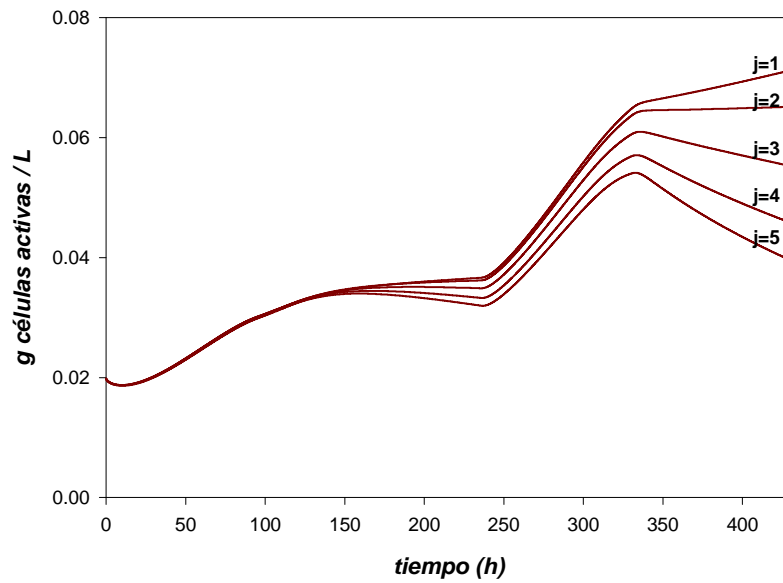


Figura 4.405b.- Concentraciones de Nitrobacter estimadas por el modelo en cada uno de los tanques (j=1, ...,5).

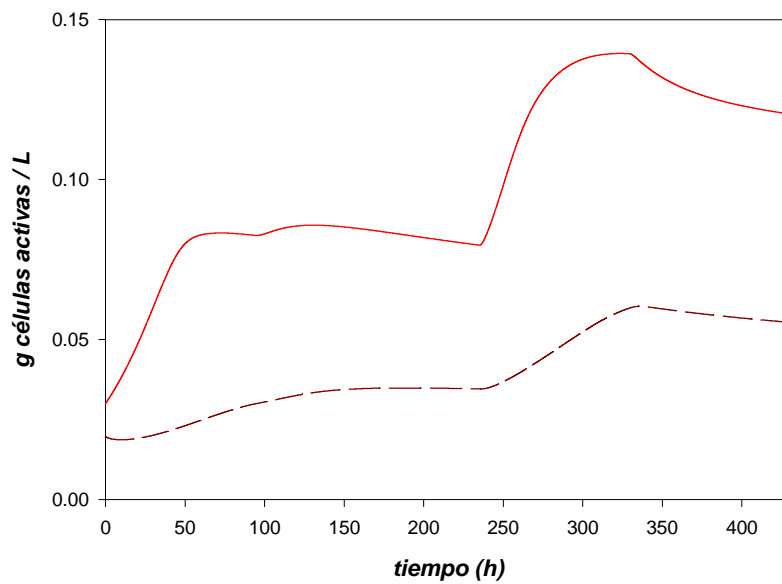


Figura 4.405c.- Concentraciones totales equivalentes en el lecho de Nitrosomonas (línea continua) y Nitrobacter (línea discontinua). Esta concentración se determina como masa total de células en el lecho / volumen total de líquido en el lecho

Tabla 4.407.- Valores de los parámetros después de la optimización para N=5 (figura 4.404a.).

Concentración inicial de <i>Nitrosomonas</i> (g/L)	Concentración inicial de <i>Nitrobacter</i> (g/L)	Constante de desprendimiento y desactivación, K_d (h^{-1})
0.030	0.020	0.026

Tal y como se puede observar en la figura 4.404., el ajuste del modelo después del proceso de optimización se puede considerar satisfactorio, y de hecho el resultado obtenido es muy similar al descrito para N=1. Esto significa que los valores de concentración de amonio, nitrito y nitrato a la salida del reactor, no están muy afectados por la posible distribución no homogénea de la biopelícula a lo largo del lecho. Además, se observa como los perfiles de concentración de amonio, nitrito y nitrato a lo largo del lecho no son tampoco importantes (véase figura 4.404b.), debido a que la fase líquida tiene un grado de mezcla importante. Además si se comparan las concentraciones de cada uno de los microorganismos obtenidas para N=1 y la concentración total de células equivalente para N=5 (determinada como masa total de células en el lecho / volumen total de líquido en el lecho), se observa que son muy similares (figuras 4.402b. y 4.405c.); esta es la razón de que las concentraciones de amonio, nitrito y nitrato sean tan similares para N=1 y N=5.

En la figura 4.405a. y 4.405b. se observa claramente como el modelo describe una acumulación de ambos microorganismos en la parte baja del lecho que se acentúa con el tiempo. Esta tendencia tiene un límite, puesto que la biopelícula no puede desarrollarse de forma infinita en ninguna de las partes del lecho. Así, cuando se haya alcanzado este valor máximo de grosor de biopelícula, las células colonizarán de forma importante zonas superiores del lecho, siempre que la carga amoniaca sea suficientemente elevada. Por tanto, el hecho de haber compartimentado el lecho consigue describir la tendencia experimental observada de colonización del lecho por parte de ambos microorganismos. Por otra parte, y como ya se ha comentado, a pesar de que las células se encuentren repartidas de forma heterogénea a lo largo del lecho no implica que deban existir gradientes importantes de concentración de amonio, nitrito y nitrato, fundamentalmente como consecuencia de la mezcla existente en el reactor.

Tiempo de cálculo

Para N=5, las ecuaciones diferenciales ordinarias de valor inicial que componen el sistema son 31. Para el periodo de operación estudiado (18 días) el tiempo de integración total es de aproximadamente 7 minutos (Pentium III, 500 MHz). En las optimizaciones con un número de iteraciones que oscila entre 40-60, el tiempo total de cálculo es por tanto, de entre 4 y 7 horas.

Análisis de sensibilidad

Se ha realizado un análisis de sensibilidad de los parámetros ajustados, tal y como se ha descrito en el apartado 4.213., los resultados obtenidos se muestran en la **figura 4.406.**

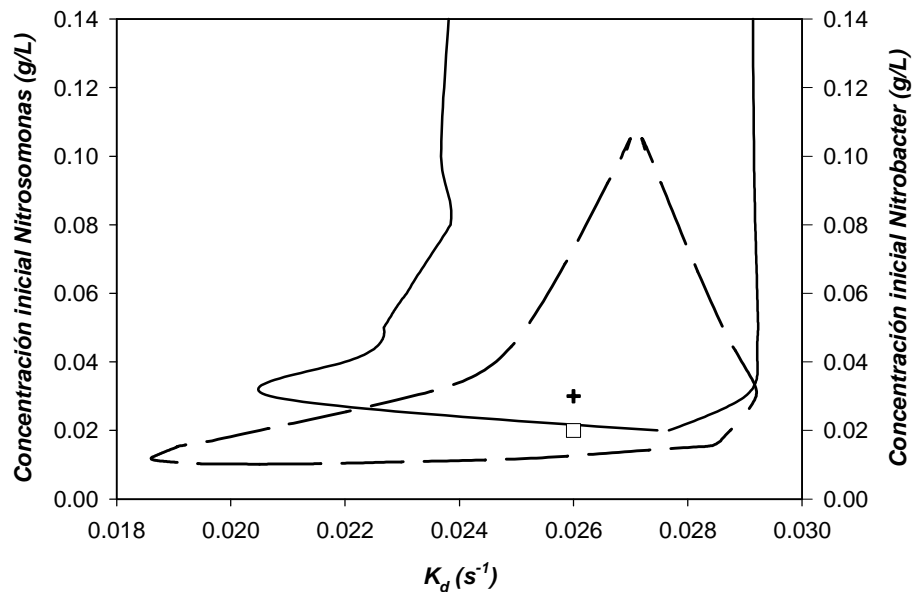


Figura 4.406.- Determinación de la bondad de los parámetros ajustados en la optimización para un nivel de confianza del 95 %. Se ha determinado la región de confianza para un valor constante de la concentración inicial de *Nitrobacter* (0.02 g/L) en línea continua (+ valores óptimos de los dos parámetros: concentración inicial de *Nitrosomonas* y K_d). Se ha determinado la región de confianza para un valor constante de la concentración inicial de *Nitrosomonas* (0.03 g/L) en línea discontinua (□ valores óptimos de los dos parámetros: concentración inicial de *Nitrobacter* y K_d).

En la figura 4.406. se puede observar como el resultado del modelo es muy poco sensible ante un aumento del parámetro concentración inicial de *Nitrosomonas*; esto es debido a que este parámetro afecta principalmente al estado transitorio de la concentración de amonio, el cual afecta muy ligeramente en el valor de la función objetivo. A pesar de este hecho, obsérvese como el resultado del modelo es relativamente mucho más sensible en el caso del parámetro K_d , puesto que el valor de este parámetro afecta directamente tanto a los estados estacionarios como a los transitorios, de las variables concentración de amonio, nitrito y nitrato.

4.4.4.- Aplicación del modelo al reactor piloto: fase de validación.

Para validar el modelo se ha seleccionado un periodo de cuatro meses de operación del reactor piloto. Las variables de operación utilizadas durante este periodo son: caudal de alimento, caudal de recirculación y concentración amoniacal del alimento. Los parámetros cinéticos y estequiométricos son los ya descritos en la fase de optimización. En cambio, el parámetro del modelo de flujo ha sido determinado de nuevo en el caso de considerar que el lecho está integrado por cinco tanques agitados en serie, mediante optimización de los experimentos de distribución del tiempo de residencia.

4.4.4.1.-Modificaciones en el modelo hidrodinámico del reactor a escala piloto

Para conseguir describir el comportamiento de colonización del lecho por parte de las bacterias, como ya se ha discutido anteriormente, se ha replanteado el modelo de flujo del lecho; éste se ha dividido en cinco partes que se han considerado tanques de mezcla perfecta. Los valores obtenidos después de la optimización se presentan en la **tabla 4.408.**, en la que se puede observar que el valor del coeficiente de retomezcla (f) aumenta al aumentar el número de tanques en los que se divide el lecho, de forma que el comportamiento global de la fase líquida del reactor sigue siendo el observado experimentalmente. El ajuste de las curvas experimentales de distribución del tiempo de residencia resulta satisfactorio y de hecho es casi idéntico al caso ya tratado en el que el lecho está compuesto por un solo tanque (véase **figura 4.407.**, para N=5).

Una vez se ha ajustado de nuevo el modelo hidrodinámico para N = 5, se relaciona el parámetro coeficiente de retomezcla con el caudal de recirculación. De este modo se obtiene la siguiente ecuación (coeficiente de correlación 0.994):

$$\text{Caudal de retomezcla (mL / min)} = 203.53 - 1.793 \cdot \text{caudal de recirculación (mL / min)} \quad (4.407.)$$

Tabla 4.408a.- Valores del coeficiente de retomezcla al variar el número de tanques que integran el lecho (f: coeficiente de retomezcla). Relación de alimento / recirculación 1 / 6 (experimento 2).

N	f
1	1.71
2	3.48
3	5.05
4	6.56
5	8.06
6	9.55
7	11.03
8	12.51
9	13.99
10	15.46

Tabla 4.408b.- Valor del coeficiente de retomezcla N=5 (f: coeficiente de retomezcla), en los diferentes experimentos de distribución del tiempo de residencia (DTR).

Nº de experimento de DTR	Relación de recirculación alimento / rec.	f	Caudal de retomezcla (mL/min)
1	1 / 15	2.60	124.28
2	1 / 6	8.06	167.65
3	1 / 0	73.46	205.69

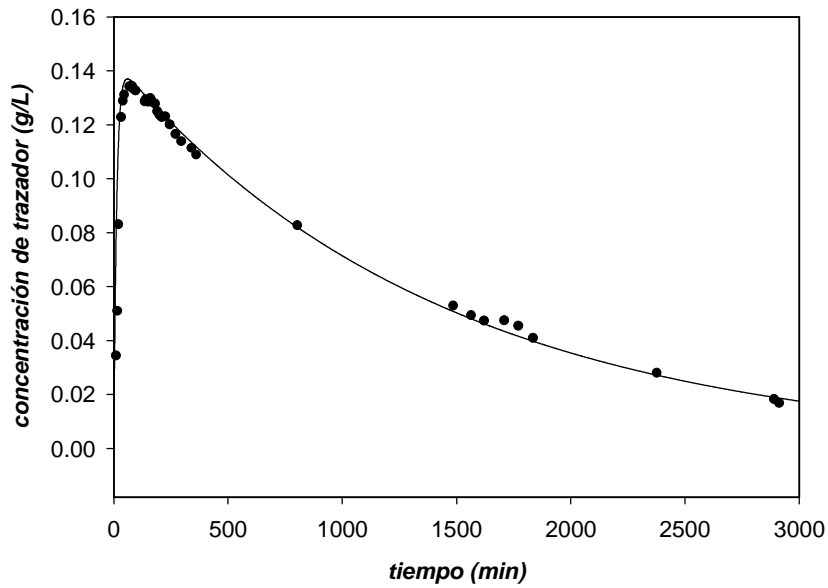


Figura 4.404a.- Experimento 1 de distribución del tiempo de residencia en el reactor a escala piloto. Relación de recirculación 1/15 y caudal de aeración de 3 L/min. La línea continua es el resultado del modelo con $N = 5$ después de la optimización univariable.

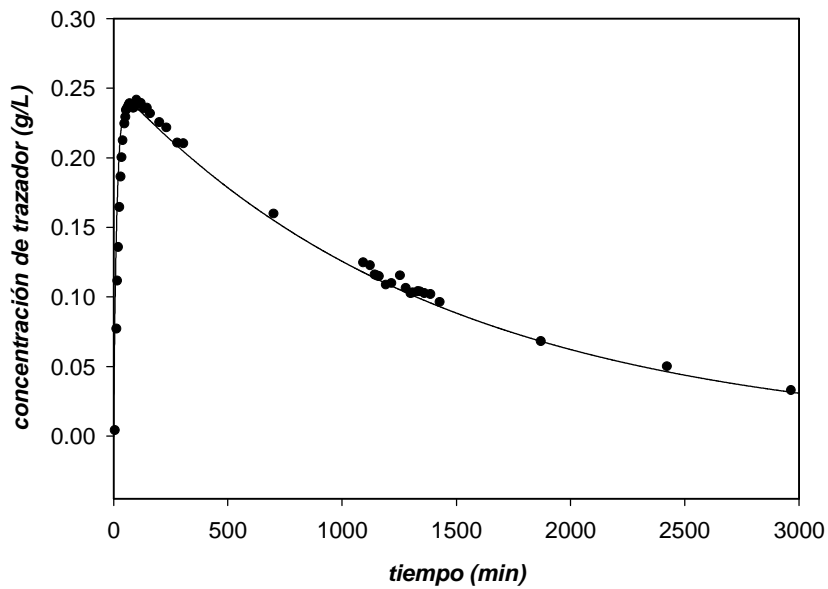


Figura 4.407b.- Experimento 2 de distribución del tiempo de residencia en el reactor a escala piloto. Relación de recirculación 1/6 y caudal de aeración de 3 L/min. La línea continua es el resultado del modelo con $N = 5$ después de la optimización univariable.

