

CAPÍTULO 7

TRATAMIENTO BIOLÓGICO DEL AGUA RESIDUAL

7.1 PRIMER PERÍODO DE ESTUDIO

A continuación se presenta el análisis de los resultados obtenidos en el estudio de un reactor biológico de flujo continuo de configuración VIP (ver sección 4.2.2), empleado para la eliminación de materia orgánica y de nutrientes. En esta primera sección se presentan las condiciones ambientales del LM (temperatura y OD), así como la evolución temporal de los parámetros operacionales de las distintas etapas del proceso de depuración: el reactor biológico, los fangos de recirculación y el efluente. Se analiza la relación entre el contenido de materia orgánica y de nutrientes del afluente durante la secuencia de tratamiento; se describe la evolución temporal de la calidad del efluente y se valora el cumplimiento de los niveles de depuración establecidos por la Directiva Europea (91/271/CEE).

Tal como se explicó en la sección 5.1, este primer período de estudio abarca desde el arranque de la planta experimental en marzo de 1997 hasta julio de 1998. La Figura 7.1 muestra el esquema de depuración adoptado durante este primer período.

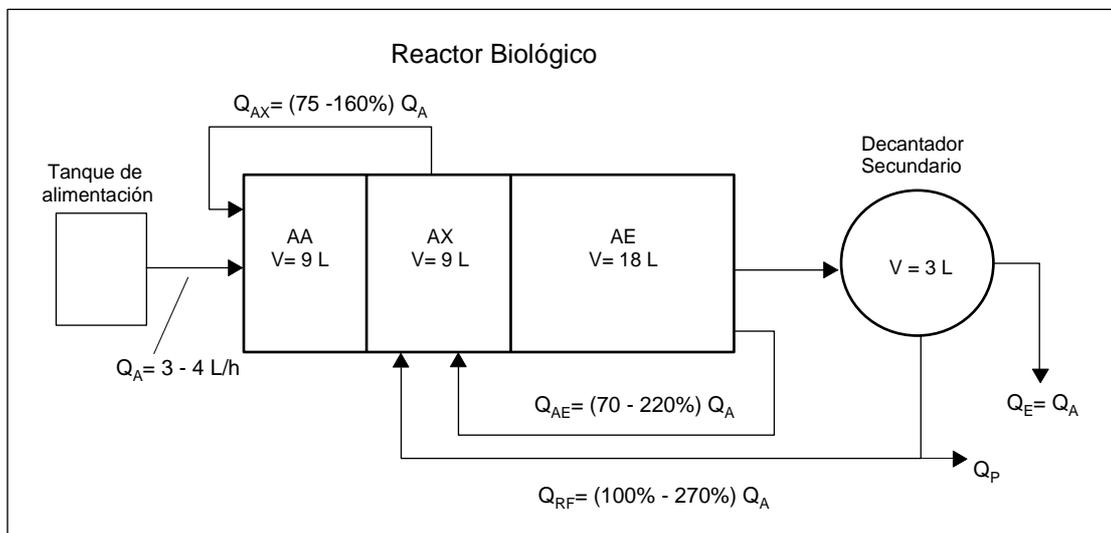


Figura 7.1 Esquema de depuración durante el primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

7.1.1 Condiciones ambientales del reactor biológico

Temperatura

La Tabla 7.1 resume los valores medios, la desviación estándar y los intervalos de variación de la temperatura registrados durante el primer período de estudio. La Figura

7.2 muestra la evolución temporal de la temperatura del líquido de mezcla (LM) y del efluente durante todo el período. La gráfica de temperatura del LM representa el valor promedio de las tres zonas del reactor. La temperatura del LM es la misma en las tres zonas del reactor biológico. Los valores registrados oscilaron entre 16,0 y 26,5°C, con un valor medio de 21,9°C y un desviación estándar de 3,0°C.

Tabla 7.1. Temperatura registrada en el LM del reactor biológico durante el primer período de estudio, marzo 1997-junio 1998. *n* indica el número de datos.

| Zona | <i>n</i> | media (°C) | Desviación estándar (°C) | Intervalo (°C) |
|-----------|----------|------------|--------------------------|----------------|
| Afluente | 105 | 21,6 | 3,10 | 15,6 - 26,4 |
| Anaerobio | 110 | 21,9 | 3,03 | 16,1 - 26,5 |
| Anóxico | 110 | 21,9 | 3,04 | 16,1 - 26,5 |
| Aerobio | 110 | 21,9 | 3,04 | 16,0 - 26,5 |
| Efluente | 102 | 21,8 | 3,10 | 16,0 - 26,4 |

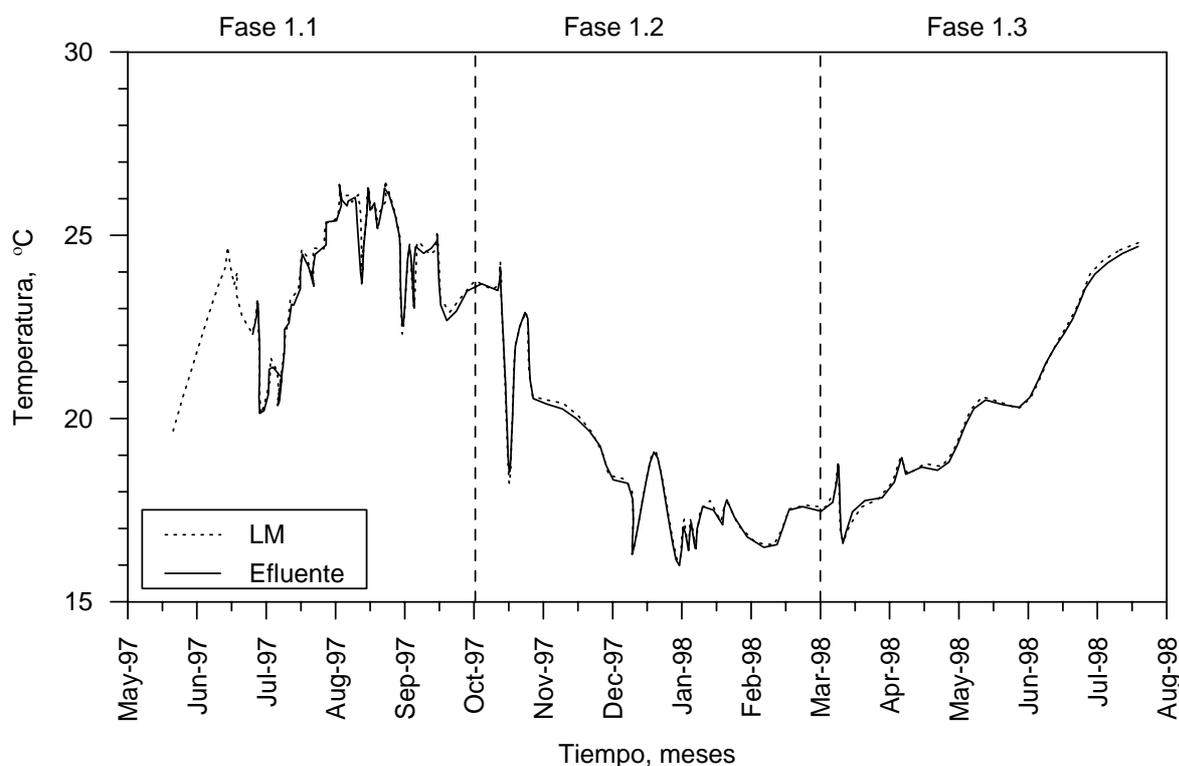


Figura 7.2 Evolución de la temperatura del LM y del efluente a lo largo del primer período de estudio, marzo 1997-junio 1998.

La Fase 1.1 registró las temperaturas más elevadas y las mayores oscilaciones. La temperatura media fue de 23,9°C y su coeficiente de variación de 7,2%. Durante esta fase se registraron las temperaturas máximas más acentuadas. Durante los meses de julio y agosto se produjo un aumento gradual de la temperatura hasta alcanzar un valor medio de 25,3°C. Las temperaturas descendieron durante el mes de septiembre hasta alcanzar un valor mínimo de 22,9°C.

Durante la Fase 1.2 se registraron los meses más fríos del período (otoño-invierno), alcanzándose temperaturas mínimas del orden de 16,0°C y máximas de 19,2°C. La Fase

1.3 abarcó los meses de marzo a agosto de 1998. Las temperaturas aumentaron progresivamente conforme avanzaban los meses de esta fase, acercándose a valores muy parecidos a los registrados durante la Fase 1.1. El rango de valores de temperatura en el LM fue de 16,6 a 24,8°C, con un coeficiente de variación de 12,4%.

La temperatura media de verano fue de 23,2°C y la de invierno fue de 17,3°C. El intervalo de temperaturas registrado a lo largo de este primer período se encuentra dentro de los valores recomendados para el desarrollo de la actividad biológica de este tipo de proceso. La actividad microbiana se incrementa a medida que aumenta la temperatura del sistema, especialmente en el caso de las bacterias nitrificantes, que son las más sensibles a las posibles variaciones de este parámetro (Escaler, 1997).

La temperatura del efluente experimentó la misma tendencia que la temperatura del LM y sus valores fueron prácticamente los mismos (véase Figura 7.2). Tal como se explicó en la sección 5.3, las condiciones propias del laboratorio en que se realizó el estudio favorecieron la estabilidad de la temperatura, permitiendo que la temperatura del LM registrase valores prácticamente iguales a los registrados en el afluente o en el laboratorio, y que siguieran la misma tendencia a lo largo de todo el estudio, tal como se observa en la Figura 7.2.

Oxígeno Disuelto

La Tabla 7.2 indica los valores medios, la desviación estándar y los intervalos de variación de la concentración de OD en cada zona del reactor durante el primer período de estudio. La Figura 7.3 muestra la evolución temporal del OD del LM y del efluente a lo largo de todo este período.

Tabla 7.2. Media aritmética e intervalo de variación de la concentración de oxígeno disuelto (OD) en el reactor biológico durante el primer período de estudio, marzo 1997-junio 1998.

| Zona | <i>n</i> | media (mg O ₂ /L) | Desviación estándar (mg O ₂ /L) | Intervalo (mg O ₂ /L) |
|-----------|----------|---------------------------------|---|-------------------------------------|
| Afluente | 87 | 0,16 | 0,09 | 0,02 - 0,85 |
| Anaerobio | 99 | 0,09 | 0,05 | 0,00 - 0,30 |
| Anóxico | 99 | 0,11 | 0,07 | 0,00 - 0,68 |
| Aerobio | 99 | 1,40 | 0,12 | 1,10 - 1,80 |
| Efluente | 89 | 0,50 | 0,26 | 0,11 - 1,35 |

La concentración de OD fue controlada en cada sección del reactor, debido a la importancia de este parámetro en el proceso de depuración biológica. La concentración de OD en la zona anaerobia debe ser nula o tan baja como sea posible en todo momento, ya que las bacterias del fango activado estarán en condiciones de asimilar fosfatos en exceso en condiciones aerobias si previamente han pasado por condiciones anaerobias (Cloete y Muyima, 1997). La concentración de OD en esta zona se mantuvo alrededor de un valor medio de 0,09 mg O₂/L. Sin embargo, los niveles medios presentaron oscilaciones marcadas durante la primera fase experimental, alcanzándose en ocasiones concentraciones de hasta 0,30 mg O₂/L. Estas oscilaciones ocurrieron en los primeros días de funcionamiento de la planta, momento en que la concentración y las características de la biomasa aún no habían alcanzado un régimen estable.

El OD en la zona anóxica también debe ser lo más bajo posible. La ausencia de OD y la presencia de nitrógeno oxidado (nitratos, nitritos) favorecen el crecimiento de las bacterias desnitrificantes, que reducen los nitratos y los nitritos a nitrógeno molecular (Cloete y Muyima, 1997). La Figura 7.3 muestra que la concentración de OD en esta zona se mantuvo alrededor de 0,10 mg O₂/L a lo largo del período, siendo nuevamente el arranque del reactor la etapa más inestable.

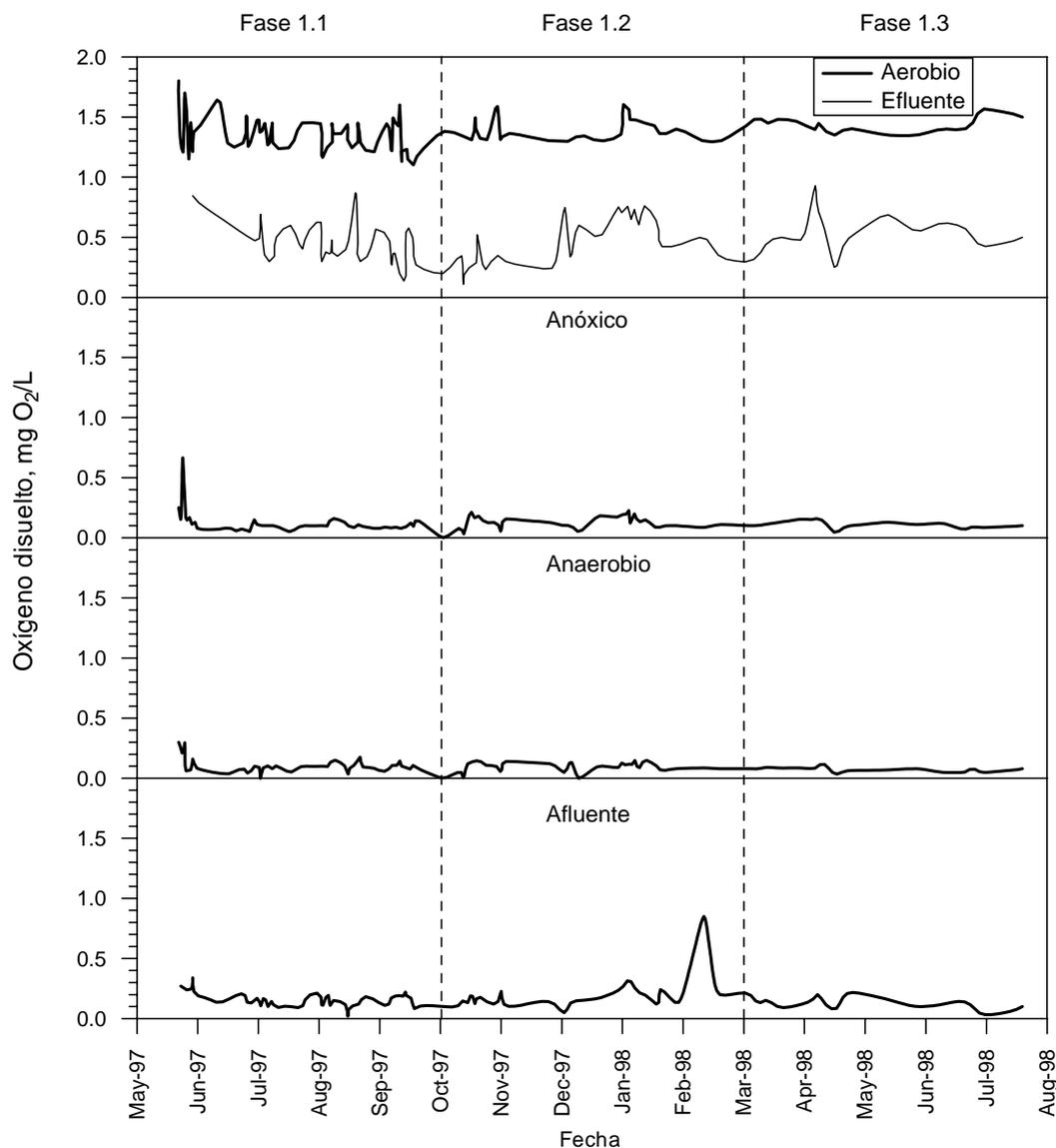


Figura 7.3 Evolución de la concentración de OD en el LM, en el afluente y en el efluente del reactor a lo largo del primer período de estudio, marzo 1997-junio 1998.

La zona aerobia tiene como función principal la de oxidar la materia orgánica, oxidar el amoníaco a nitrito y luego a nitrato, así como proporcionar un ambiente en el cual la biomasa pueda asimilar todo el fósforo liberado en la zona anaerobia, más el que entra con el afluente (Cloete y Muyima, 1997). Si la concentración de OD en la zona aerobia es insuficiente (demasiado baja), la eliminación de fósforo puede verse reducida, debido a una asimilación aerobia incompleta; asimismo se perjudicaría la nitrificación y podría producirse una mala sedimentación del fango (Punrattanasin, 1997).

El controlador de OD se mantuvo fijado en $1,50 \pm 0,12$ mg O₂/L a lo largo del primer período de estudio. La Figura 7.4 muestra el registro automático de OD realizado los días 27/11/97 (Fase 1.2) y 23/03/98 (Fase 1.3). Como se puede observar, el controlador se mantuvo en un rango de 1,25 a 1,65 mg O₂/L en todo momento, con una concentración media aproximada de 1,50 mg O₂/L. Asimismo, se aprecia que la velocidad de consumo de oxígeno (OUR) es elevada y la caída de oxígeno es adecuadamente controlada por el oxímetro. La Figura 7.5 representa la OUR registrada en una muestra de LM obtenida del tanque aerobio el día 23/03/98.

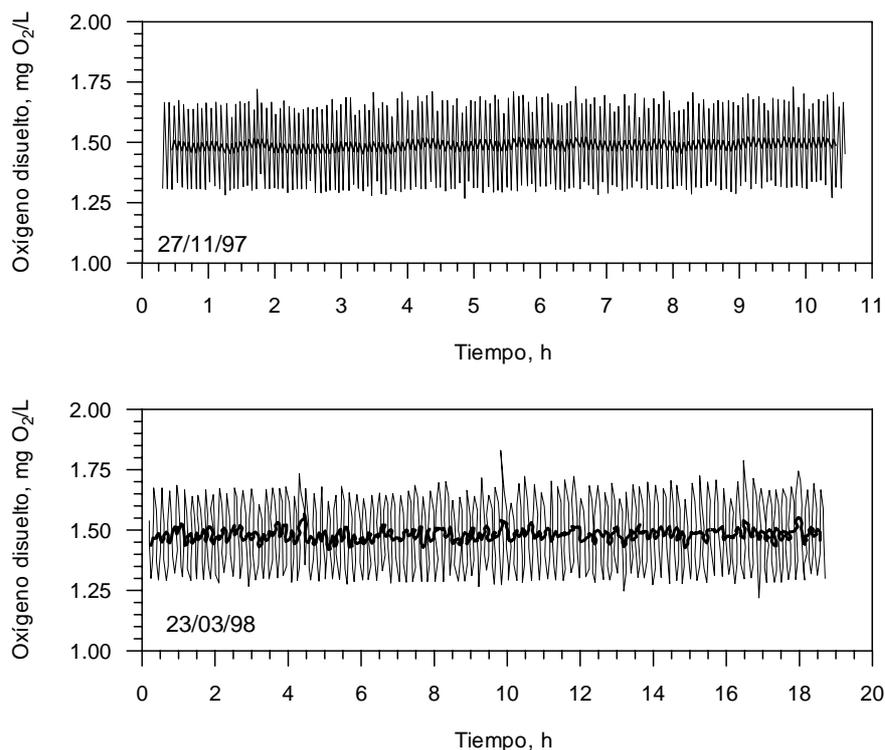


Figura 7.4 Registro automático de OD en el tanque aerobio los días 27/11/97 (Fase 1.2) y 23/03/98 (Fase 1.3).

La velocidad de consumo de oxígeno (OUR) permite valorar la calidad de los fangos, ya que representa la cantidad de oxígeno que es necesario suministrar al sistema por unidad de tiempo. Dicho de otro modo, la velocidad a la cual los microorganismos utilizan el oxígeno del LM es un indicador de la actividad biológica del sistema. Varios investigadores han sugerido que la OUR podría ser utilizada como un parámetro de control primario del proceso de fangos activados (Baeza *et al.* 2002, Quintela y Ro, 2003). De acuerdo con Sharman (1998), valores elevados de la OUR (superiores a 200 mg/L.h, para concentraciones de MES en el reactor aerobio entre 2500 y 3500 mg/L) indicarían una elevada carga orgánica afluente, lo que podría requerir una alimentación escalonada. Valores inferiores a 36 mg/L.h, para las mismas concentraciones de MESLM, indicarían una baja carga orgánica afluente y/o una concentración demasiado elevada de MESLM, o bien una aportación de materia orgánica al sistema que no es fácilmente biodegradable por los microorganismos, o la presencia de un residuo tóxico que inhibe el crecimiento bacteriano.

Por otra parte, Ekama *et al.* (1986) y Orhon y Artan (1994) indican que la máxima OUR de los ensayos de respirometría debe permitir la rápida recuperación de los niveles

de OD, siendo el valor más adecuado entre 30 y 40 mg/L.h. Wentzel *et al.* (1989) obtuvieron valores de la OUR del orden de 10 a 20 mg/L.h para concentraciones de MESVLM entre 1000 y 3000 mg/L.

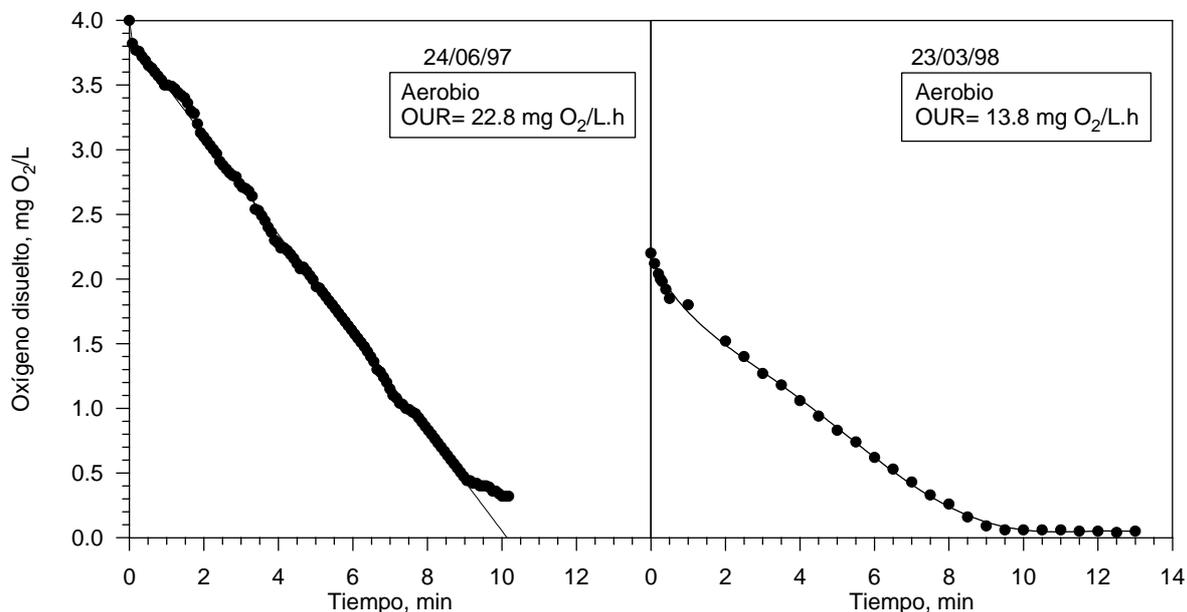


Figura 7.5 Tiempo de respuesta al consumo de oxígeno en el tanque aerobio, obtenidos en distintos días del primer período de estudio, marzo 1997-junio 1998.

Dividiendo el valor de la OUR por la concentración de biomasa del tanque aerobio (MESVLM) se obtiene la velocidad específica de consumo de oxígeno (SOUR), que representa la cantidad de oxígeno consumido por una cierta cantidad de biomasa por unidad de tiempo. Este nuevo parámetro elimina la variabilidad producida por los cambios de la concentración de MESVLM y hace posible la comparación entre sistemas (Sharman, 1998).

La Tabla 7.3 resume los valores de los parámetros OUR y SOUR obtenidos a partir de los registros de la actividad biológica del fango activado en diferentes días a lo largo del primer período de estudio. Los valores de la OUR fluctuaron entre 10 y 31 mg O₂/L.h, con una media de 18,8 mg O₂/L.h. Asimismo, los valores de la SOUR registraron valores entre 8,5 y 19,4 mg O₂/g MESVLM.h, con una media de 14,5 mg O₂/g MESVLM.h. La consideración exclusiva de los valores de la OUR no permite concluir que la biomasa del interior del reactor consuma más o menos oxígeno. Igualmente, se aprecia que los valores de la OUR son más variables entre ellos que los de la SOUR, ya que se ven afectados por la cantidad de biomasa presente en el reactor.

Los valores de la OUR obtenidos en este estudio resultaron inferiores a los indicados por Ekama *et al.* (1986) y Orhon y Artan (1994) como convenientes para procesos convencionales de fangos activados. Esto se debe en gran parte a la baja carga orgánica del afluente durante este primer período. El valor de la SOUR obtenido el 15/08/1997 es particularmente bajo, debido a la baja concentración de materia orgánica afluente registrada durante el período estival y a la concentración de MESVLM del reactor aerobio.

Tabla 7.3. Velocidad de consumo de oxígeno registrada durante el primer período de estudio, marzo 1997-junio 1998.

| Fecha | OUR (mg O ₂ /L.h) | MESVLM (g/L) | SOUR (mg O ₂ /g MESVLM.h) |
|-----------|------------------------------|--------------|--------------------------------------|
| 24/06/97 | 22,8 | 1,72 | 13,3 |
| 15/08/97 | 10,0 | 1,17 | 8,5 |
| 23/11/97 | 19,8 | 1,50 | 13,2 |
| 25/11/97 | 18,0 | 1,55 | 11,6 |
| 23/03/98* | 13,8 | 0,71 | 19,4 |
| 17/06/98 | 31,2 | 1,79 | 17,4 |
| 08/12/98* | 16,2 | 0,88 | 18,3 |

* OUR realizada en un recipiente aparte, con una mezcla de ARU y una muestra obtenida de la zona aerobia (según protocolos de ensayo de Ekama *et al.* 1986).

7.1.2 Eliminación de la MES

La Tabla 7.4 resume las concentraciones medias de la MES y de la MESV, tanto del afluente como del efluente, obtenidas a lo largo del primer período de estudio. Asimismo, se indican la desviación estándar, los intervalos de variación y los rendimientos de eliminación alcanzados.

Tabla 7.4. Media aritmética e intervalo de variación de la concentración de MES y de MESV del afluente y del efluente del reactor biológico durante el primer período de estudio, marzo 1997-junio 1998. n indica el número de datos.

| Zona | n | media (mg/L) | | Desviación estándar (mg/L) | | Intervalo (mg/L) | |
|-----------------|----|--------------|------|----------------------------|------|------------------|----------|
| | | MES | MESV | MES | MESV | MES | MESV |
| Afluente | 44 | 82 | 77 | 51 | 49 | 16 - 186 | 10 - 169 |
| Efluente | 44 | 7,6 | 7,5 | 6,1 | 6,0 | 2,0 - 30 | 2,0 - 30 |
| Rendimiento (%) | | 85 | | 16 | | 37 - 99 | |

Las concentraciones de MES del afluente al reactor fueron bajas, tal como se explicó en el Capítulo 5, y oscilaron entre 16 y 186 mg/L, con una media de 82 mg/L. Las concentraciones de MES del efluente oscilaron entre 2,0 y 30 mg/L, con una media de 8,0 mg/L aproximadamente. Como puede verse en la Tabla 7.4, la MESV representó una media del 96% de la MES en el caso del afluente y del 99% del efluente, indicando que la mayor parte de la MES se encontraba en forma de materia orgánica (MESV).

El rendimiento de eliminación de la MES de un sistema de depuración se evalúa normalmente comparando la concentración del afluente con la concentración del efluente final. Los rendimientos de eliminación de la MES durante este período oscilaron entre el 37% y el 99%, con una media de 86%. Esta variabilidad se entiende mejor cuando se observan los valores a lo largo de la fase experimental.

La Tabla 7.5 resume las concentraciones de la MES del efluente. Durante la Fase 1.1 la MES fue muy variable, registrándose valores por encima de 16 mg/L en los primeros días de funcionamiento de la planta (21/05 al 04/06 de 1997), debido a los ajustes de la velocidad del motor acoplado al rascador giratorio y a un golpeteo debido a un desajuste del eje del motor, observado el 27/06/1997. Por tanto, el rendimiento de eliminación durante esta fase fue muy variable, obteniéndose los porcentajes más bajos de todo este primer período.

Tabla 7.5. Concentración de MES del afluente y del efluente del reactor biológico en cada fase experimental del primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

| Fase | n | media (mg/L) | | Intervalo (mg/L) | | Rendimiento (%) | |
|----------|----|--------------|----------|------------------|----------|-----------------|-----------|
| | | Afluente | Efluente | Afluente | Efluente | media | intervalo |
| Fase 1.1 | 16 | 48 | 12 | 18 - 110 | 2,0 - 30 | 73 | 37 - 96 |
| Fase 1.2 | 13 | 55 | 6,0 | 16 - 127 | 2,0 - 15 | 85 | 62 - 97 |
| Fase 1.3 | 15 | 142 | 4,0 | 102 - 186 | 2,0 - 10 | 97 | 92 - 99 |

Las concentraciones de MES del efluente durante las Fase 1.2 y 1.3 fueron más homogéneas. Sin embargo, durante la Fase 1.2 hubo episodios de *bulking* viscoso que generaron una mala decantabilidad del fango y aumentaron la concentración de MES del efluente. Los rendimientos de eliminación durante esta fase aumentaron considerablemente en relación con la Fase 1.1, a pesar del *bulking* registrado. El rendimiento de eliminación durante la Fase 1.3 varió entre el 92% y el 99%, con una media del 97% y un coeficiente de variación de tan sólo un 2%.

De acuerdo con estos resultados, y descartando los valores correspondientes a la puesta en marcha de la planta, el nivel de reducción fue superior al 88%, con una concentración de MES en el efluente que osciló entre 2,0 y 16 mg/L, con una media de 6,0 mg/L. Considerando que estos rendimientos tan sólo corresponden al proceso biológico y no reflejan la reducción experimentada por la decantación primaria, los rendimientos totales de eliminación fueron mayores que los obtenidos sólo por el reactor. La Figura 7.6 muestra las distribuciones de probabilidad normal de la MES del efluente en cada fase experimental del primer período de estudio. Una primera observación es el ajuste de los resultados experimentales a una línea recta, lo que evidencia el comportamiento normal de la variable. Por otro lado se observa que a mayor pendiente mayor variabilidad de los datos, por lo que se puede decir que la agitación del ARU en el decantador primario (Fase 1.3) favoreció la homogeneidad de los datos. Todos los valores se situaron muy por debajo del límite de 35 mg/L exigido por la Directiva Europea (91/271/CEE) para el vertido de aguas residuales urbanas provenientes de municipios con más de 10.000 hab-eq.

La Figura 7.7 muestra el diagrama de caja para la MES del efluente. Este diagrama resume de forma gráfica la información de la distribución de frecuencias. Observando la caja vemos que la dispersión de los datos (longitud de la caja) durante la Fase 1.1 fue superior a la de las Fases 1.2 y 1.3. Esto indica que las concentraciones de MES del efluente de la Fase 1.3 fueron más homogéneas, variando en torno a un valor medio de 4,0 mg/L. También se observa que la mediana coincide con la media en la Fase 1.3, mientras que la distribución es ligeramente asimétrica en las dos primeras fases. En todos los casos, la variabilidad de los datos se produjo alrededor del extremo inferior de la distribución. Los datos del mes de mayo de 1997 (Fase 1.1) no se han tenido en cuenta a la hora de realizar este análisis, por considerarlos poco representativos del proceso de decantación.

Evolución de la MES

La Figura 7.8 muestra la evolución temporal de la MES del afluente y del efluente durante el primer período de estudio, así como los rendimientos de eliminación. Se puede apreciar que, a pesar de las grandes variaciones de la MES del afluente, las concentraciones en el efluente se mantuvieron muy bajas. La MES del efluente presentó

poca variabilidad a lo largo del período, con excepción de los días de puesta en marcha de la planta y de los episodios de *bulking* observados.

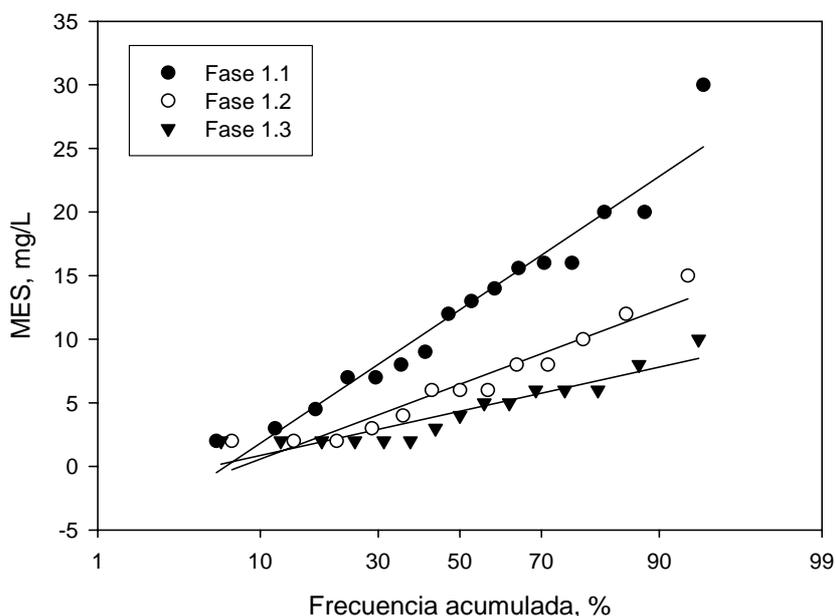


Figura 7.6 Distribución de probabilidad normal de la MES del efluente en cada fase experimental del primer período de estudio, marzo 1997- julio 1998.

