

CAPÍTULO 8

ELIMINACIÓN BIOLÓGICA DE MATERIA ORGÁNICA Y NUTRIENTES EN AMBAS FASES EXPERIMENTALES

La eliminación combinada de nitrógeno y de fósforo en un RBS requiere una secuencia de tratamiento específica con el objetivo de llevar a cabo la eliminación de carbono, la nitrificación, la desnitrificación, la liberación anaeróbica de fósforo y la asimilación en exceso de fósforo durante la fase aeróbica. Fases de llenado mezclado pero sin aireación han sido aplicadas para la desnitrificación, seguidas por fases aeróbicas para la eliminación de carbono y la nitrificación (Irvine *et al.*, 1983). Los OAF se benefician de éste esquema ya que asimilan AGV y liberan fosfato durante las fases anaeróbicas, y acumulan fosfato en condiciones aeróbicas o anóxicas.

Se han desarrollado diferentes estrategias para mejorar la eliminación de N y P en un RBS. Alternando fases aireadas con fases no aireadas durante el llenado (Hamamoto *et al.*, 1997) se han obtenido efluentes con bajas concentraciones de nitratos. Se puede aplicar una fase anóxica después de la fase principal de reacción con el fin de reducir la concentración de nitratos en el efluente. Esta fase postanóxica utiliza la desnitrificación endógena. Se han propuesto también llenados rápidos o estáticos como forma de incrementar la disponibilidad de carbono en las fases anaeróbicas y formar así los polihidroxicanoatos (PHA) (Manning y Irvine, 1985; Arora *et al.*, 1995; Ketchum, 1997).

En este capítulo se describen y analizan los resultados obtenidos del estudio de una secuencia de tratamiento para eliminar materia orgánica y nutrientes en un proceso RBS. El **Ciclo** incluyó un llenado estático, un llenado no aireado mezclado intercalado con fases cortas aireadas, una fase de reacción aireada y una fase de reacción postanóxica. Su configuración exacta se detalla en el Capítulo 4.

El comportamiento de esta secuencia de tratamiento se describe en función de sus propias condiciones de operación y de las condiciones imperantes en el afluente de las dos fases experimentales descritas y analizadas en los capítulos anteriores: afluente con sólidos primarios crudos y afluente con sólidos primarios sometidos a fermentación acidogénica. De esta manera, el presente capítulo tiene como objetivos principales evaluar la efectividad de la secuencia de tratamiento propuesta y valorar los efectos de la prefermentación del ARU en el proceso RBS.

El capítulo está dividido en tres partes principales. En la *primera* de ellas se presentan las condiciones ambientales dentro del LM (temperatura y control del OD) así como los rendimientos obtenidos en la eliminación de MES, DQO, DQOs y nutrientes de ambas fases experimentales; se analiza la influencia de las relaciones entre los contenidos de materia orgánica y de nutrientes del afluente en la secuencia de tratamiento; asimismo, se expone la evolución temporal de la calidad del efluente y se comparan los niveles de depuración conseguidos con los límites de la Directiva Europea 91/271. En la *segunda* parte se presentan y discuten las condiciones microbiológicas del fango activado, estableciendo un diagnóstico general del estado

estructural y biológico del fango en el LM del reactor. Finalmente, en la *tercera* parte de este capítulo se presenta la evolución de los nutrientes a lo largo del Ciclo, estableciendo los balances de materia respectivos y las cinéticas de sus componentes.

8.1. CONDICIONES AMBIENTALES DEL RBS

8.1.1. Temperatura

La Tabla 8.1 presenta las medias, las desviaciones típicas y los intervalos de temperatura registrados durante todo el estudio del Ciclo de tratamiento.

Tabla 8.1. Temperatura registrada en el LM del RBS durante el estudio de la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en ambas fases experimentales.