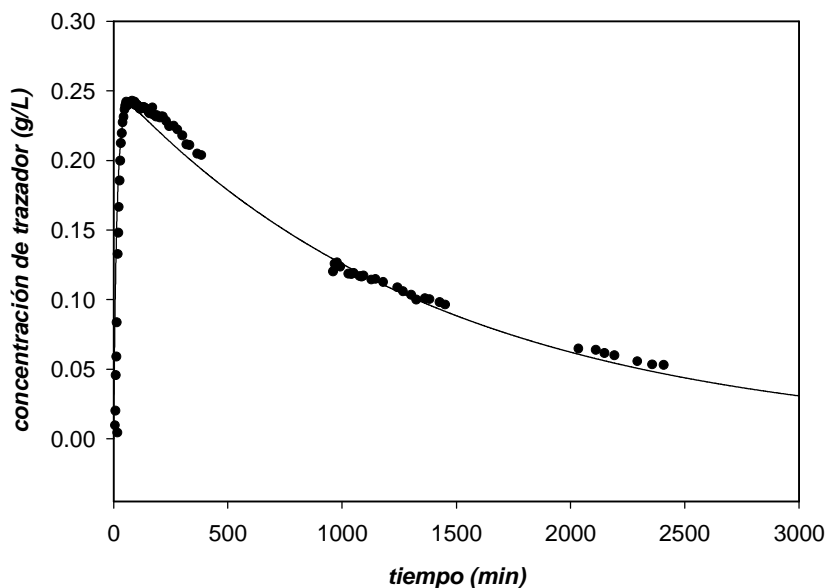


Figura 4.407c.- Experimento 3 de distribución del tiempo de residencia en el reactor a escala piloto. Relación de recirculación 1/0 y caudal de aeración de 3 L/min. La línea continua es el resultado del modelo con $N = 5$ después de la optimización univariable.

4.4.4.2.- Resultados obtenidos en la validación del modelo

Para realizar la simulación se han utilizado una concentración inicial tanto de *Nitrosomonas* como de *Nitrobacter* de 0.01 g/L (debido a que este valor no tiene que ser el mismo en para todos los cultivos se ha tomado un valor similar en orden de magnitud), y un valor de constante de desprendimiento y desactivación de $K_d = 0.026 \text{ h}^{-1}$ (valor obtenido de la optimización). Los resultados obtenidos se muestran en las figuras **4.408.** y **4.409.**

El periodo de operación en el que se ha validado el modelo contiene 7 perturbaciones del tiempo de residencia y dos cambios en la concentración de amonio del alimento, lo que implica una serie importante de situaciones diferentes en las que se utilizan diferentes cargas amoniacaes de entrada al reactor. Si se analiza con detalle el resultado del modelo (figura 4.408), se puede observar como experimentalmente, las dos primeras perturbaciones en el tiempo de residencia del reactor presentan periodos transitorios muy suaves, mientras que la respuesta del modelo ante estos cambios proporciona unos estados transitorios mucho más acusados, en los que se alcanzan concentraciones de amonio y nitrito muy por encima de las determinadas experimentalmente.

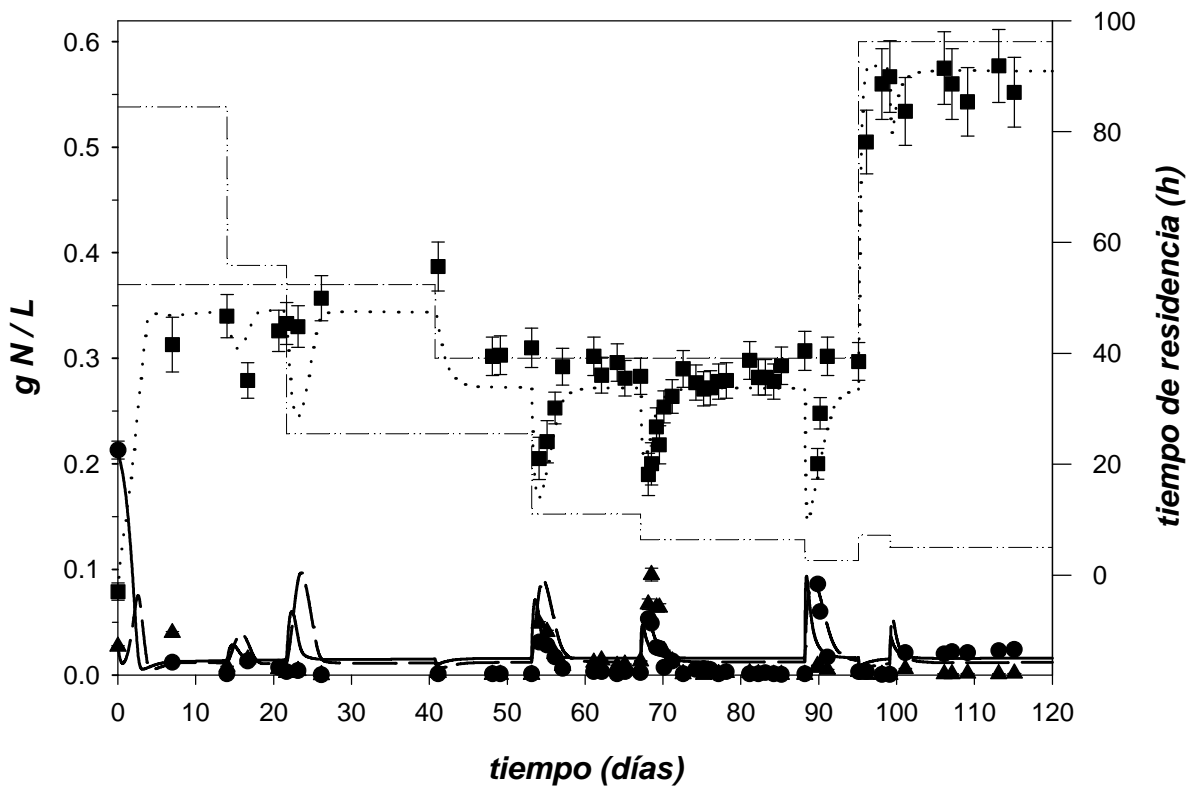


Figura 4.408a.- Resultados de la aplicación del modelo comparados con los datos experimentales de degradación. Concentraciones experimentales de nitrógeno en forma de amonio (●), nitrito (▲) y nitrato (■). Resultado del modelo: — amonio, - - nitrito, ... nitrato. La línea - . - representa la concentración en el alimento de nitrógeno amoniacal y la línea . . . - representa el tiempo de residencia.

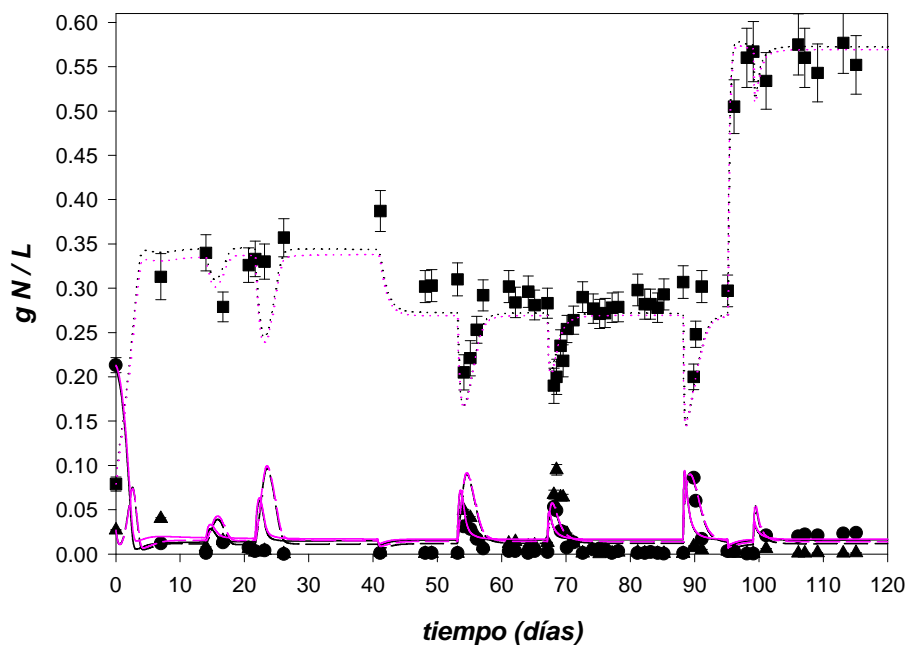


Figura 4.408b.- Concentraciones experimentales de nitrógeno en forma de amonio (●), nitrito (▲) y nitrato (■). Resultados del modelo: concentraciones de amonio, nitrito y nitrato en la salida y en el primer tanque del lecho ($j=1$): — amonio, - - nitrito, ... nitrato en la salida. En color fucsia los valores para $j=1$.

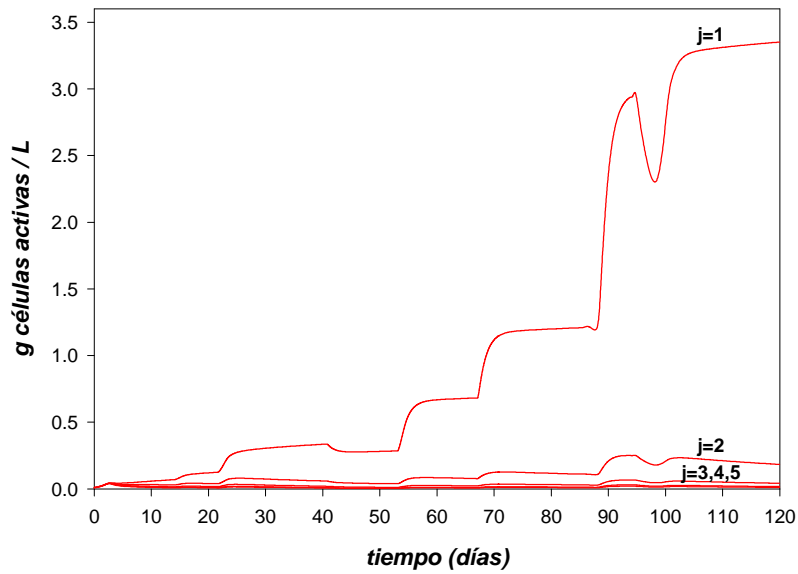


Figura 4.409a.- Concentraciones de Nitrosomonas estimadas por el modelo en cada uno de los tanques (j=1, ...,5).

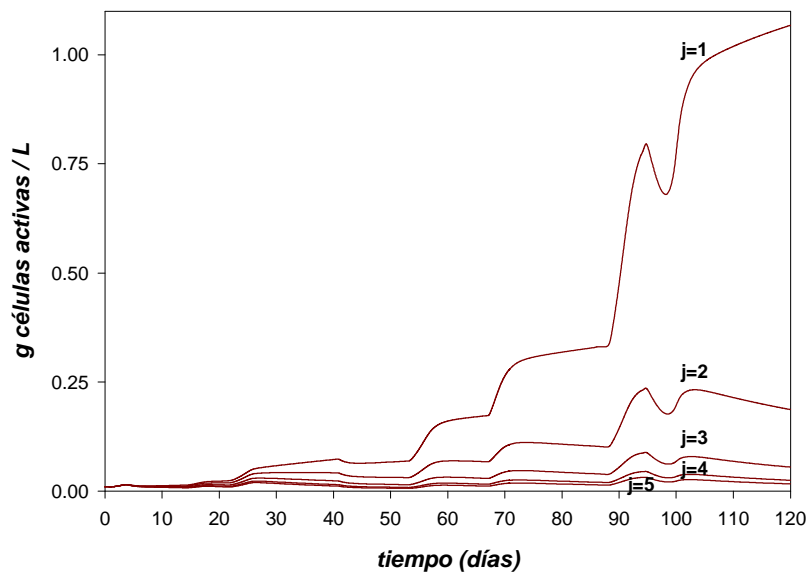


Figura 4.409b.- Concentraciones de Nitrobacter estimadas por el modelo en cada uno de los tanques (j=1, ...,5).

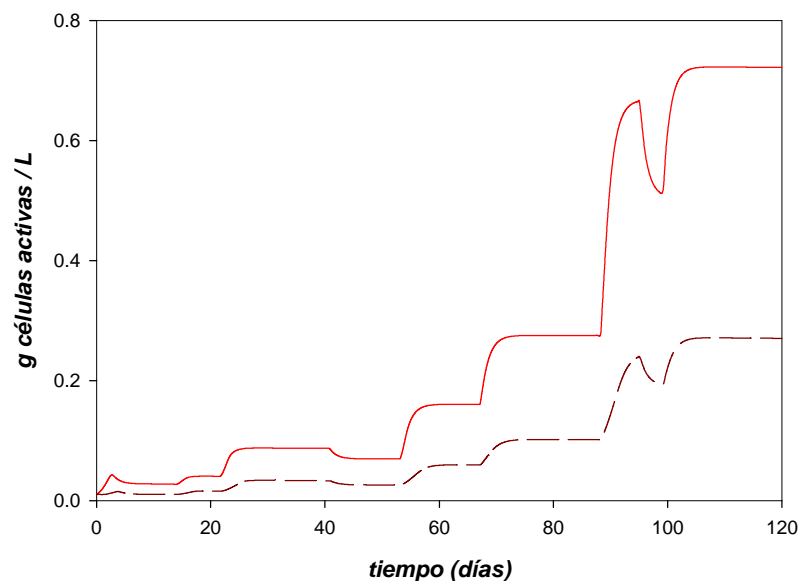


Figura 4.409c.- Concentraciones totales equivalentes en el lecho de Nitrosomonas (línea continua) y Nitrobacter (línea discontinua).

Como en el caso de las columnas a escala laboratorio, el desprendimiento no parece hacerse patente durante los primeros días de cultivo (según la descripción del modelo). De hecho, para describir los primeros 30 días de cultivo de forma más satisfactoria, sería necesario utilizar durante ese período un valor de K_d mucho menor. Esta hipótesis sería la misma que ya se ha formulado durante la optimización del modelo con los reactores a escala laboratorio: durante las primeras fases de desarrollo de la biopelícula, el desprendimiento es prácticamente nulo (Picioreanu *et al.*, 2001). A partir de esta hipótesis se ha construido la **tabla 4.409**, en la que se muestran las diferentes puestas en marcha estudiadas, el tiempo a partir del cual se produce desprendimiento de una forma patente, y las condiciones de operación más relevantes.