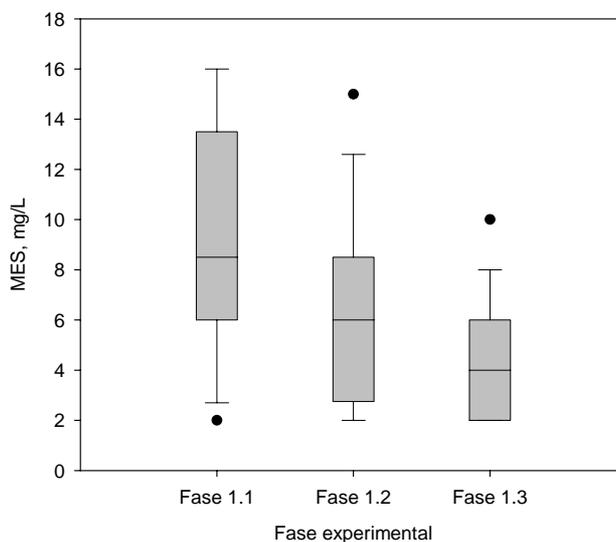


Figura 7.7 Diagramas de caja comparativos de la MES del efluente en las tres fases experimentales del primer período de estudio, marzo 1997- julio 1998.

En general, la calidad del efluente medida en términos de su MES fue buena. El 75% de los valores de la MES se mantuvo normalmente por debajo de 10 mg/L, excepto en casos concretos. Los rendimientos de eliminación fueron muy variables en las dos primeras fases, con coeficientes de variación del 25 y del 12%, respectivamente. Por otra parte, los rendimientos durante la tercera fase se mantuvieron alrededor del 97%, con un coeficiente de variación de tan sólo un 2%. Durante la Fase 1.1 se aprecia un caída del

rendimiento hasta el 57%, debido a un desajuste de las paletas rascadoras, mientras que durante la Fase 1.2 la variabilidad se debió mayoritariamente a problemas de *bulking*.

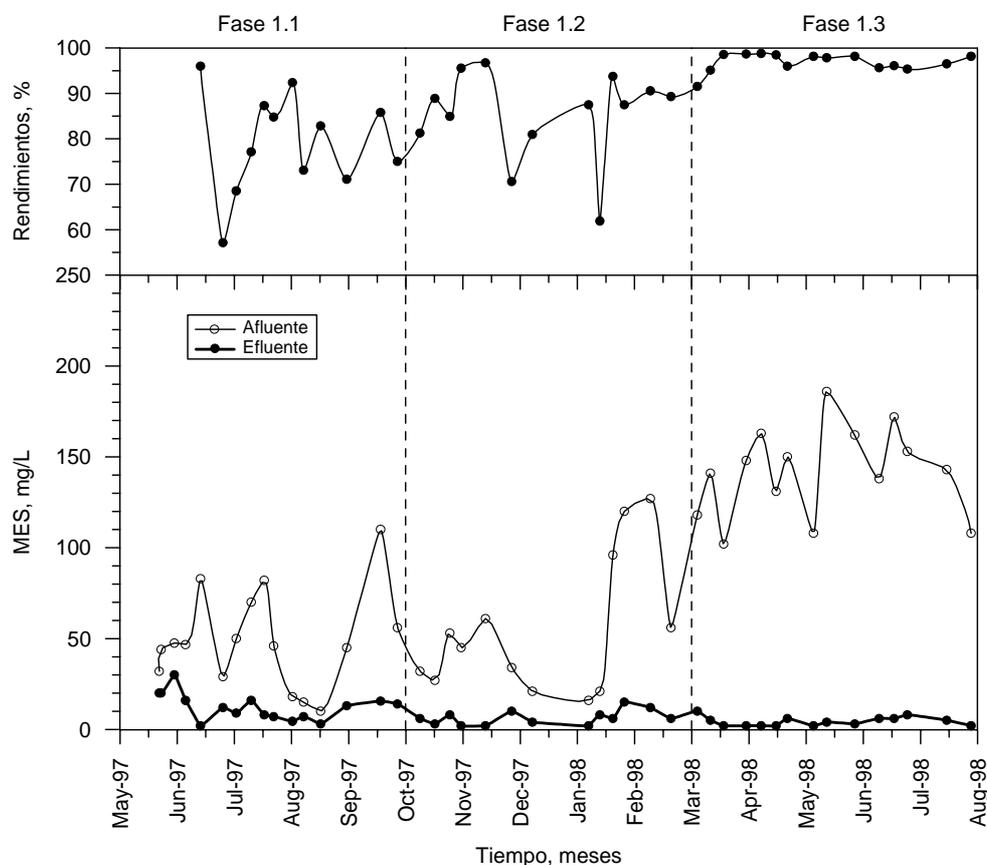


Figura 7.8 Evolución de la MES del afluente y del efluente durante el primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

Los valores de la turbiedad medidos en el efluente fueron inferiores a 6 UNT, con una media de 2,7 UNT y un coeficiente de variación del 49%. La Figura 7.9 muestra que la turbiedad aumenta a medida que lo hace la MES, aunque la relación entre ambos parámetros es complicada ya que la forma, el tamaño y el índice de refracción de las partículas determinan la dispersión de la luz (García, 1996). A pesar de que la dispersión de los datos es grande, se aprecia una relación bastante aceptable entre ambos parámetros.

7.1.3 Eliminación biológica de la materia orgánica

La Tabla 7.6 resume las concentraciones medias de la DQO, tanto totales como de la fracción disuelta, obtenidas en el afluente y en el efluente del proceso. La tabla indica también la desviación estándar, los intervalos de variación y los rendimientos de eliminación alcanzados para este parámetro. Asimismo, se indica la media de la concentración de la DBO_5 obtenida en diversas muestras puntuales tomadas para comprobar su relación con la DQO. Teniendo en cuenta la relación observada por García (1996) en un estudio realizado con la misma fuente de agua residual y los resultados obtenidos en este estudio, basado en las concentraciones de DQO, se puede afirmar que la concentración media aproximada de DBO_5 del afluente fue de 135 mg O_2/L . La DBO_5 del efluente del reactor se evaluó teniendo en cuenta exclusivamente las concentraciones medidas directamente en el presente estudio, dado que el trabajo de García (1996) se

basó en un proceso de lagunas de alto rendimiento, cuyo efluente está determinado por las microalgas que escapan del decantador y por la composición específica del fitoplancton a lo largo del tiempo.

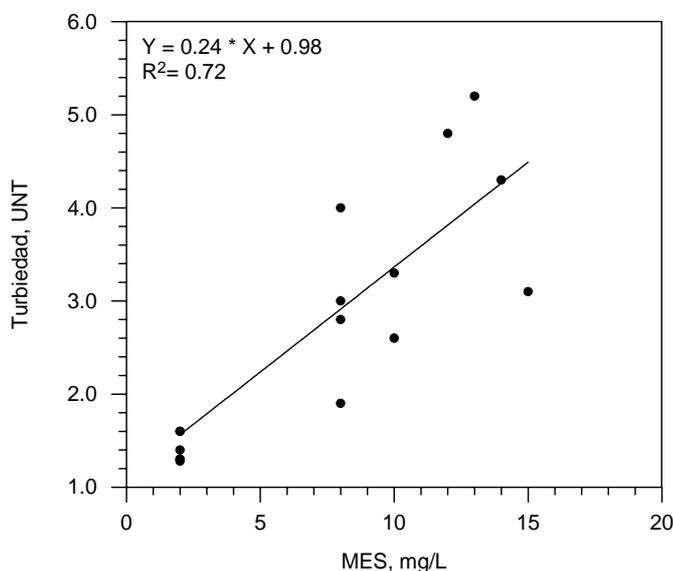


Figura 7.9 Turbiedad del efluente en función de la MES durante el primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

Tabla 7.6. Concentración de la DQO total y soluble del afluente y del efluente del reactor biológico durante el primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

| Zona | n | media (mg/L) | | | Desviación estándar (mg/L) | | Intervalo (mg/L) | |
|-----------------|----|---------------------------------|-----|-------------------|----------------------------|------|------------------|----------|
| | | DBO ₅ ^(a) | DQO | DQOs | DQO | DQOs | DQO | DQOs |
| Afluente | 43 | 135 | 248 | 150 | 87 | 44 | 105 - 517 | 52 - 258 |
| Efluente | 43 | 10 | 52 | 24 | 19 | 10 | 10 - 88 | 3 - 46 |
| Rendimiento (%) | | | | 90 ^(b) | | 5,2 | | 73 - 99 |

^(a) Estudio puntual con n = 8

^(b) Calculado teniendo en cuenta el afluente total y el efluente disuelto.

La Tabla 7.6 indica que la concentración media de la DQO del afluente es relativamente moderada, a pesar del bajo contenido de MES afluente al reactor biológico. El rendimiento de eliminación de la materia orgánica del sistema se calculó teniendo en cuenta la DQO total del afluente y la DQO soluble del efluente. Los rendimientos de eliminación del primer período de estudio oscilaron entre el 73 y el 99%, con una media del 90%. Los valores de la DQO del afluente oscilaron entre 105 y 517 mg O₂/L, con una media de 248 mg O₂/L. El efluente del reactor biológico registró concentraciones entre 10 y 88 mg O₂/L, con una media de 52 mg O₂/L y un intervalo de confianza del 95% de 46 a 58 mg O₂/L. Estos resultados cumplen ampliamente los requisitos de la Directiva Europea (91/271/CEE), puesto que la concentración media de DQO del efluente es inferior al límite permitido de 125 mg O₂/L. Asimismo, el rendimiento medio de eliminación fue superior al porcentaje mínimo de reducción (75%) exigido por dicha Directiva.

La Figura 7.10 muestra la distribución de probabilidad normal de la DQO del afluente y del efluente. Los resultados se ajustan a una línea recta en ambos casos, siendo la linealidad superior en los valores del efluente. La pendiente de las gráficas es superior en las muestras del afluente que en el efluente, de manera que la variabilidad de

los datos fue superior en el afluente. El 85% de los valores de DQO total del efluente fueron inferiores a 70 mg O₂/L, mientras que un 70% de la fracción soluble fue inferior a 30 mg O₂/L.

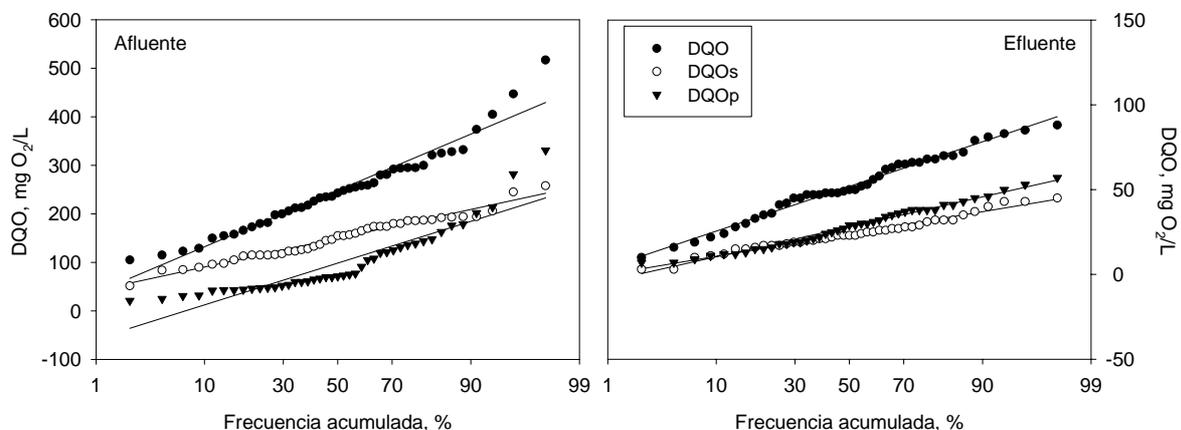


Figura 7.10 Distribución de probabilidad normal de la materia orgánica (DQO) del afluente y del efluente durante el primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

La Figura 7.11 muestra las fracciones de la DQO correspondientes tanto en el afluente como en el efluente. Como se indicó en el Capítulo 5, la fracción disuelta de la DQO afluente significó del 36 al 86% del total, con una media del 63%, mientras que la fracción particulada representó una media del 37% del total. Por otro lado, la fracción disuelta de la DQO efluente significó del 19 al 71% del total, con una media del 45%, mientras que la fracción particulada representó una media del 55% del total.

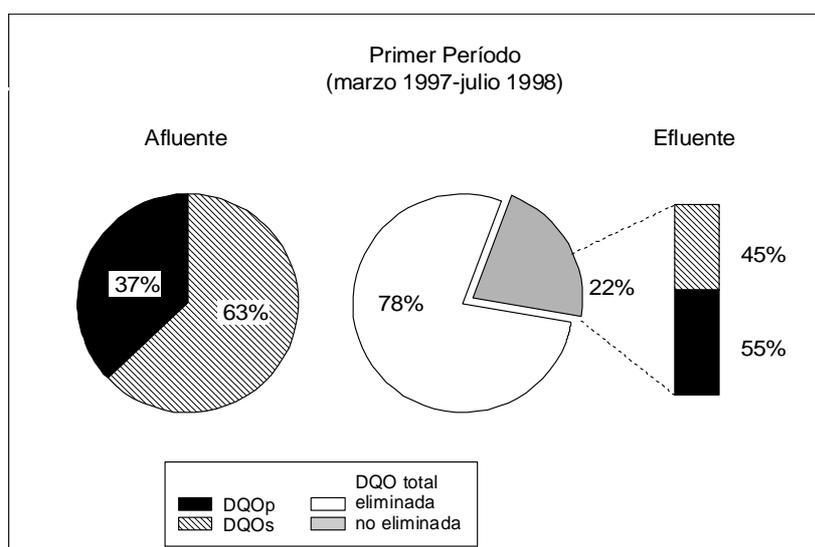


Figura 7.11 Porcentajes relativos de las fracciones de la DQO del afluente y del efluente, y porcentaje de eliminación según la DQO total del efluente, durante el primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

Evolución de la materia orgánica (DQO)

La Figura 7.12 muestra la evolución temporal de la DQO del afluente y del efluente durante el primer período de estudio, así como los rendimientos de eliminación. La concentración de materia orgánica del afluente tuvo un comportamiento muy variable a lo largo del período. La primera y la segunda fase se caracterizaron por tener concentraciones bajas. Estas fases comprendieron mayoritariamente los períodos vacacionales (verano y navidades), donde se registra la máxima desocupación de las viviendas y los colegios de la zona tributaria de la red de alcantarillado, así como los días de lluvia. Un primer análisis de la evolución temporal de la DQO indica que, a excepción de un máximo registrado el 16 de septiembre, la DQO afluente osciló de forma moderada alrededor de 210 mg O₂/L. El comportamiento de la DQO afluente en este tiempo no mostró ninguna tendencia clara. Por otro lado, y al igual que en el caso de la MES, la Fase 1.3 registró un aumento gradual de la concentración de DQO.

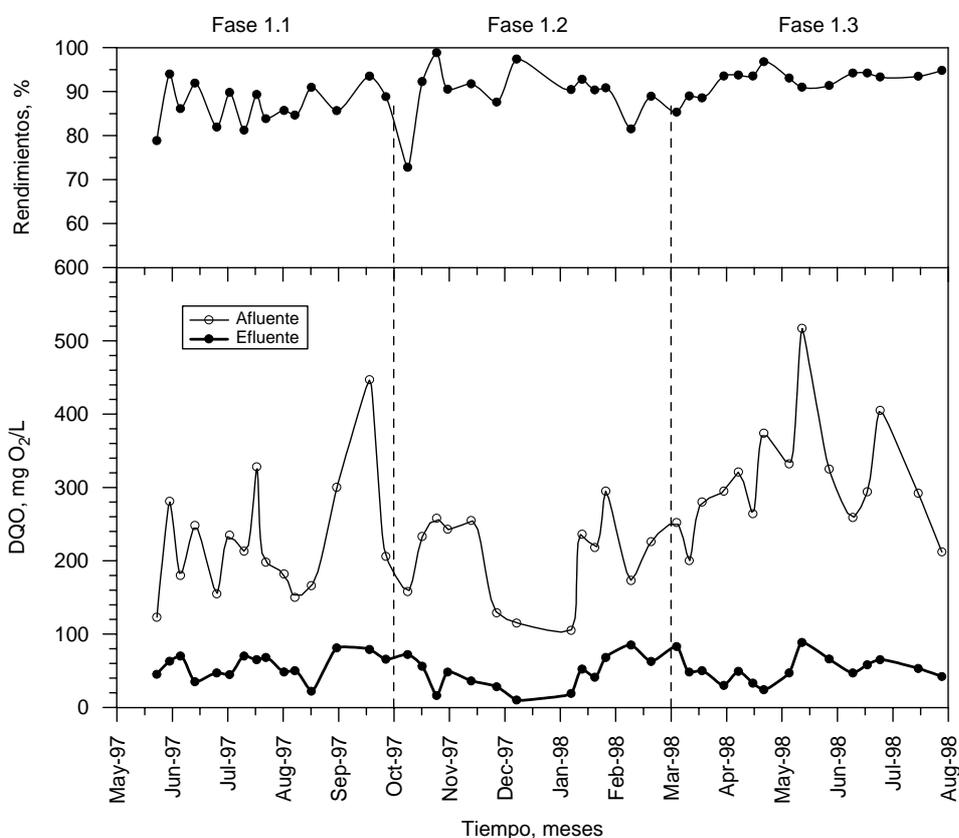


Figura 7.12 Evolución temporal de la DQO del afluente y del efluente, y de los rendimientos de eliminación durante el primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

A pesar de estas variaciones, la DQO del efluente se mantuvo baja, con una media de 52 ± 19 mg O₂/L y un coeficiente de variación del 37%. Tal como se aprecia en la Figura 7.12, la DQO del efluente estuvo en todo momento muy por debajo del límite de 125 mg O₂/L establecido por la Directiva Europea (91/271/CEE), registrando un intervalo de variación de 10 a 88 mg O₂/L.

Los rendimientos de eliminación fueron bastante estables durante las tres fases experimentales, con coeficientes de variación del 5,2%, 7,4% y 2,5% respectivamente. En

general, los rendimientos de eliminación se mantuvieron alrededor del 90%, con una desviación estándar del 5,2%. La Fase 1.2 registró una mayor variabilidad de los rendimientos de eliminación, alcanzándose los mínimos y los máximos porcentajes de eliminación de todo el período. El día 7 de octubre de 1997 se produjo una caída del rendimiento hasta el 73%, coincidiendo con una baja concentración de DQO en el afluente, sin que fuera un día de lluvia; sin embargo, la concentración en el efluente fue de 72 mg O₂/L, valor inferior al límite establecido por la Directiva Europea (91/271/CEE).

La Figura 7.13 muestra que las dos fracciones de la DQO del efluente del reactor biológico presentan una relación relativamente clara con la DQO total. Teniendo en cuenta que, el coeficiente de correlación lineal (R^2) para la fracción particulada es sensiblemente superior al de la fracción disuelta, y que la fracción particulada representa la mayor proporción de la DQO total, puede concluirse que la fracción particulada es la que determina principalmente las variaciones de la DQO total del efluente. Por tanto, la eficiencia del decantador para separar la MES del LM tiene una importancia fundamental en el control del contenido de materia orgánica de los efluentes.

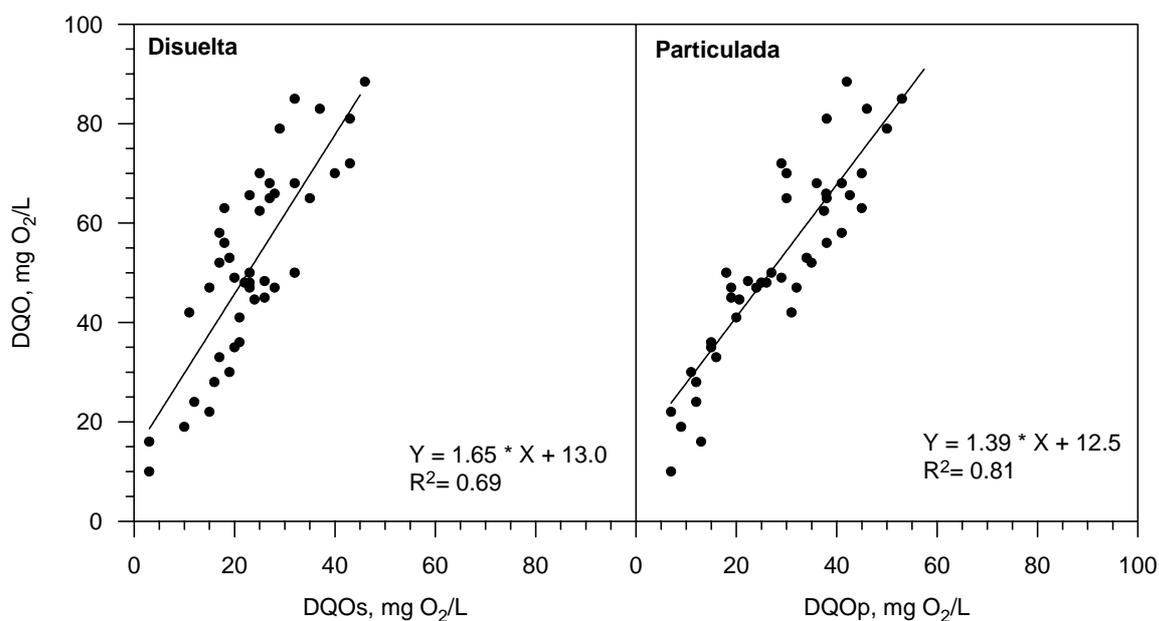


Figura 7.13 Relación entre las fracciones particulada y disuelta de la DQO del efluente del reactor biológico durante el primer período de estudio, marzo 1997- julio 1998.

Carga Másica (F/M)

La Tabla 7.7 muestra los valores medios y los intervalos de variación de la carga másica, basados en la DQO aplicada al reactor anaerobio durante los distintos períodos estudiados, así como la carga másica global aplicada al sistema y el porcentaje medio de eliminación de la DQOs en el reactor biológico. La carga másica representa la cantidad de sustrato añadido al sistema (DBO₅ o DQO) y consumida diariamente por la biomasa presente en el reactor. Generalmente se conoce como “relación alimento-microorganismos” (F/M) y se expresa en Kg DBO₅/Kg MESV.d o en Kg DQO/Kg MESV.d. La relación de carga másica para la zona de contacto (reactor anaerobio) (F/M_C) se calculó utilizando la Ecuación (7.1), mientras que la carga másica para la totalidad del reactor biológico se obtuvo mediante la Ecuación (7.2).

Tabla 7.7. Carga másica del reactor anaerobio (AA), carga másica del sistema y rendimiento de eliminación del sistema, primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998. *n* indica el número de datos.

| Período | <i>n</i> | Carga de DQO en el AA, Kg DQO/Kg MESV.d | | Carga másica global Kg DQO/Kg MESV.d | | Eliminación de DQOs (%) | |
|----------|----------|--|-------------|---|-------------|----------------------------|-----------|
| | | media | intervalo | media | intervalo | media | intervalo |
| Fase 1.1 | 16 | 1,75 | 0,86 - 3,68 | 0,14 | 0,07 - 0,30 | 79 | 50 - 88 |
| Fase 1.2 | 13 | 1,45 | 0,67 - 2,49 | 0,12 | 0,05 - 0,20 | 85 | 66 - 99 |
| Fase 1.3 | 15 | 1,92 | 0,97 - 4,43 | 0,13 | 0,07 - 0,20 | 86 | 75 - 93 |

$$F/M_C = \frac{Q_a \cdot (DQO_a - DQO_{s_{AA}})}{V_{AA} \cdot MESV_{AA}} \quad (7.1)$$

$$F/M = \frac{Q_a \cdot (DQO_a - DQO_{s_e})}{V \cdot MESV} \quad (7.2)$$

siendo,

F/M_C = carga másica de la zona de contacto (anaerobia), Kg DQO/Kg MESV.d

F/M = carga másica del reactor biológico, Kg DQO/Kg MESV.d

Q_a = caudal afluente, L/d

V = volumen de todo el reactor biológico, L

V_{AA} = volumen del tanque anaerobio, L

$MESV$ = MESV de todo el reactor biológico, mg/L

$MESV_{AA}$ = MESV del tanque anaerobio, mg/L

DQO_a = DQO del afluente al reactor, mg O_2 /L

DQO_{s_e} = DQO soluble del efluente del reactor, mg O_2 /L

$DQO_{s_{AA}}$ = DQO soluble del efluente del tanque anaerobio, mg O_2 /L

La literatura ofrece distintos criterios para el cálculo de la F/M . La forma más común considera el volumen total del reactor y la concentración total de MES o MESV en el LM. La Tabla 7.8 presenta algunos de los valores de la relación F/M indicados en la literatura. Por un lado, se incluyen valores de la carga másica de 0,067 a 0,70 d^{-1} en función de la DBO_5 y de la MESV, mientras que los valores expresados en función de la DQO varían entre 0,20 y 0,90 d^{-1} . De acuerdo con Oliveira *et al.* (2001), valores de F/M menores de 0,2 Kg DQO/kg MESV.d indican un sistema microbiológico limitado por el sustrato, mientras que valores de F/M mayores de 0,6 Kg DQO/kg MESV.d indican un sistema con exceso de alimento en relación con la biomasa existente. Estos valores están referidos al sistema completo, es decir teniendo en cuenta el volumen total del reactor biológico y de su biomasa.

Sin embargo, es difícil conseguir referencias de cálculo para sistemas de fangos activados de flujo continuo con compartimentos separados, en los que se tenga en cuenta únicamente el volumen de la zona de contacto, así como su correspondiente MES o MESV. Daigger *et al.* (1985) obtuvieron valores de 15 a 25 Kg DQO/Kg MESV.d para tres selectores aerobios (zonas de contacto inicial) de 100 ml de volumen cada uno conectados en serie. Por otra parte, Marten y Daigger (1997) obtuvieron valores de 0,70 a 1,20 Kg DBO_5 /Kg MES.d para un selector anóxico colocado en cabecera de planta y con un volumen del 8 al 20% del volumen total del reactor biológico. Bécares (1994) estudió

un proceso de fangos activados de doble etapa y obtuvo valores de 0,00 a 4,20 kg DQO/Kg MESV.d para la primera etapa (zona de contacto inicial) y de 0,00 a 0,72 kg DQO/Kg MESV.d para la segunda etapa.

Tabla 7.8. Valores de carga másica (F/M) indicados en la literatura.

| Referencia | Carga másica zona de contacto ^(a) | Carga másica global ^(b) | Unidades | Proceso |
|-------------------------------|--|------------------------------------|------------------|----------------------------------|
| Deakyne <i>et al.</i> , 1984 | - | 0,51 - 0,68 | Kg DBO/Kg MESV.d | A/O |
| Metcalfe y Eddy, 1991 | - | 0,20 - 0,70 | Kg DBO/Kg MESV.d | AO TM |
| Orhon y Artan, 1994 | - | 0,20 - 0,60 | Kg DBO/Kg MESV.d | Convencional |
| | | <0,10 - 0,25 | | Aireación extendida |
| Neethling, 1995 | - | 0,15 - 0,30 | Kg DBO/Kg MESV.d | VIP |
| | | 0,10 - 0,20 | | UCT |
| Lee <i>et al.</i> 1995 | - | 0,067 | Kg DBO/Kg MESV.d | Ludzack-Ettinger |
| Oliveira <i>et al.</i> , 2001 | - | 0,20 - 0,90 | Kg DDO/Kg MESV.d | Convencional |
| Barajas, 2002 | - | 0,10 - 0,55 | Kg DDO/Kg MESV.d | SBR |
| Daigger <i>et al.</i> , 1985 | 15 - 25 | - | Kg DQO/Kg MESV.d | selectores aerobios ² |
| Bécares, 1994 | 0 - 4,20 (0 - 0,72) ³ | - | Kg DQO/Kg MESV.d | Doble etapa |
| Qasim <i>et al.</i> , 1996 | - | 0,12 - 0,31 | Kg DBO/Kg MES.d | AX-AA-AE ¹ |
| Ouyang <i>et al.</i> , 1999 | - | 0,26 - 0,87 | Kg DQO/Kg MES.d | TNCU-II |
| Mikawa <i>et al.</i> , 1996 | - | 0,095 - 0,128 | Kg DBO/Kg MES.d | PEGASUS |
| Jenkins <i>et al.</i> , 1993 | 1,5 - 12 | - | Kg DDO/Kg MES.d | varios selectores |
| Marten y Daigger, 1997 | 0,70 - 1,20 | - | Kg DBO/Kg MES.d | Convencional ⁴ |

^(a) se calcula teniendo en cuenta el volumen del selector y su biomasa.

^(b) se calcula teniendo en cuenta el volumen total del reactor y la biomasa total.

¹ proceso de flujo continuo anóxico-anaerobio-aerobio.

² tres selectores de 100 ml.

³ valores entre paréntesis se refieren a la segunda etapa del proceso.

⁴ reactor aerobio precedido por un selector anóxico.

Jenkins *et al.* (1993) presentan en su libro diversos valores de F/M dependiendo del tipo de selector (aerobio, anóxico o anaerobio) y de la distribución de estos selectores (tamaño relativo). Para el caso de un selector aerobio dividido en tres compartimientos, estos autores recomiendan una F/M para cada compartimiento de 12, 6 y 3 kg DQO/Kg MES.d, respectivamente. Para selectores anóxicos y anaerobios, la F/M para cada compartimiento podría ser de 6, 3 y 1,5 kg DQO/Kg MES.d, respectivamente. La división de los selectores anóxicos o anaerobios no es estrictamente necesaria, de modo que una F/M de 1-2 kg DQO/Kg MES.d para un selector no dividido puede asegurar un buen control de la sedimentación del fango. Como se aprecia en la Tabla 7.8, los valores de la F/M para la zona de contacto varían considerablemente entre los diversos estudios, debido principalmente al tamaño del selector. El selector debe ser diseñado de modo que proporcione el tiempo de contacto necesario para eliminar casi toda la materia orgánica soluble, siendo un 80% de eliminación un buen criterio de eliminación (Jenkins *et al.*, 1993).

La F/M del presente estudio se calculó tanto para la zona de contacto como para la totalidad del sistema. Los valores de F/M obtenidos en el sistema variaron entre 0,05 y 0,30 Kg DQO/Kg MESV.d (0,04 - 0,25 Kg DQO/Kg MES.d) con una media de 0,13 Kg DQO/Kg MESV.d, lo que los sitúa en el rango bajo de F/M indicado en la literatura. Esto pudo deberse a la baja concentración de DQO registrada durante este estudio (250 mg O₂/L) y a la concentración relativamente alta de MESV de todo el reactor (4000 mg/L).

En conclusión, el sistema biológico trabajó con una baja F/M durante este primer período de estudio.

Los valores de F/M_C (basados en la DQO) de la zona de contacto obtenidos en el presente estudio resultaron mucho menores que los indicados en la literatura, debido principalmente al tamaño del selector. Mientras que los volúmenes indicados en la literatura varían entre el 1,5 y el 20% del volumen del reactor biológico, la zona de contacto inicial del reactor utilizado en este estudio tenía un volumen del 25% respecto del total y un TRH medio de una hora. En estas condiciones y con unas concentraciones bajas de DQO y de MES, los valores de F/M_C resultantes fueron acordes con el intervalo indicado por Marten y Daigger (1997) para un reactor de configuración similar a la utilizada en este estudio.

La Figura 7.14 muestra la evolución de la F/M en función del volumen del reactor anaerobio y del volumen total del reactor biológico. En esta figura se aprecia claramente la diferencia resultante de aplicar uno u otro criterio de cálculo de la carga másica. La relación F/M calculada con el volumen total del reactor biológico fue muy estable a lo largo del período, con una desviación estándar de tan sólo 0,05 Kg DQO/Kg MESV.d. Por otra parte, la F/M de la zona de contacto anaerobia varió considerablemente entre 0,60 y 4,40 Kg DQO/Kg MESV.d ($s = 0,74$ Kg DQO/Kg MESV.d).