Ciclo de tratamiento	n	media	s	intervalo
Primera fase experimental	98	22,1	3,3	15,9-26,7
Segunda fase experimental	46	19,8	0,9	17,1-22,0

Se realizó un registro de la temperatura del líquido mezcla durante cada fase experimental. En la primera fase experimental, la temperatura osciló entre 16 y 27°C, con una media de 22°C, mientras que en la segunda fase experimental la temperatura osciló entre 17 y 22°C, con una media de 20°C.

El intervalo de temperaturas registrado en ambas fases experimentales se encuentra dentro de los valores recomendados para el desarrollo de la actividad biológica. La actividad microbiana se incrementa a medida que aumenta la temperatura del sistema, sobre todo por lo que respecta a las bacterias nitrificantes, que son las más sensibles a las posibles variaciones de este parámetro (Escaler, 1997).

La Figura 8.1 presenta la evolución de la temperatura en el LM a lo largo de las dos fases experimentales. Como se puede observar, durante la primera fase experimental la temperatura del LM manifestó un aumento progresivo en el tiempo con leves oscilaciones. Los meses de marzo y abril fueron los meses de menor temperatura del sistema, con valores que oscilaron entre 16 y 18°C. En los meses de mayo y junio las temperaturas se incrementaron y fluctuaron entre 18 y 22°C. Las temperaturas más elevadas se registraron durante los meses de julio y agosto, alcanzándose valores entre 24 y 27°C. Después de los máximos registrados a finales de agosto, la temperatura comenzó a decrecer durante el mes de septiembre.

El estudio del Ciclo en la segunda fase experimental se inició a principios del mes de octubre. La Figura 8.1 muestra que la temperatura continuó decreciendo durante los primeros cinco días del mes de octubre hasta que se estabilizó en un valor en torno a 20°C. Este valor representó el promedio de temperaturas del LM obtenido durante la mayor parte del estudio de la segunda fase experimental; nótese que la curva presenta un descenso del 12 al 18 de noviembre con un mínimo de 17°C. Este

comportamiento de la temperatura a mediados del mes de noviembre coincide con el observado en el fermentador durante los mismos días.

La estabilidad de las temperaturas del LM durante la segunda fase experimental puede atribuirse a que el afluente que entraba en el reactor provenía de un fermentador en el cual había una resistencia que controlaba la temperatura del fango primario para que no bajara de 20°C. El punto de consigna de la resistencia se mantuvo entre 25 y 30° C. Esta circunstancia y el efecto de estratificación de temperaturas a lo largo de la altura del fermentador, hicieron que el agua residual que salía del fermentador tuviera una temperatura promedio de 25°C. Esto amortiguó probablemente el descenso de la temperatura dentro del sistema de fangos activados.