Las diferencias entre los dos tipos de reactores en el tiempo a partir del cual se produce el primer desprendimiento generalizado están relacionadas con el área de soporte disponible, ya que en función de ésta, el grosor de biopelícula variará de forma importante para un mismo valor de carga amoniacal. Debido a este hecho, cuando el área disponible no es elevada (como es el caso de los reactores a escala laboratorio), en un menor tiempo se alcanza un grosor de biopelícula suficiente como para que existan células con limitaciones difusionales que mueran y se desprendan de la superficie del soporte, arrastrando consigo células más externas aún activas que abandonan el reactor mediante el flujo de salida.

Por otro lado, la respuesta prevista del modelo ante la perturbación en el tiempo de residencia en el día 88 (véase **figura 4.410**), no consigue describir el comportamiento experimental observado, dado que la concentración de nitrito permanece prácticamente invariable, y el modelo describe un acusado incremento. No obstante, el modelo sí predice

un comportamiento diferente al descrito en el resto de casos, ya que el valor máximo de nitrito en el transitorio no supera el valor máximo de concentración de amonio.

Tabla 4.409.- Tiempo a partir del cual se produce desprendimiento de forma importante (según el modelo propuesto) en las puestas en marcha en el reactor piloto y en las columnas a escala laboratorio.

Reactor	Tiempo de residencia inicial (h)	Duración de la puesta en marcha (días)	Tiempo a partir del cual se produce desprendimiento patente (días)
Escala laboratorio	53	30	4-6
Piloto	84	45	30-50
Piloto	35	70	>90*

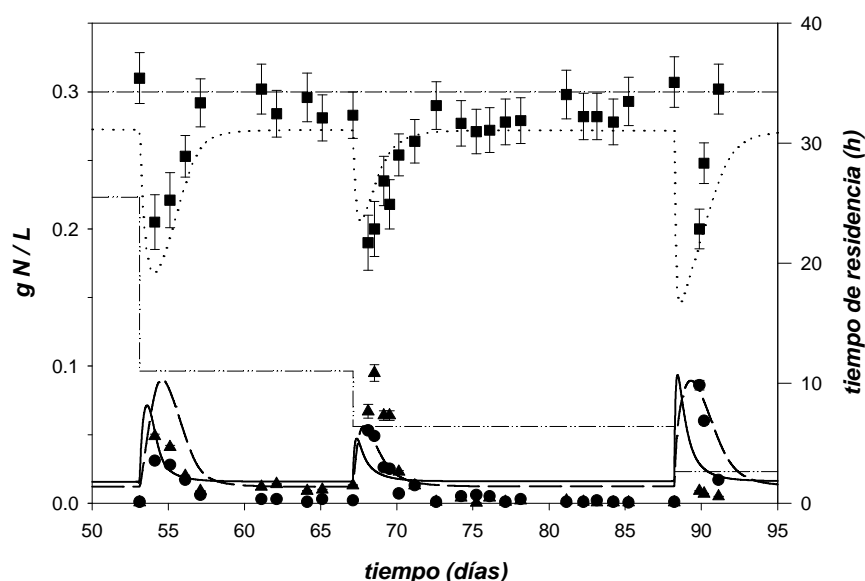


Figura 4.410.- Ampliación de la gráfica presentada en la figura 4.408a. entre 50 y 95 días. Concentraciones experimentales de nitrógeno en forma de amonio (●), nitrito (▲) y nitrato (■). Resultado del modelo: —amonio, --- nitrito, ... nitrato. La línea — . — representa la concentración en el alimento de nitrógeno amoniacal y la línea - . . — representa el tiempo de residencia (determinado como volumen de líquido en el reactor / caudal de alimento).

Los estados pseudoestacionarios alcanzados difieren ligeramente de los descritos por el modelo. Para tiempo 80 días y 110 días se dispone de datos experimentales de muestras extraídas de las tomas de muestra laterales del lecho, éstas se presentan en la **tabla 4.410**. Las diferencias entre los valores experimentales y los previstos por el modelo para las concentraciones de amonio, nitrito y nitrato no son superiores a 0.012 g N/L. Esta diferencia es poco significativa en valor absoluto, si tenemos en cuenta la concentración de amonio en el alimento, no obstante, el error relativo en el caso de la concentración de amonio y nitrito (concentraciones bajas) sería realmente elevado. Estas diferencias se deben

* Como ya se ha comentado anteriormente, en este periodo de operación tuvo lugar una prolongada fase de latencia en el desarrollo de la biopelícula, véase apartado 4.3.2.2.

a que en el proceso de optimización se ha alcanzado un compromiso entre las precisiones para reproducir tanto el estado estacionario como el transitorio.

Tabla 4.410.- Comparación de los valores de concentración de amonio, nitrito y nitrato experimentales y obtenidos por el modelo en las tomas de muestra laterales del lecho. Todos los valores tienen unidades de g N / L.

Tiempo (días)		4º tanque, j=4			2º tanque, j=2		
		N-NH ₄ ⁺	N-NO ₂ ⁻	N-NO ₃ ⁻	N-NH ₄ ⁺	N-NO ₂ ⁻	N-NO ₃ ⁻
80	Experimental	0.006	0.003	0.271	0.006	0.005	0.275
	Modelo	0.016	0.012	0.272	0.017	0.014	0.269
110	Experimental	0.028	0.002	0.578	0.038	0.003	0.564
	Modelo	0.016	0.012	0.573	0.017	0.014	0.569

En la última parte del periodo de operación se ha realizado un aumento en la carga mediante un incremento importante de la concentración de amonio en el alimento (de 0.3 a 0.6 gN·L⁻¹), en este caso el modelo consigue describir satisfactoriamente el comportamiento experimental observado.

Por otra parte, en las figuras en las que se muestra la concentración de células activas en cada uno de los tanques, se puede observar cómo el modelo predice una acumulación importante de ambas cepas en la parte baja del reactor, tal y como se había observado durante la operación del reactor.

Después de la discusión detallada, como principales conclusiones de la fase de validación del modelo, se puede considerar que el modelo describe satisfactoriamente la evolución experimental de las concentraciones de amonio, nitrito y nitrato a la salida del reactor piloto durante el tiempo de operación estudiado. El modelo consigue describir la colonización observada del lecho, y los gradientes poco pronunciados en la concentración de amonio, nitrito y nitrato a lo largo del lecho.

4.4.5.- Explotación del modelo: estudio teórico de la puesta en marcha. Estimación de la máxima capacidad de nitrificación del reactor piloto.

4.4.5.1.- Estudio teórico de la puesta en marcha.

La puesta en marcha de los reactores de nitrificación es un proceso lento, tal y como se ha discutido en los apartados 4.2.2.2. y 4.3.2.2. La formación de biopelícula parte de una fase de latencia (Picioreanu *et al.*, 2001), esta fase no está descrita por el modelo propuesto, aunque a partir de los experimentos realizados parece disminuir el periodo de latencia si el tiempo de residencia utilizado es elevado (lo cual entraría en contradicción con algunas hipótesis ampliamente referenciadas: utilizar una velocidad de dilución que supere la velocidad máxima de los microorganismos para estimular la inmovilización de las bacterias, van Loosdrecht y Heijnen, 1993). No obstante, además del retraso de la fase de latencia, se ha tratado de determinar una estrategia que disminuya el tiempo de puesta en marcha, y suavice los estados transitorios de amonio y nitrito.

Con este fin, se han realizado simulaciones en diferentes condiciones para observar el efecto de cada una de las variables de operación por separado y posteriormente determinar la estrategia más idónea, según la descripción aportada por el modelo definido.

Las simulaciones se han realizado utilizando el modelo aplicado al reactor piloto y las variables de operación consideradas como relevantes en este estudio son: concentración inicial de cada uno de los microorganismos, tiempo de residencia utilizado, concentración amoniacal del alimento y tipo de perturbación utilizada (cambios en escalón o en rampa). Los parámetros cinéticos y estequiométricos son los presentados en el apartado 4.4.2., y la constante de desprendimiento y desactivación (K_d) se ha tomado como 0.026 h^{-1} (valor optimizado determinado en el apartado 4.4.3.2.), desde tiempo cero. Debido a que las conclusiones que se extraerán de este estudio desde un punto de vista cualitativo pueden ser fácilmente extrapolables a otros casos, se ha seleccionado un valor de constante K_d conservativo (puesto que como ya se ha discutido en el apartado anterior, existe un periodo inicial en el que el valor de K_d es menor, puesto que no se produce un desprendimiento importante).

Como periodo de puesta en marcha como tal, se ha considerado el tiempo que transcurre hasta alcanzar un estado estacionario de concentración de amonio, nitrito y nitrato con un tiempo de residencia de 20 horas. Se ha seleccionado este valor de tiempo de residencia debido a que supera el tiempo de duplicación de uno de los dos microorganismos (concretamente *Nitrosomonas*, según Hunik *et al.*, 1994, es de 17.5 h).

Concentración inicial de los dos microorganismos

Se han utilizado tres concentraciones iniciales de células (iguales para ambos microorganismos): 0.005 g/L (simulación nº 1), 0.01 g/L (simulación nº 2) y 0.05 g/L (simulación nº 3). El resto de variables de operación se detallan en la **tabla 4.411**. Los resultados se presentan en la **figura 4.410**.

Tabla 4.411.- Condiciones de las simulaciones 1,2 y 3. El tiempo de residencia se ha determinado como volumen de líquido en el reactor / caudal de alimento. La relación de alimento / recirculación es de 1/6.

Caudal de alimento (L/h)	Caudal de recirculación (L/h)	Tiempo de residencia (h)	Concentración amoniacal del alimento (g N / L)
0.19	1.14	20	0.3

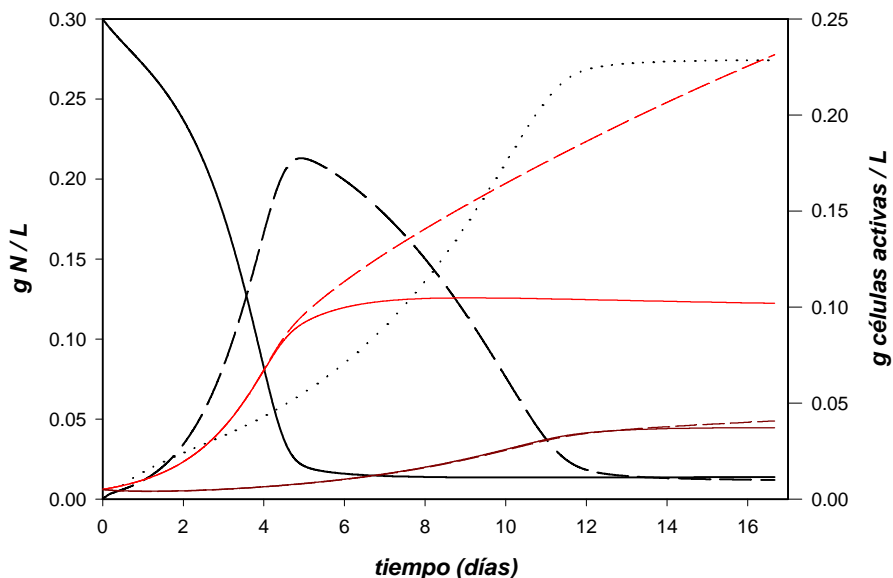


Figura 4.410a.- Resultado de la simulación n°1, con una concentración inicial de células para ambos microorganismos de 0.005 g/L; — amonio, — — nitrito, ... nitrato. El tiempo de residencia se ha determinado como volumen de líquido en el reactor / caudal de alimento. Las líneas de color rojo representan concentración de Nitrosomonas, y las de color marrón de Nitrobacter (discontinua para la concentración de cada cepa en el tanque inferior del lecho, $j=1$; y la línea continua la concentración de biomasa total equivalente en el lecho).

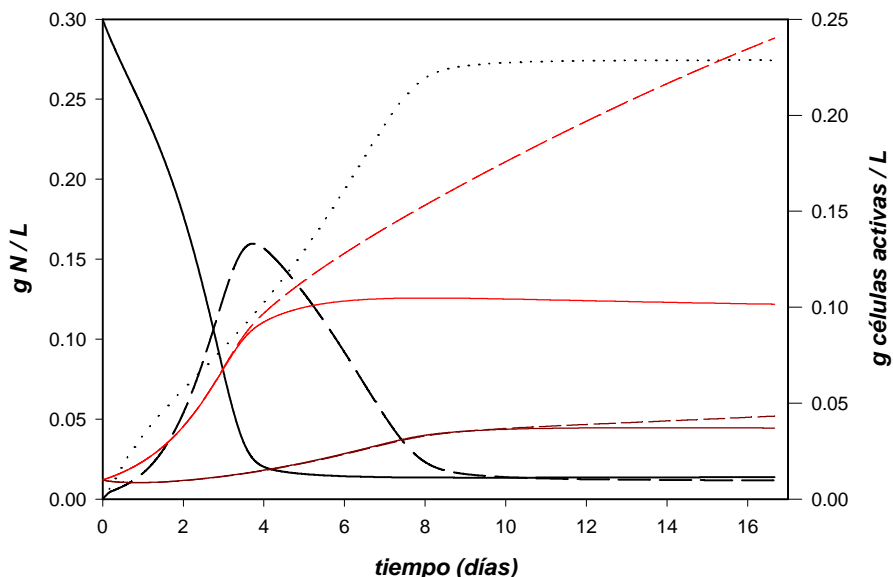


Figura 4.410b.- Resultado de la simulación n°2, con una concentración inicial de células para ambos microorganismos de 0.01 g/L; — amonio, — — nitrito, ... nitrato. Las líneas de color rojo representan concentración de Nitrosomonas, y las de color marrón de Nitrobacter (discontinua para la concentración de cada cepa en el tanque inferior del lecho, $j=1$; y la línea continua la concentración de biomasa total equivalente en el lecho).

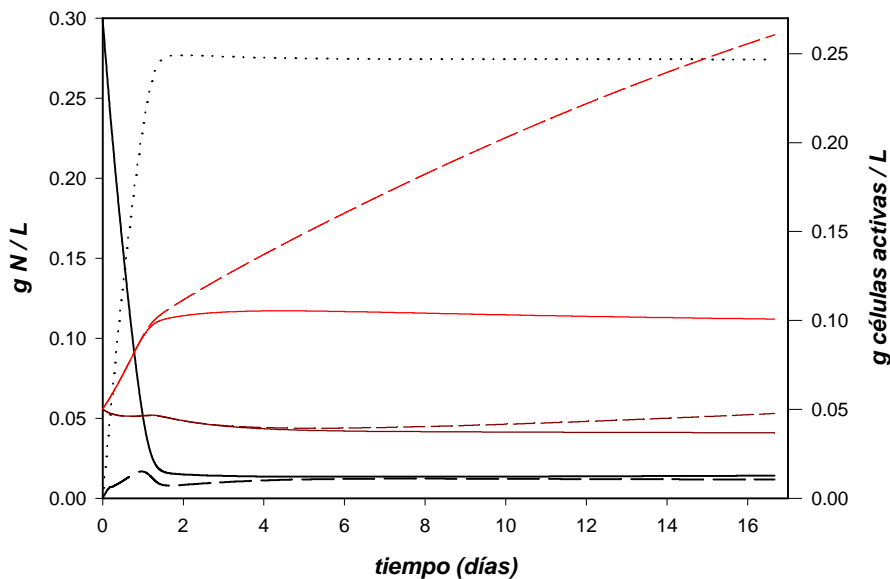


Figura 4.410c.- Resultado de la simulación n°3, con una concentración inicial de células para ambos microorganismos de 0.05 g/L; —amonio, — — nitrito, ... nitrato. Las líneas de color rojo representan concentración de *Nitrosomonas*, y las de color marrón de *Nitrobacter* (discontinua para la concentración de cada cepa en el tanque inferior del lecho, $j=1$; y la línea continua la concentración de biomasa total equivalente en el lecho).