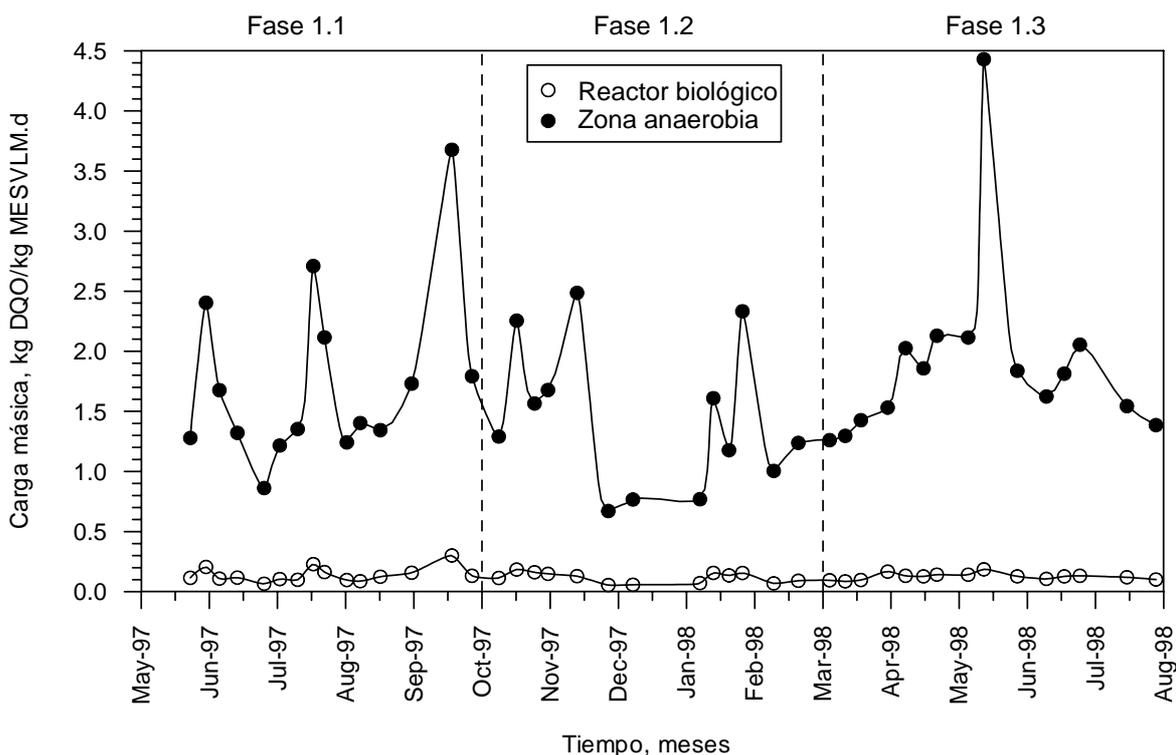


Figura 7.14 Evolución temporal de la carga másica y de la biomasa en el reactor biológico, durante el primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

Un primer análisis de la evolución de la F/M en la zona de contacto anaerobia durante las Fases 1.1 y 1.2 indica una gran variabilidad de los valores, aunque con una tendencia a distribuirse en el intervalo de 1,00 a 2,00 Kg DQO/Kg MESV.d. El máximo valor se registró el día 16 de septiembre (3,68 Kg DQO/Kg MESV.d), debido a un pico de la concentración de DQO y a una pérdida de biomasa causada por un episodio de *bulking*

filamentoso. Por otro lado, la F/M durante la Fase 1.3 registró una ligera tendencia a aumentar, debido al incremento de la concentración de DQO, que a su vez fue compensada por un aumento de la concentración de sólidos volátiles en el tanque anaerobio. Si se descarta el valor registrado el día 12 de mayo de 1998, el valor medio de F/M durante la Fase 1.3 fue de 1,89 Kg DQO/Kg MESV.d, con una desviación estándar de 0,31 Kg DQO/Kg MESV.d y un coeficiente de variación de sólo un 18%.

La Figura 7.15 presenta la variación de la concentración media de DQO a lo largo del reactor biológico. La concentración media de DQO soluble en la zona anaerobia disminuyó hasta 60 mg O₂/L, mientras que los valores medios obtenidos en la zona anóxica y aerobia fueron aproximadamente de 35 y 25 mg O₂/L, respectivamente. La mayor reducción de la concentración se produjo en la zona anaerobia, que es la que recibía directamente la carga orgánica procedente del afluente. Este fenómeno concuerda con lo expresado por Wanner (1997) y Eikelboom (1991) respecto a la asimilación de materia orgánica en la zona de contacto.

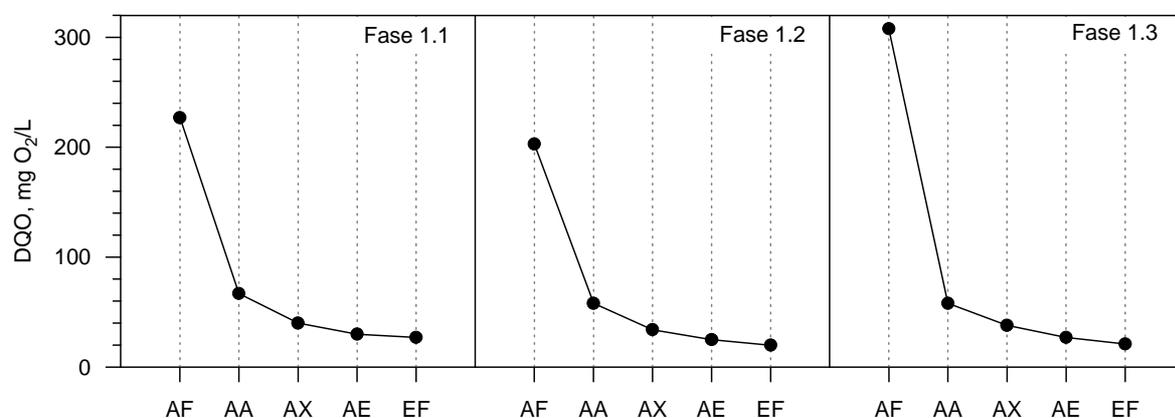


Figura 7.15 Evolución de la concentración media de DQO con el paso del agua a través del reactor durante el primer período de estudio, marzo 1997- julio 1998.

De acuerdo con Wanner (1997), parte de la eliminación de los compuestos orgánicos del agua residual se produce por biosorción, tras el contacto inicial del agua residual con el fango activado. Este fenómeno explica el proceso simultáneo de eliminación inicial y rápida de las partículas por adherencia a la estructura de los flóculos, seguido de la absorción y almacenamiento celular del sustrato fácilmente biodegradable. Eikelboom (1991) observó porcentajes de eliminación del 85 al 92% de la DQO en los primeros 10 minutos de contacto del agua residual con el fango activado de un selector. El tiempo de contacto inicial recomendado por varios autores puede variar entre 10 y 18 minutos (Daigger *et al.*, 1985; Eikelboom, 1991; Rensink y Donker, 1993).

La Figura 7.16 muestra una comparación de la evolución de la concentración de DQO a lo largo del reactor observada en este estudio en relación con la registrada en estudios de otros investigadores. Asimismo, se representa el porcentaje medio de eliminación de la DQO obtenido en la totalidad del presente sistema y en cada una de sus zonas. Durante el primer período de estudio, la eliminación de DQO en el reactor varió entre un 73 y un 99%, con una media de 90%, mientras que el rango de eliminación correspondiente a la zona anaerobia fue del 65 al 99% respecto del total, con una media del 82%. Estos valores son perfectamente comparables con los valores indicados por Eikelboom (1991) y Punrattanasin (1997) entre otros. Por otro lado, las zonas anóxica y aerobia redujeron la DQO residual en un 10 y un 6%, respectivamente.

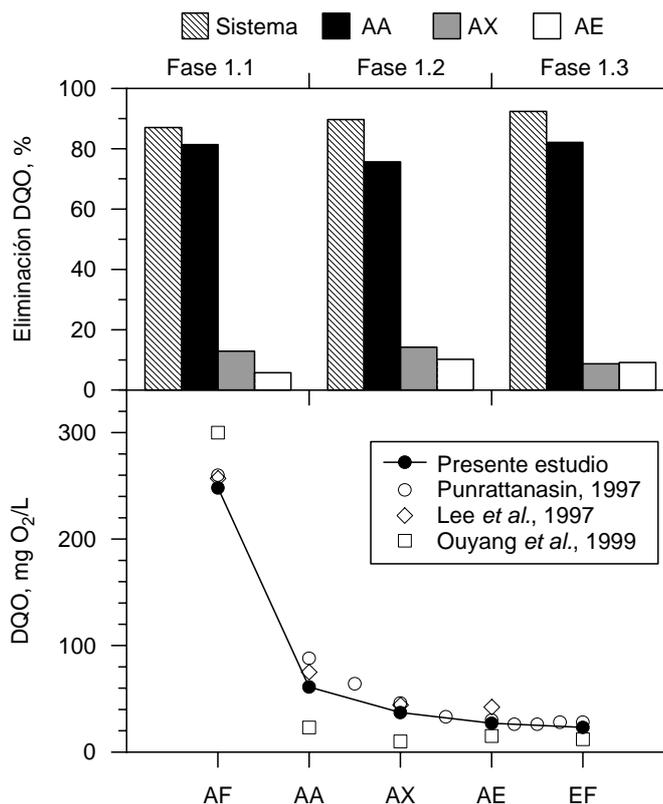


Figura 7.16 Evolución de la concentración de DQO y del rendimiento de eliminación, primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

Los resultados del presente estudio concuerdan con los valores indicados en la literatura, tal como se aprecia en la Figura 7.16. Por un lado, Punrattanasin (1997) registró reducciones de la concentración en el tanque anaerobio de más del 82%, del 2 al 17% en los tanques anóxicos y del 0 al 9% en los tanques aerobios, respecto a la eliminación total de DQO, utilizando un sistema UCT a escala de laboratorio dividido en 8 tanques (2 anaerobios, 2 anóxicos y 4 aerobios). Por otro lado, Lee *et al.* (1997) obtuvieron una reducción de la DQO afluyente próxima al 85% en la etapa anaerobia de un proceso A²/O. El porcentaje de eliminación obtenido por Ouyang *et al.* (1999) durante la etapa anaerobia del proceso fue superior al 90%, dejando una DQO soluble residual muy baja para las siguientes etapas del tratamiento (anóxica y aerobia).

7.1.4 Eliminación biológica de nutrientes: nitrógeno y fósforo

La Tabla 7.9 indica la media y la desviación estándar de la concentración de nutrientes del afluyente y del efluente del reactor biológico. Asimismo, la tabla muestra los intervalos de variación y los rendimientos medios de eliminación de nitrógeno y de fósforo alcanzados en cada fase experimental del primer período de estudio. La Figura 7.17 presenta la distribución de probabilidad normal de la concentración de nutrientes en el afluyente y en el efluente de la planta experimental, así como de la concentración de compuestos inorgánicos del efluente. Los valores de N y de P se ajustan perfectamente a una línea recta, a pesar de que algunos puntos de la cola de la distribución del PT afluyente se desvían ligeramente.

Tabla 7.9. Media y desviación estándar de la concentración de N y de P del afluente y del efluente del reactor biológico, en cada fase experimental del primer período de estudio, marzo 1997- julio 1998.

| Fase | n | Nitrógeno (mg N/L) | | | Fósforo Total (mg P/L) | | |
|----------|----|--------------------|-------------|-----------------|------------------------|-------------|-----------------|
| | | Afluente | Efluente | Rendimiento (%) | Afluente | Efluente | Rendimiento (%) |
| Fase 1.1 | 15 | 28 ± 8,18 | 3,32 ± 2,09 | 87 | 6,92 ± 1,32 | 3,96 ± 0,66 | 42 |
| Fase 1.2 | 13 | 35 ± 9,72 | 11,6 ± 2,74 | 64 | 7,17 ± 1,25 | 4,35 ± 0,72 | 39 |
| Fase 1.3 | 15 | 35 ± 8,10 | 8,19 ± 1,78 | 76 | 9,26 ± 1,66 | 3,94 ± 0,48 | 56 |

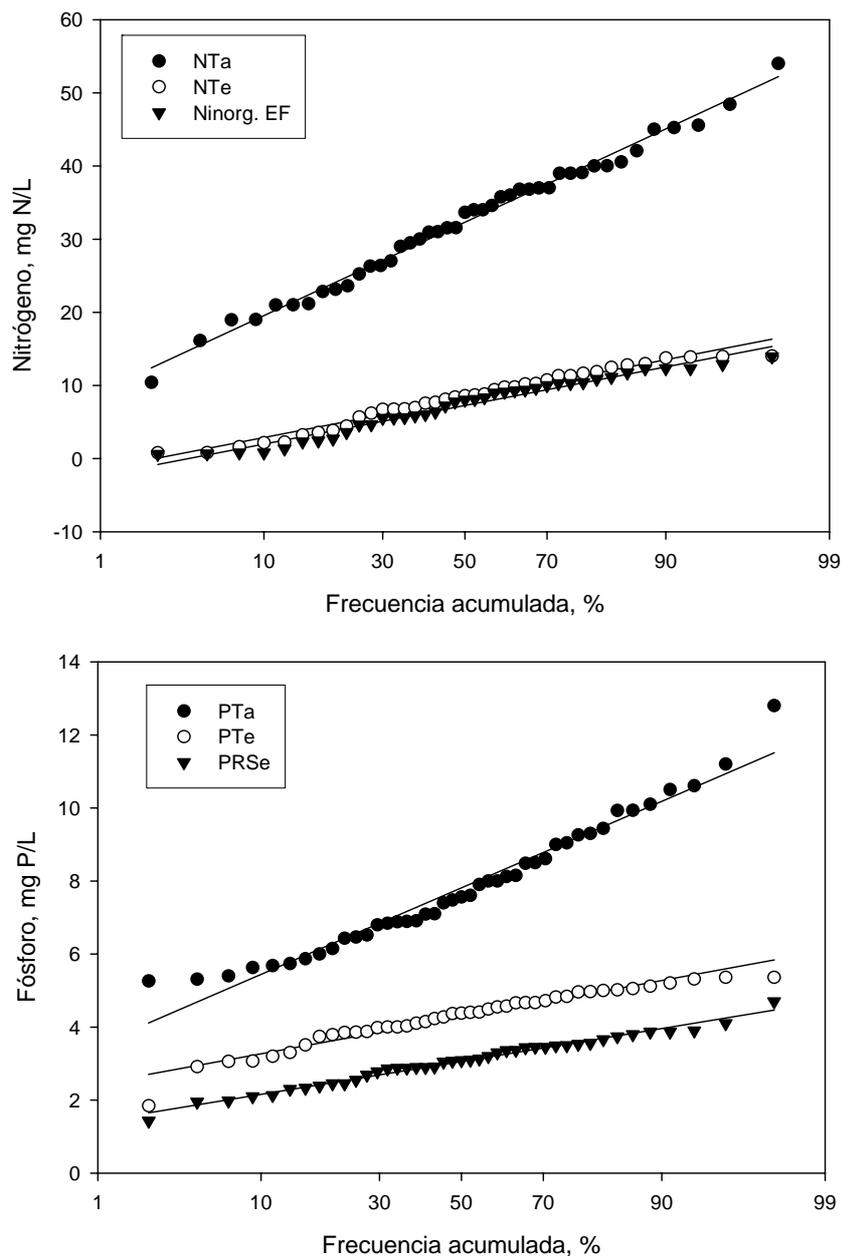


Figura 7.17 Distribución de probabilidad normal de la concentración de N y de P del afluente y del efluente, durante el primer período de estudio, marzo 1997- julio 1998.

Las concentraciones medias de nutrientes en el afluente son las características de un agua residual municipal de tipo débil con tendencia a media, de acuerdo con la Tabla 5.3. La concentración de NT del afluente durante el primer período de estudio osciló entre 10 y 54 mg N/L, con un 70% de los datos comprendidos entre 20 y 40 mg N/L. La concentración de NT del efluente osciló entre 0,80 y 14,0 mg N/L, con un valor medio de 8,0 mg N/L. El 70% de las concentraciones de nitrógeno total registradas en el efluente fueron inferiores a 10,0 mg N/L. La eliminación de nitrógeno en las Fases 1.1 y 1.3 fue muy estable, fluctuando en torno a una media del 80%. Sin embargo, los rendimientos de eliminación durante la Fase 1.2 fueron muy variables, oscilando entre el 43 y el 83%, con una media del 64%.

El contenido de N del efluente estuvo siempre conforme con la Directiva Europea 91/271/CEE para los vertidos de aguas residuales en zonas sensibles desde poblaciones de 10.000 a 100.000 habitantes equivalentes, para los que establece una concentración máxima de vertido de NT de 15 mg N/L. Tan sólo un 25% de los datos superaron el límite de 10 mg N/L fijado por dicha Directiva para los vertidos de aguas residuales en zonas sensibles desde poblaciones de más de 100.000 habitantes equivalentes. Asimismo, el rendimiento medio de eliminación de N obtenido durante este período (74%) estuvo conforme con los porcentajes mínimos de depuración exigidos por la Directiva Europea (91/271/CEE) (70-80%).

La concentración de fósforo total (PT) del afluente fue muy variable durante todo el estudio. La concentración de PT del afluente durante el primer período de estudio osciló entre 5,25 y 12,8 mg P/L, con un 80% de los datos comprendidos entre 6,0 y 10 mg P/L. La concentración de PT del efluente osciló entre 1,80 y 5,30 mg P/L, con un valor medio de 4,00 mg P/L. Sólo un 10% de los valores de PRS en el efluente estuvieron por debajo de 2 mg P/L. Los rendimientos de eliminación de PT obtenidos a lo largo del estudio fueron muy variables, oscilando entre el 23 y el 71%, con una media del 46%. Estos resultados indican que la concentración media de PT efluente superó los límites de 1,0 y 2,0 mg P/L establecidos por la Directiva Europea (91/271/CEE) para los vertidos de aguas residuales en zonas sensibles desde poblaciones de más de 100.000 habitantes equivalentes, y que el rendimiento de eliminación del PT no alcanzó el porcentaje mínimo exigido (80%).

Evolución y rendimientos de eliminación del nitrógeno

La Figura 7.18 presenta la evolución temporal de las concentraciones de NT del afluente y del efluente de la planta experimental, así como sus rendimientos de eliminación. El nitrógeno afluente mostró un comportamiento variable sin ninguna tendencia clara con el tiempo (ver capítulo 5). Por otro lado, el N del efluente fue bastante estable en general, distinguiéndose claramente al menos 2 etapas. La primera etapa coincidió con la Fase 1.1 y se caracterizó por presentar la concentración media más baja de las registradas (3,32 mg N/L). La segunda etapa agrupó a las Fases 1.2 y 1.3. Durante la Fase 1.2 la concentración de N aumentó hasta alcanzar valores entre 6,0 y 14,0 mg N/L, con una media de 11,6 mg N/L y un intervalo de confianza para la media (nivel de significación del 0,05) de 10,1-13,1 mg N/L. La concentración media en la Fase 1.3 fue de 8,2 mg N/L, con un intervalo de confianza de 7,3-9,1 mg N/L.

Los rendimientos de eliminación de nitrógeno total a lo largo de este primer período fueron muy variables, oscilando entre el 43 y el 96%, con una media del 75%. Sin embargo, es necesario distinguir las formas en las que el nitrógeno puede encontrarse en el afluente y las transformaciones que experimenta durante el proceso de tratamiento. El N contenido en el afluente se encuentra principalmente en forma de nitrógeno amoniacal y de nitrógeno orgánico, con unas concentraciones prácticamente nulas de nitritos y

nitratos. Por otra parte, el N del efluente de un proceso de tratamiento como el utilizado en este estudio, se distribuye entre todas las diferentes formas anteriores.

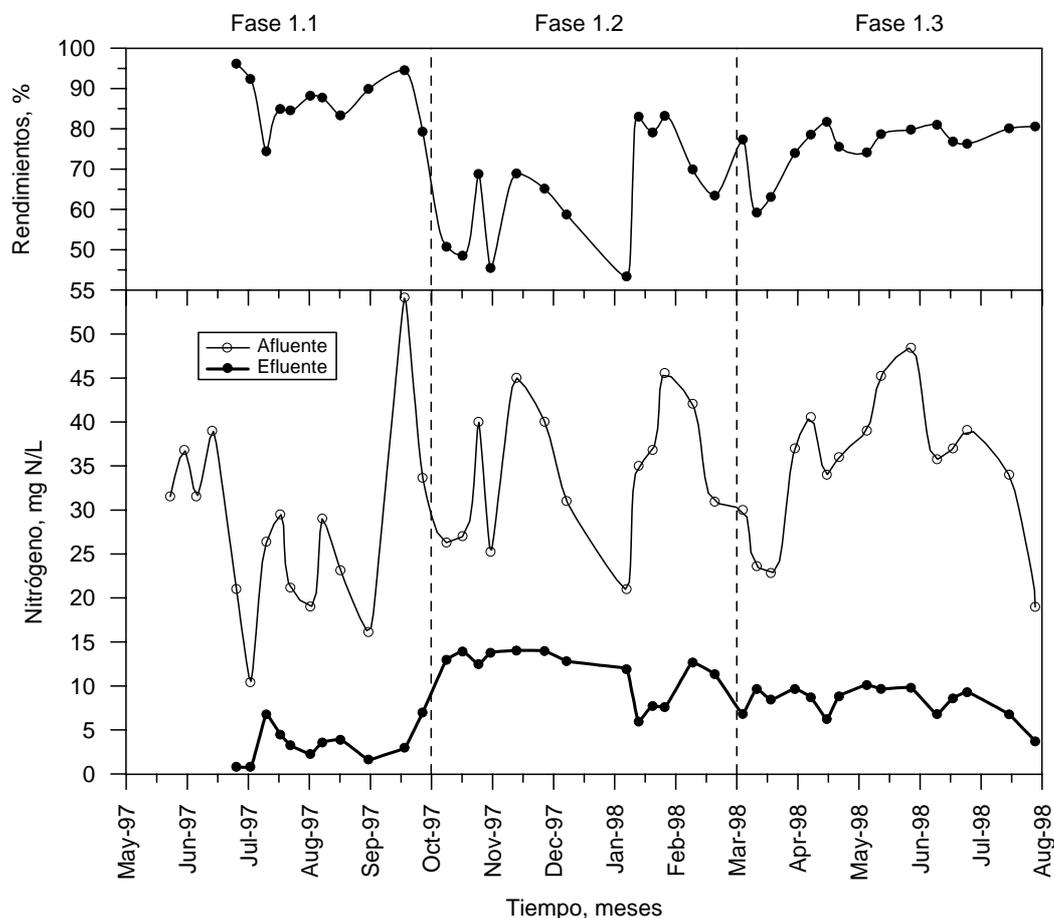


Figura 7.18 Evolución temporal del nitrógeno total del afluente y del efluente del reactor biológico, durante el primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

La Tabla 7.10 muestra las medias aritméticas y la desviación estándar de la concentración de las especies químicas del N. Estos datos sirvieron para calcular los porcentajes relativos de cada uno de los compuestos y los porcentajes de eliminación globales que se representan en la Figura 7.19.

El nitrógeno orgánico contenido en el afluente tiene que ser transformado en nitrógeno amoniacal antes de poder ser eliminado biológicamente. Igualmente, la eliminación del amoníaco requiere su transformación en nitritos y finalmente en nitratos en condiciones óxicas, mediante el proceso de nitrificación. Por otro lado, la eliminación de los nitratos generados por este proceso han de ser transformados a nitrógeno gas en condiciones anóxicas mediante un proceso de desnitrificación.

La Figura 7.19 indica que la composición porcentual de las especies químicas del N en el afluente y en el efluente es muy diferente. Todo el N del afluente se encuentra en forma de nitrógeno amoniacal (80%) y de nitrógeno orgánico (20%), mientras que las principales formas de N en el efluente son el N oxidado (20%) y el nitrógeno orgánico (3,5%), con una concentración muy pequeña de amoníaco (1%).

Tabla 7.10. Componentes químicos del N en el afluente y el efluente del reactor biológico en cada fase experimental del primer período de estudio, marzo 1997- julio 1998.

| Fase | n | Afluente media±DS | Efluente media±DS |
|---------------------------------------|----|----------------------|----------------------|
| Fase 1.1 | | | |
| | 15 | | |
| N-org., mg N/L | | 6,86±5,00 | 0,88±0,61 |
| NH ₃ , mg N/L | | 21,3±7,64 | 0,16±0,18 |
| NO ₂ ⁻ , mg N/L | | 0,03±0,04 | 0,10±0,07 |
| NO ₃ ⁻ , mg N/L | | 0,00±0,01 | 2,22±1,95 |
| Fase 1.2 | | | |
| | 13 | | |
| N-org., mg N/L | | 6,80±3,65 | 1,32±0,87 |
| NH ₃ , mg N/L | | 27,7±7,19 | 0,35±0,26 |
| NO ₂ ⁻ , mg N/L | | 0,01±0,02 | 0,22±0,10 |
| NO ₃ ⁻ , mg N/L | | 0,01±0,01 | 9,72±3,07 |
| Fase 1.3 | | | |
| | 15 | | |
| N-org., mg N/L | | 6,33±1,95 | 0,78±0,32 |
| NH ₃ , mg N/L | | 28,4±7,36 | 0,15±0,09 |
| NO ₂ ⁻ , mg N/L | | 0,02±0,02 | 0,13±0,10 |
| NO ₃ ⁻ , mg N/L | | 0,01±0,02 | 7,75±1,80 |

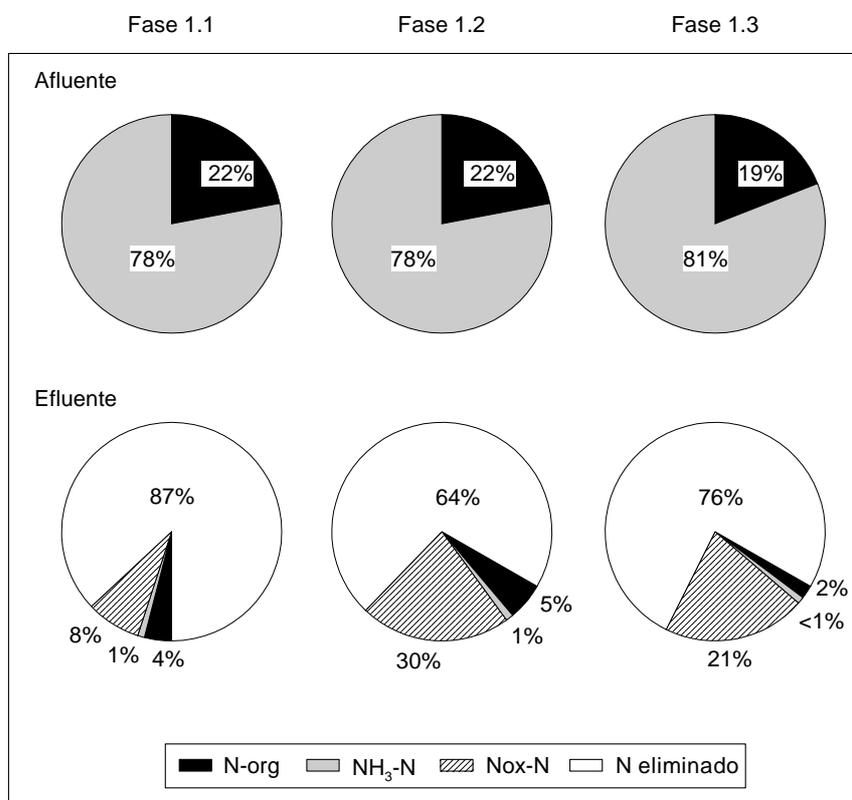


Figura 7.19 Porcentajes relativos de las especies químicas del N y rendimientos de eliminación global del N en el reactor biológico, durante el primer período de estudio, marzo 1997- julio 1998.

Los rendimientos de eliminación del N amoniacal, oxidado durante el proceso de nitrificación, fueron en todo momento superiores al 97%. La concentración del N amoniacal osciló entre 0,00 y 0,90 mg N/L, con una media de 0,22 mg N/L. La reducción media del N orgánico fue del 84%, con una variación entre el 50 y el 99%. Por tanto, se puede decir que el proceso de nitrificación y desnitrificación alcanzó una excelente eliminación del nitrógeno durante este primer período del estudio. Por otro lado, las formas oxidadas del nitrógeno del efluente (nitritos y nitratos) variaron considerablemente de una fase a otra. Durante la Fase 1.1 su concentración fue de un 8% respecto del nitrógeno total, mientras que durante las Fases 1.2 y 1.3 su concentración representó alrededor de un 25% del nitrógeno afluente.

Velocidad de nitrificación y desnitrificación

La Figura 7.20 presenta la evolución de las especies químicas de nitrógeno en el líquido de mezcla (LM) del reactor biológico durante las distintas fases del primer período de estudio. La nitrificación completa se define como un proceso en el cual la concentración de amoníaco del efluente es próxima a cero. Más del 80% de las concentraciones de amoníaco fueron inferiores a 0,30 mg N/L a lo largo del período. Tan sólo en el caso de la Fase 1.2 se alcanzaron valores de hasta 0,90 mg N/L, con una media de 0,35 mg N/L.

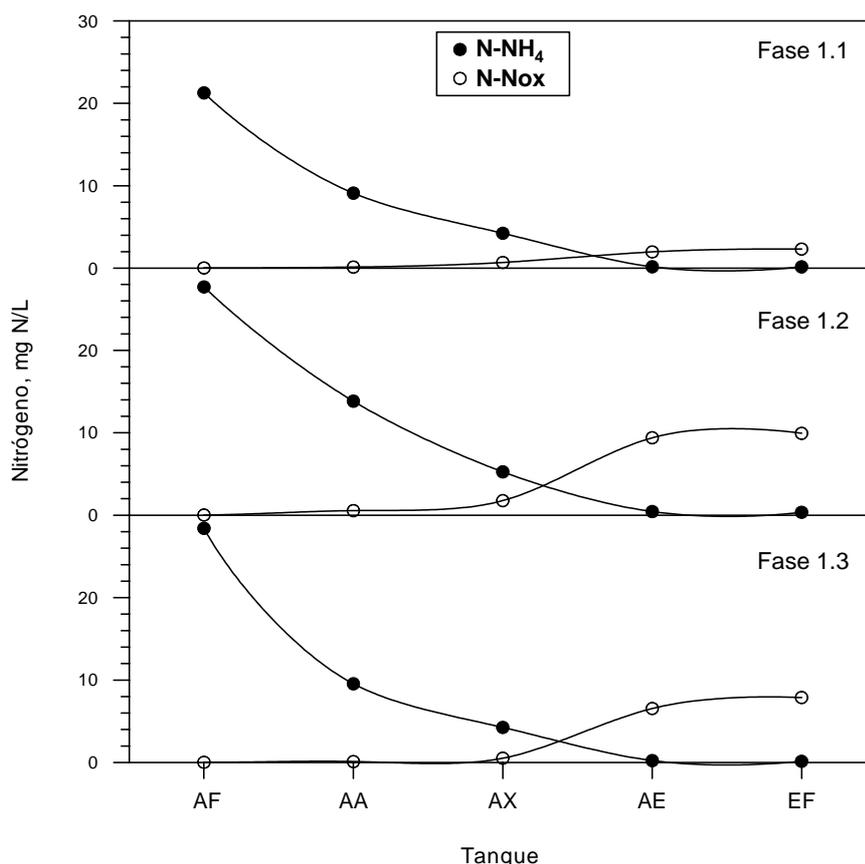


Figura 7.20 Evolución de las especies químicas de nitrógeno a lo largo del reactor durante el primer período de estudio, marzo 1997- julio 1998.

Para caracterizar la nitrificación se realizó un balance másico del nitrógeno tanto de forma global sobre el reactor biológico como de forma específica sobre el tanque aerobio (Figura 7.21). La velocidad específica de nitrificación del sistema (V_N) se estimó

basándose en el NKT oxidado (NKT_{ox}) y en la biomasa del reactor aerobio, utilizando la ecuación:

$$V_N = \frac{NKT_{ox}}{\text{Biomasa AE}} \tag{7.3}$$

donde la cantidad de NKT_{ox} por día se estimó según Sedlak (1991):

$$NKT_{ox} \text{ (mg N/d)} = NKT_a - NKT_e - N_{pb} \tag{7.4}$$

siendo,

NKT_a = masa de NKT del afluente al sistema, mg N/d

NKT_e = masa de NKT del efluente del sistema, mg N/d

N_{pb} = masa de nitrógeno utilizada en la producción de biomasa, mg N/d

La masa de NKT que entra o sale del reactor biológico se obtiene multiplicando la concentración de NKT, medida en el afluente o en el efluente (en términos de mg N/L) por el caudal afluente en L/d. El N_{pb} se estimó en un 12% de la cantidad de biomasa producida (MESV_{pb}). La cantidad de MESV_{pb} corresponde a la concentración de MESV purgada del reactor aerobio cada día para mantener la edad del fango deseada, aumentada en la cantidad de biomasa que se evacua con el efluente (Sedlak, 1991). La Ecuación (7.5) representa esta MESV_{pb}.

$$MESV_{pb} = MESV_{ae} * Q_p + MESV_e * Q_e \tag{7.5}$$

siendo,

MESV_{pb} = cantidad de biomasa producida, mg MESV/d

MESV_{ae} = sólidos suspendidos volátiles del reactor aerobio, mg/L

MESV_e = sólidos suspendidos volátiles del efluente, mg/L

Q_e = caudal efluente, L/d

Q_p = caudal de purga, L/d

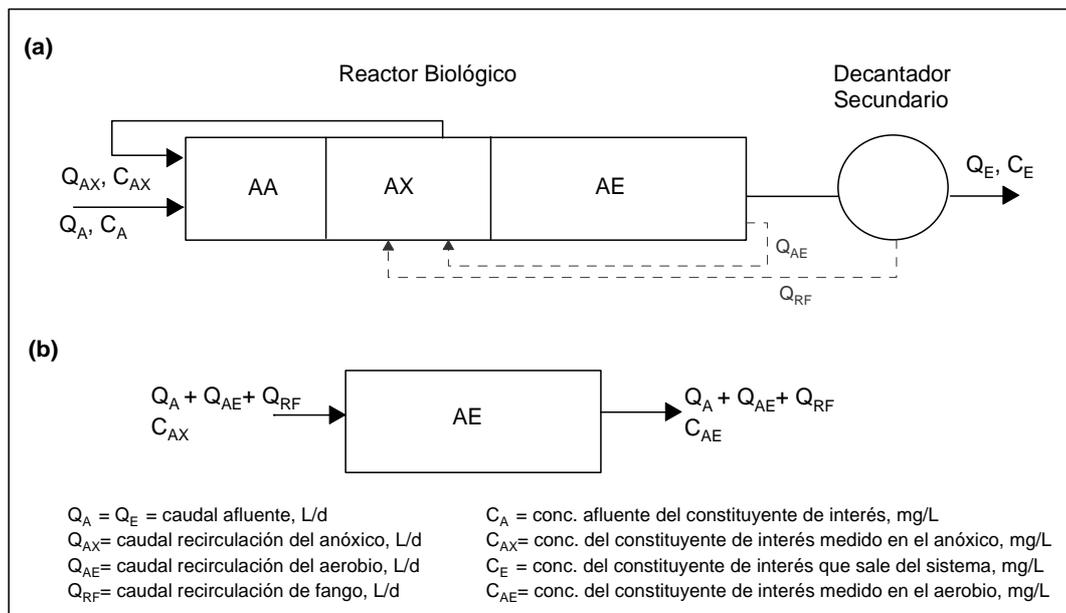


Figura 7.21 Balance másico del sistema (a) y del reactor aerobio (b) para estimar la tasa de nitrificación.