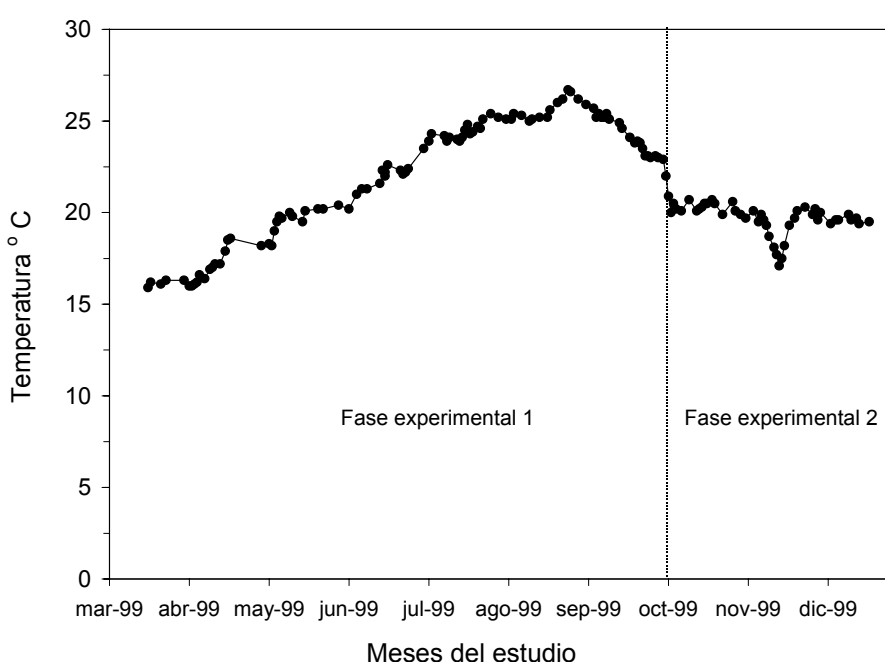


Figura 8.1. Evolución de la temperatura durante el Ciclo de tratamiento propuesto para el estudio de la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

8.1.2. Oxígeno disuelto en el LM

La Tabla 8.2 presenta la duración absoluta y porcentual de la aireación durante las fases de llenado y de reacción del Ciclo de tratamiento. La concentración de OD fijada como punto de consigna también aparece en esta tabla.

Asimismo, la Tabla 8.3 presenta los promedios de los registros de OD realizados en varias ocasiones durante la fase de reacción aireada del Ciclo así como sus desviaciones típicas. Como se puede observar, el controlador de OD mantuvo un nivel medio de $1,87 \pm 0,22$ mg O₂/l en la etapa de reacción de la primera fase experimental y de $1,98 \pm 0,09$ mg O₂/l en la segunda fase experimental. No obstante, la Figura 8.2 muestra que los niveles medios de OD en la fase de reacción aireada presentaron

oscilaciones considerables a lo largo del estudio. Nótese que el OD del LM en la primera fase experimental presentó una mayor variabilidad.

Tabla 8.2. Duración absoluta y porcentual de la aireación durante el Ciclo de tratamiento propuesto.

Parámetros	Ciclo de tratamiento
Tiempo de aireación, h	2,0
Tiempo de aireación, %	33
punto de consigna (mg O ₂ /l)	2,0

Tabla 8.3. Valores medios y desviaciones típicas de la concentración de OD en la fase de reacción aireada del Ciclo de tratamiento propuesto.

Fase experimental	media (mg O ₂ /l)	s (mg O ₂ /l)
1	1,87	0,22
2	1,98	0,09

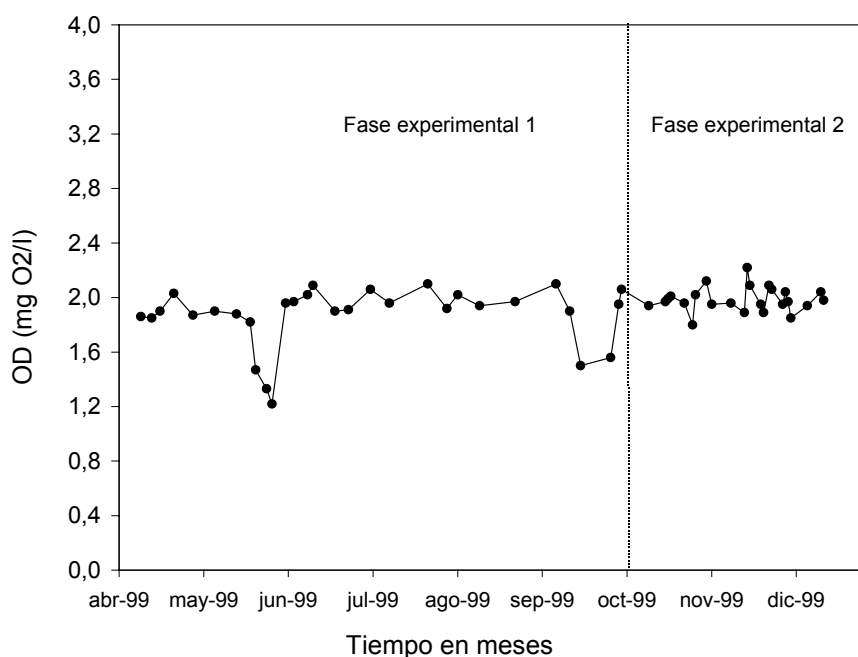


Figura 8.2. Control del OD en la fase de reacción del Ciclo de tratamiento propuesto para la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