Examinando las simulaciones se concluye que la concentración de células en la biopelícula después de la fase de latencia es de vital importancia en la puesta en marcha, tal y como era de esperar. No obstante, el problema no queda resuelto de forma tan sencilla, pues esta variable, la concentración de células inicial no es fácilmente manipulable, puesto que conseguir un inóculo con elevadas concentraciones de células y no deteriorado no es siempre posible, como ya se ha comentado en el apartado 4.1., cultivos en suspensión.

Obsérvese que la figura 4.410. en todos los casos se observa como aunque la concentración media de cada uno de los microorganismos en el lecho tiende a estabilizarse para un valor fijado de carga amoniacal, la concentración en el primer tanque ($j=1$) tanto de *Nitrosomonas* como de *Nitrobacter* tiende a aumentar, provocando una acumulación de biomasa en la parte baja del reactor.

El resto de simulaciones se realizan con un valor de concentración inicial de células para ambos microorganismos de 0.01 g/L.

Concentración amoniacal en el alimento

Se han realizado simulaciones utilizando tres concentraciones de amonio en el alimento: 0.1 gN/L (simulación n° 4), 0.3 gN/L (simulación n° 2, figura 4.410b.) y 0.6 gN/L (simulación n° 5). El resto de variables de operación se detallan en la **tabla 4.412**. Los resultados se presentan en la **figura 4.411**.

Tabla 4.412.- Condiciones de las simulaciones 4,5. El tiempo de residencia se ha determinado como volumen de líquido en el reactor/caudal de alimento. La relación de alimento/recirculación es de 1/6.

Caudal de alimento (L/h)	Caudal de recirculación (L/h)	Tiempo de residencia (h)	Concentración inicial de ambos microorganismos (g/L)
0.19	1.14	20	0.01

Para comparar los resultados obtenidos, se muestran en la **tabla 4.413.** los valores de concentración máxima de nitrito durante el estado transitorio y el tiempo necesario hasta alcanzar el estado estacionario.

Tabla 4.413.- Valores de concentración máxima alcanzada de nitrito y tiempo hasta alcanzar el estado estacionario para las simulaciones en que se compara el efecto de la concentración de amonio en el alimento.

Nº de simulación	Concentración de amonio en el alimento (gN/L)	Concentración máxima de nitrito en el transitorio (gN/L)	Tiempo hasta alcanzar el estado estacionario (días)
4	0.1	0.02	7
2	0.3	0.16	9.5
5	0.6	0.45	11

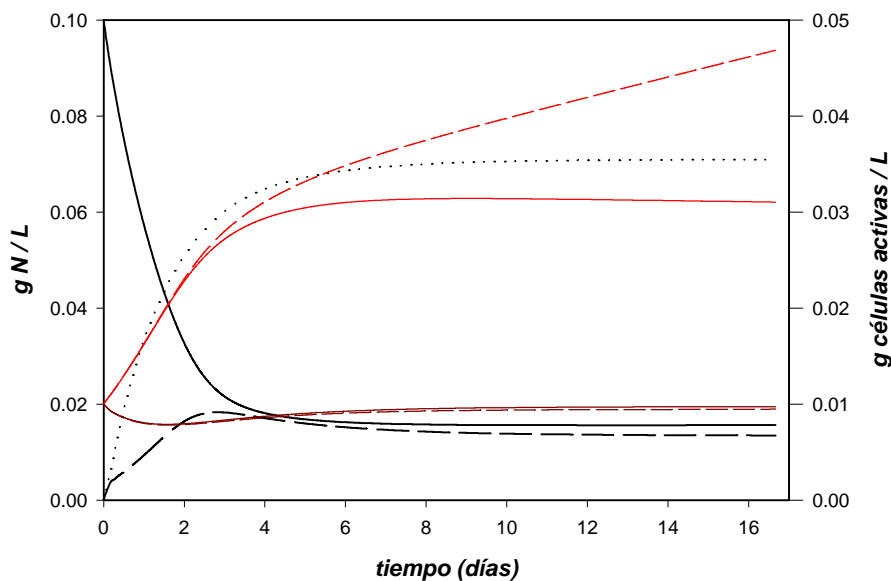


Figura 4.411a.- Resultado de la simulación nº4, con una concentración de nitrógeno amoniacal en el alimento de 0.1 gN/L; — amonio, — — nitrito, ... nitrato. Las líneas de color rojo representan concentración de Nitrosomonas, y las de color marrón de Nitrobacter (discontinua para la concentración de cada cepa en el tanque inferior del lecho, $j=1$; y la línea continua la concentración de biomasa total equivalente en el lecho).

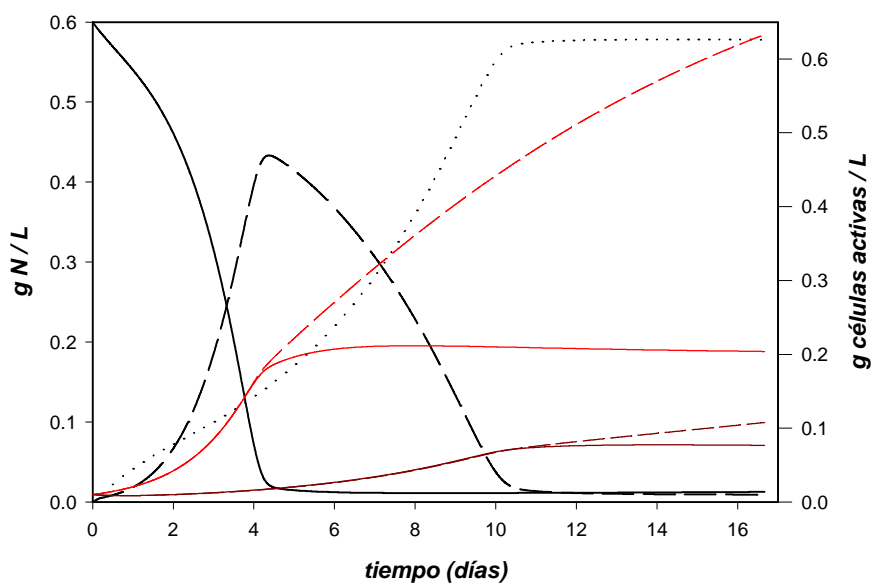


Figura 4.411b.- Resultado de la simulación n°5, con una concentración de nitrógeno amoniacal en el alimento de 0.6 gN/L; — amonio, — — nitrito, ... nitrato. Las líneas de color rojo representan concentración de Nitrosomonas, y las de color marrón de Nitrobacter (discontinua para la concentración de cada cepa en el tanque inferior del lecho, $j=1$; y la línea continua la concentración de biomasa total equivalente en el lecho).

Cuanto mayor es la concentración de amonio en el alimento mayor es la concentración máxima de nitrito en el transitorio y mayor tiempo se requiere para alcanzar el estado estacionario; por el contrario, al aumentar la concentración de amonio del alimento se obtiene una concentración de células mayor, lo cual es positivo para la fase de puesta en marcha del reactor, puesto que en operación normal, éste soportará cargas superiores que serán más fácilmente biotransformadas cuanto mayor sea la concentración de células en el reactor.

Tiempo de residencia

Se han realizado simulaciones utilizando tres tiempos de residencia diferentes: 20 h (simulación n° 2 figura 4.410.), 25 h (simulación n° 6) y 100 h (simulación n° 7). El resto de variables de operación se detallan en la **tabla 4.414**. Los resultados se presentan en la **figura 4.412**.

Tabla 4.414.- Condiciones de las simulaciones 2, 5 y 6. El tiempo de residencia se ha determinado como volumen de líquido en el reactor / caudal de alimento. La relación de alimento / recirculación es de 1 / 6.

Concentración de amonio en el alimento (gN/L)	Concentración inicial de ambos microorganismos (g/L)
0.3	0.01

Al aumentar el tiempo de residencia se suaviza el estado transitorio, debido a que la carga de amonio que soporta el reactor es menor; esto lleva a alcanzar un estado estacionario en el que la concentración de células será mayor cuanto menor sea el tiempo de residencia empleado (es decir, mayor sea la carga). Según van Loosdrecht y Heijnen (1993), la utilización de un tiempo de residencia del orden del tiempo de duplicación o incluso menor, consigue estimular la adhesión de las células al soporte, con lo que en principio se mejoraría el desarrollo de la biopelícula. Durante los dos periodos de puesta en marcha experimentales, la fase de latencia fue mucho mayor durante el periodo que se inició el arranque mediante un tiempo de residencia menor. Por este motivo se ha considerado que un tiempo de residencia inicial elevado disminuye la fase de latencia, y produce una disminución del tiempo total de puesta en marcha, aunque el resultado parcial de utilizar un tiempo de residencia elevado sea una concentración relativamente baja de células.

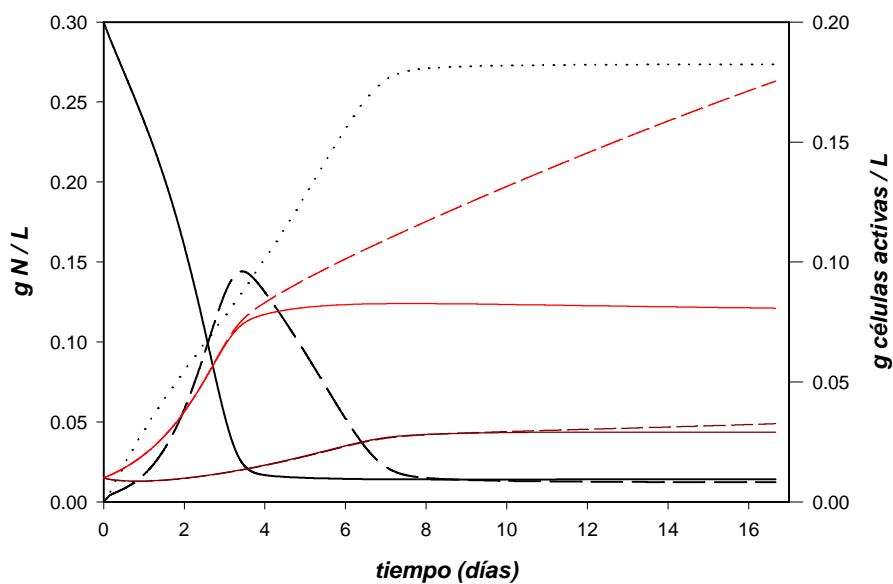


Figura 4.412a.- Resultado de la simulación n° 6, con un valor de tiempo de residencia de 25 h (volumen de líquido en el reactor / caudal de alimento) ; — amonio, — — nitrito, ... nitrato. Las líneas de color rojo representan concentración de Nitrosomonas, y las de color marrón de Nitrobacter (discontinua para la concentración de cada cepa en el tanque inferior del lecho, $j=1$; y la línea continua la concentración de biomasa total equivalente en el lecho).

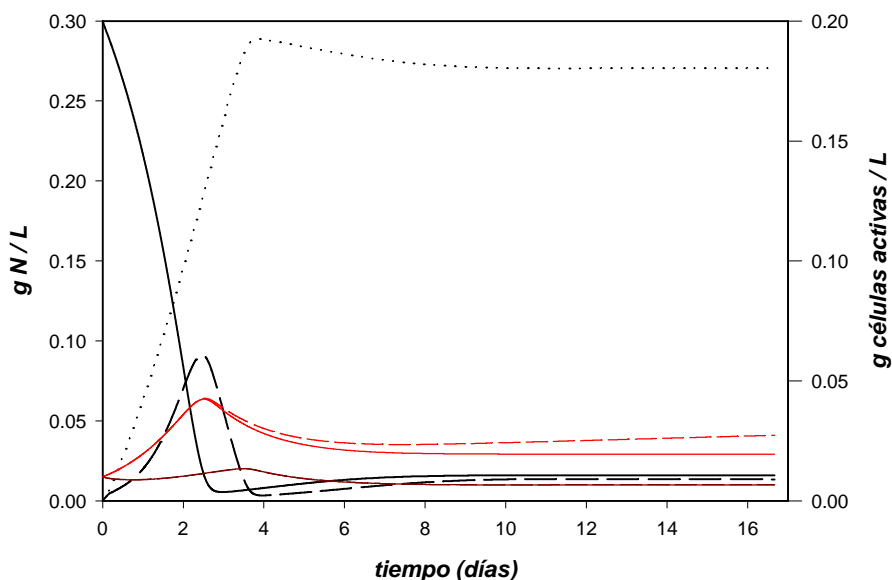


Figura 4.412b.- Resultado de la simulación nº 7, con un valor de tiempo de residencia de 100 h (volumen de líquido en el reactor / caudal de alimento); —amonio, — — nitrito, ... nitrato. Las líneas de color rojo representan concentración de Nitrosomonas, y las de color marrón de Nitrobacter (discontinua para la concentración de cada cepa en el tanque inferior del lecho, $j=1$; y la línea continua la concentración de biomasa total equivalente en el lecho).

Efecto del tipo de perturbación

Se han realizado simulaciones para estudiar el efecto de los cambios de tiempo de residencia dependiendo de si éstos se realizan mediante perturbaciones en escalón o en rampa. Realizar la perturbación de un modo progresivo mediante una rampa puede suavizar los estados transitorios. Por otra parte, dos de las siguientes simulaciones se pueden comparar directamente con los dos periodos experimentales de puesta en marcha del reactor piloto (ya descritos en el apartado 4.3.2.2.), puesto que se ha elegido como variables de operación valores similares a los de los dos periodos de puesta en marcha.

Las simulaciones realizadas son tres: un cambio en escalón de 100 h a 20 h de tiempo de residencia (simulación nº8, similar a la puesta en marcha del reactor piloto durante la segunda fase de operación, que ha sido el periodo de operación utilizado en la validación del modelo, figura 4.413.), un cambio en escalón de 35 a 20 h de tiempo de residencia (simulación nº9, similar a la puesta en marcha del reactor piloto durante el primer periodo de operación) y un cambio en rampa de 100 a 20 h de tiempo de residencia (simulación nº10).