Considerando que no es posible determinar con exactitud en qué etapa del sistema ocurre la producción de biomasa, se supuso que todo el crecimiento estimado tiene lugar en el reactor aerobio. Este planteamiento garantiza una estimación conservadora de la mínima velocidad específica de nitrificación, ya que se supone el máximo consumo de NKT por asimilación (Sedlack, 1991).

La velocidad específica de nitrificación en el reactor aerobio (V_{Nae}) se obtuvo de igual forma con la Ecuación (7.3), pero realizando el balance de masas en la zona aerobia únicamente (Figura 7.21b). El cálculo del nitrógeno oxidado se realizó utilizando las concentraciones de amoníaco que afluentes y efluentes del reactor aerobio, debido al escaso número de medidas de NKT soluble realizadas durante el estudio. El flujo de amoníaco (en términos de mg N/d) afluente se estimó multiplicando la concentración de NH_3-N medida en el reactor anóxico por la suma de los caudales afluentes al reactor aerobio. El flujo de amoníaco efluente (mg N/d) se estimó multiplicando la concentración de amoníaco medido dentro del reactor aerobio por la suma de los caudales efluentes de éste.

La Tabla 7.11 resume los valores de la V_N y la V_{Nae} obtenidos para el sistema y para el reactor aerobio, respectivamente; asimismo indica los valores de V_N publicados por diversos autores.

Tabla 7.11. Velocidad específica de nitrificación obtenida para todo el reactor y para la zona aerobia específicamente durante el primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998, junto con los valores propuestos en la literatura.

| Referencia | Sistema de tratamiento | V_N (mg N/mg MESV.d) | V_{Nae} (mg N/mg MESV.d) |
|------------------------------|---|---------------------------|-------------------------------|
| Este estudio | VIP (escala laboratorio) | 0,028 - 0,172 | -0,002 - 0,088 |
| Randall <i>et al.</i> (1992) | Continuo con EBN | 0,043 - 0,173 | -- |
| Sabalowsky (1999) | A ² /O (escala laboratorio) | 0,014 - 0,180 | -0,003 - 0,073 |
| Cortacáns (1997) | UCT | 0,005 - 0,060 | 0,000 - 0,075 |
| Barajas (2002) | RBS (escala laboratorio) | 0,029 - 0,053 | -- |

El balance general proporcionó velocidades mayores que las del balance del reactor aerobio. La máxima V_N estimada para el sistema fue de 0,17 mg N/mg MESV.d, correspondiente a la mayor carga másica de nitrificación (F/M_N), así como al pico de NKT y de DQO afluentes registrados el 16 de septiembre de 1997 (ver Capítulo 5). La V_N media fue de 0,078 mg N/mg MESV.d. Los valores de la V_N obtenida fueron perfectamente comparables a los indicados por Randall *et al.* (1992) y Sabalowsky (1999). El estudio de Barajas (2002) se presenta a modo de comparación, ya que se trata de la misma fuente de agua residual estudiada, pero depurada mediante un proceso de flujo secuencial.

Los valores de la V_{Nae} obtenidos en este estudio durante el primer período son muy similares a los indicados por Sabalowsky (1999) y Cortacáns (1997). La máxima V_{Nae} estimada en el reactor aerobio fue de 0,082 mg N/mg MESV.d, con una media de 0,036 mg N/mg MESV.d.

La Figura 7.22 presenta la correlación entre la velocidad de nitrificación y la carga másica de nitrificación (F/M_N). La F/M_N se estimó tanto para el sistema completo (a partir de los valores del NKT afluente y efluente del sistema) como para la zona aerobia (a partir del N amoniacal afluente y efluente del reactor aerobio). Como se puede apreciar, las velocidades de nitrificación estimadas mediante el balance de todo el reactor biológico fueron superiores a las estimadas mediante el balance del reactor aerobio. Ambos resultados guardan una excelente correlación con la carga másica de nitrificación, e incluso todos los datos se pueden ajustar a una misma línea de regresión, con un coeficiente de correlación global de 0,99. Sin embargo, la velocidad máxima de nitrificación no se alcanzó en ninguno de los casos, puesto que los valores de la velocidad aumentaron de forma continua con la F/M_N , sin llegar a alcanzar un nivel de estabilidad.

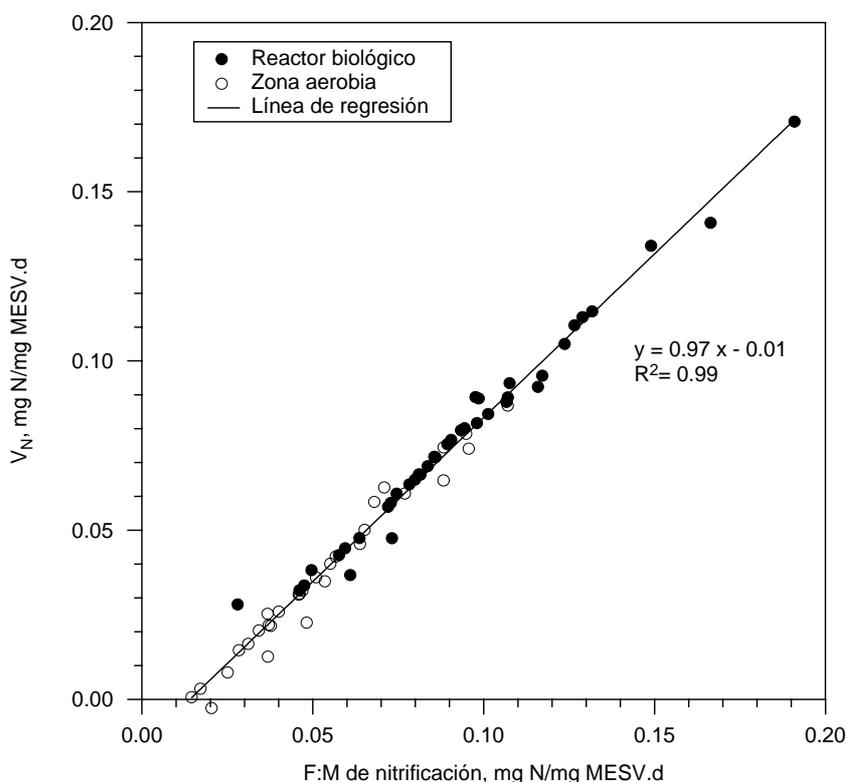


Figura 7.22 Velocidad específica de nitrificación (V_N) en función de la carga másica de nitrificación (F/M_N). Primer período de estudio, marzo 1997- julio 1998.

La evaluación del proceso de desnitrificación se realizó mediante un balance másico del nitrógeno tanto de forma global sobre el reactor biológico como de forma específica sobre el tanque anóxico (Figura 7.23). La velocidad específica de desnitrificación del sistema (V_{DN}) se estimó a partir de la cantidad de nitratos eliminados y de la biomasa presente en el reactor anóxico, es decir:

$$V_{DN} = \frac{NO_x}{Biomasa_{AX}} \tag{7.6}$$

donde la cantidad de NO_x eliminada por día se estimó, según Sedlak (1991) con la expresión:

$$NO_x \text{ (mg N/d)}_{DN} = NO_{x_a} - NO_{x_e} + NKT_{ox} \tag{7.7}$$

donde,

NO_x = masa de nitratos eliminados por unidad de tiempo, mg N/d

NO_{x_a} = masa de nitratos afluentes al sistema, mg N/d

NO_{x_e} = masa de nitratos efluentes del sistema, mg N/d

$NKTox$ = masa de NKT oxidado por unidad de tiempo, mg N/d

donde el $NKTox$ se determinó mediante el balance másico de nitrificación descrito mediante la Ecuación (7.4). El flujo de nitratos que entran o salen del sistema se obtiene multiplicando la concentración de nitratos, medido en el afluente o en el efluente (en términos de mg N/L), por el caudal afluente en L/d. La biomasa anóxica se estimó multiplicando la MESV del reactor anóxico por el volumen de este reactor.

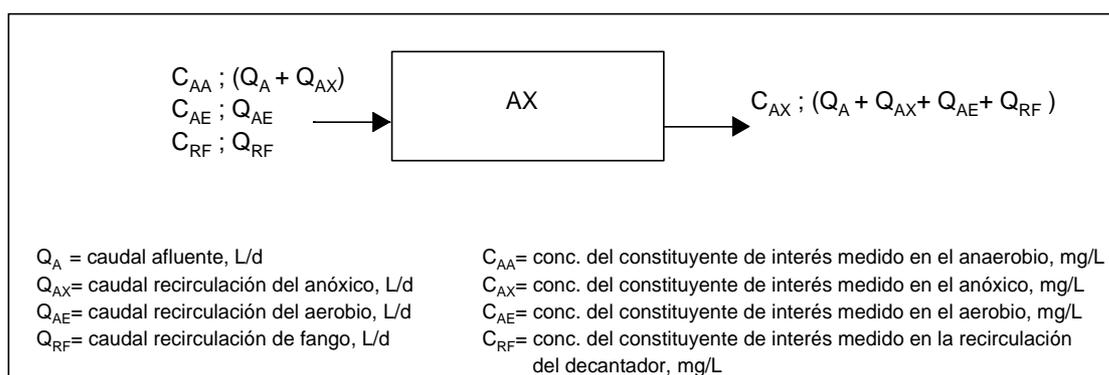


Figura 7.23 Balance másico del reactor anóxico para estimar la velocidad de desnitrificación.

El balance de nitratos en el reactor anóxico se realizó a partir de la concentración de nitratos y de los caudales afluentes y efluentes de dicho reactor. En este caso, el término correspondiente al $NKTox$ no se utilizó por considerar que en la zona anóxica no hay oxidación de NKT (Sabalowsky, 1999). La velocidad específica de desnitrificación estimada para el reactor anóxico (V_{DNax}) se normalizó mediante la utilización de la biomasa presente en dicha zona.

La Tabla 7.12 resume los valores de la V_{DN} y la V_{DNax} obtenidos para el sistema completo y para el reactor anóxico utilizados en este estudio, respectivamente; asimismo la tabla indica los valores de V_{DN} publicados por diversos autores.

Tabla 7.12. Velocidad específica de desnitrificación obtenida para todo el reactor y para la zona anóxica, durante el primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998, junto con los valores propuestos en la literatura.

| Referencia | Sistema de tratamiento | V_{DN} (mg N/mg MESV.d) | V_{DNax} (mg N/mg MESV.d) |
|-----------------------|------------------------------|---------------------------|-----------------------------|
| Este estudio | VIP (escala laboratorio) | 0,030 - 0,386 | 0,000 - 0,162 |
| EPA (1993) | Continuo con EBN | 0,040 - 0,150 | -- |
| Metcalf y Eddy (1991) | Continuo con EBN | 0,030 - 0,110 | -- |
| Sabalowsky (1999) | A2/O (escala laboratorio) | -0,010 - 0,260 | 0,000 - 0,160 |
| Punrattanasin (1997) | UCT | -- | 0,043 - 0,106 |
| Cortacáns (1997) | UCT | - 0,002 - 0,180 | 0,000 - 0,150 |
| Barajas (2002) | RBS (escala laboratorio) | 0,014 - 0,031 | -- |

El balance general proporcionó velocidades de desnitrificación mayores que las del balance del reactor anóxico. La máxima V_{DN} estimada para el sistema fue de 0,39 mg N/mg MESV.d, correspondiente al pico de NKT y DQO afluentes registrados el 16 de septiembre de 1997 (ver Capítulo 5). El valor medio de V_{DN} fue 0,12 mg N/mg MESV.d. Los valores de la V_{DN} obtenida fueron perfectamente comparables a los indicados por otros investigadores como Sabalowsky (1999) o Cortacáns (1997). El estudio de Barajas (2002) se presenta a modo de comparación, ya que se trata de la misma agua residual estudiada, pero depurada mediante un proceso de flujo secuencial.

Los valores de la V_{DNax} obtenidos durante el primer período de estudio son muy similares a los indicados por otros investigadores. La máxima V_{DNax} estimada para el reactor anóxico fue de 0,16 mg N/mg MESV.d, con una media de 0,05 mg N/mg MESV.d. Sin embargo, es necesario distinguir entre las tres fases estudiadas en este período. Las velocidades más bajas se registraron durante la Fase 1.2, con un valor medio de 0,007 mg N/mg MESV.d. Durante esta fase se registró un episodio de *bulking* filamentoso. La velocidad media durante la Fase 1.1 fue de 0,03 mg N/mg MESV.d, mientras que durante la Fase 1.3 ascendió a 0,09 mg N/mg MESV.d.

La Figura 7.24 muestra la correlación entre la velocidad de desnitrificación y la carga másica de desnitrificación (F/M_{DN}). La relación F/M_{DN} está expresada en términos de la carga de NKT afluente a la planta, normalizada con la biomasa presente en el reactor anóxico. Como se puede apreciar, las velocidades de desnitrificación estimadas mediante el balance de todo el reactor biológico fueron superiores a las estimadas con el balance del reactor anóxico. Existe una buena correlación entre la V_{DN} y la F/M_{DN} , excepto cuando la velocidad de desnitrificación se estima mediante un balance del reactor anóxico. No se observó una correlación adecuada entre la velocidad de desnitrificación y la carga másica basada en la DQO afluente.

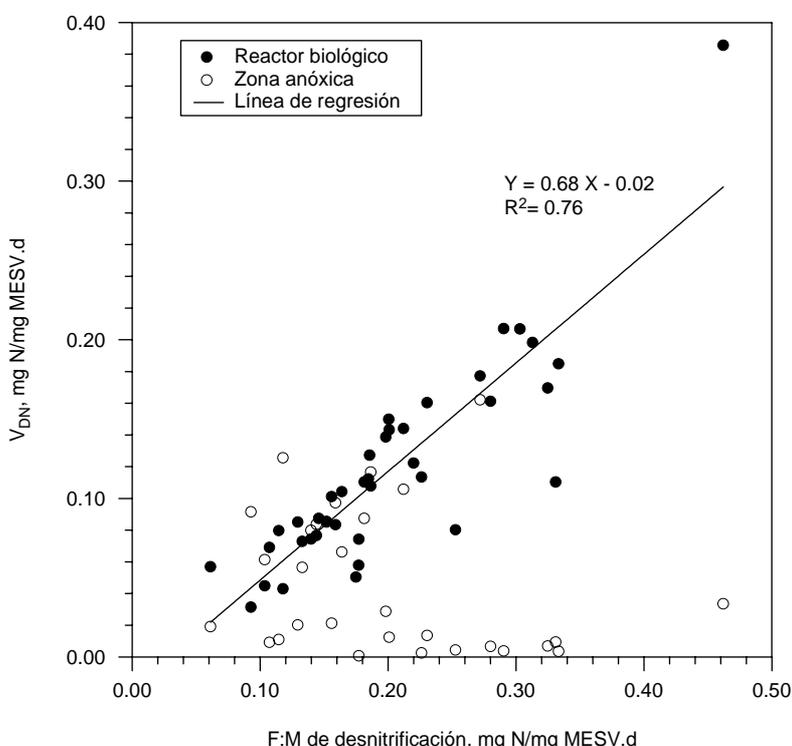


Figura 7.24 Velocidad específica de desnitrificación (V_{DN}) en función de la carga másica de desnitrificación (F/M_{DN}). Primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

Los valores de la velocidad de desnitrificación parecen aumentar con la F/M_{DN} . Sin embargo, si se suprime el valor de V_{DN} igual a 0,39 mg N/mg MESV.d, por considerarlo aislado y poco representativo del resto, la velocidad máxima de desnitrificación fue de 0,20 mg N/mg MESV.d, obtenida con un balance másico sobre todo el reactor.

El proceso de desnitrificación permite eliminar tanto nitrógeno como materia orgánica. El proceso de desnitrificación requiere disponer de una cierta cantidad de materia orgánica, por lo que la relación C/N es importante. La Figura 7.25 muestra la correlación entre el porcentaje de desnitrificación y la relación C/N relativa al reactor anóxico. El porcentaje de desnitrificación obtenido en el reactor anóxico se ajusta adecuadamente a la relación DQO/N aplicable a dicho reactor.

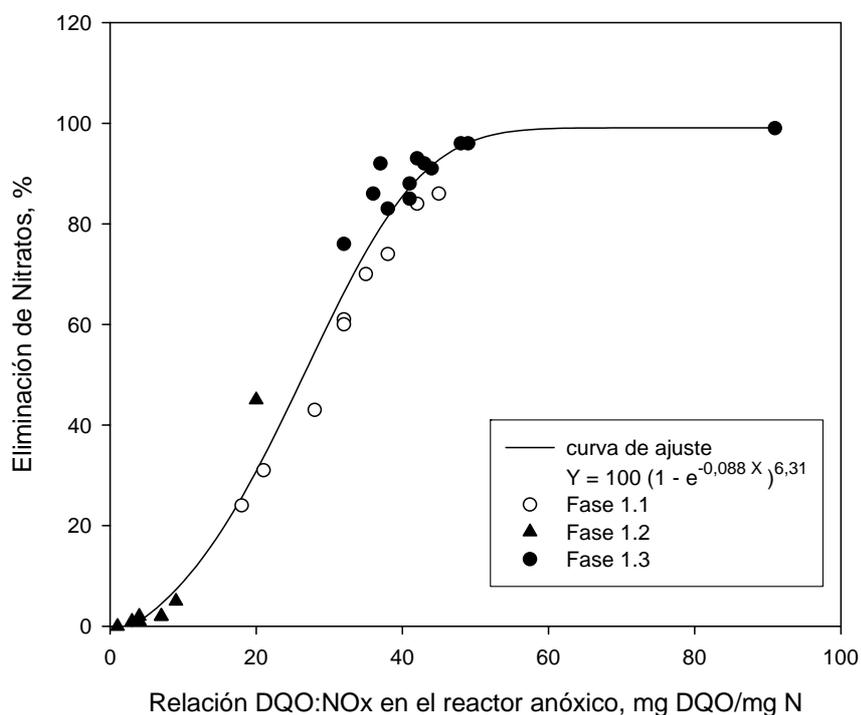


Figura 7.25 Porcentaje de desnitrificación en el reactor anóxico en función de la relación C/N aplicada en dicha zona. La curva de ajuste representa la tendencia para el agua residual tratada. Primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

La concentración de DQO del efluente del reactor anóxico siempre fue superior a la concentración del efluente final del reactor, lo que hace pensar que la carga orgánica no fue un factor limitante del proceso de desnitrificación. Sin embargo, la desnitrificación completa parece requerir un valor de la relación DQO/N de 40 mg DQO/mg N o superior, lo que lleva a pensar que la desnitrificación completa sólo se alcanzó durante la Fase 1.3, mientras que la carga orgánica fue limitante durante las dos primeras fases (sección 5.3).

Por otro lado, los nitratos recirculados al reactor anaerobio también deben ser eliminados. Un balance másico de nitratos realizado sobre el reactor anaerobio reveló un porcentaje medio de eliminación del 56% y una velocidad de desnitrificación de 0,014 mg N/mg MESV.d.

Evolución y rendimientos de la eliminación de fósforo

La Figura 7.26 presenta la evolución temporal de las concentraciones de PT del afluente y del efluente de la planta experimental, así como sus rendimientos de eliminación. La concentración de PT afluente aumentó paulatinamente durante el primer período, alcanzándose las concentraciones más elevadas durante la Fase 1.3 (agua residual sin decantación), con un aumento del 35% respecto a la concentración media de las fases anteriores. El PRS fue la principal especie química del P en el afluente, alcanzando una proporción media del 76% del PT, mientras que el P-org representó el 24% restante (Capítulo 5).

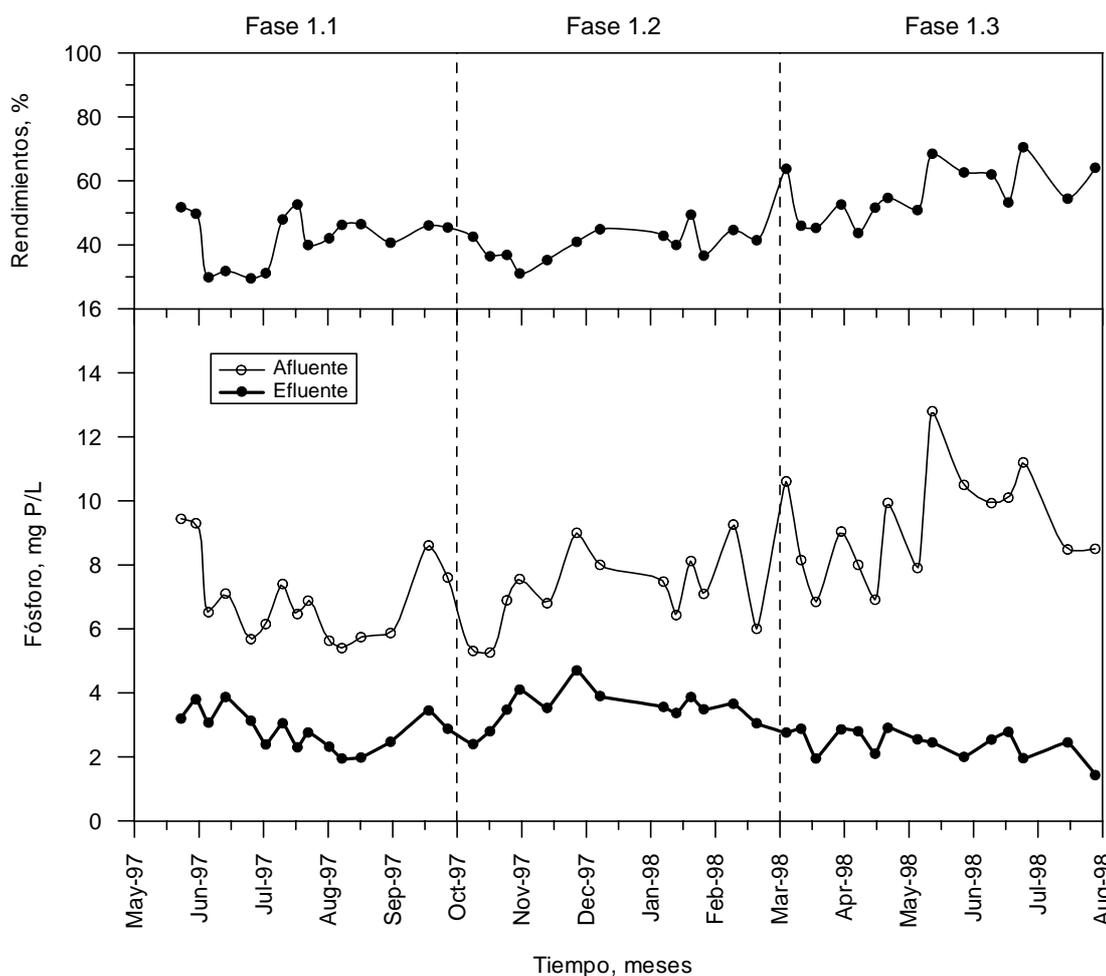


Figura 7.26 Evolución temporal del fósforo total del afluente y del efluente del reactor biológico, durante el primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

La concentración de PT del efluente fue generalmente bastante estable, manteniendo un valor medio de $4,0 \pm 0,6$ mg P/L y un intervalo de confianza del 95% de 3,8 - 4,2 mg P/L. Los rendimientos de eliminación de PT obtenidos a lo largo del primer período fueron muy variables, oscilando entre el 23 y el 71%, con una media del 46%. Las concentraciones más elevadas de PT efluente se obtuvieron durante la Fase 1.2, con un valor medio de $4,35 \pm 0,72$ mg P/L, debido posiblemente a la elevada concentración de nitratos presentes en el LM y a las condiciones ambientales del sistema. El estudio

temporal del comportamiento del fósforo reveló que este nutriente dependió en gran medida de alguno de los siguientes factores:

- 1) Temperatura del afluente.
- 2) Elevadas concentraciones de nitratos en el reactor anaerobio.
- 3) Relación DQO/PT del afluente.

La Figura 7.27 presenta la relación entre la concentración de P del efluente y la temperatura del LM. Normalmente, se acepta que la temperatura no es un factor crítico en el proceso de eliminación biológica de fósforo (Sedlak, 1991), y de hecho esa parece ser la tendencia. Sin embargo, la Figura 7.27 muestra que las concentraciones más bajas de fósforo ($\leq 2,50$ mg/L) se registraron en días con temperatura superior a 20°C .

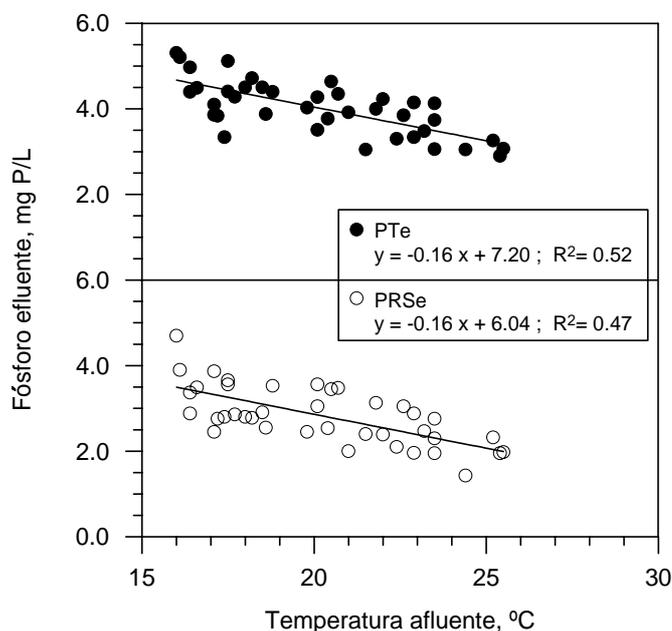


Figura 7.27 Concentración de P del efluente en relación con la temperatura del LM. Primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

La Figura 7.28 muestra la relación entre la concentración de nitratos presente en la zona anaerobia y la liberación de fósforo en dicha zona. La presencia de nitratos afectó negativamente a la liberación de fósforo en el tanque anaerobio. Concentraciones de nitratos superiores a $0,25$ mg N/L hicieron que la liberación de fósforo fuera inferior a $1,0$ mg P/L, siendo la Fase 1.2 la que presentó las concentraciones de nitratos más elevadas. La presencia de nitratos en las zonas anaerobias provoca una competición por el sustrato orgánico entre los OAF_{DN} (organismos acumuladores de fósforo con capacidad desnitrificadora) y los OAF (organismos acumuladores de fósforo). Los desnitrificadores pueden consumir los sustratos fácilmente biodegradables, impidiendo que sean utilizados para la liberación anaerobia de fósforo.

Randall *et al.* (1992) indicaron que todos los procesos de EBN están limitados tanto por el fósforo como por la DQO. Es decir, la relación DQO/PT del agua afluente a la zona anaerobia determina el crecimiento de las bacterias poly-P y en consecuencia afecta a la eficiencia de eliminación de fósforo del sistema. Si la concentración de materia orgánica en el afluente es baja, ésta será consumida principalmente en la zona de contacto inicial

(zona anaerobia), favoreciendo el crecimiento de las bacterias poly-P y haciendo que la concentración de P en el fango de purga sea elevada. En estas circunstancias y una vez agotada la DQO, el exceso de fósforo será evacuado con el efluente de la planta. Por otro lado, un exceso de DQO favorecerá el crecimiento de las bacterias no poly-P, reduciendo la fracción de bacterias poly-P en el fango activado y el porcentaje de fósforo en la purga y en el efluente.

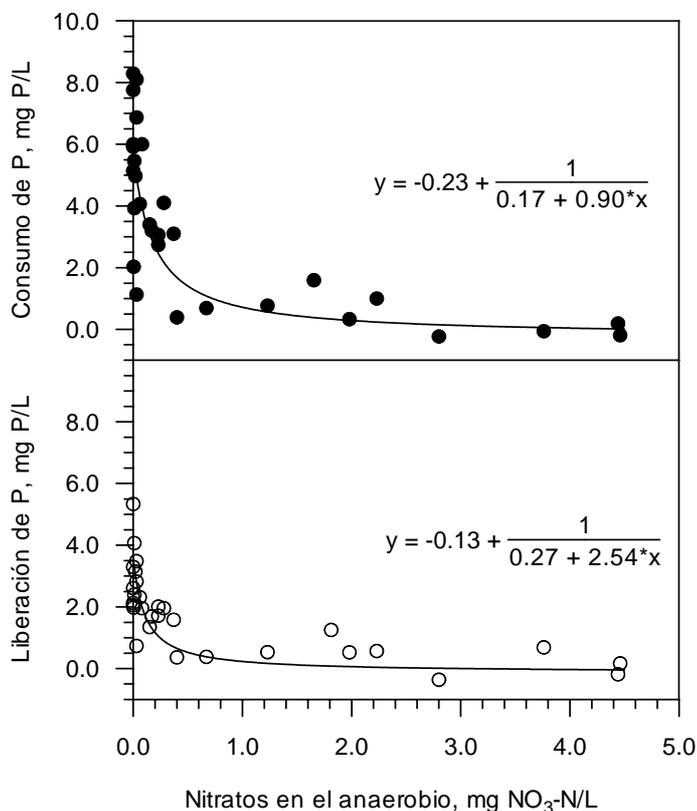


Figura 7.28 Relación entre la concentración de nitratos en el reactor anaerobio y la liberación o consumo de fósforo. Primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

El promedio de la relación DQO/PT (32 mg/mg) afluente resultó típica de un ARU de tipo medio a diluida, siendo muy inferior al valor recomendado en la bibliografía (77 mg/mg) para una óptima eliminación simultánea de nutrientes (Danesh y Oleszkiewicz, 1996). La Figura 7.29 muestra la relación entre los valores de DQO/PT y la concentración de fósforo del efluente del sistema. Se observa que las concentraciones más bajas de P del efluente se obtuvieron para valores altos de DQO/PT, entre 40 y 50 mg/mg.

En conclusión, los rendimientos de eliminación de fósforo durante este período estuvieron mayoritariamente afectados por los nitratos recirculados a la zona anaerobia, que perjudicaron la liberación de fósforo y en consecuencia su eliminación del sistema. Este comportamiento se vio favorecido además por las bajas concentraciones de DQO del ARU afluente.

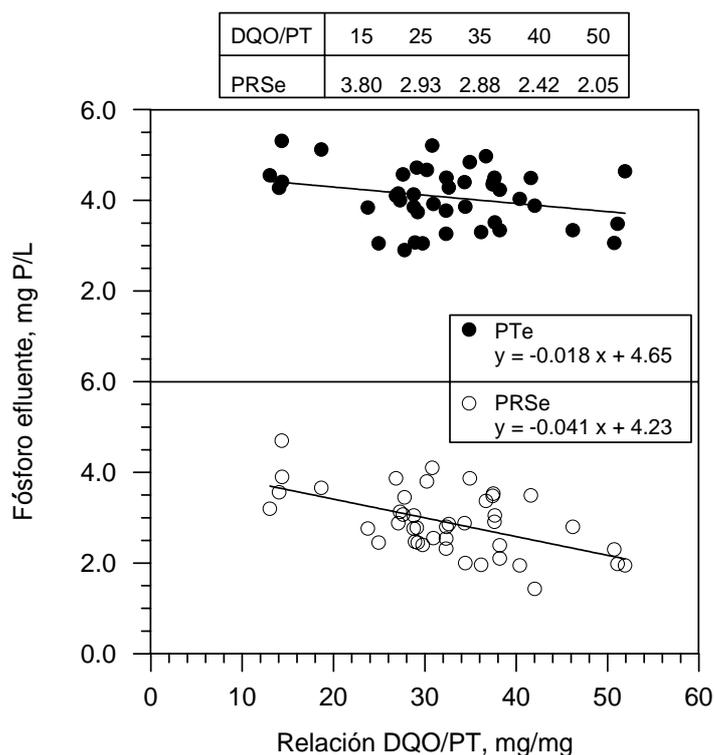


Figura 7.29 Relación entre la relación DQO/PT del afluente y la concentración de fósforo del efluente. Primer período de estudio, marzo 1997-julio 1998.