Asimismo, durante la primera fase experimental se registraron dos periodos cortos de inadecuado control de la aireación del LM. El primero de ellos ocurrió en la segunda

mitad del mes de mayo, con valores de OD en el intervalo de 1,22 a 1,47 mg O₂/l. El segundo de ellos se registró en la segunda quincena del mes de septiembre, con valores medios de 1,53 mg O₂/l. El resto del tiempo se registraron concentraciones de OD entre 1,82 y 2,10 mg O₂/l. El control del OD del LM en la segunda fase experimental presentó una considerable estabilidad en el tiempo, con un nivel de OD que fluctuó entre 1,85 y 2,22 mg O₂/l.

La Figura 8.3 presenta el registro del OD obtenido por ordenador el día 04/06/99 (primera fase experimental). La fecha de realización de este registro pertenece a los días en que el control de este parámetro fue óptimo. El OD se mantuvo por debajo de 0,5 mg O₂/l durante la mayor parte de la fase de llenado estático, mostrando una tendencia decreciente que se mantuvo durante la segunda hora de llenado anóxico. Asimismo, se puede observar que el OD alcanza inmediatamente los niveles deseados (2,0 ± 0,2 mg O₂/l) al comienzo de la primera fase aeróbica. También se puede observar que la velocidad de consumo de oxígeno (OUR) es considerablemente elevada y la caída de oxígeno es adecuadamente controlada por el PID.

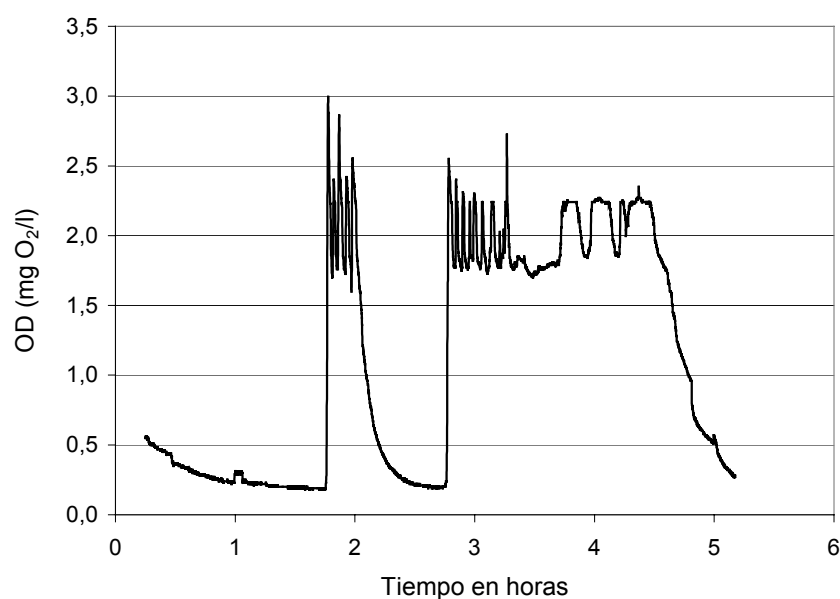


Figura 8.3. Registro por ordenador del OD el día 04/06/99 a lo largo de un Ciclo de tratamiento de 6 horas. El registro pertenece a los días con óptimo control de este parámetro.