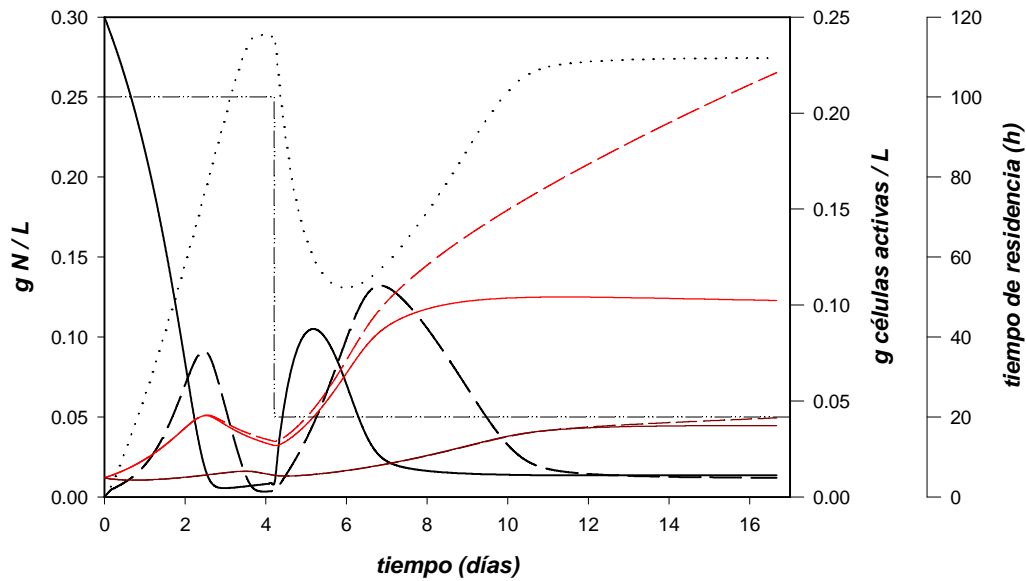


Figura 4.413a.- Resultados de la simulación nº8 a partir de un cambio en escalón del tiempo de residencia de 100 h a 20 h; —amonio, — — nitrito, ... nitrato. La línea — . . —representa el tiempo de residencia (determinado como volumen de líquido en el reactor / caudal de alimento). Las líneas de color rojo representan concentración de Nitrosomonas, y las de color marrón de Nitrobacter (discontinua para la concentración de cada cepa en el tanque inferior del lecho, $j=1$; y la línea continua la concentración de biomasa total equivalente en el lecho).

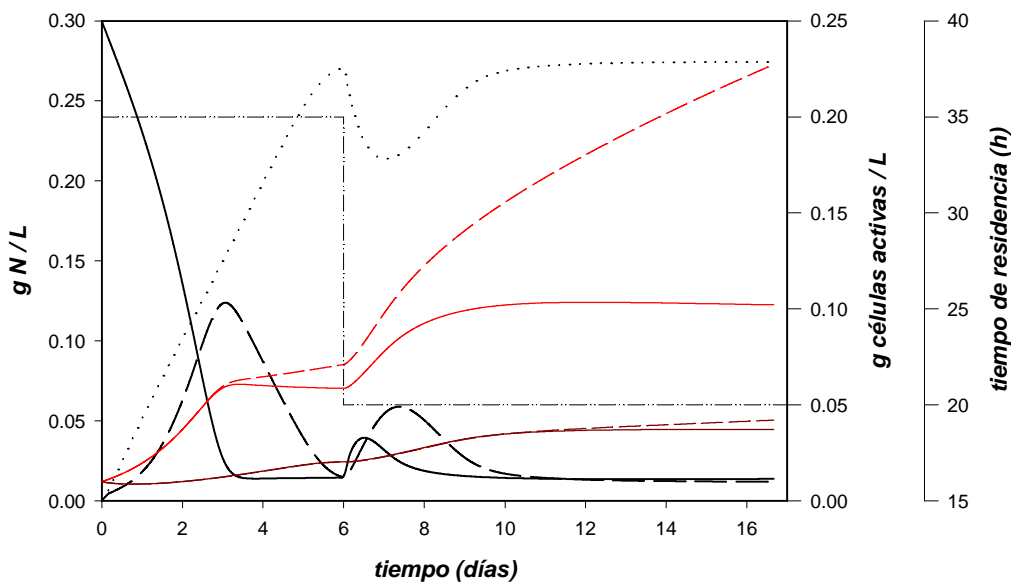


Figura 4.413b.- Resultados de la simulación nº9 a partir de un cambio en escalón del tiempo de residencia de 35 h a 20 h; —amonio, — — nitrito, ... nitrato. La línea — . . —representa el tiempo de residencia. Las líneas de color rojo representan concentración de Nitrosomonas, y las de color marrón de Nitrobacter (discontinua para la concentración de cada cepa en el tanque inferior del lecho, $j=1$; y la línea continua la concentración de biomasa total equivalente en el lecho).

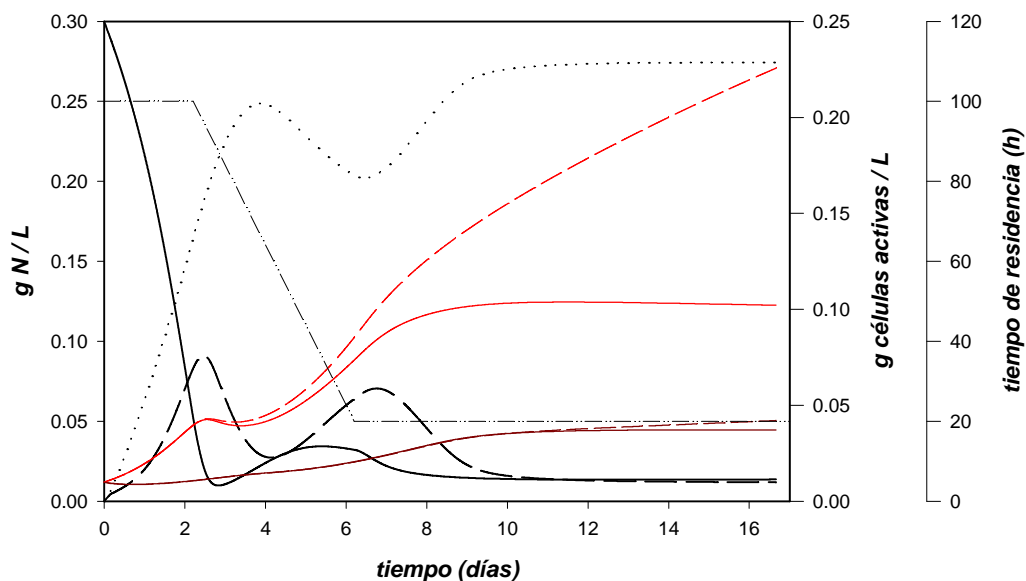


Figura 4.413c.- Resultados de la simulación nº10 a partir de un cambio en progresivo del tiempo de residencia de 100 h a 20 h; —amonio, — — nitrito, ... nitrato. La línea — . . —representa el tiempo de residencia. Las líneas de color rojo representan concentración de Nitrosomonas, y las de color marrón de Nitrobacter (discontinua para la concentración de cada cepa en el tanque inferior del lecho, j=1; y la línea continua la concentración de biomasa total equivalente en el lecho).

En la **tabla 4.415.** se han recogido todos los resultados obtenidos mediante las simulaciones descritas en las que la concentración de amonio en alimento es de 0.3 g N / L, y la concentración inicial de células de ambos microorganismos es de 0.01 g/L.

Tabla 4.415.- Resultados obtenidos mediante las simulaciones en las que se ha utilizado una concentración de amonio en el alimento de 0.3 g N / L y una concentración de inicial de células de ambos microorganismos de 0.01 g/L.

Nº de simulación	Tipo de perturbación	Tiempo de residencia utilizado (h)	Concentración máxima de nitrito en el transitorio (gN/L)	Tiempo hasta alcanzar el estado estacionario (días)
2	--	20	0.16	9.5
6	--	25	0.15	8
7	--	100	0.08	4
8	escalón	100 – 20	0.14	12
9	escalón	35 – 20	0.13	10
10	rampa	100 – 20	0.09	10

La estrategia que se considera como idónea para la puesta en marcha es utilizar un tiempo de residencia elevado (del orden de 100 h, simulación nº10), para intentar disminuir la fase de latencia en el desarrollo de la biopelícula, y una disminución progresiva del tiempo de residencia a partir del primer descenso observado de la concentración de nitrito. De este modo se consigue un transitorio muy suave. No obstante, a pesar de utilizar una estrategia considerada como idónea, la puesta en marcha sigue estando muy influenciada

por el estado y la concentración de células en el inóculo y el momento a partir del cual se inicia un desprendimiento apreciable de biopelícula.

4.4.5.2.-Estimación de la máxima capacidad de nitrificación del reactor piloto

Experimentalmente, la carga máxima alcanzada en el reactor piloto ha sido descrita en el apartado 4.3.2.3. En el momento en el que se alcanzó esta carga el lecho no se encontraba colonizado en su totalidad, por tanto el reactor piloto podría soportar cargas superiores, una vez el lecho estuviese colonizado completamente. En cambio, en las columnas a escala laboratorio, la carga máxima alcanzada sí debería corresponder a la máxima capacidad del reactor, puesto que la totalidad del soporte estaba colonizado de forma apreciable en ese momento.

A partir de los datos de carga máxima soportada por los reactores a escala laboratorio y utilizando el modelo es posible determinar la concentración de células activas de *Nitrosomonas* y *Nitrobacter* en esas condiciones en estado estacionario. Para realizar este cálculo es suficiente con resolver el sistema de ecuaciones algebraicas no lineales siguiente:

$$\frac{dS_A^{NH_4^+}}{dt} = \frac{1}{V_A} (q \cdot S_0^{NH_4^+} + q_r \cdot S_C^{NH_4^+} + f \cdot (q + q_r) \cdot S_1^{NH_4^+} - (1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_A^{NH_4^+}) \quad (4.408.)$$

$$\frac{dS_1^{NH_4^+}}{dt} = \frac{1}{V_B} ((1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_A^{NH_4^+} + f \cdot (q + q_r) \cdot S_C^{NH_4^+} - (1 + 2 \cdot f) \cdot (q + q_r) \cdot S_1^{NH_4^+}) + r_X^{NH_4^+} \quad (4.409.)$$

$$\frac{dS_C^{NH_4^+}}{dt} = \frac{1}{V_C} ((1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_1^{NH_4^+} - (1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_C^{NH_4^+}) \quad (4.410.)$$

$$\frac{dS_A^{NO_2^-}}{dt} = \frac{1}{V_A} (q \cdot S_0^{NO_2^-} + q_r \cdot S_C^{NO_2^-} + f \cdot (q + q_r) \cdot S_1^{NO_2^-} - (1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_A^{NO_2^-}) \quad (4.411.)$$

$$\frac{dS_1^{NO_2^-}}{dt} = \frac{1}{V_B} ((1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_A^{NO_2^-} + f \cdot (q + q_r) \cdot S_C^{NO_2^-} - (1 + 2 \cdot f) \cdot (q + q_r) \cdot S_1^{NO_2^-}) + r_X^{NO_2^-} \quad (4.412.)$$

$$\frac{dS_C^{NO_2^-}}{dt} = \frac{1}{V_C} ((1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_1^{NO_2^-} - (1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_C^{NO_2^-}) \quad (4.413.)$$

Con

$$r_X^{NH_4^+} = - \frac{\mu^{Nts} \cdot X_1^{Nts}}{Y_{X/S}^{NH_4^+}} - m^{Nts} \cdot \frac{\mu^{Nts}}{\mu_{max}^{Nts}} \cdot X_1^{Nts} \quad (4.414.)$$

$$r_X^{NO_2^-} = - \frac{\mu^{Ntb} \cdot X_1^{Ntb}}{Y_{X/S}^{NO_2^-}} - m^{Ntb} \cdot \frac{\mu^{Ntb}}{\mu_{max}^{Ntb}} \cdot X_1^{Ntb} + \frac{\mu^{Nts} \cdot X_1^{Nts}}{Y_{X/S}^{NH_4^+}} + m^{Nts} \cdot \frac{\mu^{Nts}}{\mu_{max}^{Nts}} \cdot X_1^{Nts} \quad (4.415.)$$

Que después de realizar las simplificaciones correspondientes al estado estacionario (término de acumulación igual a cero), queda reducido a:

$$\left\{ \begin{array}{l} 0 = q \cdot S_0^{\text{NH}_4^+} + q_r \cdot S_C^{\text{NH}_4^+} + f \cdot (q + q_r) \cdot S_1^{\text{NH}_4^+} - (1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_A^{\text{NH}_4^+} \quad (4.408.) \\ 0 = \frac{1}{V_B} ((1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_A^{\text{NH}_4^+} + f \cdot (q + q_r) \cdot S_C^{\text{NH}_4^+} - (1 + 2 \cdot f) \cdot (q + q_r) \cdot S_1^{\text{NH}_4^+}) + r_X^{\text{NH}_4^+} \quad (4.409.) \\ 0 = (1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_1^{\text{NH}_4^+} - (1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_C^{\text{NH}_4^+} \quad (4.410.) \\ 0 = q \cdot S_0^{\text{NO}_2^-} + q_r \cdot S_C^{\text{NO}_2^-} + f \cdot (q + q_r) \cdot S_1^{\text{NO}_2^-} - (1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_A^{\text{NO}_2^-} \quad (4.411.) \\ 0 = \frac{1}{V_B} ((1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_A^{\text{NO}_2^-} + f \cdot (q + q_r) \cdot S_C^{\text{NO}_2^-} - (1 + 2 \cdot f) \cdot (q + q_r) \cdot S_1^{\text{NO}_2^-}) + r_X^{\text{NO}_2^-} \quad (4.412.) \\ 0 = (1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_1^{\text{NO}_2^-} - (1 + f) \cdot (q + q_r) \cdot S_C^{\text{NO}_2^-} \quad (4.413.) \end{array} \right.$$

Se ha considerado que el lecho estaba integrado por un solo tanque ya que no es necesario conocer la posible distribución de células cuando el lecho esté totalmente colonizado, además, la distribución de biomasa será relativamente uniforme, ya que se habrá alcanzado la máxima concentración de biopelícula en cualquier punto del lecho. Se han seleccionado los balances de materia para el amonio y el nitrito puesto que las concentraciones determinadas experimentalmente tienen más precisión.