7.2 SEGUNDO PERÍODO DE ESTUDIO

A continuación se presenta el análisis de los resultados obtenidos durante el segundo período de estudio. Este segundo período abarcó desde el arranque de la planta experimental en marzo de 1999 hasta diciembre del mismo año, y estuvo dividido en dos fases. Durante la Fase 2.1 (marzo - agosto 1999) el ARU se almacenaba en el decantador primario desde la mañana hasta su agotamiento 24 horas después, aplicando una ligera agitación para evitar la decantación del agua. Posteriormente, la Fase 2.2 (agosto - diciembre 1999) mantuvo las mismas condiciones de almacenamiento primario del ARU, pero agregando un sustrato (acetato de sodio) al afluente del reactor, para aumentar la carga orgánica fácilmente biodegradable y favorecer el proceso de eliminación simultánea de nutrientes.

La Figura 7.30 muestra el esquema de depuración aplicado durante este segundo período. El caudal afluente se mantuvo igual al utilizado durante la Fase 1.3, teniendo en cuenta el caudal de sustrato. Sin embargo, los caudales de recirculación se redujeron respecto a la Fase 1.3, de modo que el caudal anóxico se redujo en un 50%, el caudal aerobio se redujo en un 20% y el de recirculación de fango en un 80%.

7.2.1 Condiciones ambientales del reactor biológico

Temperatura

La Tabla 7.13 indica los valores medios, la desviación estándar y los intervalos de variación de la temperatura registrada durante el segundo período de estudio. La Figura 7.31 muestra la evolución de la temperatura del LM y del efluente a lo largo de todo el

período. La temperatura del LM representa el valor medio de las tres zonas del reactor. La temperatura del LM fue la misma en las tres zonas del reactor biológico. Los valores registrados oscilaron entre 16,3 y 26,5°C, con un valor medio de 22,8°C y una desviación estándar de 2,5°C. La Tabla 7.13 muestra la gran similitud entre los valores de la temperatura de los diversos ambientes, siendo su temperatura media de 22,7°C y su coeficiente de variación de 11,4%.

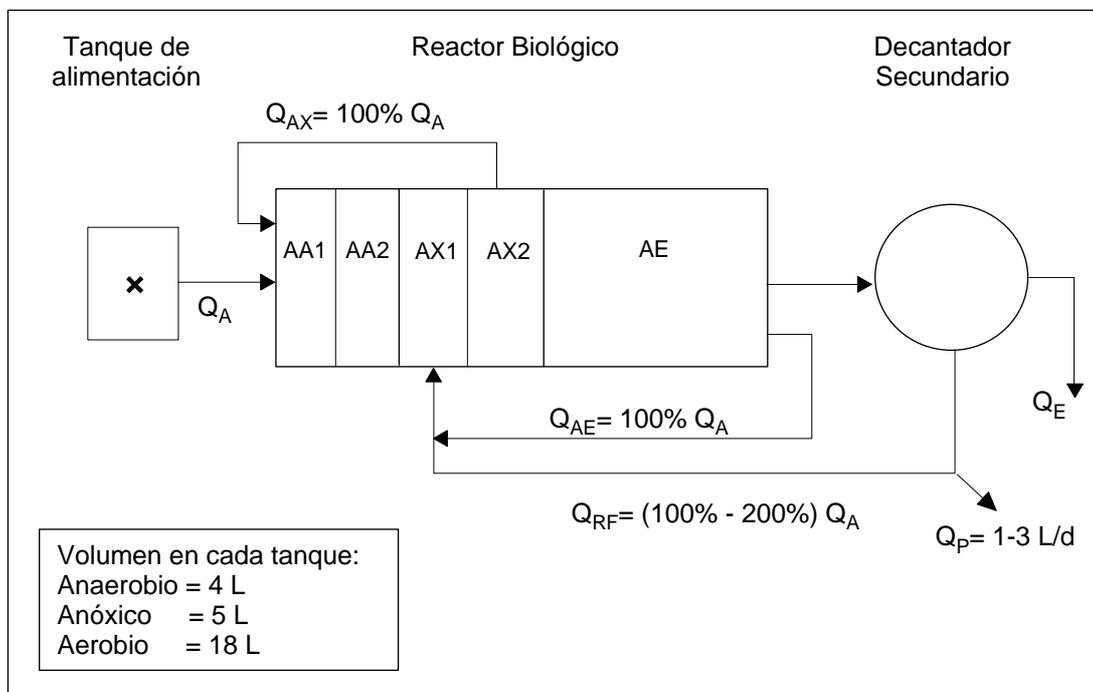


Figura 7.30 Esquema de depuración durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

Tabla 7.13. Temperatura registrada en el LM del reactor biológico durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

| Zona | <i>n</i> | media (°C) | Desviación estándar (°C) | Intervalo (°C) |
|----------|----------|------------|--------------------------|----------------|
| Afluente | 93 | 22,9 | 3,10 | 16,1 - 26,4 |
| LM | 93 | 23,3 | 3,03 | 16,3 - 26,5 |
| Efluente | 93 | 23,2 | 3,10 | 16,3 - 26,4 |

La temperatura media de la Fase 2.1 fue de 23°C, ligeramente superior a la media de la Fase 2.2 (22,3°C). La temperatura media del verano fue de 24,2°C y la del invierno fue de 17,7°C. El intervalo de temperaturas registrado a lo largo de este segundo período se encuentra dentro de los valores recomendados para el desarrollo de la actividad biológica de este proceso.

La temperatura del efluente experimentó la misma tendencia que la temperatura del LM, con unos valores prácticamente idénticos. Tal como se indicó en la sección 5.3, las condiciones propias del laboratorio favorecieron la estabilidad de la temperatura, permitiendo que la temperatura del LM registrase valores prácticamente iguales a los del afluente o los del laboratorio y que se mantuviera la misma tendencia a lo largo de todo el estudio, tal como se observa en la Figura 7.31.

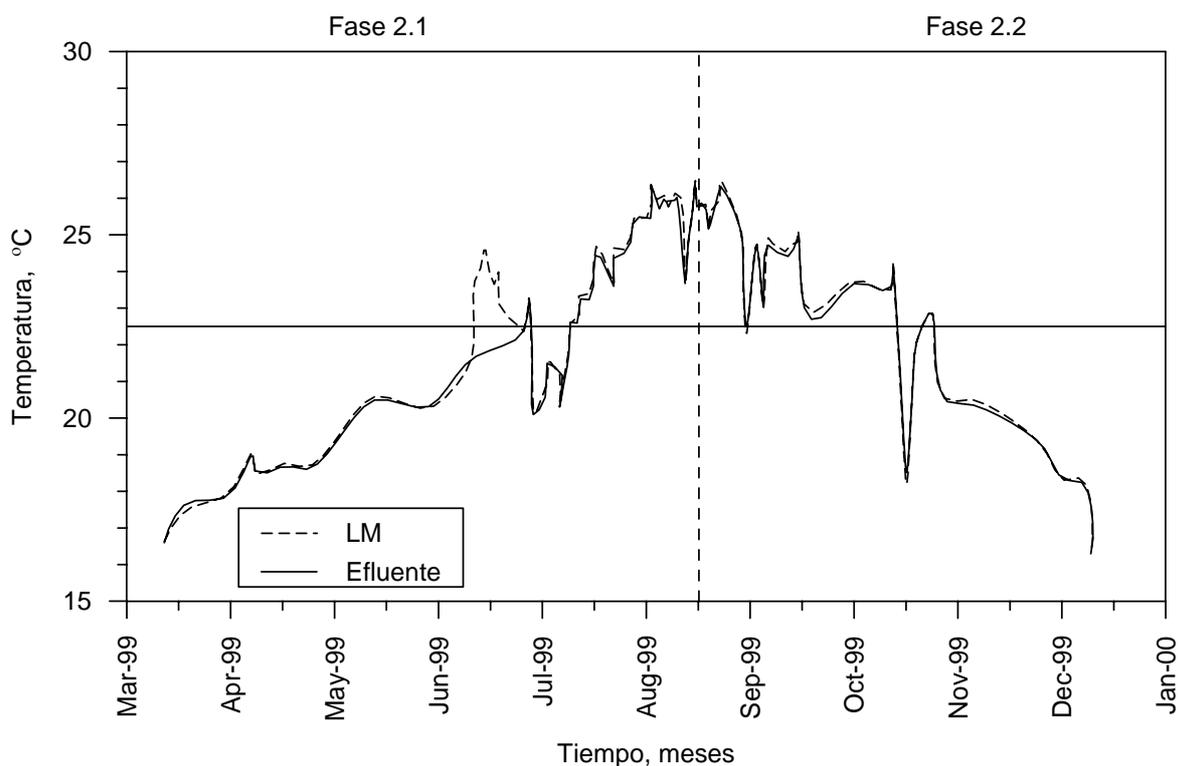


Figura 7.31 Evolución de la temperatura del LM y del efluente a lo largo del segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

Oxígeno Disuelto

La Tabla 7.14 indica los valores medios, la desviación estándar y los intervalos de variación de la concentración de OD en cada zona del reactor durante el segundo período de estudio. La Figura 7.32 muestra la evolución del OD del LM y del efluente a lo largo de todo el período.

Tabla 7.14. Concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

| Zona | <i>n</i> | media (mg O ₂ /L) | Desviación estándar (mg O ₂ /L) | Intervalo (mg O ₂ /L) |
|------------|----------|------------------------------|--|----------------------------------|
| Afluente | 50 | 0,10 | 0,10 | 0,02 - 0,50 |
| Anaerobio* | 50 | 0,08 | 0,03 | 0,00 - 0,15 |
| Anóxico* | 50 | 0,10 | 0,04 | 0,00 - 0,22 |
| Aerobio | 50 | 2,55 | 0,18 | 2,35 - 3,10 |
| Efluente | 50 | 0,50 | 0,13 | 0,10 - 1,00 |

*se presenta la media de los dos tanques AA y los dos AX, respectivamente.

La concentración de OD fue controlada en cada ambiente del reactor, debido a la importancia de este parámetro en el proceso de depuración biológica. Como ocurrió en el primer período, la concentración de OD en la zona anaerobia se trató de mantener cercana a cero en todo momento, registrándose un valor media de 0,09 mg O₂/L.

La concentración de OD en la zona anóxica también se mantuvo lo más baja posible. La Figura 7.32 muestra que la concentración de OD en esta zona osciló alrededor de 0,09 mg O₂/L a lo largo del período, siendo nuevamente el arranque del reactor la etapa más inestable. La concentración de OD en la zona aerobia se mantuvo por encima de 2,0 mg O₂/L, con una media de 2,5 mg O₂/L y un máximo de 3,1 mg O₂/L.

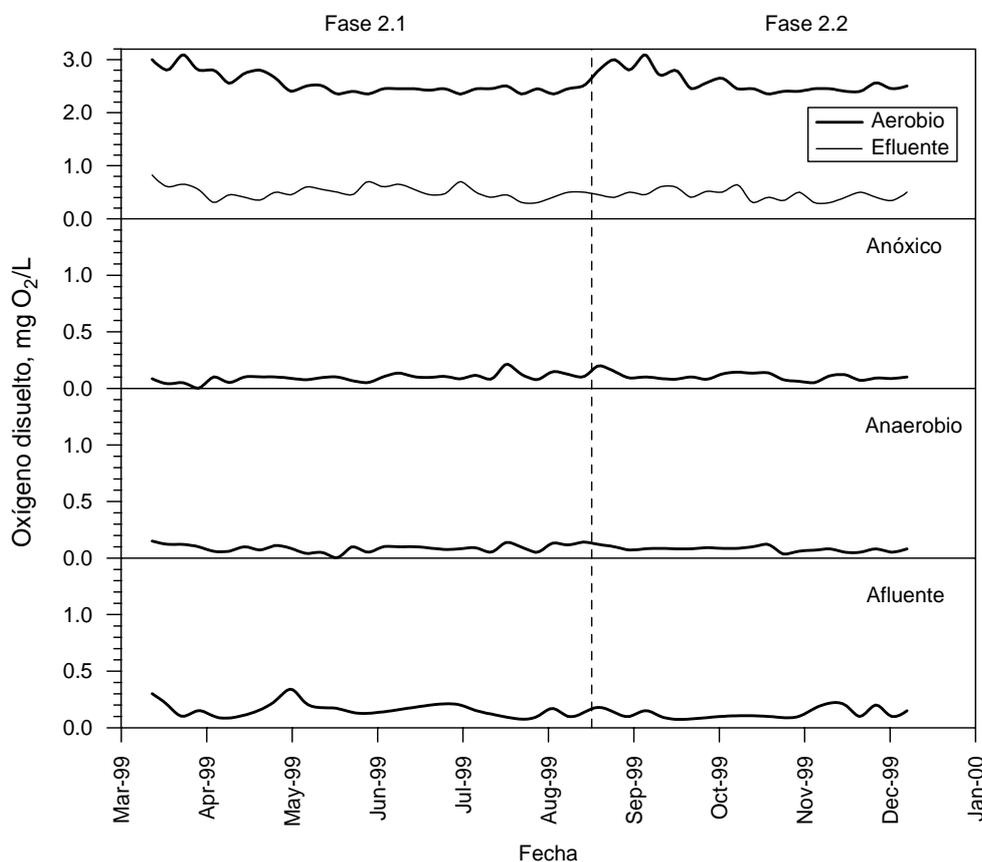


Figura 7.32 Evolución de la concentración de OD en el LM, en el afluente y en el efluente a lo largo del segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

El controlador de OD se mantuvo en $2,55 \pm 0,18$ mg O₂/L a lo largo del segundo período de estudio. La Figura 7.33 muestra el registro automático de OD realizado los días 04/08/99 (Fase 2.1), 09/09/99 y 09/11/99 ambos de la Fase 2.2. Como se puede observar, la concentración de OD se mantuvo aproximadamente en 1,0 mg O₂/L por encima de la concentración establecida en el primer período de estudio. La concentración media durante la Fase 2.1 fue de 2,5 mg O₂/L y durante la Fase 2.2 fue ligeramente superior 2,9 mg O₂/L. Asimismo, la velocidad de consumo de oxígeno (OUR) fue elevada y la caída de OD fue adecuadamente controlada por el oxímetro. La Figura 7.34 representa la OUR observada en el LM del tanque aerobio los días 04/08/99 y 09/10/99.

La velocidad de consumo de oxígeno ofrece una valoración de la calidad del cultivo biológico, ya que representa la cantidad de oxígeno que el sistema consume por unidad de tiempo. La Tabla 7.15 resume algunos valores de los parámetros OUR y SOUR obtenidos a partir de los registros de la actividad biológica de los fangos activados en diferentes días a lo largo del segundo período de estudio.

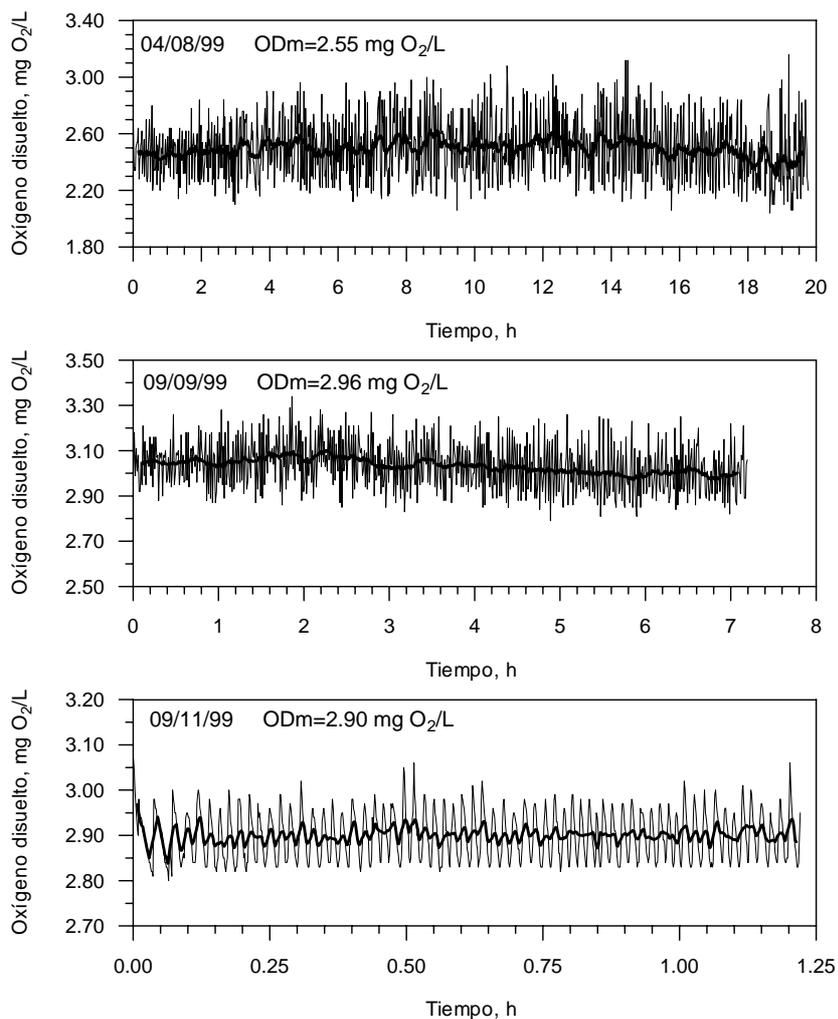


Figura 7.33 Registro automático de OD en el tanque aerobio en diferentes días del segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

Tabla 7.15. Velocidad de consumo de oxígeno registrada durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

| Fecha | OUR (mg O ₂ /L.h) | MESVLM (g/L) | SOUR (mg O ₂ /g MESVLM.h) |
|----------|------------------------------|--------------|--------------------------------------|
| 25/04/99 | 20,7 | 2,07 | 10,0 |
| 04/08/99 | 13,8 | 1,86 | 7,42 |
| 09/09/99 | 16,1 | 2,06 | 7,81 |
| 09/10/99 | 19,5 | 1,95 | 10,0 |
| 10/11/99 | 40,3 | 2,32 | 17,4 |
| 08/12/99 | 25,1 | 1,71 | 14,7 |

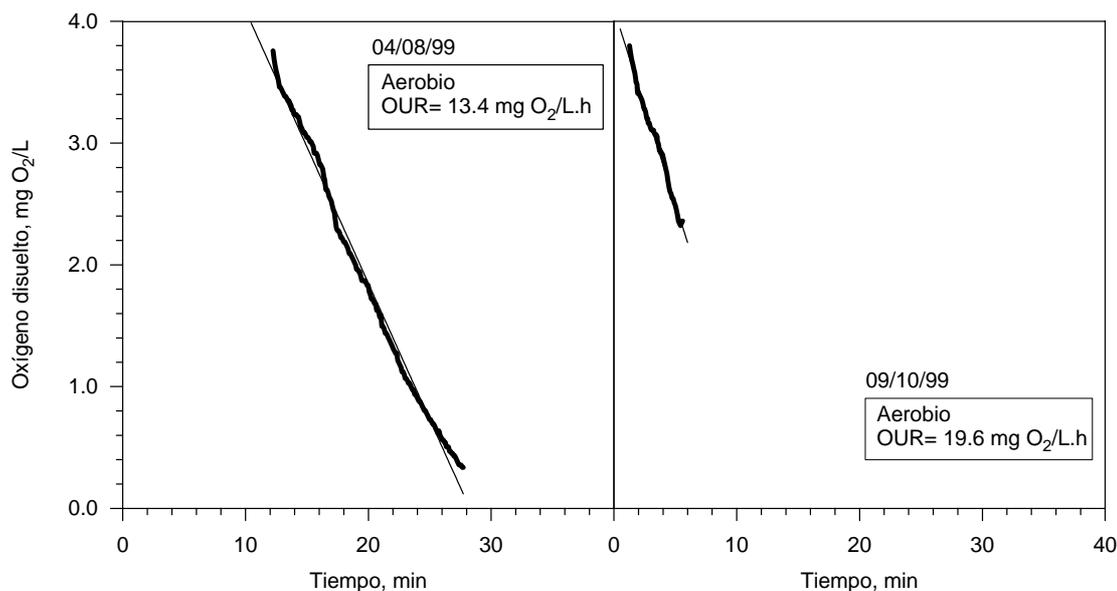


Figura 7.34 Tiempo de respuesta al consumo de oxígeno en el tanque aerobio, obtenidos en distintos días del segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999..

Los valores de la OUR fluctuaron entre 14 y 40 mg O₂/L.h, con una media de 20,6 mg O₂/L.h. Asimismo, los valores de la SOUR oscilaron entre 6,70 y 22,0 mg O₂/g MESVLM.h, con una media de 10,6 mg O₂/g MESVLM.h.

Los valores de la OUR obtenidos en este estudio son perfectamente comparables a los indicados por Wentzel *et al.* (1989), quienes obtuvieron valores del orden de 10 a 20 mg/L.h para concentraciones de MESVLM de entre 1.000 y 3.000 mg/L, así como a los indicados por Ekama *et al.* (1986) y Orhon y Artan (1994) como convenientes para procesos convencionales de fangos activados (20 a 40 mg/L.h). Los valores de la OUR fueron similares durante ambas fases del período, con excepción del valor registrado el día 04/08/99, debido a problemas de oxigenación por rotura de la membrana de aireación. El valor del 10/11/99 coincidió con una elevada relación de DQO/PT del afluente.

La Fase 2.1 registró los valores más bajos de la OUR, debido a la baja carga orgánica del afluente y a una alta concentración de biomasa; por otra parte, la Fase 2.2 registró una subida de los valores de la OUR, debido probablemente al incremento de la carga orgánica aplicada mediante la adición de acetato sódico en el afluente.

Los valores de la SOUR resultaron más bajos que los obtenidos durante el primer período de estudio. Esto se debió probablemente al aumento de la concentración media de biomasa en el reactor (1,3 g/L y 2,4 g/L, respectivamente). El valor de la SOUR obtenido el 10/11/1999 (Fase 2.2) fue particularmente alto, debido a la elevada concentración de materia orgánica presente en el reactor anaerobio, en contraste con la baja concentración de MESVLM del reactor aerobio.

7.2.2 Eliminación de la MES

La Tabla 7.16 resume las concentraciones medias de la MES y la MESV, tanto del afluente como del efluente, obtenidas a lo largo del segundo período de estudio. Asimismo, se indican la desviación estándar, los intervalos de variación y los rendimientos de eliminación alcanzados.

Tabla 7.16. Concentración de MES y de MESV del afluente y del efluente del reactor biológico durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

| Zona | n | media (mg/L) | | Desviación estándar (mg/L) | | Intervalo (mg/L) | |
|-----------------|----|--------------|------|----------------------------|------|------------------|----------|
| | | MES | MESV | MES | MESV | MES | MESV |
| Afluente | 34 | 205 | 167 | 95 | 78 | 76 - 415 | 74 - 350 |
| Efluente | 34 | 7,3 | 7,1 | 4,0 | 3,9 | 3,0 - 15 | 3,0 - 15 |
| Rendimiento (%) | | 96 | | 2,8 | | 87 - 99 | |

Las concentraciones de MES del afluente al reactor fueron bajas y oscilaron entre 76 y 415 mg/L, con una media de 205 mg/L. Las concentraciones de MES del efluente oscilaron entre 3,0 y 15 mg/L, con una media de 7,3 mg/L aproximadamente. Como indica la Tabla 7.16, la MESV alcanzó un valor medio del 82% de la MES en el caso del afluente y del 98% del efluente, indicando que la mayor parte de la MES estaba formada por materia orgánica (MESV).

El rendimiento de eliminación de la MES de un sistema de depuración se evalúa normalmente comparando la concentración del afluente con la concentración del efluente final. Los rendimientos de eliminación de la MES durante este segundo período oscilaron entre un 87 y un 99%, con una media del 96%.

La Tabla 7.17 muestra unas concentraciones de MES del efluente muy similares durante ambas fases de este segundo período. Sin embargo, la Fase 2.2 registró episodios de *bulking* viscoso que deterioraron la decantabilidad del fango y aumentaron la concentración media de MES del efluente. A pesar de ello, el rendimiento de eliminación de la MES durante la Fase 2.2 fue prácticamente el mismo que el obtenido durante la Fase 2.1.

Tabla 7.17. Concentración de MES del afluente y del efluente del reactor biológico en cada fase experimental del segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

| Fase | n | media (mg/L) | | Intervalo (mg/L) | | Rendimiento (%) | |
|----------|----|--------------|----------|------------------|----------|-----------------|-----------|
| | | Afluente | Efluente | Afluente | Efluente | media | intervalo |
| Fase 2.1 | 17 | 185 | 5,5 | 76 - 364 | 3 - 12 | 97 | 93 - 99 |
| Fase 2.2 | 16 | 229 | 9,3 | 90 - 415 | 3 - 15 | 95 | 87 - 99 |

La Figura 7.35 muestra la distribución de probabilidad normal de la MES del efluente. Se aprecia que la variabilidad de los datos de la MES del efluente durante la Fase 2.2 fue superior a la observada durante la primera fase, con más del 50% de los valores por encima de 10 mg/L. Todos los valores se encuentran muy por debajo del límite de 35 mg/L exigido por la Directiva Europea (91/271/CEE) para el vertido de aguas residuales urbanas provenientes de municipios con más de 10.000 hab-eq.

La Figura 7.36 muestra el diagrama de caja de la concentración de MES del efluente. La dispersión de los datos (longitud de la caja) durante la Fase 2.2 es bastante mayor que durante la Fase 2.1. Esto indica que la concentración de la MES del efluente de la primera fase tuvo un menor intervalo de variación que en la segunda fase, variando en torno a un valor medio de 4,0 mg/L. También se observa que la distribución de los datos de la Fase 2.1 fue asimétrica, con tendencia hacia valores entre 3,0 y 6,0 mg/L, mientras que la distribución de los datos durante la Fase 2.2 es simétrica, pero con mayor dispersión de la concentración (entre 5,0 y 12 mg/L) y con una mediana ligeramente superior a la media.

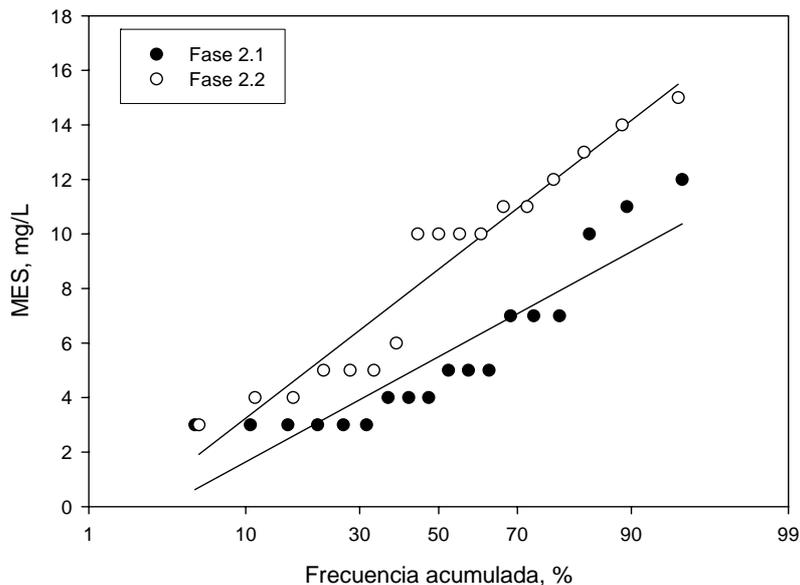


Figura 7.35 Distribución de probabilidad normal de la MES del efluente en cada fase experimental del segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

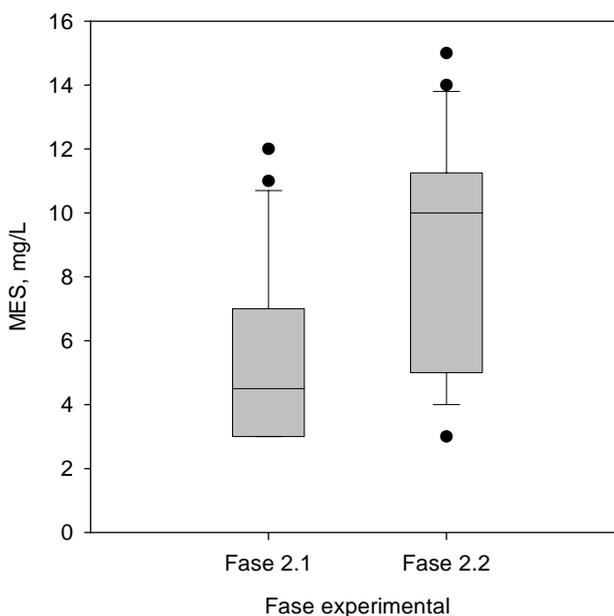


Figura 7.36 Diagrama de caja de la MES del efluente en cada fase experimental, marzo-diciembre 1999.

Evolución de la MES

La Figura 7.37 muestra la evolución de la MES del afluente y del efluente durante el segundo período de estudio, así como sus rendimientos de eliminación. A pesar de las grandes variaciones de la MES del afluente, las concentraciones en el efluente se

mantuvieron muy bajas (menores de 15 mg/L). La MES del efluente presentó poca variabilidad a lo largo del período, con excepción de los episodios de *bulking* observados.

En general la calidad del efluente, medida por su contenido de MES, fue buena. El 65% de los valores de la concentración de MES se mantuvo normalmente por debajo de 10 mg/L, excepto durante la Fase 2.2, en que el 58% de la concentración osciló entre 10 y 15 mg/L. Los rendimientos de eliminación fueron muy estables en ambas fases (96%), con coeficientes de variación del 3 y el 4%, respectivamente.

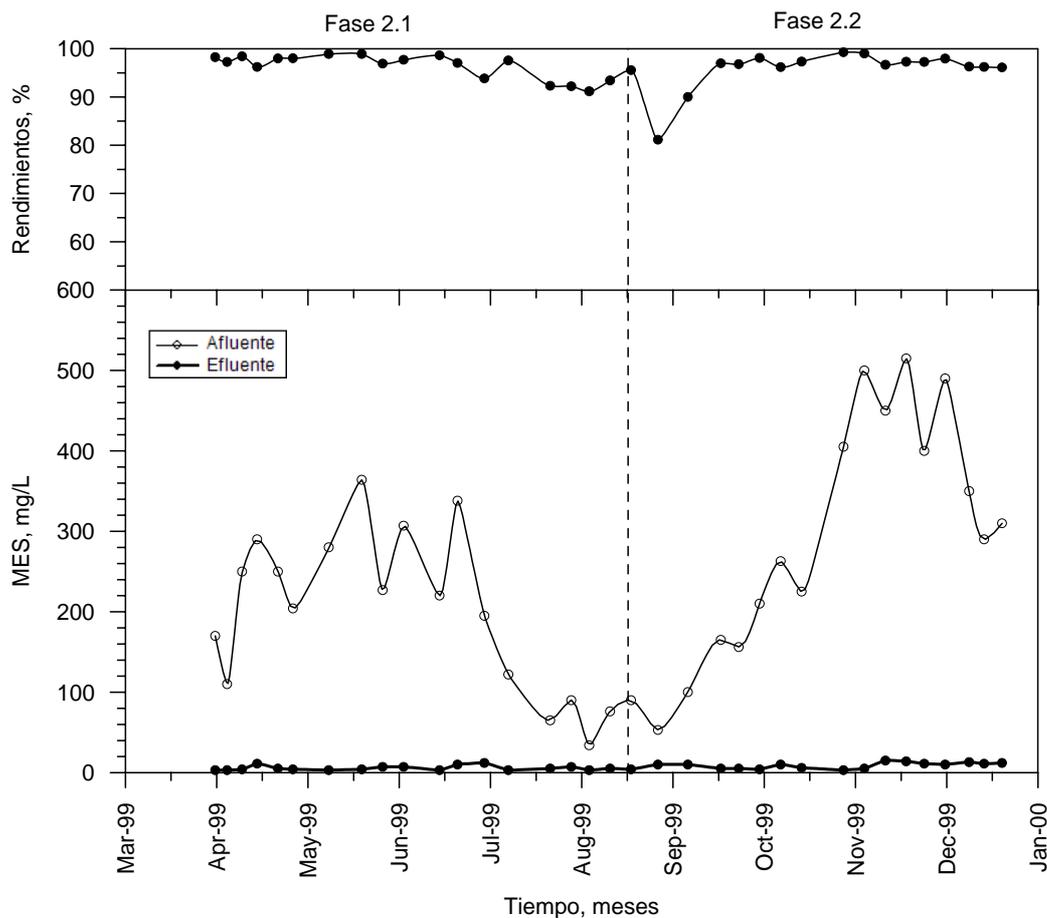


Figura 7.37 Evolución de la MES del afluente y del efluente durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

La turbiedad del efluente registrada durante este período fue superior a la del primer período, con una variación entre 1,3 y 8,0 UNT, una media de 3,9 UNT y un coeficiente de variación del 49%. La Figura 7.38 muestra que la turbiedad aumenta a medida que lo hace la MES, aunque la relación entre ambos parámetros es compleja ya que la dispersión de la luz está determinada por la forma, el tamaño y el índice de refracción de las partículas (García, 1996). A pesar de que la dispersión de los datos es grande, se aprecia una relación aceptable entre ambos parámetros.