Tan pronto como se detiene la aireación, el OD cae en picado en los primeros 15 minutos de la segunda fase anóxica. El OD se mantiene por debajo de 0,3 mg O₂/l el resto del tiempo de esta fase. La siguiente etapa de aireación vuelve a mostrar una elevada actividad respiratoria, la cual se mantiene durante los primeros 30 minutos. La OUR decrece considerablemente durante el resto del tiempo aeróbico de esta fase debido al decaimiento de la DQO en el sistema. Se observa que una vez que el OD alcanza un nivel superior a 2 mg O₂/l, éste se mantiene constante por algunos minutos. Finalmente, el OD vuelve a disminuir durante la etapa postanóxica pero esta

vez de manera gradual. La Figura 8.4 presenta el registro del OD del LM obtenido por ordenador el día 17/09/99 (primera fase experimental).

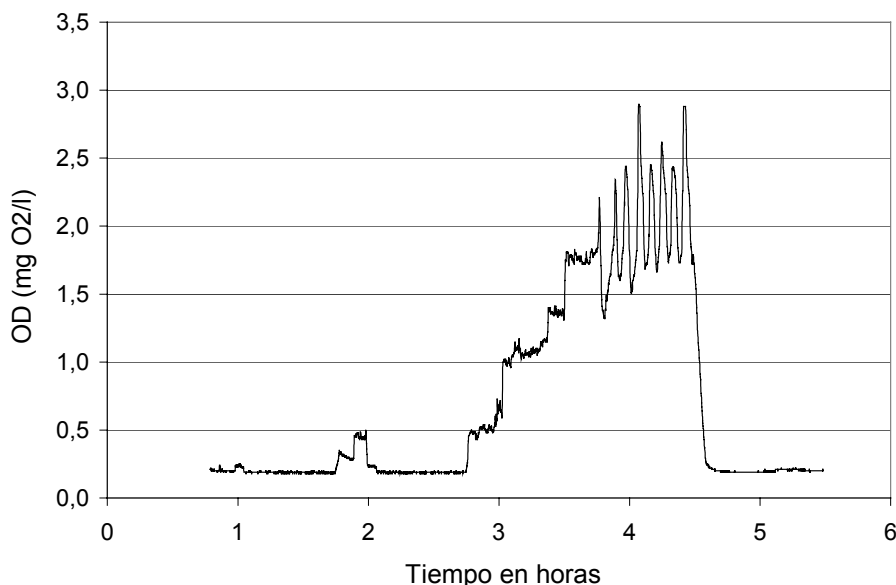


Figura 8.4. Registro por ordenador del OD el día 17/09/99 a lo largo de un Ciclo de tratamiento de 6 h. El registro pertenece a los días con inadecuado control de este parámetro.

La fecha de realización de éste registro coincide con los días en que el OD fue controlado inadecuadamente. Como se puede observar, el OD sólo logró alcanzar un nivel de 0,5 mg O₂/l en el LM durante la primera fase aeróbica del llenado. Asimismo, el OD se mantuvo por debajo de 2,0 mg O₂/l durante aproximadamente 1 h de la siguiente fase aireada. El OD sólo logró alcanzar el nivel requerido durante los últimos 30 minutos de la fase de aireación. Este comportamiento se debió, en este caso, a la obturación de los difusores. En otras ocasiones fue la bomba de aireación la que funcionó inadecuadamente.

8.2. RENDIMIENTOS DE ELIMINACIÓN DE SÓLIDOS Y MATERIA ORGÁNICA

Los tres parámetros analizados en primer lugar son: la MES, la DQO y la DQO soluble. La Tabla 8.4 muestra los valores medios de los rendimientos de eliminación de cada uno de estos parámetros durante el estudio completo del Ciclo. Los valores medios, las desviaciones típicas y intervalos obtenidos en el afluente y el efluente se presentan también en esta tabla.