Los valores de las variables de los coeficientes del sistema se detallan en la **tabla 4.416.** excepto los parámetros cinéticos y estequiométricos que ya han sido descritos en la tabla 4.403. Las incógnitas del sistema son: la concentración de *Nitrosomonas* (X_1^{Nts}) y la de *Nitrobacter* (X_1^{Ntb}), además de las concentraciones de amonio y nitrito en el lecho ($S_1^{\text{NH}_4^+}$, $S_1^{\text{NO}_2^-}$, respectivamente) y en la sección inferior ($S_A^{\text{NH}_4^+}$, $S_A^{\text{NO}_2^-}$, respectivamente).

Tabla 4.416.- Valores de las variables necesarios para determinar los coeficientes del sistema de ecuaciones no lineales. El parámetro del modelo hidrodinámico (f) se ha determinado a partir de la correlación empírica 4.223.

Variable	Valor
Concentración de amonio en el alimento ($S_0^{\text{NH}_4^+}$, gN/L)	0.3
Caudal de alimento (q, L/h)	0.1
Caudal de recirculación (q_r , L/h)	0.27
Coefficiente de retromezcla (f)	0.1031
Volumen de líquido en el lecho (L)*	0.105
Concentración de amonio en la salida ($S_C^{\text{NH}_4^+}$, gN/L)	0.064
Concentración de nitrito en la salida ($S_C^{\text{NO}_2^-}$, gN/L)	0.0165

* El volumen ha sido corregido debido a que el desarrollo de la biopelícula produce una importante disminución de éste (véase apartado 4.2.2.4.).

Los valores que se obtienen se muestran en la **tabla 4.417**.

Tabla 4.417.- Solución del sistema de ecuaciones algebraicas no lineales definido mediante las ecuaciones 4.408. a 4.413.

Incógnita	Valor
Concentración de <i>Nitrosomonas</i> (X_1^{Nts} , g/L)	0.54
Concentración de <i>Nitrobacter</i> (X_1^{Ntb} , g/L)	0.28
Concentración de amonio en el lecho ($S_1^{NH_4^+}$, g N/L)	0.064
Concentración de nitrito en el lecho ($S_1^{NO_2^-}$, g N/L)	0.017
Concentración de amonio en la sección inferior ($S_1^{NH_4^+}$, g N/L)	0.122
Concentración de nitrito en la sección inferior ($S_1^{NO_2^-}$, g N/L)	0.013

A partir de estos valores es posible calcular la cantidad de células activas por unidad de superficie disponible en el lecho para las columnas a escala laboratorio. Suponiendo que esta relación es aplicable al reactor piloto, y que todo el lecho llegará a tener una misma población celular activa, se puede determinar la cantidad de células activas máxima que se pueden acumular en el lecho:

$$\text{Cantidad de } \textit{Nitrosomonas} \text{ en el lecho: } 0.54 \frac{\text{g}}{\text{L}} \cdot 0.105 \text{L} = 0.057 \text{ g}$$

$$\text{Cantidad de } \textit{Nitrobacter} \text{ en el lecho: } 0.28 \frac{\text{g}}{\text{L}} \cdot 0.105 \text{L} = 0.029 \text{ g}$$

A partir del valor de la superficie de soporte en el lecho, se puede calcular la relación:

$$\textit{Nitrosomonas}: \frac{0.057 \text{ g}}{0.640 \text{ m}^2} = 0.089 \text{ g/m}^2$$

$$\textit{Nitrobacter}: \frac{0.029 \text{ g}}{0.640 \text{ m}^2} = 0.046 \text{ g/m}^2$$

La superficie de soporte se ha corregido debido a la compactación del lecho (véase apartado 4.2.2.4.).

Células activas de *Nitrosomonas* en el reactor piloto (máxima capacidad de nitrificación):

$$22.83 \text{ m}^2 \cdot 0.089 \frac{\text{g}}{\text{m}^2} = \mathbf{2.03 \text{ g}} .$$

Células activas de *Nitrobacter* en el reactor piloto (máxima capacidad de nitrificación):

$$22.83 \text{ m}^2 \cdot 0.046 \frac{\text{g}}{\text{m}^2} = \mathbf{1.04 \text{ g}} .$$

Por lo que la capacidad máxima que se puede conseguir con el reactor piloto se puede estimar a partir de un cálculo iterativo que consiste en utilizar estos valores para

determinar con qué carga se mantienen constantes estos niveles de células activas en el lecho, de este modo no es necesario fijar un valor de conversión, puesto que el modelo determina las concentraciones de amonio, nitrito y nitrato en el estado estacionario. El resultado de este cálculo iterativo es que para una concentración de amonio en el alimento de 0.3 g N/L el caudal que consigue mantener esta cantidad de células activas en el lecho es 2.1 L/h, y por tanto la máxima capacidad de nitrificación del reactor piloto sería de **1.8 kg N·m⁻³·día⁻¹**, mientras que la carga máxima alcanzada experimentalmente era de 1.35 kg N·m⁻³·día⁻¹. Se ha considerado que este valor teórico podrá ser alcanzado en el reactor piloto sin que existan problemas difusionales ni de limitación por oxígeno disuelto, puesto que para el cálculo se ha partido de los resultados obtenidos en los reactores a escala laboratorio, y el reactor piloto dispone de un grado de mezcla más importante (tal y como se ha discutido en los apartados 4.2.1.2. y 4.3.1.2.), una mayor capacidad de aeración (lo cual mejora sensiblemente la transferencia de oxígeno, véanse apartados 4.2.2.3. y 4.3.2.3.) y un control más eficaz de temperatura y pH (véanse apartados 3.3.2.3. y 3.3.4.).

A partir de los valores de degradación obtenidos experimentalmente y los obtenidos mediante el modelo se ha construido una gráfica en la que se observa la máxima capacidad de nitrificación que se puede conseguir con el reactor piloto (evaluada mediante el modelo) y los valores alcanzados en los experimentos (**figura 4.414.**). En esta figura se puede observar como los estados estacionarios previstos por el modelo tienen una concentración residual de amonio y nitrito mayor que la observada experimentalmente. Como ya se ha mencionado anteriormente, esto es debido a que en la optimización de los parámetros del modelo se ha alcanzado un compromiso entre la precisión conseguida en los estados transitorios y en los estados estacionarios.

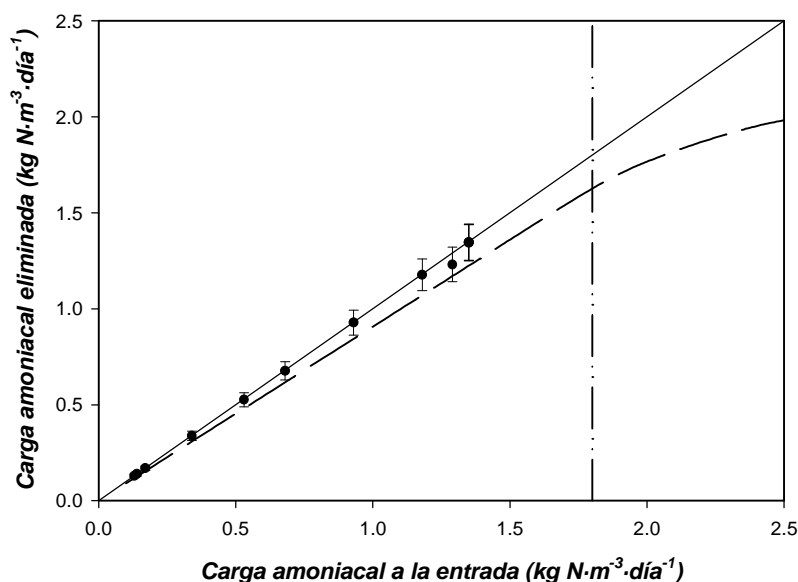


Figura 4.414. Carga amoniacal eliminada respecto a la carga de entrada en el reactor piloto. La línea continua representa el 100 % de eliminación (diagonal), mientras que la línea discontinua (— — —) representa la carga eliminada según el modelo. El máximo teórico que se puede conseguir con una eliminación de carga elevada es de 1.8 kg N·m⁻³·día⁻¹ (— · · —).

CONCLUSIONES

Las principales conclusiones que se pueden extraer de este trabajo se presentan de forma resumida a continuación:

A partir de los experimentos de distribución del tiempo de residencia se ha caracterizado el tipo de flujo de los reactores de lecho fijo utilizados y se ha construido un modelo de flujo que permite describir de forma satisfactoria la mezcla de la fase líquida dentro del rango de operación de este tipo de reactores. El caudal de fase gas contribuye de forma muy importante al grado de mezcla de la fase líquida, siendo este efecto muy acentuado en el caso del reactor a escala piloto.

Los diferentes estudios realizados para determinar el coeficiente volumétrico de transferencia de oxígeno de la fase gas a la líquida ponen de manifiesto que esta determinación presenta una complicación adicional en el caso de los reactores de lecho fijo utilizados, debido principalmente, a que este coeficiente no es homogéneo en todo el reactor. Esta heterogeneidad es resultado, principalmente, de los diferentes valores de velocidad superficial del gas a lo largo del reactor. Se ha diseñado una metodología para obtener el valor del coeficiente aplicando un método químico y teniendo en cuenta el modelo de flujo anteriormente validado. Por otra parte, se han obtenidos valores del coeficiente $K_L a$ a partir de los resultados de los experimentos de nitrificación biológica y de los coeficientes estequiométricos de la biotransformación.

Se han realizado experimentos de nitrificación en biopelícula en reactores de lecho fijo, los resultados de los cuales han permitido conocer el efecto de las principales variables que afectan al proceso: carga amoniacal, aporte de oxígeno y temperatura. A partir del análisis de estos resultados se ha definido y validado un modelo que permite reproducir satisfactoriamente los datos experimentales de concentración de amonio, nitrito y nitrato tanto en estado estacionario como en estado transitorio. Por otra parte, dicho modelo consigue describir la tendencia observada en la colonización del lecho por parte de los microorganismos, que se inicia en la parte baja de éste y posteriormente y de manera progresiva se extiende a partes más altas, llegando a colonizar por completo el lecho.

Los experimentos realizados de limitación por oxígeno han aportado datos novedosos que conducen a pensar en la posibilidad de que la estructura de la biopelícula fuese tal que la especie *Nitrosomonas* estuviese limitada parcialmente por la transferencia de materia interna, obteniéndose un estado pseudoestacionario en el cual, ante una disminución del oxígeno disuelto se produjo una acumulación de amonio y no de nitrito, a pesar que esta especie posee una mayor afinidad por el oxígeno que *Nitrobacter*.

A partir del desarrollo de este tipo de reactores, el compartimento nitrificante del proyecto MELISSA se considera dispuesto para cumplir con los requisitos específicos de dicho proyecto, tanto en el control de las variables básicas (pH, temperatura, oxígeno disuelto y presión) como en cuanto a la capacidad de nitrificación obtenida. Además, se ha diseñado un protocolo de control de la biopelícula para alargar el periodo de operación de los reactores. La operación del reactor debe ser viable a largo plazo según los requerimientos del proyecto MELISSA, y evita en cualquier caso hacer más frecuente el costoso periodo de puesta en marcha.

Nomenclatura

Símbolo	Descripción	Unidades (S.I.)
a	Área específica interfacial (gas/líquido o líquido/sólido)	m^{-1}
A	Área específica interfacial (líquido/sólido) respecto al volumen total de reactor	m^{-1}
C	Concentración	$kg \cdot m^{-3}$
C^i	Concentración de oxígeno disuelto en la interfase	$kg \cdot m^{-3}$
C^*	Concentración de saturación de oxígeno disuelto	$kg \cdot m^{-3}$
C_0	Concentración de oxígeno disuelto a tiempo cero	$kg \cdot m^{-3}$
D_z	Coefficiente de dispersión axial	$m^2 \cdot s^{-1}$
d_p	Diámetro medio de partícula de soporte	m
f	Coefficiente de retromezcla	adimensional
F	Parámetro tabulado (F de Fisher)	adimensional
$f_{objetivo}$	Función objetivo	$kg^2 \cdot m^{-6}$
ff_{opt}	Vector de parámetros en el óptimo	
g	Aceleración de la gravedad	$m \cdot s^{-2}$
G_e, G_s	Caudal de gas a la entrada y a la salida	$mol \cdot s^{-1}$
h	Profundidad del difusor (corrección de la solubilidad del oxígeno)	m
H	Constante de Henry	$Pa \cdot m^{-3} \cdot mol^{-1}$
He	Constante de Henry	Pa
H_i	Parámetro para la corrección de la solubilidad del oxígeno dependiendo de los compuestos disueltos	adimensional
k_{La}	Coefficiente individual volumétrico de transferencia de oxígeno de la fase gas a la líquida	s^{-1}
K_{La}	Coefficiente global volumétrico de transferencia de oxígeno de la fase gas a la líquida	s^{-1}
K_d	Constante de desprendimiento y desactivación celular	s^{-1}
K_s^k	Constante de afinidad por el substrato (S) de la especie k	$kg \cdot m^{-3}$
l	Distancia desde el difusor (corrección de la solubilidad del oxígeno)	m
m^k	Coefficiente de mantenimiento de la especie k	$kgN \cdot kg^{-1} \cdot células \cdot s^{-1}$
n	Número de puntos experimentales	adimensional
N	Número de tanques en los que se divide el lecho	adimensional
N_p	Número de partículas de soporte en el lecho	adimensional
p	Número de parámetros de optimización	adimensional
P	Presión	Pa
P_{atm}	Presión atmosférica	Pa
Pe	Módulo de Peclet	adimensional
q	Caudal de alimento	$m^3 \cdot s^{-1}$
q_a	Caudal de aeración	$m^3 \cdot s^{-1}$

Símbolo	Descripción	Unidades (S.I.)
q_r	Caudal de recirculación	$m^3 \cdot s^{-1}$
r_1, r_2	Radio de la partícula de soporte y de la partícula con la biopelícula adherida respectivamente	m
r_{O_2}	Velocidad de consumo de oxígeno	$kg \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$
r_X	Velocidad de formación de biomasa	$kgN \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$
r_X^S	Término de generación de sustrato o producto por <i>Nitrosomonas</i> y/o <i>Nitrobacter</i>	$kgN \cdot m^{-3} \cdot s^{-1}$
Re_G, Re_L	Módulo de Reynolds de la fase gas y la líquida respectivamente	adimensional
S_j^i	Concentración de sustrato o producto (i) en la parte j del reactor	$kg \cdot m^{-3}$
t	Tiempo	s
u_G, u_L	Velocidad superficial de gas y del líquido respectivamente	$m \cdot s^{-1}$
V	Volumen	m^3
V_j	Volumen de líquido de la parte j del reactor	m^3
V_m	Volumen muerto	m^3
X_j^k	Concentración de la especie k en la parte j del reactor	$kg \cdot m^{-3}$
y	Fracción molar de oxígeno de la fase gas	adimensional
$Y_{NO_2^-}, Y_{NO_3^-}$	Parámetro estequiométrico de oxidación	adimensional
$Y_{X/S}^k$	Rendimiento biomasa sustrato de la especie k	adimensional

Letras griegas

α, β	Parámetros genéricos de optimización	
$\alpha_{opt}, \beta_{opt}$	Valor óptimo de los parámetros genéricos de optimización	
ε	Fracción libre de lecho	adimensional
ε_g	Fracción de volumen ocupada por la fase gas	adimensional
ε_p	Fracción de volumen ocupada por las partículas	adimensional
μ	Viscosidad	$kg \cdot m^{-1} \cdot s^{-1}$
μ_{max}^k	Velocidad específica de crecimiento de la especie k	s^{-1}
v	Nivel de confianza	%
θ	Tiempo de residencia	s
ρ	Densidad	$kg \cdot m^{-3}$
τ	Constante de tiempo de respuesta	s

Subíndices

A, B, C	Secciones inferior, lecho y superior del reactor respectivamente
j	Parte del reactor

Superíndices

k	Especie celular: Nts <i>Nitrosomonas</i> , Ntb <i>Nitrobacter</i>
S	Sustrato o producto NH_4^+, NO_2^-, NO_3^-

REFERENCIAS

ALBIOL, J.; 1994. Study of the MELISSA photoheterotrophic compartment. Kinetics and effects of C limitation. ESA/YCL/2148.JAS ESTEC Working paper. ESA-EWP-1808.