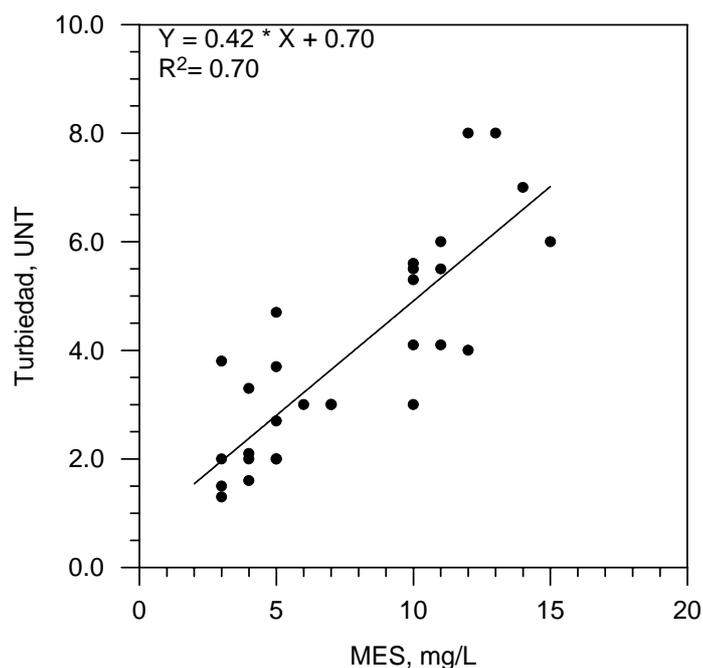


Figura 7.38 Turbiedad del efluente en función de la MES durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

7.2.3 Eliminación biológica de materia orgánica

La Tabla 7.18 resume las concentraciones medias de la DQO, tanto de sus valores totales como de su fracción disuelta, obtenidas en el afluente y el efluente, junto con la desviación estándar, los intervalos de variación y los rendimientos de eliminación alcanzados. La DQO media del afluente durante el segundo período de estudio fue prácticamente el doble de la concentración media registrada durante el primer período. Esto se debió principalmente a la adición de un sustrato externo (acetato) al afluente durante la Fase 2.2.

El rendimiento de eliminación de la materia orgánica se calculó teniendo en cuenta la DQO total del afluente y la DQO soluble del efluente. Los rendimientos de eliminación de la materia orgánica durante el segundo período de estudio oscilaron entre el 80 y el 96%, con una media del 92%. La DQO del afluente osciló entre 235 y 820 mg O₂/L, con una media de 493 mg O₂/L. El efluente del reactor biológico registró concentraciones entre 45 y 130 mg O₂/L, con una media de 82 mg O₂/L y un intervalo de confianza del 95% de 74 a 80 mg O₂/L. Estos resultados cumplen ampliamente con los límites establecidos por la Directiva Europea (91/271/CEE), que fijan una concentración media de DQO del efluente inferior a 125 mg O₂/L. Asimismo, el rendimiento medio de eliminación es superior al porcentaje de reducción requerido (75%) por la Directiva.

La Figura 7.39 muestra la distribución de probabilidad normal de la DQO del afluente y del efluente. Los resultados se ajustan a una línea recta en ambos casos, siendo la linealidad superior en los valores del efluente. La pendiente de las gráficas es superior en las muestras del afluente que en el efluente, de manera que la variabilidad de los datos fue superior en el afluente. El 80% de los valores de DQO total del efluente fueron inferiores a 100 mg O₂/L, mientras que un 90% de la fracción soluble fue inferior a 90 mg O₂/L.

Tabla 7.18. Concentración de la DQO total y soluble del afluente y del efluente del reactor biológico durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

| Zona | n | media (mg/L) | | Desviación estándar (mg/L) | | Intervalo (mg/L) | |
|-----------------|----|-------------------|------|----------------------------|------|------------------|-----------|
| | | DQO | DQOs | DQO | DQOs | DQO | DQOs |
| Afluente | 34 | 490 | 255 | 110 | 100 | 235 - 730 | 115 - 578 |
| Efluente | 34 | 82 | 45 | 24 | 13 | 45 - 130 | 20 - 83 |
| Rendimiento (%) | | 92 ^(a) | | 3,3 | | 80 - 96 | |

^(a) Calculado teniendo en cuenta el afluente total y el efluente disuelto.

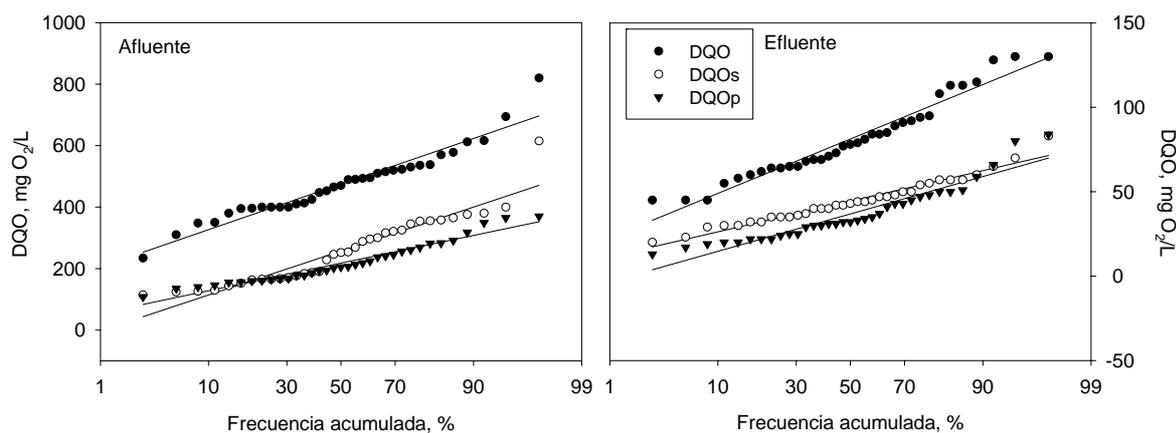


Figura 7.39 Distribución de probabilidad normal de la materia orgánica (DQO) del afluente y del efluente durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

La Figura 7.40 presenta las fracciones de la DQO obtenidas tanto en el afluente como en el efluente. La fracción disuelta de la DQO afluente significó del 30 al 80% del total, con una media del 52%, mientras que la fracción particulada representó una media del 48% del total. Por otro lado, la fracción disuelta de la DQO efluente significó del 35 al 70% del total, con una media del 55%, mientras que la fracción particulada representó una media del 45% del total.

El fraccionamiento de la DQO del afluente del segundo período de estudio presentó porcentajes medios del 22% de DQOFB, del 61% de DQOLB, del 9% de DQOnBS y del 9% de DQOnBP. La Figura 7.41 presenta los resultados porcentuales de las dos fases experimentales de este segundo período. Primero se presentan las fracciones de la DQO para el ARU tanto natural (Fase 2.1) como la obtenida con adición de sustrato (Fase 2.2), y en segundo lugar el valor porcentual de la eliminación biológica de la materia orgánica en el reactor VIP.

Los gráficos circulares del efluente se corresponden con los del afluente. El porcentaje de la DQO eliminada en ambas fases (80% y 85%, respectivamente) se corresponde bastante bien con la suma de los porcentajes de DQOFB y de DQOLB (16+66 y 27+56, respectivamente). Asimismo, el porcentaje restante (20% y 15%, respectivamente) correspondiente a la DQO no eliminada en el reactor se aproxima a la suma de las fracciones de DQOnBS y DQOnBP.

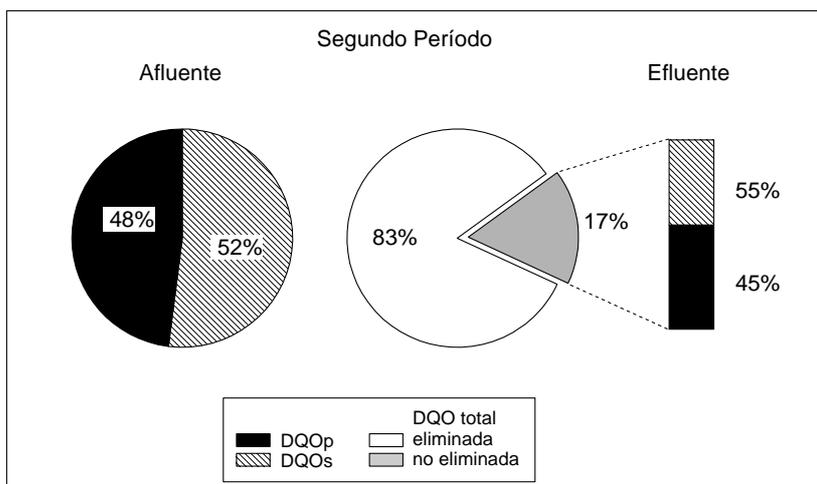


Figura 7.40 Porcentajes relativos de las fracciones de la DQO afluente y efluente, y porcentaje de eliminación respecto a la DQO total efluente, segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

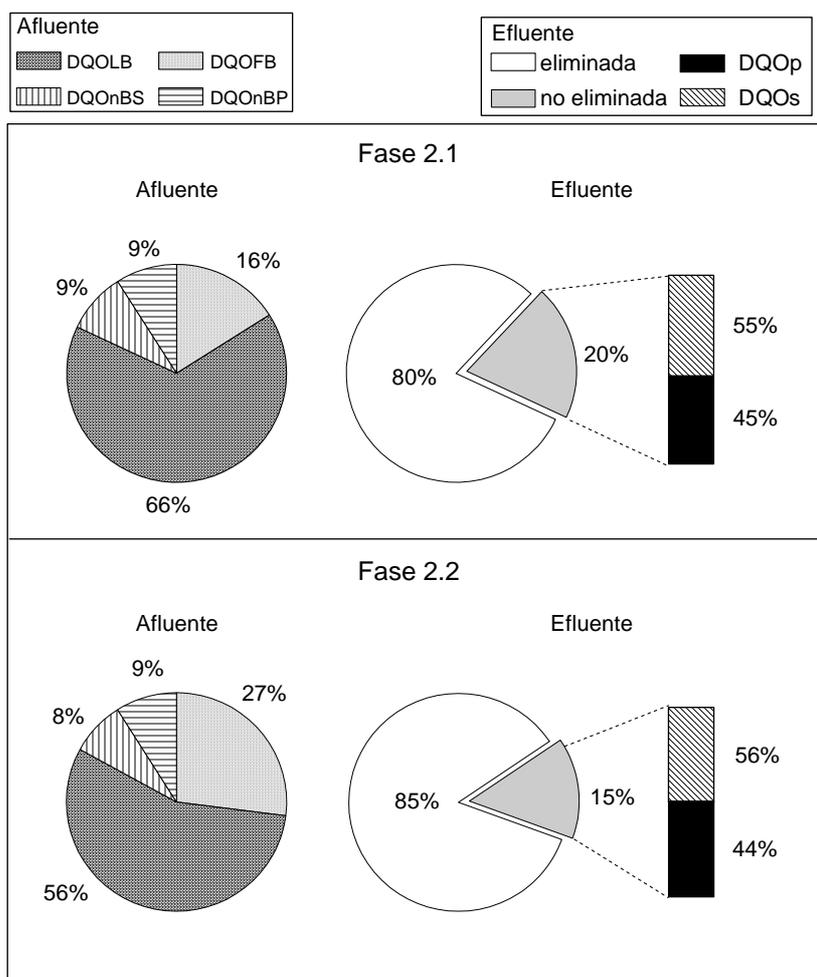


Figura 7.41 Distribución de la DQO afluente y efluente durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

Los 79 mg O₂/L de DQO efluente durante la Fase 2.1 incluyen un 55% (42 mg O₂/L) de materia soluble y un 45% (37 mg O₂/L) restante de materia insoluble. De acuerdo con Henze *et al.* (1995), se puede suponer que un proceso biológico de depuración no produce DQO soluble inerte, por lo que la DQOnBS del afluente pasa en su totalidad a formar parte de la DQO soluble del efluente. Así, los 36 mg O₂/L de la DQOnBS que entraron con el afluente forman parte de los 42 mg O₂/L de la DQO soluble del efluente, mientras que los 6 mg O₂/L restantes son probablemente una pequeña fracción de la DQOLB hidrolizada. Finalmente, los 37 mg O₂/L de DQO insoluble corresponderían a una parte de la DQOnBP y a una fracción de la biomasa mal decantada.

La concentración media de la DQO efluente (85 mg O₂/L) durante la Fase 2.2 fue ligeramente superior a la de la fase anterior, con un porcentaje relativo de materia soluble de un 56% (47 mg O₂/L) del total, y otro de materia particulada de un 44% (38 mg O₂/L) del total. Puede razonarse que los 45 mg O₂/L de la DQOnBS del afluente pasaron a formar parte de la DQOs efluente, haciendo que todo el material soluble de la DQOs del efluente fuera no biodegradable e indicando que no hubo hidrólisis de la DQOLB. Finalmente, los 38 mg O₂/L de DQO particulada corresponderían a una parte de la DQOnBP y a una fracción de la biomasa mal decantada.

Evolución de la materia orgánica (DQO)

La Figura 7.42 muestra la evolución de la DQO del afluente y del efluente durante el segundo período de estudio, así como sus rendimientos de eliminación. El coeficiente de variación (CV) de la DQO afluente durante este período resultó inferior al alcanzado durante el primer período de estudio (24% < 36%). Sin embargo, una comparación de la DQO afluente durante las fases de características similares en condiciones y estacionalidad, es decir agua cruda sin decantar y meses de primavera y verano, muestran un CV prácticamente idéntico en ambos casos (26% y 21% para las Fases 1.3 y 2.1, respectivamente).

Por otro lado, la adición de un sustrato externo (acetato) al afluente durante la Fase 2.2 supuso un aumento considerable de la DQO, especialmente su fracción fácilmente biodegradable. El CV durante esta fase fue del 16%, teniendo en cuenta que la concentración de DQO registró un aumento de 100 a 150 mg acetato-DQO/L.

La Fase 2.1 se caracterizó por tener las concentraciones más bajas, con una DQO afluente que osciló de forma moderada alrededor de 415 mg O₂/L. Durante la Fase 2.2, la adición de sustrato externo aumentó un 25% la concentración media de DQO afluente al reactor (570 mg O₂/L). La Figura 7.42 muestra los dos niveles de concentración afluente registrados durante la Fase 2.2. Durante el período comprendido entre mediados de agosto y finales de octubre, la adición de sustrato se ajustó en unos 100 mg acetato-DQO/L, haciendo que la concentración media de DQO afluente fuera de 540 mg O₂/L. Durante los primeros días de adición del sustrato se apreció una proliferación de organismos filamentosos, que aumentaron el valor del IVF (índice volumétrico de fangos), pero sin superar los 110 ml/g. La adición continuada de sustrato propició en valores del IVF entre 63 y 100 ml/g.

Durante el mes de noviembre se aumentó la dosis de sustrato a 150 mg acetato-DQO/L, alcanzándose una concentración media de DQO afluente de aproximadamente 700 mg O₂/L. Durante este tiempo se apreció un empeoramiento de la decantabilidad del fango, debido a una proliferación de organismos filamentosos (*bulking* filamentoso). El proceso estuvo fuera de control durante unos días y el IVF aumentó bruscamente por encima de los 200 ml/g. Para corregir esta situación, se decidió interrumpir la adición de sustrato y aumentar el volumen de purga diario hasta 6 litros de fango activado.

Posteriormente y una vez observada la disminución del IVF hasta valores adecuados, se restableció la adición de sustrato con las tasas aplicadas inicialmente (100 mg acetato-DQO/L). Este fenómeno es similar al descrito por Randall y Chapin (1997).

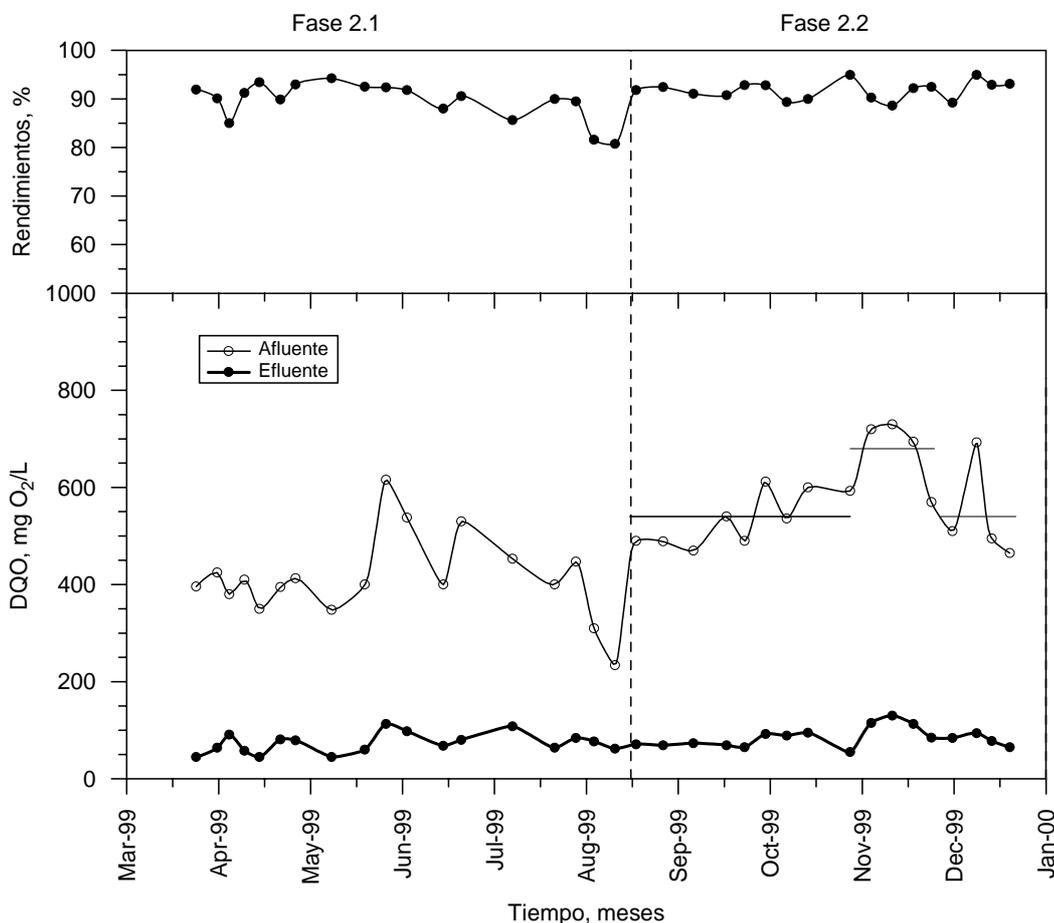


Figura 7.42 Evolución de la DQO del afluente y del efluente, y de los rendimientos de eliminación durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

A pesar de estas variaciones, las concentraciones de DQO del efluente se mantuvieron bajas, con una media de 80 ± 24 mg O₂/L y un coeficiente de variación del 29%. La variabilidad de la DQO efluente durante este período fue menor que la registrada durante el primer período de estudio, mientras que la concentración media fue ligeramente superior. La Figura 7.42 muestra unas concentraciones de DQO del efluente inferiores en todo momento al límite establecido por la Directiva Europea (91/271/CEE) (125 mg O₂/L), excepto durante el mes de noviembre, en que la adición de sustrato fue de 150 mg acetato-DQO/L, haciendo que se alcanzaran concentraciones efluentes entre 110 y 130 mg O₂/L.

Los rendimientos de eliminación fueron bastante estables durante las dos fases experimentales, con coeficientes de variación del 4,4 y el 2,0%, respectivamente. En general los rendimientos de eliminación se mantuvieron alrededor de un 90%, con una desviación estándar del 3,2%.

Carga Másica (F/M)

La Tabla 7.19 muestra los valores medios y los intervalos de variación de la carga másica de la DQO aplicada a los reactores anaerobios durante ambas fases del segundo período, así como la carga másica global aplicada al sistema.

Tabla 7.19. Carga másica de los reactores anaerobios (F/M_c) y carga másica del sistema (F/M), durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

| Período | <i>n</i> | Carga de DQO del AA1, Kg DQO/Kg MESV.d | | Carga de DQO del AA2, Kg DQO/Kg MESV.d | | Carga másica global Kg DQO/Kg MESV.d | |
|----------|----------|---|-------------|---|-------------|---|-------------|
| | | media | intervalo | media | intervalo | media | intervalo |
| Fase 2.1 | 16 | 4,85 | 2,39 – 6,90 | 4,26 | 2,18 – 5,87 | 0,10 | 0,04 - 0,16 |
| Fase 2.2 | 17 | 6,95 | 5,35 – 8,47 | 4,05 | 2,32 – 5,90 | 0,11 | 0,08 - 0,15 |

Los valores de F/M del sistema durante este período fueron bajos, al igual que durante el primer período, a pesar de que durante la Fase 2.2 se agregó un sustrato externo. Sin embargo, el incremento de DQO fue compensado por el aumento de los sólidos volátiles dentro del sistema. Cabe recordar que el valor medio de la DQO afluente y de la MESVLM del sistema durante el primer período fueron de 248 mg/L y 3.700 mg/L respectivamente, mientras que durante el segundo período fueron de 490 mg/L y 8.260 mg/L.

Los valores de F/M_c del primer reactor anaerobio (AA1) durante ambas fases de este período fueron muy superiores del primer período (5,92 frente a 1,70 kg DQO/kg MESVLM.d). Estos resultados muestran la influencia del tamaño del selector que recibe la carga inicial (4,5 L = 12% del volumen total). A diferencia del primer período, la F/M_c del segundo período se asemeja a los valores indicados en la literatura para el caso de sistemas con selectores (Tabla 7.8).

Jenkins *et al.* (1993) sugirieron un valor de la F/M_c para los selectores anaerobios divididos en tres compartimientos de 6, 3 y 1,5 kg DQO/Kg MES.d, respectivamente. Durante la Fase 2.1 de este estudio el valor de F/M_c de los dos compartimientos anaerobios fue prácticamente igual (3,90 y 3,63 kg DQO/Kg MES.d, respectivamente) debido posiblemente a que el TRC fue el mismo en ambos tanques (0,80 d). Por otra parte, los valores durante la Fase 2.2 fueron de 4,45 y de 2,60 kg DQO/Kg MES.d respectivamente para cada compartimiento (AA1 y AA2); estos valores fueron inferiores a los indicados en el estudio de Jenkins *et al.* (1993), aunque siguiendo una tendencia similar.

La Figura 7.43 indica la evolución temporal de la F/M en función del volumen de los reactores anaerobios y del volumen total del reactor biológico, así como la evolución de la MESVLM tanto en los reactores anaerobios como en todo el reactor biológico. Las gráficas ilustran claramente la diferencia que comporta la utilización de uno u otro criterio de medida de la carga másica. La relación F/M referida al volumen total del reactor biológico fue muy estable a lo largo del período, con una desviación estándar de tan sólo 0,04 Kg DQO/Kg MESV.d; por otra parte, la variación de la F/M en la zona de contacto (reactores AA1 y AA2) fue más marcada, con una desviación estándar de 1,10 Kg DQO/Kg MESV.d. Asimismo, la variabilidad de los datos del reactor AA1 fue mayor durante la Fase 2.1 (CV = 24%) que durante la Fase 2.2 (CV = 14%), mientras que en el reactor AA2 fueron similares durante ambas fases (25% y 27%, respectivamente).

La F/M_c muestra una caída pronunciada durante los meses de julio y agosto debido a la baja concentración de materia orgánica disponible. Esta caída se corrigió con un aumento de la DQO, mediante la adición de un sustrato externo. A finales del mes de octubre se produjo un nuevo descenso, ocasionado por el aumento de la concentración de biomasa en el reactor.

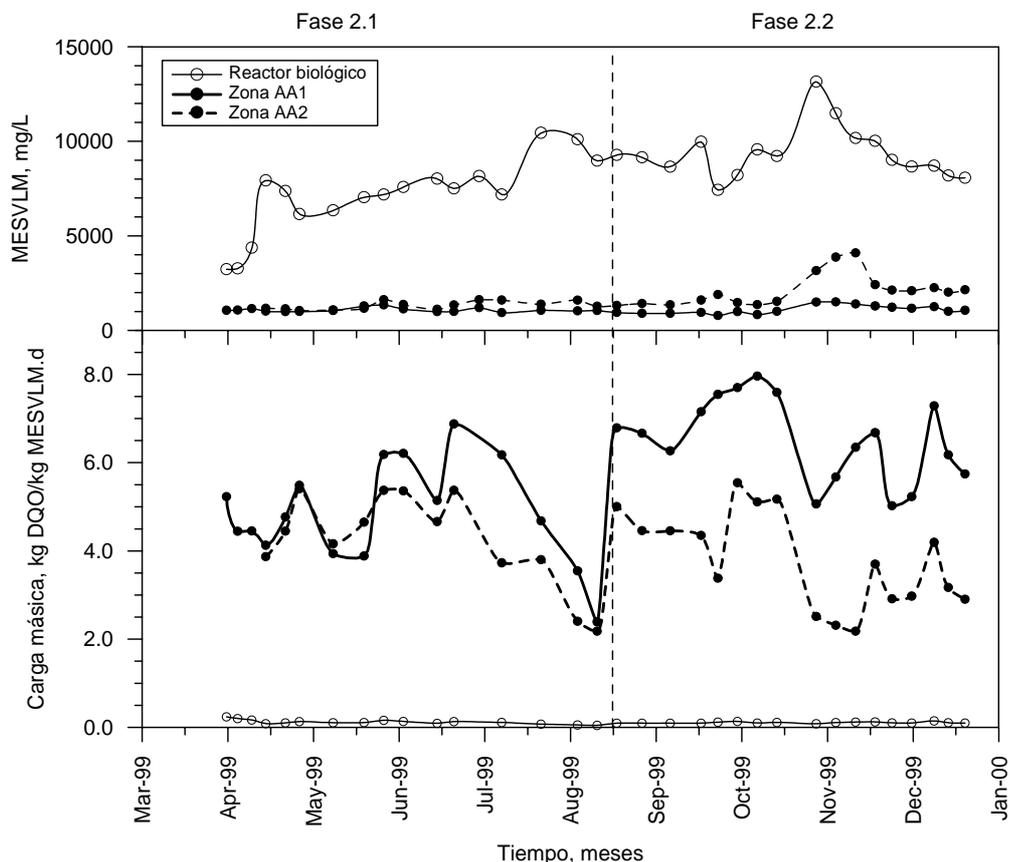


Figura 7.43 Evolución de la carga másica y de la biomasa en el reactor biológico, durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

La Figura 7.44 muestra la evolución de la concentración media de la DQO a lo largo del reactor biológico. La concentración media de la DQO soluble en la primera zona anaerobia (AA1) descendió a 95 mg O_2/L aproximadamente, con una reducción ligeramente superior durante la Fase 2.2 (87% > 90%). Los valores medios obtenidos en el AA2, así como en las zonas anóxicas (AX1 y AX2) y en la aerobia (AE), fueron aproximadamente 75, 60, 55 y 50 mg/L, respectivamente. Se aprecia claramente que la mayor reducción de concentración se produjo en el AA1, que era el reactor que recibía directamente la carga orgánica procedente del afluente. Este fenómeno concuerda con lo expresado por Wanner (1997) y Eikelboom (1991) sobre la asimilación de materia orgánica en la zona de contacto, tal como se analizó en el apartado correspondiente al primer período de estudio.

La Figura 7.45 muestra la evolución de la DQO a lo largo del reactor, comparando ambos períodos de estudio. Asimismo, presenta el porcentaje medio de eliminación de la DQO obtenido durante el segundo período de estudio. La eliminación de DQO en el sistema varió entre el 80 y el 95% con una media del 90%, y con un valor medio igual al

registrado durante el primer período de estudio. El rango de eliminación correspondiente a la zona AA1 fue del 80 al 94% del total, con una media de 89%, mientras que la eliminación registrada en la zona AA2 fue de un 4,2% del porcentaje total. Por otro lado, las zonas anóxicas y la aerobia redujeron la DQO residual en un 3,8%, 1,7% y 2,2%, respectivamente. Estos valores concuerdan con los indicados en la literatura (Eikelboom, 1991; Punrattanasin, 1997; Lee *et al.*, 1997; Ouyang *et al.*, 1999).

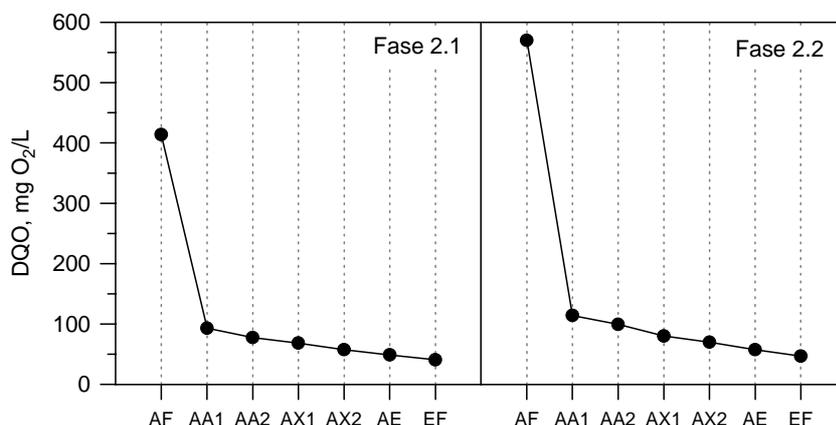


Figura 7.44 Cambios en la concentración media de la DQO a lo largo del reactor durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

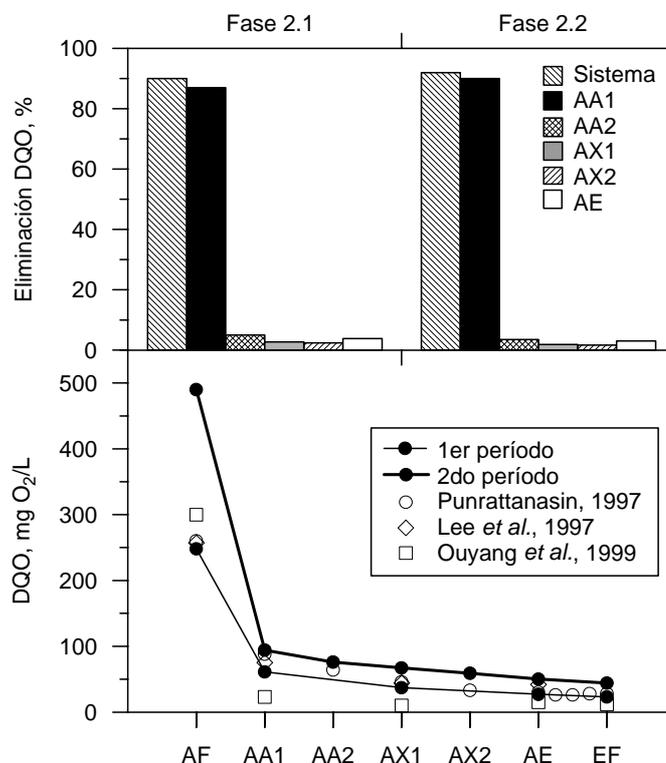


Figura 7.45 Evolución de la concentración de DQO y del rendimiento de eliminación durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

7.2.4 Eliminación biológica de nutrientes: nitrógeno y fósforo

La Tabla 7.20 indica los valores de la media y de la desviación estándar de las concentraciones de nutrientes del afluente y del efluente del reactor biológico. Asimismo, indica los rendimientos medios de eliminación de nitrógeno y de fósforo alcanzados en ambas fases del segundo período de estudio. Durante este período, se observó un ligero aumento de la concentración media de nutrientes del afluente, siendo característicos de un agua residual municipal de tipo medio, de acuerdo con la Tabla 5.3.

Tabla 7.20. Media y desviación estándar de la concentración de N y de P del afluente y del efluente del reactor biológico, durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

| Fase | n | Nitrógeno (mg N/L) | | | Fósforo Total (mg P/L) | | |
|----------|----|--------------------|-------------|-----------------|------------------------|-------------|--------------------------------|
| | | Afluente | Efluente | Rendimiento (%) | Afluente | Efluente | Rendimiento (%) ^(a) |
| Fase 2.1 | 17 | 36 ± 15 | 7,58 ± 3,31 | 76 | 8,74 ± 1,22 | 4,36 ± 1,25 | 60 |
| Fase 2.2 | 17 | 40 ± 12 | 8,62 ± 2,20 | 77 | 8,00 ± 0,90 | 3,60 ± 1,25 | 70 |

^(a) Calculado teniendo en cuenta el afluente total y el efluente disuelto.

La Figura 7.46 muestra la distribución de probabilidad normal de la concentración de nutrientes del afluente y del efluente, así como de la concentración de compuestos inorgánicos del efluente. La variabilidad de los valores de N del efluente es mínima. La concentración de NT del afluente osciló entre 20 y 80 mg N/L a lo largo de este período, con un 90% de los datos inferiores a 55 mg N/L. La concentración de NT del efluente osciló entre 2,70 y 15,0 mg N/L, con un valor medio de 8,0 mg N/L. El 70% de las concentraciones de NT obtenidas en el efluente estuvieron entre 6,5 y 15,0 mg N/L. La eliminación de nitrógeno fue muy estable durante ambas fases, fluctuando en torno a una media del 75%. Sin embargo, los rendimientos de eliminación durante la Fase 2.1 fueron ligeramente más variables que durante la Fase 2.2, con una media y una desviación estándar de $76 \pm 17\%$ y de $77 \pm 8\%$, respectivamente.