Tabla 8.4. Rendimientos de eliminación de MES, DQO y DQOs conseguidos en ambas fases experimentales del Ciclo de tratamiento propuesto para la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

Ciclo	Afluente (mg/l)				Efluente (mg/l)			Rendimiento (%)		
Sin preferm.	n ^(a)	media	s	rango	media	s	rango	media	s	rango
MES	30	282	76	152-468	39	16	5-92	86	4	76-97
DQO	30	470	127	188-738	87	41	12-190	82	6	64-94
DQOs	30	136	47	62-244	58	26	9-131	57	15	31-87
Con preferm.	Afluente (mg/l)				Efluente (mg/l)			Rendimiento (%) ^(b)		
MES	23	125	38	56-183	28	13	4-55	77	10	57-98
DQO	24	351	99	244-596	55	14	25-73	83	6	70-92
DQOs	24	154	36	80-235	40	15	12-72	73	11	37-89

(a) n es el número de muestras en el afluente y el efluente

(b) Rendimiento respecto al afluente fermentado. En el texto se mencionan los rendimientos respecto al afluente crudo, de la segunda fase experimental.

8.2.1. MES

Los rendimientos de eliminación de MES oscilaron entre 76 y 97%, con una media de 86% durante el estudio del Ciclo sin prefermentación del afluente. La concentración de MES del afluente osciló entre 152 y 468 mg/l, con una media de 282 mg/l, mientras que en el efluente fluctuó entre 5 y 92 mg/l, con una media de 39 mg/l (33-45 mg/l, para un intervalo de confianza del 95%). De acuerdo con estos resultados, la concentración media de MES del efluente se encuentra por encima del límite de 35 mg/l exigido en la Directiva de la Comunidad Europea (91/271/CEE) para el vertido de aguas residuales urbanas provenientes de municipios con más de 10 000 hab-eq. Asimismo, el rendimiento medio de eliminación es inferior al porcentaje mínimo de reducción (90%) que exige dicha directiva, para los mismos hab-eq. Sin embargo, ambos indicadores de calidad cumplen ampliamente con los límites exigidos para poblaciones entre 2 000 y 10 000 hab-eq, es decir, 60 mg/l concentración efluente y 70% porcentaje mínimo de reducción. Esto último es importante si se decide probar a escala real el diseño de este Ciclo, ya que los RBS han sido una tecnología principalmente aplicada en poblaciones menores de 10 000 hab-eq (Keudel y Dichtl, 2000).

El efecto pared en un reactor tan pequeño como el usado y con una sección en planta tan reducida, ejerce un efecto importante en la retención de una parte de los sólidos que decantan. De esta manera, las partículas que quedan pegadas a las paredes o a los mecanismos de agitación pueden ser arrastradas hacia la salida por el flujo de descarga del efluente. A escala real, los RBS suelen tener una forma rectangular (más anchos que altos) lo que favorece una menor superficie de pared por unidad de volumen y hace que la cantidad de MES retenida se reduzca.

Los rendimientos de eliminación de MES conseguidos con la secuencia de tratamiento probada con prefermentación del afluente, fluctuaron entre 57 y 98%, con

una media de 77%. Sin embargo, dado que en el prefermentador se eliminaba previamente el 60 % de los sólidos del ARU cruda, los rendimientos totales de eliminación serán superiores a los conseguidos únicamente por el reactor biológico. Teniendo en cuenta esto, los rendimientos de eliminación de MES conseguidos respecto al afluente crudo oscilaron entre 76 y 99%, con una media del 91%.

El afluente de la segunda fase osciló entre 56 y 183 mg/l, con una media de 125 mg/l, mientras que el efluente fluctuó entre 4 y 55 mg/l, con una media de 28 mg/l (22-34 mg/l, para un intervalo de confianza del 95%). A diferencia de los resultados obtenidos para la MES en la primera fase experimental, tanto la concentración media del efluente como la media de los rendimientos totales de eliminación cumplen con los límites exigidos por la Directiva Europea para municipios de más de 10 000 hab-eq. Una prueba t realizada para evaluar la semejanza estadística entre los dos tipos de efluentes obtenidos en este Ciclo confirma la diferencia entre las medias con un nivel de significación de 0,05. Como se puede observar, el decantador primario funcionó como prefermentador y ayudó a incrementar los rendimientos de eliminación de MES y a disminuir la concentración de MES en el efluente del RBS.