ALBIOL, J.; GÒDIA, F.; MONTESINOS, J.L.; PÉREZ, J.; VERNEREY, A.; CABELLO, F.; CREUS, N.; MENGUAL, X. y LASSEUR, C.; 2000. Biological Life Support System Demonstration Facility: the Melissa Pilot Plant. 30th International Conference on Environmental Systems. Toulouse, Francia. SAE (Society of Automotive Engineers) Technical paper 2000-01-2379.

ALEEM, M.I.H. y SEWELL, D.L., 1984. Oxidoreductase system in *Nitrobacter agilis*. En: Microbial chemoautotrophy. Strhol, W.R. y Tuovinen, O.H. (editores). Ohio State University Press. Columbus, USA. 185-210.

ALEEM, M.I.H.; HOCH, G.E. y VARNER, J.E.; 1965. Water as the source of oxidizing and reducing power in bacterial chemosynthesis. Proceedings of the National Academy of Sciences. USA. 54, 869-873.

ANDERSON, K.K. y HOOPER, A.B., 1983. O₂ and H₂O are each the source of one O in NO₂⁻. ¹⁵N-NMR evidence. Febs. Lett. 164, 236-239.

ANTHONISEN, A.; LOEHR R.C.; PRAKASAM T.B.S. y SRINATH, E.C.; 1976. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. J. Wat. Poll. Control Fed. 48, 835-852.

BAILEY, J.E.; 1998. Mathematical modeling and analysis in Biochemical Engineering: past accomplishment and future opportunities. Biotechnol. Progr. 14, 8-20.

BARNES, C.; 2000. NASA Headquarters. Washington, USA. Comunicación personal.

BAZIN, M.J.; COX, D.J. y SCOTT, R.I.; 1982. Nitrification in a column reactor: limitations transient behaviour and effect of growth on a solid substrate. Soil Biol. Biochem. 14, 477-487.

BLACKMER, A.M.; BREMNERT, J.M. y SCHMIDT, E.L.; 1980. Production of nitrous oxide by ammonia-oxidizing, chemoautotrophic microorganisms in soil. Appl. Environ. Microbiol. 40, 1060-1066.

BLANCH, H.W. y CLARK, D.S.; 1996. Biochemical Engineering. Marcel Dekker, Inc. New York, USA.

BOCK, E.; KOOP H.P.; HARMS, H. y HALERS, B.; 1991. The biochemistry of nitrifying organics. En: Variations in Autrophic Life, J.M. Shively y L. L. Burton (editores), Harcourt Brace Jovanovich Publ., New York, USA.

BOCK, E., WILDERER P.A. y FREITAG, A.; 1988. Growth of Nitrobacter in the absence of dissolved oxygen. Water Res. 22, 245-250.

BRINDLE, K. y STEPHENSON, T.; 1996. The application of membrane reactors for the treatment of wastewaters. Biotechnol. Bioeng. 49, 601-610.

BROWN, A. J. P.; 1997. Control of metabolic flux in yeasts and fungi. Tibtech. 15, 445-447.

CABELLO, F.; 2000. Posada a punt d'un fotobioreactor per al cultiu de *Rhodospirillum rubrum* i estudi del comportament cinètic. Memoria de máster. Universitat Autònoma de Barcelona (España).

CAPDEVILLE, B.; NGUYEN, K.M. y ROLS J.S.; 1992. Biofilm modelling: structural, reactional and diffusional aspects. Biofilms-Science and Technology, Kluwer Academic Publishers, Dordrecht, Boston and London, 251-276.

CAMPOS, J.L., 2000. Eliminación biológica de nitrógeno en unidades de alta carga. Tesis doctoral. Universidade de Santiago de Compostela (España).

CARBERRY, J.J. y VARMA, A.; 1986. Chemical Reactor and Reactor Engineering. Marcel Dekker. New York, USA.

CARRÀ, S. y MORBIDELLI, M.; 1986. En: Chemical Reactor and Reactor Carberry y Varma (editores). Engineering. Marcel Dekker. New York, USA. 9, 545-666.

CASSANELLO, M.C.; MARTINEZ, O.M. y CUKIERMAN, A.L.; 1992. Effect of the Liquid Axial Dispersion on the behaviour of fixed bed three phase reactors. Chem. Eng. Sci. 47, 3331-3338.

CHARACKALIS, W.G. y MARSHALL, K.C.; 1990. Biofilms. Wiley Series in Ecological and Applied Microbiology. New York. USA.

CHARPENTIER, J.C.; 1976. Recent progress in two phase gas-liquid mass transfer in packed beds. Chem. Eng. J. 11, 161.

CHEN, G.H.; OZAKI, H. y TERASHIMA Y.; 1989. Modelling of the simultaeous removal of organic substrates and nitrogen in a biofilm. Water Sci. Technol. 21, 791-804.

CHISTI, M.Y.; 1989. Air-lift bioreactors. Elsevier, New York, USA.

CORNET, J.F. y ALBIOL, J.; 2000. Modeling photoheterotrophic growth kinetics of *Rhodospirillum rubrum* in rectangular photobioreactors. *Biotechnol. Progr.* 16, 199-207.

CORNET, J.F.; DUSSAP, C.G.; CLUZEL, P. y DUBERTRET G.; 1992. A structured model for simulation of cultures of the cyanobacterium *Spirulina platensis* in photobioreactors: II. Identification of kinetic parameters under light and mineral limitations. *Biotechnol. Bioeng.* 40, 826-834.

CREUS, N.; 2000. Anàlisi, connexió i dimensionament de tres bioreactors pel desenvolupament d'un sistema de suport de vida biològic. Memoria de máster. Universitat Autònoma de Barcelona (España).

DANCKWERTS, P.V.; 1967. Gas absorption with instantaneous reaction. *Chem. Eng. Sci.* 22, 1045-1050.

DEMEY, D. y VAN MEENEN, P.; 1998. The liquefying compartment. En: MELISSA Final Report for 1997 Activity Memorandum of Understanding. ECT/FG/MMM/97.012. Lasseur, Ch. (editor). Noordwijk, Holanda.

DERONT, M.; SAMB, F.M.; ADLER, N. y PÉRINGER P.; 1998. Volumetric mass transfer coefficient in an upflow cocurrent packed-bed bioreactor. *Chem. Eng. Sci.* 53, 1321-1330.

DIXON, R.A.; 1985. *Plant cell culture, a practical approach*. Irl Press. Oxford, UK. 10-14.

DRAPER, N.R. y SMITH, H.; 1998. *Applied Regression Analysis*. Ed. Wiley-Interscience (3ª edición). USA.

DRYSDALE, A.E.; 2000. NASA – Kennedy Space Center. Orlando, USA. Comunicación personal.

DRYSDALE, A.E.; LEVRI, J.A. y VACCARI, D.A.; 2000. Theory and Application of the Equivalent System Mass Metric. 30th International Conference on Environmental Systems. Toulouse. SAE Technical paper 2000-01-2395.

DRYSDALE, A.E.; DOOLEY, H.A.; KNOTT, W.M.; SAGER, J.C.; STUTTE, G.W. y MALCKOWIAK, C.L.; 1994. A more completely defined CELSS. 24th International Conference on Environmental Systems. Friedrichshafen, Alemania. SAE Technical paper 941456.

DUNN, I.J. y EINSELE, A.; 1985. Oxygen transfer coefficients by the dynamic method. *J. Appl. Chem. Biotechnol.* 25, 707-720.

ECKART, P.; 1994. *Life Support and Biospheric*. Herbert Utz Publisher. München, Alemania.

ECKART, P.; 1999. System Considerations for Long Duration Life Support-The Lunar Base Example. Presentación oral. Workshop on Advanced Life Support. Noordwijk, Holanda.

FLEMMING, H-C.; 1999. Old and new methods for monitoring of biofilms (ECB9/2072). Bioadhesion and Biofilms, Session EV16 of the 9th European Congress on Biotechnology. Bruselas, Bélgica.

FDZ-POLANCO, F.; VILLAVERDE S. y GARCÍA, P.A.; 1994. Temperature effect on nitrifying bacteria activity in biofilters: activation and free ammonia inhibition. Water Sci. Technol. 30, 121-130.

FORLER, C.; 1994. Development of a fixed bed pilot reactor for a continuous axenic coculture of *Nitrosomonas europae* and *Nitrobacter winogradsky*. YGT ESA/YCL-X-997.

FUJIE, K.; HU, H-Y; IKEDA, Y. y URANO, K.; 1992. Chem. Eng. Sci. 47, 3745-3752.

GARRIDO, J.M.; VAN BENTHUM, W.A.J.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M. y HEIJNEN, J.J.; 1997. Influence of Dissolved Oxygen Concentration on Nitrite Accumulation in a Biofilm Airlift Suspension Reactor. Biotechnol. Bioeng. 53, 168-178.

GARRIDO, J.M.; 1996. Nitrificación e desnitrificación de aguas residuais con concentraciones elevadas de formaldehído e urea. Tesis doctoral. Universidade de Santiago de Compostela (España).

GITELSON, I.I.; KODROV B.G.; LISOVSKY, G.M.; OKLADNIKOV, Y.N.; RERBERG, M.S.; SIDKO, F.Y. y TERSKOV, I.A.; 1976. Problemy kosmicheskoy niologii: Experimental'nyye ekologicheskie sistemy vklyuchayushchiye cheloveka Nuka Press Moscow 28:1-312. NASA Technical Translation NASA-TT-F-16993.

GOINS, G.D.; 2000. NASA - Kennedy Space Center. Orlando, USA. Comunicación personal.

GUJER, W. Y WANNER, O.; 1990. Modeling mixed population in biofilms. En: Biofilms. Characklis y Marshall (editores). Wiley Series in Ecological and Applied Microbiology. New York. USA.

GUSTAVINO, S.R.; FADDEN, C.D. y DAVENPORT, R.J.; 1994. Concepts for advanced waste water processing systems. 24th International conference on Environmental Systems. Friedrichshafen. SAE Technical paper 941500.

HANAKI, K., WANTAWIN, C. y OHGAKI S.; 1990a. Effects of the activity of heterotrophs on nitrification in a suspended-growth reactor. Water Res. 24, 289-296.

HANAKI, K., WANTAWIN, C. y OHGAKI S.; 1990b. Nitrification at low level of dissolved oxygen with and without organic loading in a suspended-growth reactor. *Water Res.* 24, 297-302.

HANSEN, T.A. y GEMERDEN, H.; 1972. Sulphide utilization by purple nonsulfur bacteria. *Arch. Microbiol.* 86, 49-56.

HENDRIKUS, J.; LAAMBROEK, H.J. y GERARDS, S.; 1993. Competition for limiting amounts of oxygen between *Nitrosomonas europaea* and *Nitrobacter winogradskyi* grown in mixed cultures. *Microbiology.* 159, 453-459.

HERMANS, V. y DEMEY, D.; 1999. MELiSSA demonstration reactors. ESA Contract 12922/98/NL7MV. Technical Note 43.2.

HUNIK, J.H.; BOS C.G.; DEN HOOGEN, M.P.; DE GOOIJER, C.D. y TRAMPER, J.; 1994. Co-immobilized *Nitrosomonas europaea* and *Nitrobacter agilis* cells: validation of a dynamic model for simultaneous substrate conversion and growth in K-carrageenan gel beads. *Biotechnol. Bioeng.* 43, 1153-1163.

HUNIK, J.H.; MEIJER, G.H. y TRAMPER, J.; 1993. Kinetics of *Nitrobacter agilis* at extreme substrate, product and salt concentrations. *Appl. Microbiol. Biot.* 40, 442-448.

HUNIK, J.H.; TRAMPER, J. y MEIJER, G.H.; 1992. Kinetics of *Nitrosomonas europaea* at extreme substrate, product and salt concentrations. *Appl. Microbiol. Biot.* 37, 802-807.

JASSBY, A; (1988). *Spirulina: a model for microalgae as human food.* Algae and human affairs. Cambridge University Press. Melbourne, USA.

JOO, S-H; KIM, D-J.; YOO I-K.; PARK, K. y CHA, G-C.; 2000. Partial nitrification in an upflow biological aerated filter by O₂ limitation. *Biotechnol. Lett.* 22, 937-940.

KARGI, F. y MOO-YOUNG, M.; 1985. Transport Phenomena in Bioprocesses. En: *Coprehensive Biotechnology.* Moo-Young, Blanch, Drew y Wang (editores). Pergamon Press. Oxford, UK. 3, 5-56.

KAREL, M. y NAKHOST, Z.; 1989. Potential utilisation of algal protein concentrate as a food ingredient in space habitats. *Sci. Aliment.* 9, 491-506.

KAREL, M. y KAMAREI, A.R.; 1984. Feasibility of producing a range of food products from a limited range of undifferentiated major food components. NASA contract report 177329. Ames Research Centre. California, USA.

KOMPATSEVA E.I.; 1981. Utilization of sulfide by nonsulfur purple bacteria *Rhopseudomonas capsulata*. *Microbiology.* 50, 429-436.

KOWALSKI, E. y LEWANDOWSKI, Z.; 1983. Nitrification in a packed reactor with chemically active bed. *Water Res.* 17, 157-160.

LASSEUR, C. y BINOT, R.A.; 1991. Control system for artificial ecosystems-Application to Melissa. 21st International Conference on Environmental System, Ref. 911468.

LASSEUR, C. y FEDELE, I.; 2000. Final report for 1999 Activity Memorandum of Understanding ECT/FG/MMM/97.012. ESA/EWP-2092.

LAZAROVA, V. y MANEM, J.; 1994. Advances in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control. *Water Sci. Technol.* 29, 319-327.

LEE, J.M.; 1985. *Biochemical Engineering*. Prentice Hall International Series in the Physical Engineering Sciences. New Jersey, USA. 9, 261-273.