Al igual que en el primer período, estos valores estuvieron conformes con los establecidos por la Directiva Europea (91/271/CEE) para los vertidos de aguas residuales en zonas sensibles, para poblaciones de 10.000 y 100.000 habitantes equivalentes, que estipulan una concentración máxima de NT de 15 mg N/L en el efluente. Asimismo, sólo el 20% de los datos superó el límite de 10 mg N/L fijado por la Directiva Europea (91/271/CEE) para los vertidos de aguas residuales en zonas sensibles, para poblaciones de más de 100.000 habitantes equivalentes. Por último, el rendimiento medio de eliminación de N obtenido durante este período (77%) estuvo conforme con los porcentajes mínimos de depuración exigidos por la Directiva (70-80%).

La concentración de fósforo total (PT) del afluente durante este período fue menos variable que durante el primer período (13% y 23%, respectivamente). La concentración osciló entre 5,30 y 10,5 mg P/L, con un 70% de los datos comprendidos entre 7,5 y 10 mg P/L. La concentración de PT del efluente osciló entre 2,20 y 6,45 mg P/L, con un valor medio de 3,75 mg P/L. El 70% de las concentraciones de fósforo total del efluente oscilaron entre 2,5 y 4,0 mg P/L y tan sólo un 10% de la concentración de PRS del efluente fueron inferiores a 2,0 mg P/L.

Los rendimientos de eliminación de fósforo obtenidos a lo largo de este segundo período fueron muy variables, oscilando entre el 30 y el 85%, con una media del 65%. Nuevamente la concentración media de PT efluente superó los límites de 1,0 y 2,0 mg P/L establecidos por la Directiva Europea (91/271/CEE) para los vertidos de aguas residuales en zonas sensibles para poblaciones de más de 100.000 habitantes

equivalentes; por otra parte, el rendimiento de eliminación no alcanzó el porcentaje mínimo de reducción exigido (80%).

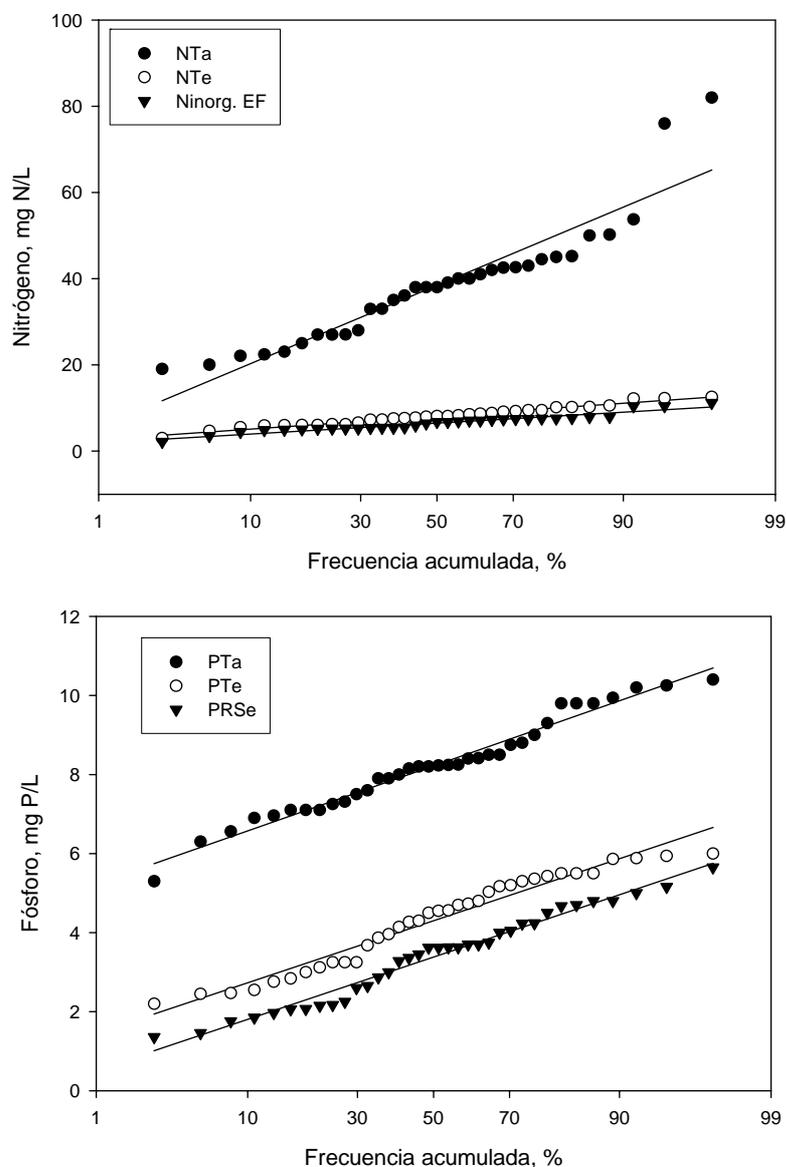


Figura 7.46 Distribución de probabilidad normal de la concentración de N y P del afluente y del efluente, durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

Evolución y rendimientos de eliminación del nitrógeno

La Figura 7.47 presenta la evolución de las concentraciones de NT del afluente y del efluente durante este período, así como sus rendimientos de eliminación. Si se exceptúan los picos de concentración registrados en ciertos días, la concentración de nitrógeno afluente se mantuvo alrededor de 35 mg N/L. La concentración de NT afluente experimentó una disminución gradual durante los meses de junio, julio y agosto, asociada con una reducción de la MES afluente debida a la dilución del agua residual. A partir del mes de septiembre se registró un aumento continuo de la concentración de NT, como

consecuencia del reinicio de las actividades escolares en la zona vertiente del alcantarillado.

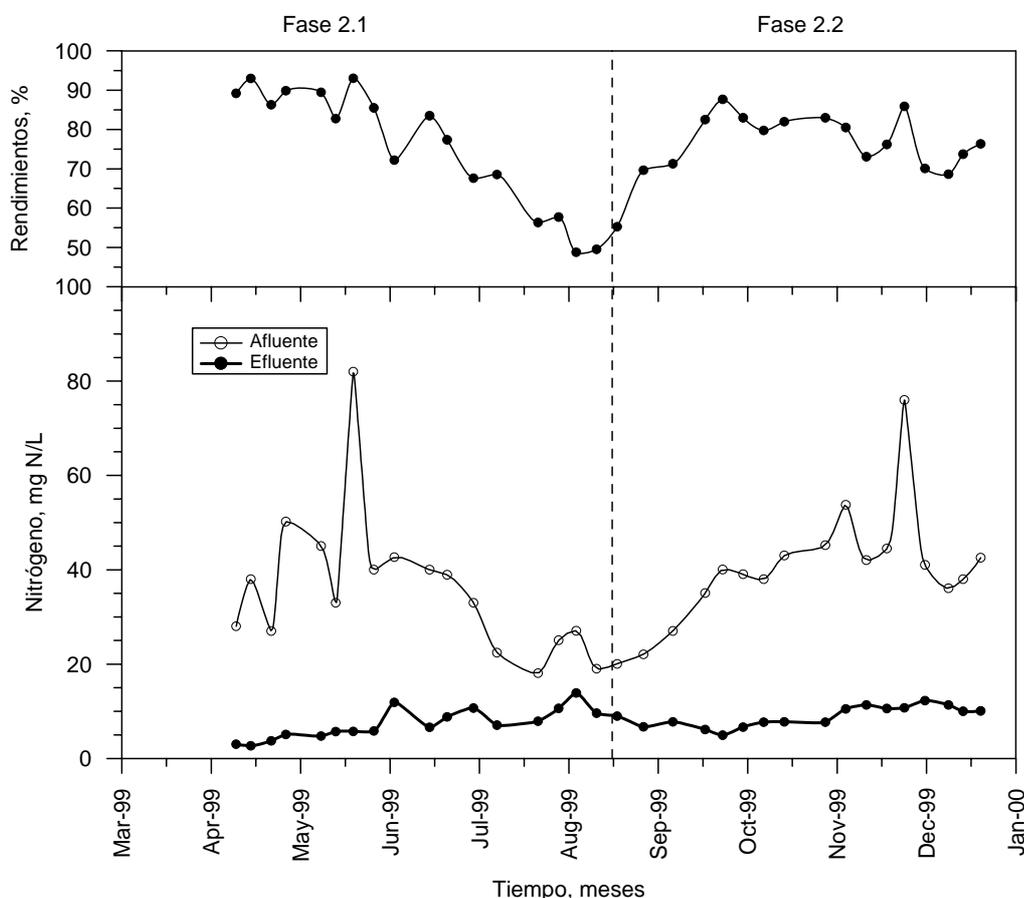


Figura 7.47 Evolución del nitrógeno total del afluente y del efluente del reactor biológico durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

La concentración de NT del efluente fue muy estable durante todo el período. Durante la Fase 2.1 se obtuvieron valores de NT entre 2,65 y 13,80 mg N/L, con una media de 7,58 mg N/L y un intervalo de confianza de la media de 6,0-9,1 mgN/L, para un intervalo de confianza del 95%. La concentración media durante la Fase 2.2 fue de 8,60 mg N/L, con un intervalo de confianza de 7,6-9,7 mg N/L.

Los rendimientos de eliminación del nitrógeno total a lo largo de este período fueron prácticamente los mismos que durante el primer período (76% y 75%, respectivamente), mientras que su variabilidad fue menor durante el segundo período (12% y 20%, respectivamente). Los rendimientos de eliminación oscilaron entre el 50 y el 93%, con una media del 76%.

Las especies químicas del N contenido en el afluente fueron el nitrógeno amoniacal y el nitrógeno orgánico, con una mayor proporción del primero. Por otra parte, el N del efluente estaba distribuido entre nitrógeno orgánico, nitrógeno amoniacal, nitritos y nitratos. La Tabla 7.21 muestra los valores de las medias aritméticas y la desviación estándar de las concentraciones de las especies químicas del N. Estos datos sirvieron de base para calcular los porcentajes relativos de cada uno de los compuestos y los porcentajes de eliminación globales que aparecen representados en la Figura 7.48.

Tabla 7.21. Especies químicas del N contenido en el afluente y el efluente del reactor biológico en cada fase experimental del segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

| Fase | <i>n</i> | Afluente media ± DS | Efluente media ± DS |
|---------------------------------------|-----------|------------------------|------------------------|
| Fase 2.1 | 16 | | |
| N-org., mg N/L | | 12,1 ± 11,30 | 2,02 ± 0,70 |
| NH ₃ , mg N/L | | 24,3 ± 6,85 | 0,11 ± 0,06 |
| NO ₂ ⁻ , mg N/L | | 0,01 ± 0,01 | 0,04 ± 0,02 |
| NO ₃ ⁻ , mg N/L | | 0,02 ± 0,02 | 5,86 ± 2,02 |
| Fase 2.2 | 17 | | |
| N-org., mg N/L | | 13,0 ± 11,1 | 1,22 ± 0,70 |
| NH ₃ , mg N/L | | 27,2 ± 5,15 | 0,13 ± 0,05 |
| NO ₂ ⁻ , mg N/L | | 0,02 ± 0,02 | 0,06 ± 0,04 |
| NO ₃ ⁻ , mg N/L | | 0,01 ± 0,01 | 7,81 ± 1,30 |

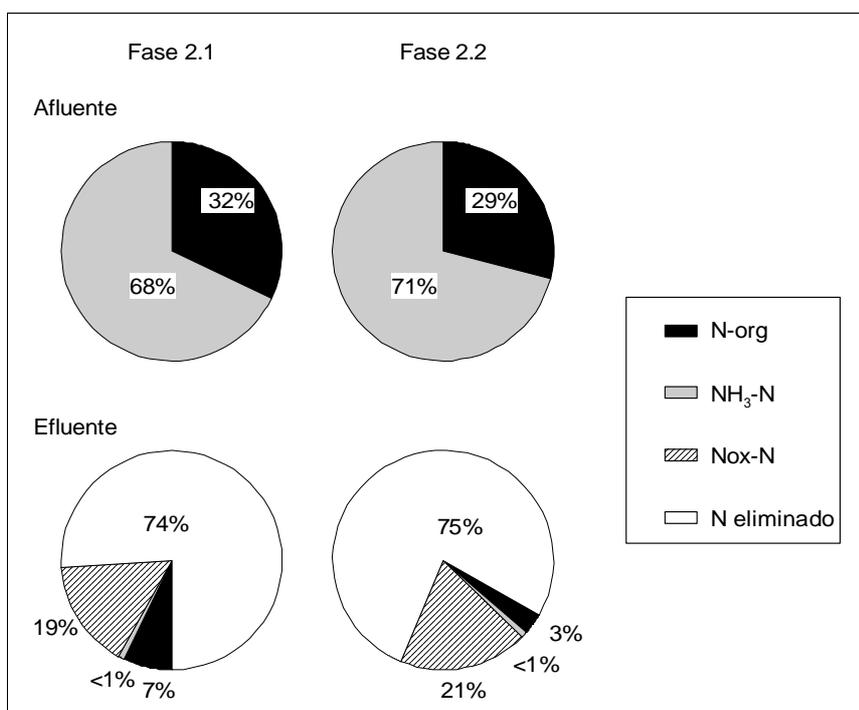


Figura 7.48 Porcentajes relativos de las especies químicas del N y rendimiento de eliminación global, durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

Como se puede observar en la Figura 7.48, la composición porcentual de las especies químicas del N del afluente durante este segundo período fue diferente a la observada durante el primero. Se aprecia un aumento de un 10% en la proporción de nitrógeno orgánico respecto al primer período y por consiguiente una reducción de la proporción de nitrógeno amoniacal. Por otro lado, la distribución del nitrógeno del efluente durante este segundo período fue: N oxidado (20%), N orgánico (4,8%) y una fracción muy pequeña de nitrógeno amoniacal (menor de 0,5%). El N-org fue ligeramente superior al observado durante el primer período.

Los rendimientos de eliminación del N amoniacal, mediante oxidación por el proceso de nitrificación, fueron en todo momento superiores al 99%, con excepción del valor registrado el día 20 de junio (78%) debido a la mala oxigenación del tanque de aireación causada por la rotura de la membrana de aireación. La concentración de N amoniacal osciló entre 0,00 y 0,26 mg N/L, con una media de 0,12 mg N/L. La disminución media del N orgánico fue de un 83%, con una variación entre el 58 y el 96%. Por tanto, durante este segundo período de estudio se consiguió una excelente eliminación del nitrógeno kjeldhal mediante el proceso de nitrificación. Por otro lado, el contenido de nitrógeno oxidado en el efluente (nitritos y nitratos) fue prácticamente el mismo en ambas fases experimentales, con una proporción del 19% y el 21% respectivamente. La proporción de nitrógeno oxidado obtenida durante el segundo período de estudio fue similar a la registrada durante la Fase 1.3 del primer período de estudio.

Velocidad de nitrificación y desnitrificación

La Figura 7.49 presenta la variación de las especies de nitrógeno en el LM del reactor biológico durante ambas fases del segundo período de estudio. La nitrificación completa se definió como un proceso capaz de producir una concentración de amoníaco en el efluente próxima a cero. La concentración de amoníaco a lo largo de todo el período fue inferior a 0,25 mg N/L, con excepción del valor registrado el día 20 de junio (5,40 mg/L), causado por la rotura de la membrana de aireación. Los datos de este día no fueron tenidos en cuenta para los cálculos.

Al igual que en el primer período, el balance de nitrógeno se realizó tanto de forma global, referido al volumen total del reactor biológico, como de forma específica, referido al volumen del tanque aerobio, a fin de caracterizar la nitrificación (Figura 7.50). La velocidad específica de nitrificación del sistema (V_N) se estimó a partir del NKT oxidado (NKT_{ox}) y de la biomasa del reactor aerobio, empleando las Ecuaciones 7.3 y 7.4.

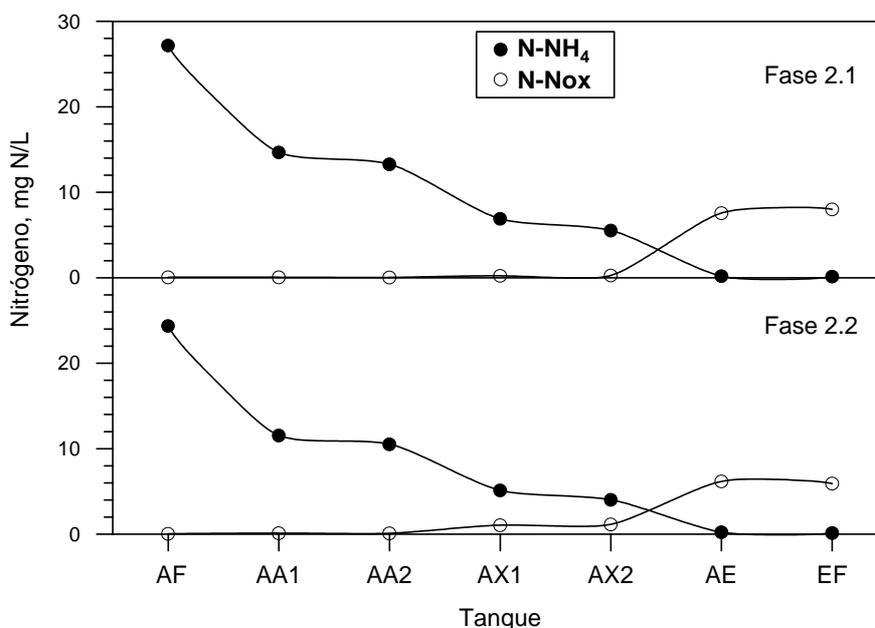


Figura 7.49 Variación de la concentración media de las especies químicas de nitrógeno a lo largo del reactor durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

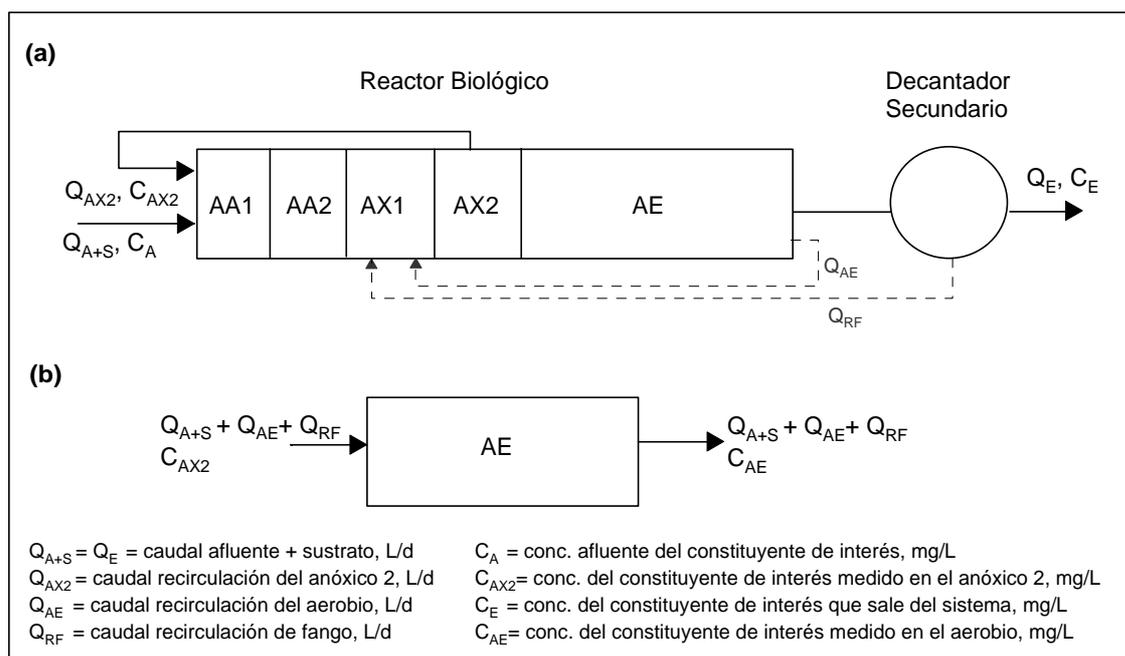


Figura 7.50 Balance másico del sistema (a) y del reactor aerobio (b) para la obtención de la velocidad de nitrificación.

La velocidad específica de nitrificación en el reactor aerobio (V_{Nae}) se obtuvo también mediante la Ecuación 7.3, pero realizando el balance de masas únicamente en la zona aerobia (Figura 7.50b). Al igual que durante el primer período, el cálculo del NKT_{ox} se realizó sustituyendo el NKT por las concentraciones de amoníaco que afluentes y efluentes del reactor aerobio. El flujo de amoníaco (en términos de mg N/d) afluyente se estimó multiplicando la concentración de NH_3-N medida en el segundo reactor anóxico (AX2) por la suma de los caudales de cada flujo que entra al reactor aerobio. El flujo de amoníaco efluente (mg N/d) se estimó multiplicando la concentración de amoníaco medido dentro del reactor aerobio por la suma de los caudales que salen de éste. La Tabla 7.22 resume los valores de la V_N y la V_{Nae} correspondientes a todo el sistema y al reactor aerobio, durante las dos fases del segundo período de estudio.

Tabla 7.22. Velocidad específica de nitrificación obtenida para todo el reactor y para la zona aerobia durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

| | V_N (mg N/mg MESV.d) | V_{Nae} (mg N/mg MESV.d) |
|----------|---------------------------|-------------------------------|
| Fase 2.1 | 0,009 - 0,168 | -0,018 - 0,013 |
| Fase 2.2 | 0,018 - 0,104 | -0,028 - 0,032 |

El balance general proporciona velocidades mayores que las del balance del reactor aerobio. La máxima V_N observada para el sistema fue de 0,17 mg N/mg MESV.d, correspondiente a la mayor carga másica de nitrificación (F/M_N), así como al pico de NKT afluyente registrado el 19 de mayo de 1999. El valor medio de V_N fue de 0,055 mg N/mg MESV.d. La máxima V_{Nae} observada en el reactor aerobio fue de 0,032 mg N/mg MESV.d, con una media de 0,008 mg N/mg MESV.d.

Tanto las V_N como las V_{Nae} estimadas fueron perfectamente comparables con los valores indicados en la Tabla 7.11, aunque ligeramente inferiores a los registrados durante el primer período. El 17% de los valores de la velocidad de nitrificación obtenidos fueron negativos, lo que pudo deberse a una nitrificación incompleta en el reactor aerobio o a que el nitrógeno requerido para la producción de biomasa fue menor del 12% de la MESVLM que se ha supuesto en los cálculos.

La Figura 7.51 presenta la correlación entre la velocidad de nitrificación y la carga másica de nitrificación (F/M_N). Al igual que en el primer período, las velocidades de nitrificación estimadas del balance referido a todo el reactor biológico fueron superiores a las observadas en el balance referido al reactor aerobio. Los valores de ambos balances se ajustan bien a la carga másica de nitrificación, pudiendo ajustarse todos los valores a una misma línea de regresión, con un coeficiente de correlación global de 0,93. Los datos indican que la velocidad máxima de nitrificación de la zona aerobia pudo haberse alcanzado, puesto que los valores de la velocidad se estabilizaron en torno a 0,30 mg N/mg MESV.d. Sin embargo, parece que la velocidad máxima de nitrificación de todo el sistema no llegó a alcanzarse, puesto que sus valores continuaron aumentando con la F/M_N , sin llegar a un nivel de estabilidad.

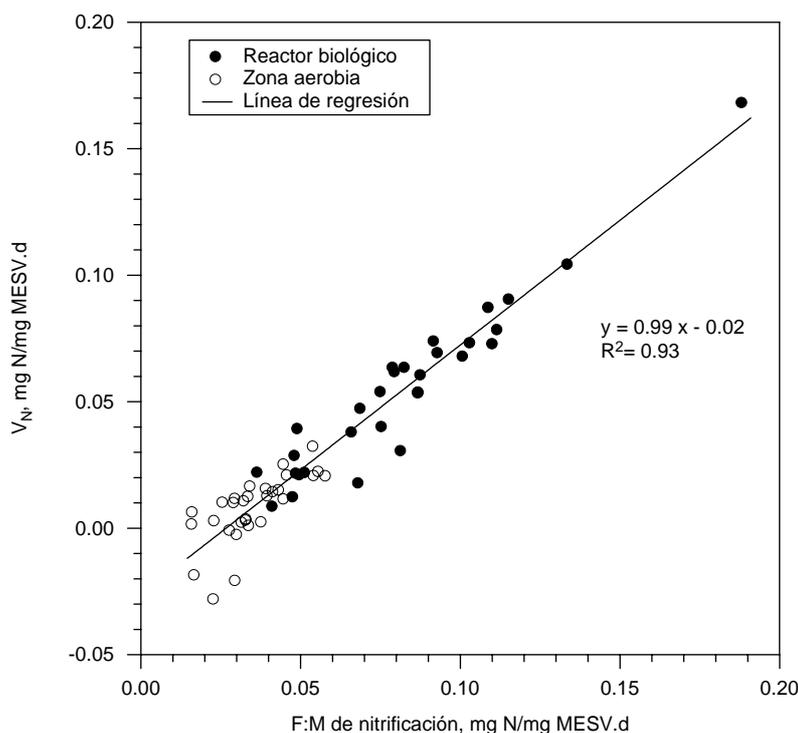


Figura 7.51 Velocidad específica de nitrificación (V_N) en función de la carga másica de nitrificación (F/M_N), durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

Para evaluar el proceso de desnitrificación se realizó un balance másico de nitrógeno tanto de forma global sobre el reactor biológico como de forma específica sobre cada tanque anóxico (Figura 7.52). La velocidad específica de desnitrificación del sistema (V_{DN}) se estimó según la cantidad de nitratos eliminados y la biomasa presente en el reactor anóxico, mediante las Ecuaciones 7.6 y 7.7.

El balance de nitratos de los reactores anóxicos se realizó a partir de la concentración de nitratos y de los caudales afluentes y efluentes de dichos reactores. Los balances no incluyen el término de NKT_{ox}, por considerar que la oxidación del NKT no ocurre en la zona anóxica (Sabalowsky, 1999). La velocidad específica de desnitrificación en el reactor anóxico (V_{DNax}) se normalizó mediante la biomasa presente en dicha zona. La Tabla 7.23 resume los valores de la V_{DN} y la V_{DNax} obtenidos para el sistema y para cada reactor anóxico, respectivamente.

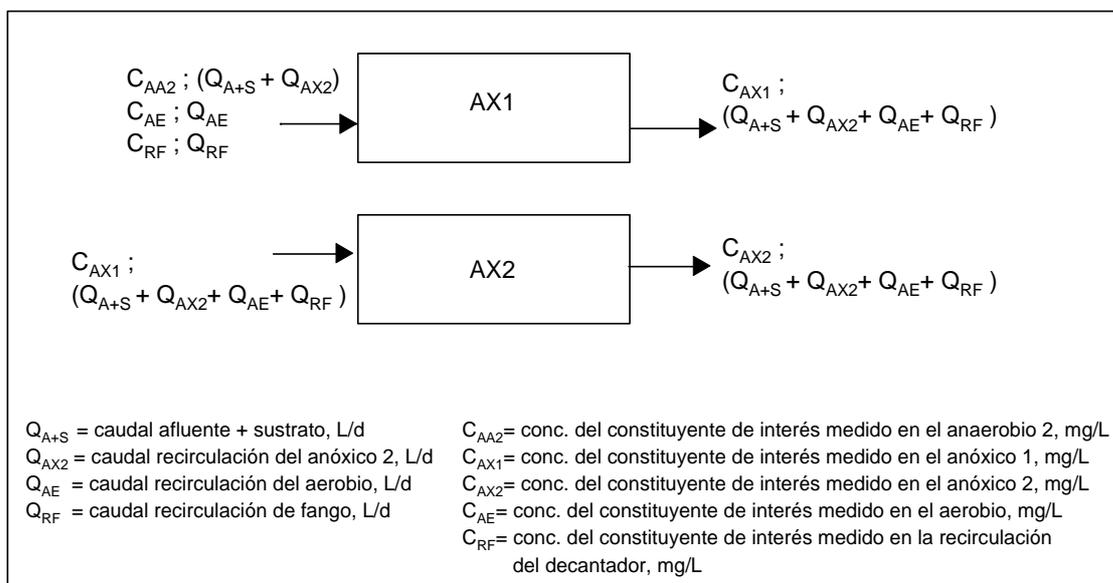


Figura 7.52 Balance másico de los reactores anóxicos para evaluar la velocidad de desnitrificación durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

Tabla 7.23. Velocidad específica de desnitrificación estimada en todo el reactor y en la zona anóxica durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

| Referencia | V_{DN} (mg N/mg MESV.d) | V_{DNax1} (mg N/mg MESV.d) | V_{DNax2} (mg N/mg MESV.d) |
|----------------------|------------------------------|---------------------------------|---------------------------------|
| Fase 2.1 | -0,007 – 0,367 | 0,027 – 0,152 | -0,013 – 0,040 |
| Fase 2.2 | 0,004 – 0,201 | 0,034 – 0,110 | -0,003 – 0,002 |
| Punrattanasin (1997) | -- | 0,043 – 0,106 | 0,000 – 0,012 |

El balance general permitió obtener velocidades mayores que las del balance de los reactores anóxicos. La máxima V_{DN} estimada para el sistema fue de 0,37 mg N/mg MESV.d, correspondiente al pico de NKT afluente registrado el 19 de mayo de 1999. El valor medio de V_{DN} fue de 0,090 mg N/mg MESV.d. La máxima V_{DNax} observada en el primer reactor anóxico (AX1) fue de 0,15 mg N/mg MESV.d, con una media de 0,078 mg N/mg MESV.d, mientras que en el segundo reactor anóxico (AX2) la V_{DNax} media fue cero.

Tanto las V_{DN} como las V_{DNax} estimadas fueron perfectamente comparables con los valores indicados en la Tabla 7.11 y con el estudio de Punrattanasin (1997), utilizando un reactor con la misma configuración que el de este estudio. Tanto las V_{DN} como las V_{DNax} registradas durante el segundo período fueron ligeramente inferiores a las del primer período.

La desnitrificación completa se alcanzó generalmente durante todo el período de estudio, pues las concentraciones de nitratos y de nitritos en las zonas anóxicas sobrepasaron en escasas ocasiones los 0,50 mg N/L, con excepción de algunos valores registrados al final de la Fase 2.1. Las concentraciones de nitratos más elevadas durante la Fase 2.1 se registraron en la primera zona anóxica (AX1), con una media de 0,67 mg N/L, así como las velocidades de desnitrificación más elevadas, con un valor media de 0,102 mg N/mg MESV.d y un CV del 38%. La velocidad media de desnitrificación durante la Fase 2.2 fue de 0,060 mg N/mg MESV.d, con un CV del 37% y una concentración media de nitratos de 0,11 mg N/L.

La Figura 7.53 muestra la correlación entre la velocidad de desnitrificación y la carga másica de desnitrificación (F/M_{DN}). La relación F/M_{DN} corresponde a la carga de NKT afluente a la planta referida a la biomasa presente en ambos reactores anóxicos, para el caso de la V_{DN} global, y a la carga de nitratos en cada reactor anóxico, para el caso de la V_{DNax} . Se observa una buena correlación entre la V_{DN} y la F/M_{DN} , así como entre la velocidad de desnitrificación en el primer reactor anóxico y la carga de nitratos. No se observó una correlación suficiente entre las velocidades de desnitrificación y la carga másica referida a la DQO afluente.

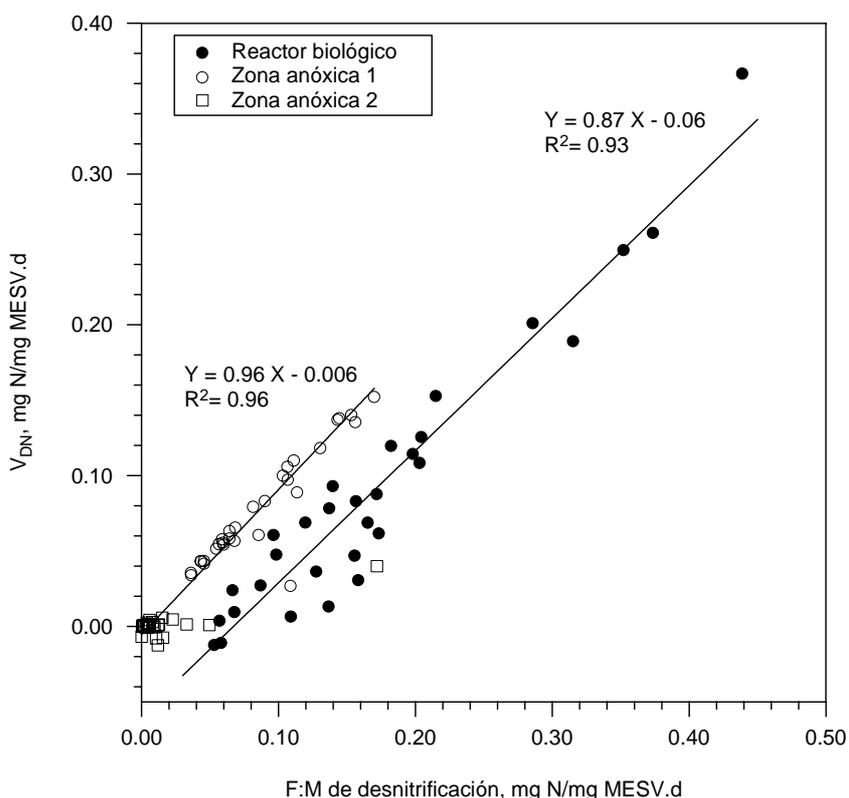


Figura 7.53 Velocidad específica de desnitrificación (V_{DN}) en función de la carga másica de desnitrificación ($F:M_{DN}$) durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

A diferencia del primer período, las velocidades de desnitrificación estimadas con el balance de todo el reactor biológico fueron normalmente inferiores a las estimadas con el balance de los reactores anóxicos. Esto se explicaría porque la biomasa usada para el cálculo de la V_{DN} global fue la suma de la biomasa de ambos reactores anóxicos,

mientras que para estimar la V_{DNax} se empleó la biomasa de cada reactor. Los valores de la velocidad aumentan con la F/M_{DN} en todo momento sin alcanzar un valor máximo. Sin embargo, la velocidad máxima de desnitrificación en los reactores anóxicos parece haber alcanzado un valor máximo de 0,16 mg N/mg MESV.d.