LEENEN, E.J.T.M.; VAN BOXTEL, A.M.G.A.; ENGLUND, G.; TRAMPER, J. y WIJFFELS, R.H.; 1997. Reduced temperature sensitivity of immobilized *Nitrobacter agilis* cells caused by diffusion limitation. *Enzyme Microb. Tech.* 20, 573-580.

LE TALLEC, X.; ZEGHAL, S.; VIDAL, A. y LESOUËF, A.; 1997. Effect of Influent Quality Variability on Biofilter Operation. *Water Sci. Technol.* 36, 111-117.

LEVENSPIEL, O.; 1979. *The Chemical Reactor Omnibook*. OSU Book Stores. Corvallis, OR, USA.

LEVENSPIEL, O.; 1972. *Chemical Reaction Engineering*, 2ª edición, Wiley, New York, USA.

LINEK, V.; BENES, P.; SINKULE, J. Y KRIVSKY, Z.; 1978. Simultaneous Determination of Mass Transfer Coefficient and of Gas and Liquid Axial Dispersions and Holdups in Packed Absorption Column by Dynamic Response Method. *Ind. Eng. Chem. Fundam.* 17, 298.

MACELROY, R.D. y WANG, D.; 1989. Waste recycling issues in bioregenerative life support. *Adv. Space Res.* 9, 75-884.

MARTINS dos SANTOS, A.A.P.; TRAMPER, J. y WIJFFELS, R.H.; 1998. Integrated nitrogen removal in compact systems by immobilized microorganisms: new-generation bioreactors. En: *Biotechnology Annual Review*. El-Gewely, M.R. (editor). Elsevier Science B.V. Amsterdam, Holanda. 4, 321-394.

MEANEY, B. y STRICKLAND, ET.; 1994. Operating conditions with submerged filters for nitrification and denitrification. *Water Sci. Technol.* 29,119-126.

MELESHKO, G.I.; SHEOELEV, Y.Y.; AVERNER, M. y VOLK, T.; 1991. Biological Life Support Systems. En: *Space Biology and medicine*. Nicogossian, A.E.;

Mohler, S.R.; Gazenco, O.G. y Grigoryev, A.I. (editores). American Institute of Aeronautics Publishers. 357-394.

MERGEAY, M.; VERSTRAETE, W.; DUBERTRET, G.; LEFORT-TRAN, M.; CHIPAUX, C. y BINOT, R.; 1988. MELISSA. A microorganisms based model for CELSS development. Proceedings of the 3rd symposium on space thermal control & life support system. Noordwijk, Holanda, 3-6 October, 65-68.

MOHUNTA, D.M.; VAIDYANATHAN, A.S. y LADDHA, G.S.; 1969. Effective Interfacial Areas in Packed Columns. Indian Eng. Chem. 11, 39.

MORIST, A.; 2000. Recuperació i preparació com aliment de *Spirulina Platensis* produïda en un fotobioreactor. Memoria de máster. Universitat Autònoma de Barcelona (España).

NOGUEIRA, R.; LAZAROVA, V.; MANEM, J. y MELO, L.F.; 1998. Influence of dissolved oxygen on the nitrification kinetics in a circulating bed biofilm reactor. Bioprocess Eng. 19, 441-449.

NOORMAN, H.; 1991. Methodology on monitoring and modelling of microbial metabolism. Tesis doctoral. Delft University of Technology (Holanda).

OLSON, T.C. y HOOPER, A.B., 1983. Energy consumption in the bacterial oxidation of small molecules: an extracytoplasmatic dehydrogenase in *Nitrosomonas*. FEMS Microbiol. Lett. 19, 47-50.

ONDA, K; TAKEUCHI, H. y OKUMOTO, Y.; 1968. Mass Transfer coeficients between Gas and Liquid Phases in Packed Columns. J. Chem. Eng. Jpn. 1, 56.

OSBURG, J. y MESSERSCHMID, E.; 2000. Integrated Simulation of Synergistic Space Station Subsystems During the Conceptual Design Phase. 30th International Conference on Environmental Systems. Toulouse, Francia. SAE Technical paper 2000-01-2398.

PAINTER, H.A.; 1986. Nitrification in the treatment of sewage and waste waters. Nitrification. Ed. IRL Press. 185-211.

PASTOR, M.; 2000. Nuevas Tecnologías Espaciales (NTE). Lliçà d'Amunt, España. Comunicación personal.

PICIOREANU, C.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M. y HEIJNEN, J.J.; 2001. Two-dimensional model of biofilm detachment caused by internal stress from liquid flow. Biotechnol. Bioeng. 72, 205-217.

PROSSER, J.I.; 1989. Autotrophic nitrification in bacteria. Adv. Microb. Physiol. 30, 125-177.

REISS, L.P.; 1967. Cocurrent gas-liquid contacting in packed columns. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 6, 486.

ROELS, J.I.; 1983. *Energetics and kinetics in biotechnology*. Elsevier Biomedical Press, Amsterdam, Holanda.

SAMSONOV, N.M.; KURMAZENKO, E.A.; FARAFONOV, N.S. y MENKIN, E.V.; 2000. An Efficiency of Technologies and A Strategy for Synthesis of Integrated Life Support System Efficiency. 30th International Conference on Environmental Systems. Toulouse. SAE Technical paper 2000-01-2396.

SATER, V.E. y LEVENSPIEL, P.; 1966. Two-Phase Flow in Paked Beds. *Ind. Eng. Chem. Fundam.* 5, 86.

SCHRAMM, A.; DE BEER, D.; WAGNER, M. y AMANN, R.; 1998. Identification and activities *in situ* of *Nitrosospira* and *Nitrospira spp.* as dominant populations in a nitrifying fluidized bed reactor. *Appl. Environ. Microb.* 64, 3480-3485.

SCHÜGERL, K.; 1991. *Bioreaction Engineering*, volumen 2, Wiley, New York, USA.

SCHUMPE, A.; QUICKER, G. y DECKVER, W-D.; 1982. Gas Solubilities in Microbial Culture Media. *Adv. Biochem. Eng.* 24, 1-38.

SEKIZAWA, S.; FUJIE, K.; KUBOTA, H.; KASAKURA, T. y MIZUNO, A.; 1985. Air diffuser performance in activated sludge aeration tanks. *J. Water Poll. Control Fed.* 57, 53-59.

SPECCHIA, V.; SICARDI, S. y GIANETTO, A.; 1974. Absortion in packed towers with cocurrent upward flow, *AIChE J.* 20, 646.

SUZUKI, I.; DULAR, U. y KWOK, S.C.; 1974. Ammonia or ammonium ion as substrate for oxidation by *Nitrosomonas europaea* cells and extracts. *J. Bacteriol.* 120, 556-558.

SWAINE, E.; DAUGULIS, A.J.; 1988. Review of Liquid Mixing in Packed Bed Biological Reactors. *Biotechnol. Progr.* 4, 134-148.

TANAKA, K.; SUMINO, T.; NAKAMURA, H.; OGASAWARA, T. y EMORI, H.; 1996. Application of nitrification by cells immobilized in polyethylene glycol. En: *Immobilized Cells: Basics and Applications*. Wijffels, R.H., Buitelaar, R.M., Bucke, C. y Tramper, J. (editores). Elsevier Science. Amsterdam, Holanda. 718-724.

TAMPONNET, C.; SAVAGE, C.; AMBLARD, P.; LASERRE, J.C.; PERSONNE, J.C.; GERMAIN, J.C.; 1999. Water recovery in space. *ESA bulletin*, 97, 56-60.

TAMPONNET, C. y SAVAGE, C.; 1994. Closed Ecological Systems. J. Biol. Educ. 28, 167-173.

TIJHUIS, L.; HUISMAN, J.L.; HEKKELMAN, H.D., VAAN LOOSDRECHT, M.C.M. y HEIJNEN, J.J.; 1995. Formation of nitrifying biofilms on small suspended particles in air-lift reactors. Biotechnol. Bioeng. 47, 585-595.

TIMBERLAKE, D.L.; STRAND, S.E. y WILLIAMSON, K.J. 1988. Nitrification and denitrification in a permeable-support biofilm. Water Res. 12, 1513-1517.

TRAMPER, J.; 1987. Nitrification and denitrification by immobilized viable cells. En: Enzym Engineering 8. Laskin, A.I., Mosbach, L., Thomas, D. y Wingard, L.B. (editores), Annuals of the New York. Academy of Sciences. New York, USA. 362-366.

TRAMPER, J.; 1984. Nitrification and denitrification by immobilized bacteria. Proc. 3rd European Congress on Biotechnology, VCH. IV: 363-368.

TRANQUILLE, N.; EMEIS, J.J.; DE CHAMBURE, D.; BINOT, R.A. y TAMPONNET, C.; 1994. *Spirulina* acceptability trial in rats. A study for the MELISSA life support system. Adv. Space Res. 14, 167-170.

TSAI, Y-L.; SCHLASNER, S.M. y TUOVINENE, T.H.; 1986. Inhibitor evaluation with immobilized *Nitrobacter agilis* cells. Appl. Environ. Microb. 52, 1231-1235.

VAN LOOSDRECHT, M.C.M. y HEIJNEN, J.J.; 1993. Bioreactors in wastewater treatment. Trends Biotechnol. 11, 117-121.

VAN'T RIET K.; 1979. Review of measuring methods and results in non viscous gas-liquid transfer in stirred vessels. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 18, 357-364.

VERNEREY, A.; ALBIOL, J.; LASSEUR, C. y GÒDIA, F.; 2001. Scale-up and design of a pilot-plant photobioreactor for the continuous culture of *Spirulina platensis*. Biotechnol. Progr. En publicació.

VERNEREY, A.; 2000. Conception, controle et fonctionnement d'un photobioreacteur pour la culture en mode continu de la cyanobacterie *Spirulina platensis*. Tesis doctoral. Universitat Autònoma de Barcelona (España) y Université de Technologie de Compiègne (Francia).

VODOVOTZ, Y.; 1998. Advanced life support systems at Johnson Space Center. Proceedings of International Committee for Material Circulation in Geo-hydrosphere and its Applications. Cultural Exchange Plaza, Rokkasko, Aomori, Japón July 21-23.

VON PUTTKAMER, J.; 1987. Der Mensch im Weltraum. Eine Notwendigkeit Umschau. Verlag, Frankfurt. Alemania.

WALTER, E.; 1993. MELISSA: étude de la nitrification en condition axénique. Fixation et limitation soufre. ESA-X-952, YCL 1774.EW.

WATSON, S.T.; BOCK, E.; HARMS, H.; KOOPS, H.-P. y HOOPER, A.B.; 1989. En: Bergey's manual of systematic Bacteriology. Staley, J.T.; Bryant, M.P.; Pfenning, N.; Holt, J.G. (editores). Williams&Wilkins. Baltimore. USA. 3 (20), 1807-1835.

WATSON, S.T.; VALOIS, F.W. y WATERBURY, J.B.; 1980. En: The Prokaryotes. Matimer, P. y Stans, I.G. (editores). Springer Verlag. New York. USA. I, 80, 1005-1022.

WHEELER, R.; 1992. Crop tests in NASA's Biomass production chamber –A review of the last four years of operation. Proceedings of the International Conference on Life Support and Biospherics. 563-573.

WIJFFELS, R.H.; 1994. Nitrification by immobilized cells. Tesis doctoral. Landbouwniversiteit Wageningen (Holanda).

WIJFFELS, R.H. y TRAMPER, J.; 1995. Nitrification by immobilized cells. Enzyme Microb. Tech. 17, 482-492.

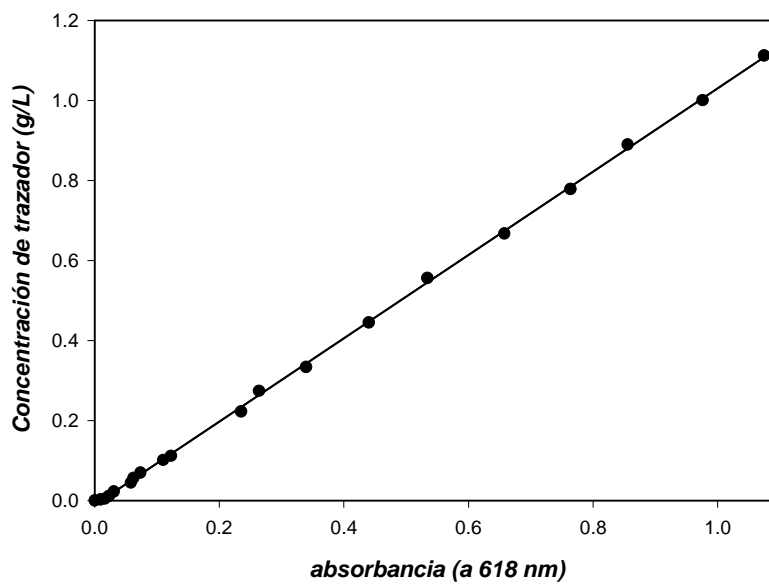
WIK, T. y BREITHOLTZ; 1996. Steady-state solution of a two-species biofilm problem. Biotechnol. Bioeng. 50, 675-686.

WOOD, B.D. Y WHITAKER, S.; 2000. Multi-species diffusion and reaction in biofilms and cellular media. Chem. Eng. Sci. 55, 3397-3418.

ZEGHAL, S.; 1992. Nitrification compartment. TN1 ESA-MELISSA Contract PRF 310882.

Apéndice

Calibrado absorbancia - concentración de azul de dextrano



Concentración de trazador (g/L) = $(1.042 \pm 0.004) \cdot \text{absorbancia} - (0.011 \pm 0.002)$

El coeficiente de correlación obtenido es de 0.9997.

Cálculo de las concentraciones de amoníaco libre y ácido nitroso

En función del pH y de la temperatura es posible determinar las concentraciones de amoníaco libre y ácido nitroso (Anthonisen *et al.*, 1976):

$$\text{Concentración de amoníaco libre (gN - NH}_3\text{/L)} = \frac{\text{concentración de amonio (g N - NH}_4^+\text{/L)} \cdot 10^{\text{pH}}}{K_b/K_w + 10^{\text{pH}}}$$

Donde K_b es la constante de disociación del amonio y K_w la del agua, la relación K_b/K_w se puede calcular mediante la expresión:

$$\frac{K_b}{K_w} = e^{\frac{6344}{273+T(^{\circ}\text{C})}}$$

Donde T es la temperatura en °C.

$$\text{Concentración de ácido nitroso (gN - HNO}_2\text{/L)} = \frac{\text{concentración de nitrito (g N - NO}_2^-\text{/L)}}{K_a \cdot 10^{\text{pH}}}$$

Donde K_a es la constante de disociación del nitrito, que se puede determinar mediante la expresión:

$$K_a = e^{\frac{-2300}{273+T(^{\circ}\text{C})}}$$