La Figura 7.54 muestra la correlación entre el porcentaje de desnitrificación y la relación C/N correspondiente al primer reactor anóxico (AX1).

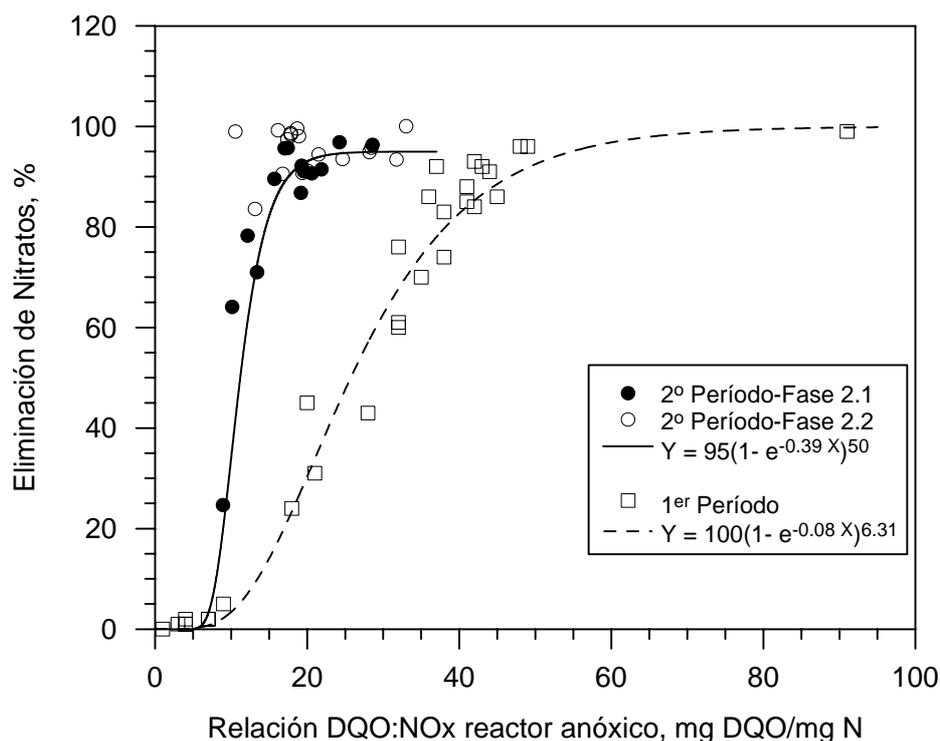


Figura 7.54 Porcentaje de desnitrificación en el reactor anóxico (AX1) como función de la relación C/N en dicha zona. Comparación entre períodos de estudio.

El porcentaje de desnitrificación obtenido en el primer reactor anóxico se ajusta bien a la relación DQO/N de dicho reactor. La desnitrificación en el segundo período parece requerir una relación DQO/N de 15 mg DQO/mg N o superior para conseguir un porcentaje de eliminación de nitratos superior al 80%. Los mayores porcentajes de eliminación se alcanzaron durante la Fase 2.2. Cabe recordar que la relación de carga requerida durante el primer período estuvo alrededor de 40 mg DQO/mg N.

Sin embargo, la concentración de DQO efluente de los reactores anóxicos fue siempre superior a la concentración del efluente final del sistema, lo que hace pensar que la carga orgánica no fue un factor limitante del proceso de desnitrificación. Un análisis de los datos reveló que los días en que no se alcanzó la desnitrificación completa durante la Fase 2.1 fueron aquellos en que se registró una reducción del TRH de los reactores anóxicos, lo que impidió que se completara la desnitrificación de los nitratos afluentes al reactor.

Por otro lado, los nitratos recirculados al reactor anaerobio también deben ser eliminados. La carga de nitratos al reactor anaerobio fue muy baja durante este segundo

período, excepto al final de la Fase 2.1 cuando no se completó la desnitrificación en los reactores anóxicos. Un balance de nitratos en el reactor anaerobio permitió estimar un porcentaje medio de eliminación del 53% y una velocidad de desnitrificación de 0,001 mg N/mg MESV.d.

Evolución y rendimientos de eliminación del fósforo

La Figura 7.55 presenta la evolución de las concentraciones de PT del afluente y del efluente de la planta experimental, así como sus rendimientos de eliminación durante este segundo período. El coeficiente de variación del PT afluente fue inferior al registrado durante el primer período de estudio ($13\% < 23\%$). Sin embargo, el CV durante las Fases 1.3 y 2.1, cuyas condiciones de explotación y estacionalidad fueron semejantes, resultó muy similar (14% y 15% respectivamente). El PRS fue la principal especie química del P del afluente, representando una media del 73% del PT, mientras que el P-org representó un 27%.

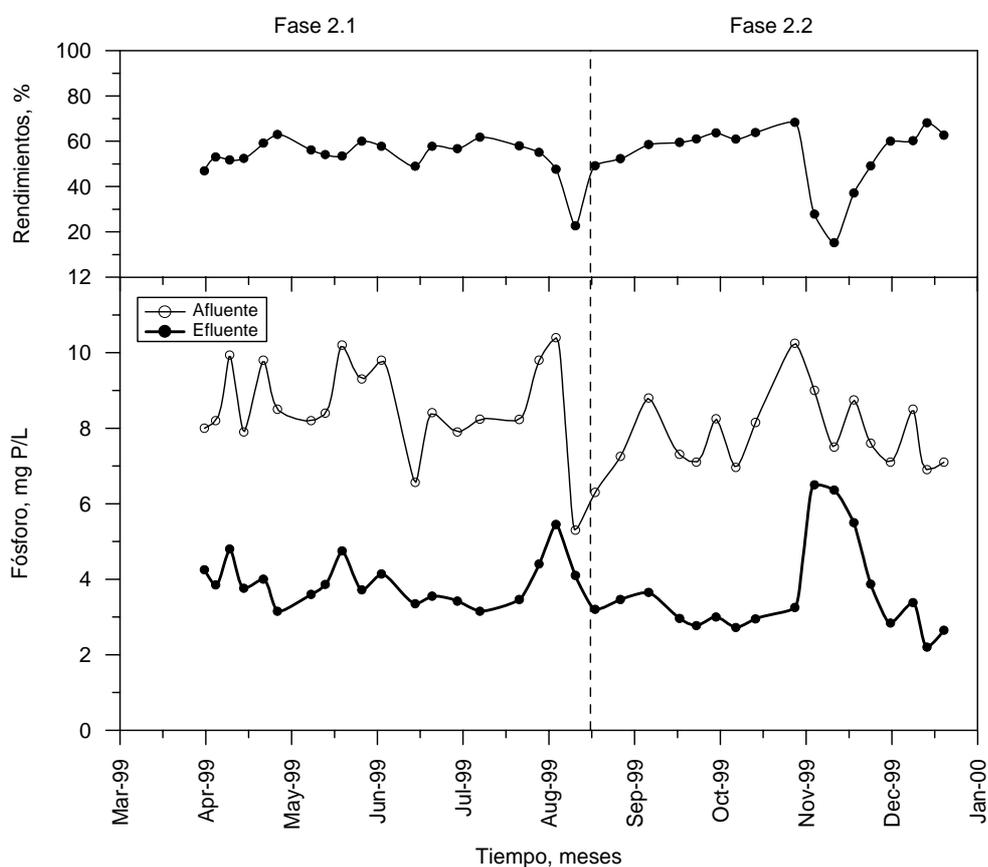


Figura 7.55 Evolución del fósforo total del afluente y del efluente del reactor biológico, durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

La concentración de PT del efluente fue bastante estable en general, con un valor medio de 3,75 mg P/L (3,45 - 4,00 mg P/L, como intervalo de confianza del 95%). Los rendimientos de eliminación de PT obtenidos a lo largo del segundo período fueron muy variables, oscilando entre el 15 y el 72%, con una media del 54%. Las mayores concentraciones de PT efluente se obtuvieron en los días en que se produjo una mayor recirculación de nitratos al reactor anaerobio (Fase 2.1, principios de agosto) y los días en

que se registró un episodio de *bulking* por adición de un exceso del sustrato (Fase 2.2, principios de noviembre).

La Figura 7.56 muestra la relación entre la concentración de nitratos afluentes a la zona anaerobia y la liberación de fósforo en dicha zona, así como el consumo de fósforo en el reactor aerobio. La aportación de nitratos al reactor anaerobio realizada con la recirculación del AX2 afectó negativamente al proceso de liberación de fósforo en dicho tanque. Es decir, concentraciones de nitratos superiores a 0,20 mg N/L hicieron que la liberación de fósforo fuera inferior a 1 mg P/L. Las concentraciones de nitratos más elevadas correspondieron a los días con mala desnitrificación en el anóxico (finales de la Fase 2.1), mientras que los valores rodeados por un círculo son aquellos en que hubo fuertes problemas de *bulking* (Fase 2.2). Cuando la concentración de nitratos recirculados al anaerobio aumenta, la liberación de P en dicho tanque se reduce, perjudicando la posterior asimilación de éste en el reactor aerobio.

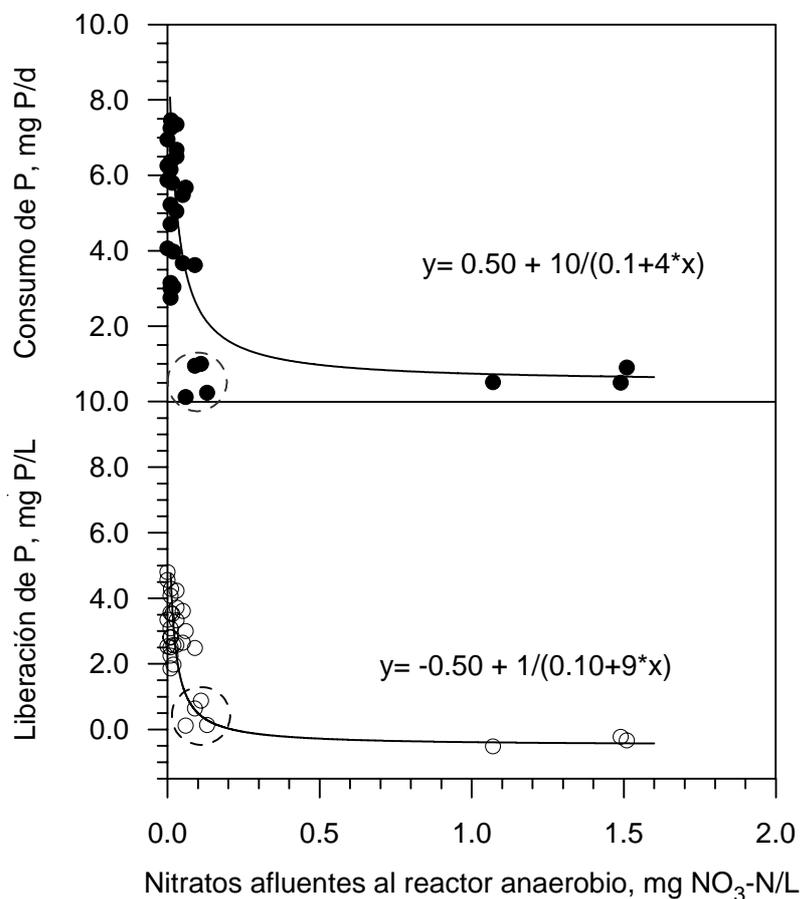


Figura 7.56 Relación entre la concentración de nitratos afluentes al reactor anaerobio y la liberación o consumo de fósforo, segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

La Tabla 7.24 resume el balance másico realizado en cada sección del reactor para determinar la transferencia de fósforo a lo largo del reactor biológico. La Figura 5.57 muestra un esquema de la liberación y del consumo de fósforo ocurrido en cada sección del sistema. Se aprecia que la mayor liberación de fósforo ocurrió en el primer reactor anaerobio, seguido por orden decreciente por los reactores AA2 y AX1. El consumo de

fósforo fue claramente superior en el reactor aerobio, como era de esperar. Sin embargo, se aprecia igualmente que hubo un pequeño consumo en el AX2.

La relación entre el consumo de P y la liberación de P (C/L de P) registró un valor medio de 1,14 incluyendo la liberación tanto en los reactores anaerobios como en los anóxicos, y de 1,57 si sólo se tiene en cuenta la liberación en el anaerobio. Estos resultados son comparables a los valores 1,31 y 1,20 obtenidos por Punrattanasin (1997) y Abu-ghararah y Randall (1991), respectivamente.

Tabla 7.24. Balance másico del fósforo en cada reactor del sistema VIP. Liberación y consumo de fósforo durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

| Zona | Fase 2.1 | Fase 2.2 |
|------------------------------|---------------------|----------|
| Carga de P afluente (mg/d) | 630 | 575 |
| AA1 | -160 ^(a) | -240 |
| AA2 | -120 | -130 |
| AX1 | -150 | -95 |
| AX2 | 98 | 57 |
| AE | 450 | 570 |
| Carga de P efluente (mg/d) | 250 | 185 |
| Liberación total de P (mg/d) | 430 | 465 |
| Consumo total de P (mg/d) | 450 | 570 |
| Relación Cons./Lib. | 1,05 | 1,23 |

^(a) Valores negativos indican liberación de fósforo

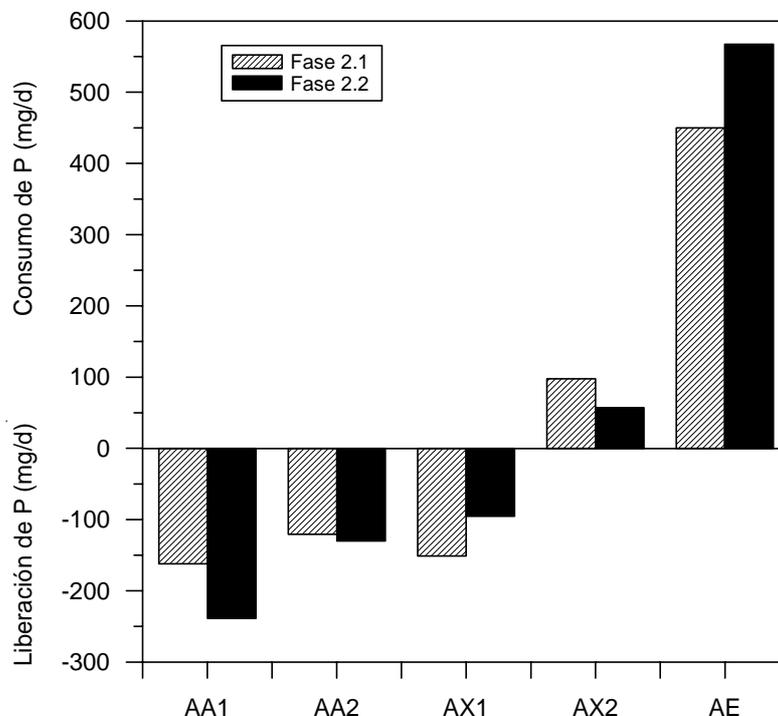


Figura 7.57 Balance másico en cada reactor. Liberación o consumo de fósforo, durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

El valor medio de la relación DQO/PT en el afluente fue superior al obtenido durante el primer período de estudio ($59 > 32$ mg/mg, respectivamente). No obstante, este valor sigue siendo inferior al recomendado en la bibliografía (77 mg/mg) para una óptima eliminación simultánea de nutrientes (Danesh y Oleszkiewicz, 1996). Sin embargo, si se analiza cada fase por separado se aprecia que la relación media obtenida durante la Fase 2.1 fue de 47 mg/mg mientras que durante la Fase 2.2 fue de 72 mg/mg. Este aumento se debió principalmente a la adición de sustrato para aumentar la concentración de materia orgánica fácilmente biodegradable.

Las Figuras 7.58 y 7.59 muestran la relación entre los valores de DQO/PT en el afluente y la concentración de fósforo soluble del efluente del sistema tanto para el primer período como para el segundo. Se observa que las concentraciones más bajas de P del efluente se obtuvieron para valores altos de DQO/PT. Más del 70% de los valores de DQO/PT se encuentran entre 20 y 40 mg/mg, y tan sólo el 25% de las concentraciones de PRS efluente son inferiores a 2,0 mg P/L. Randall *et al.* (1992) indican la necesidad de mantener una relación igual o superior a 40:1 para conseguir concentraciones de fósforo soluble en el efluente menores de 1,0 mg P/L. Sin embargo, los nitratos recirculados a la zona anaerobia desde el reactor anóxico inhiben el mecanismo de liberación anaerobia de fósforo, perjudicando así el proceso de eliminación biológica de fósforo. La presencia de nitratos en la zona anaerobia posibilita la competencia por el sustrato orgánico entre los organismos desnitrificantes y los acumuladores de fósforo (Østgaard *et al.*, 1997).

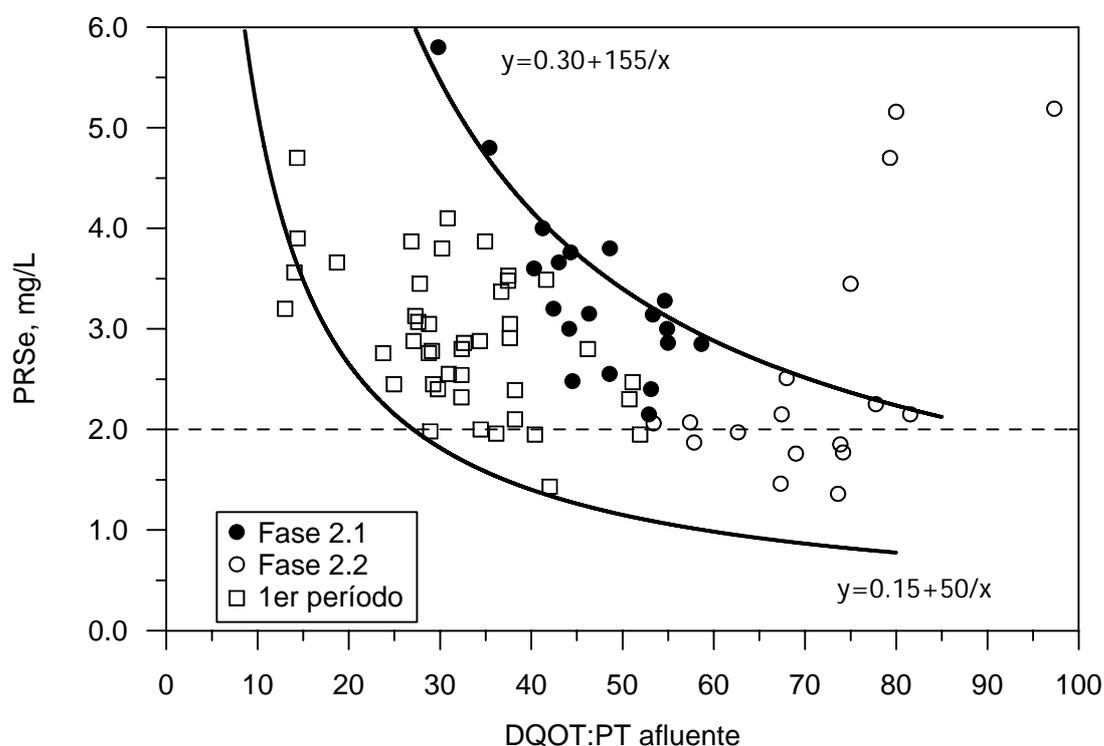


Figura 7.58 Concentración de fósforo soluble del efluente en función de la relación DQO/PT en el afluente, durante los dos períodos de estudio.

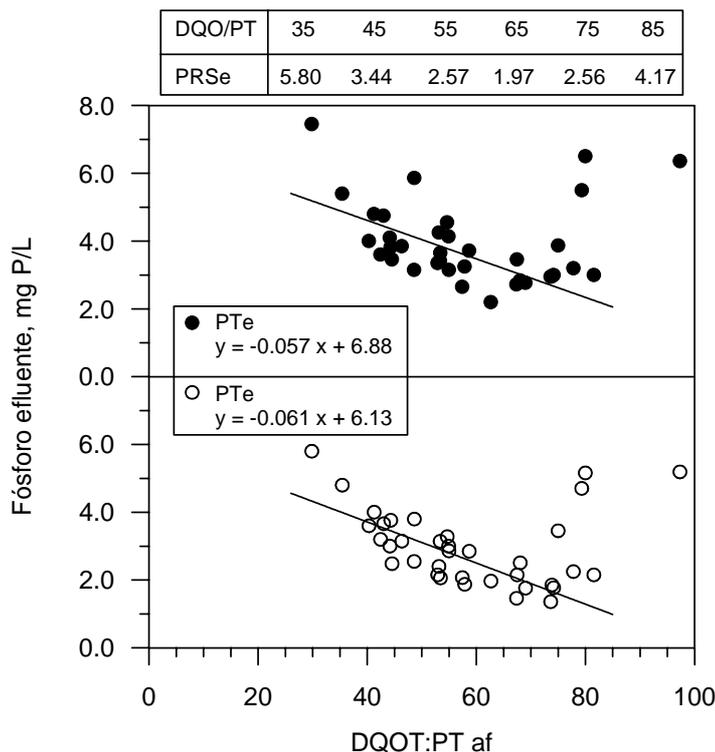


Figura 7.59 Correlación entre el cociente DQO/PT del afluente y la concentración de fósforo del efluente, durante el segundo período de estudio, marzo-diciembre 1999.

En conclusión, los rendimientos de eliminación de fósforo durante este segundo período estuvieron mayoritariamente afectados por los nitratos recirculados a la zona anaerobia, que perjudicaron la liberación de fósforo y en consecuencia su eliminación posterior del sistema. Asimismo, la eliminación de fósforo aumentó rápidamente cuando el incremento de la eliminación de DQO superó los 200 mg/L hasta alcanzar los 560 mg/L; sin embargo, cuando la eliminación de DQO superó los 600 mg/L se produjo una reducción drástica de la eliminación de P. Los resultados indican que la eliminación de P descendió cuando la adición de acetato de sodio alcanzó los 150 mg DQO/L, debido a un deterioro rápido de la decantación del fango por la formación de *bulking*. La introducción de una elevada concentración de materia orgánica fácilmente biodegradable en la zona aerobia del sistema fue aparentemente la principal causa del crecimiento de filamentos.

La asimilación de P en la zona aerobia fue proporcional a la liberación de P en la zona anaerobia. Observaciones similares han sido publicadas por Punrattanasin (1997), Wentzel *et al.* (1985) y Abu-gharah y Randall (1991), entre otros. Durante todo el período se produjo una liberación de P en el reactor AX1, siendo más acusada durante la Fase 2.1 que durante la Fase 2.2. La liberación de P en el reactor anóxico pudo ocurrir como resultado de la fermentación de parte de la DQOLB presente en esta zona. Gerber *et al.* (1987) indicaron que la liberación de P no se limita a las condiciones anaerobias, pudiendo ocurrir tanto en condiciones anóxicas como aerobias siempre que hayan AGV. Por otro lado, Iwema y Meunier (1985) indicaron que la liberación de P en condiciones anóxicas es posible cuando existe ácido acético e incluso con concentraciones elevadas de nitratos.

7.3 RESUMEN

Los rendimientos de eliminación de la MES durante el primer período de estudio fueron inferiores a los obtenidos durante el segundo período, con medias del 86% y del 96%, respectivamente. Sin embargo, la concentración de MES en el efluente fue similar en ambos períodos, con valores medios de 8,0 mg/L para el primero y 7,3 mg/L para el segundo. Tanto la concentración efluente como el rendimiento de eliminación de la MES estuvieron conformes con los límites exigidos por la Directiva 91/271/CEE para poblaciones con más de 10.000 hab-eq a lo largo de toda la investigación. El rendimiento de eliminación fue más variable durante el primer período que durante el segundo, debido básicamente a problemas mecánicos.

El rendimiento de eliminación global de materia orgánica, medida como DQO, fue superior al 90%, no existiendo diferencias apreciables entre ambos períodos de estudio (90% y 92%, respectivamente). La concentración media de DQO del efluente fue de 65 mg O₂/L, considerablemente menor que el valor de 125 mg O₂/L establecido por la Directiva 91/271/CEE para poblaciones con más de 10.000 hab-eq. Tanto la concentración de DQO en el efluente como los porcentajes de eliminación de DQO mostraron una gran estabilidad con el tiempo.

Independientemente de la subdivisión del reactor biológico, el mayor porcentaje de eliminación de la DQO se registró en la zona anaerobia con un 82% y un 90%, para el primer y segundo período, respectivamente. La DQO residual fue eliminada paulatinamente en las siguientes zonas del reactor. Durante el primer período (AA, AX y AE) la reducción fue de 82%, 10% y 6%, respectivamente, mientras que durante el segundo período (AA1, AA2, AX1, AX2 y AE) la reducción fue de 89%, 3,8%, 1,7% y 2,2%, respectivamente.

El porcentaje medio de eliminación de DQOs en el sistema fue del 82%, con independencia del período de estudio. El mayor porcentaje de eliminación se alcanzó en la zona anaerobia con un 52% y un 67%, para el primer y segundo período, respectivamente. Este efecto se debe a que el sustrato orgánico no es limitante en el primer compartimiento y la biomasa está en fase de crecimiento exponencial. El porcentaje de eliminación de la DQOs aumenta cuando lo hace la carga orgánica aplicada al sistema.

La carga másica aplicada al sistema fue baja a lo largo de todo el estudio (0,12 Kg DQO/Kg MESV.d), a pesar del aumento de la concentración de DQO conseguida por adición de un sustrato externo. Esto es debido a que el incremento de DQO afluente se vio compensado por el aumento de los sólidos volátiles dentro del sistema. La DQO afluente y la MESVLM del sistema durante el primer período fueron 248 mg/L y 3.700 mg/L respectivamente, mientras que en el segundo período fueron 490 mg/L y 8.260 mg/L.

La fracción F/M en la zona de contacto inicial se vio afectada considerablemente por la subdivisión del reactor biológico. La F/M_c del segundo período de estudio fue 3,5 veces superior a la registrada durante el primer período (5,92 > 1,70 Kg DQO/Kg MESV.d), apreciándose la influencia del tamaño del selector que recibe la carga.

Los rendimientos globales de eliminación de nitrógeno pueden considerarse buenos. La eficiencia del proceso de nitrificación fue sistemáticamente superior al 97%. La concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente estuvo en todo momento por debajo de 1 mg N/L, lo que permite afirmar que la eficacia del proceso de nitrificación fue

excelente. La eficiencia de eliminación del nitrógeno total fue muy estable, fluctuando en torno a una media de 75%, con una concentración media en el efluente de 8 mg N/L.

La composición porcentual de las especies químicas del N del afluente durante el segundo período fue diferente a la observada durante el primero. La proporción de nitrógeno orgánico registró un aumento de un 10% respecto al primer período, indicando una reducción de la proporción de nitrógeno amoniacal. Por otro lado, las proporciones de nitrógeno del efluente del segundo período fueron: N oxidado (20%), N orgánico (4,8%), y una pequeña fracción de N amoniacal (menor de 0,5%), siendo nuevamente la concentración de N-org ligeramente superior a la observada durante el primer período.

La concentración media de nitrógeno amoniacal efluente durante el primer período fue superior a la registrada durante el segundo período (0,22 y 0,12 mg N/L respectivamente). La disminución media del N-org fue del 83% a lo largo de todo el estudio. Los compuestos oxidados de nitrógeno fueron muy inestables durante el primer período de estudio, especialmente durante el uso de ARU sin decantar, con un CV próximo al 80%, mientras que el CV no superó el 30% durante el segundo período.

La baja concentración de materia orgánica oxidable en el reactor anóxico limitó el proceso de desnitrificación, reduciendo los rendimientos de eliminación global de nitrógeno y permitiendo concentraciones de NT en el efluente próximas a 12 mg N/L, superiores a los 10 mg N/L establecidos por la Directiva Europea para zonas sensibles.

El proceso de desnitrificación fue casi completo durante todo el estudio. Las concentraciones de nitratos y nitritos en las zonas anóxicas fueron generalmente inferiores a 0,50 mg N/L, con excepción de la Fase 1.2 en que se registraron las concentraciones de nitratos más elevadas en la zona anóxica, con una media de 6,72 mg N/L.

La velocidad específica de nitrificación osciló entre 0,00 y 0,17 mg N/mg MESV.d, con una media de 0,066 mg N/mg MESV.d. La velocidad específica de desnitrificación varió entre 0,00 y 0,39 mg N/mg MESV.d, con una media de 0,105 mg N/mg MESV.d. Tanto las V_{DN} como las V_{DNax} del segundo período fueron ligeramente inferiores a las registradas durante el primer período y perfectamente comparables con los valores indicados en la bibliografía.

A diferencia del primer período, las velocidades de desnitrificación registradas durante en el segundo período en el reactor biológico fueron generalmente inferiores a las obtenidas del balance de los reactores anóxicos. Esto fue debido a que la biomasa usada para el cálculo de la V_{DN} global es la suma de la biomasa de ambos reactores anóxicos, mientras que para la V_{DNax} se empleó la correspondiente a cada reactor. La velocidad máxima de desnitrificación en los reactores anóxicos fue de 0,20 y de 0,16 mg N/mg MESV.d durante el primer y segundo período, respectivamente.

La desnitrificación de un 80% de los nitratos afluentes al reactor anóxico requirió una carga DQO/N de 40 mg DQO/mg N o superior en el primer período y de 15 mg DQO/mg N o superior en el segundo período. La causa principal de que no se alcanzaran niveles elevados de desnitrificación fue la reducción del TRH en los reactores anóxicos.

La presencia de nitratos en el caudal de recirculación a la zona anaerobia impidió la existencia de condiciones estrictamente anaerobias y limitó el desarrollo del proceso de eliminación de fósforo. Los rendimientos de eliminación de fósforo obtenidos a lo largo del estudio fueron muy variables, oscilando entre el 30% y el 85%, con una media del 62%.

Estos resultados hicieron que la concentración media de PT del efluente superara los límites de 1,0 y 2,0 mg P/L establecidos por la Directiva Europea (91/271/CEE) para los vertidos de aguas residuales en zonas sensibles para poblaciones de más de 100.000 habitantes equivalentes, y que el rendimiento de eliminación no alcanzara el porcentaje mínimo de reducción exigido (80%).

Las mayores concentraciones de PT del efluente se registraron los días en que se produjo una mayor recirculación de nitratos al reactor anaerobio (Fase 1.2 y Fase 2.1) y los días en que se produjo un episodio de *bulking*, por adición de un exceso de sustrato (Fase 2.2, principios de noviembre). Las concentraciones de nitratos superiores a 0,20 mg N/L hicieron que la liberación de fósforo fuera inferior a 1 mg P/L. A medida que aumentó la concentración de nitratos recirculados al anaerobio, disminuyó la liberación de P en dicho reactor, perjudicando la asimilación posterior de éste en el reactor aerobio.

El valor medio de la fracción DQO/PT en el afluente durante el segundo período fue superior a la obtenida durante el primer período de estudio (59 > 32 mg/mg, respectivamente). Este valor sigue siendo inferior al valor recomendado en la bibliografía (77 mg/mg) para una óptima eliminación simultánea de nutrientes. La fracción DQO/PT máxima se obtuvo durante la Fase 2.2 (72 mg/mg) cuando se agregó un sustrato para aumentar la concentración de materia orgánica fácilmente biodegradable.

La relación entre el consumo de P y la liberación de P (C/L de P) registró un valor medio de 1,14 incluyendo la liberación tanto en los reactores anaerobios como en los anóxicos, y de 1,57 si sólo se tiene en cuenta la liberación en el anaerobio. Estos resultados son comparables a los valores 1,31 y 1,20 obtenidos por Punrattanasin (1997) y Abu-ghararah y Randall (1991), respectivamente.

Las concentraciones más bajas de P del efluente se obtuvieron con valores altos de la fracción DQO/PT. Más del 70% de los valores de DQO/PT oscilaron entre 20 y 40 mg/mg, mientras que tan sólo el 25% de las concentraciones de PRS efluente fueron inferiores a 2,0 mg P/L.

La eliminación de fósforo aumentó rápidamente a medida que lo hizo la eliminación de DQO por encima de los 200 mg/L hasta alcanzar los 560 mg/L. Sin embargo, cuando la eliminación de DQO superó los 600 mg/L, la eliminación de P registró una reducción drástica. Los resultados muestran que la eliminación de P disminuyó cuando la adición de acetato de sodio se aumentó a 150 mg DQO/L, debido a un deterioro rápido de la decantabilidad del fango por formación de *bulking*. La introducción de una elevada concentración de materia orgánica fácilmente biodegradable en la zona aerobia del sistema propició un crecimiento incontrolado de filamentos.

La asimilación de P en la zona aerobia fue proporcional a la liberación de P en la zona anaerobia. La liberación de P en el reactor AX se produjo durante todo el período estudio, siendo más acusada durante la Fase 2.1. La liberación de P en la zona anóxica pudo ocurrir como resultado de la fermentación de una fracción de la DQOLB presente en esta zona.