Evolución temporal de la MES

La Figura 8.5 presenta la evolución de la MES en el afluente y el efluente del Ciclo durante las dos fases experimentales. Como se puede observar, el afluente de la primera fase presentó mayor variabilidad temporal que el afluente de la segunda fase. Nótese que la desviación típica de la primera fase (76 mg/l) fue mucho mayor que la obtenida en la segunda fase (38 mg/l). La tendencia de la curva afluente es lógicamente decreciente hacia el mes de octubre, debido al 60% de eliminación de MES que se lleva a cabo en el prefermentador.

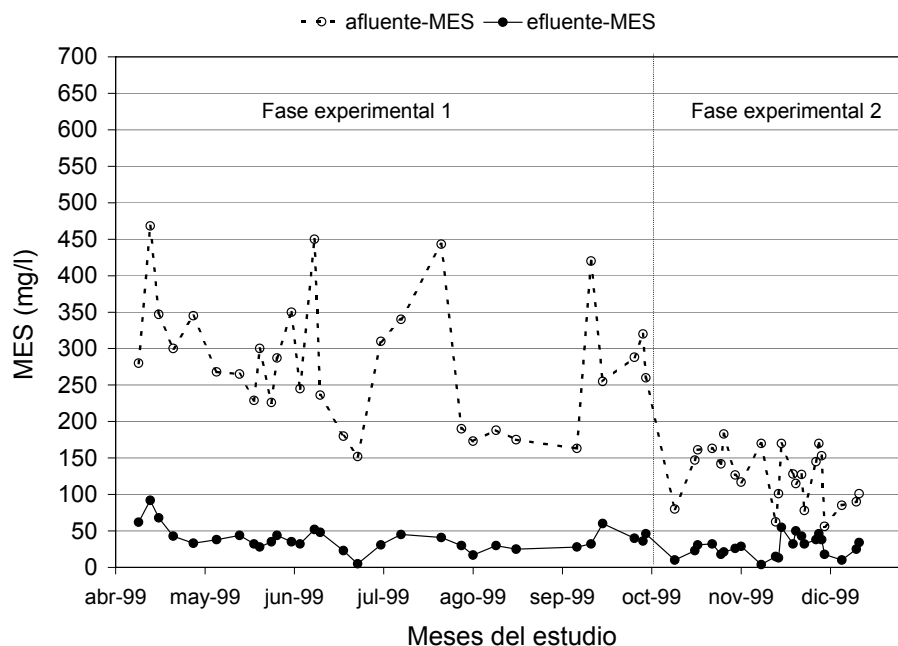


Figura 8.5. Evolución de la MES en el afluente y el efluente del Ciclo de tratamiento en ambas fases experimentales del RBS.

La MES en el efluente presenta poca variabilidad a lo largo de todo el estudio del Ciclo. La estabilidad del proceso de eliminación de la MES queda también confirmada estadísticamente. Por un lado, las desviaciones típicas en la primera y segunda fase son muy similares entre sí, 16 y 13 mg/l respectivamente (Tabla 8.4). Asimismo, la prueba F indica que las varianzas son iguales, para un nivel de significación de 0,05.

8.2.2. DQO y DQOs

Los rendimientos de eliminación de DQO en la secuencia de tratamiento estudiada en la primera fase experimental oscilaron entre 64 y 94%, con una media del 82%. El afluente osciló entre 188 y 738 mg/l, con una media de 470 mg/l, mientras que el efluente fluctuó entre 12 y 190 mg/l, con una media de 87 mg/l (72-102 mg/l, como intervalo de confianza del 95%). Estos resultados muestran que tanto la concentración media de DQO en el efluente como su intervalo de confianza se encuentran por debajo del límite permitido (125 mg/l) en la Directiva Europea (91/271/CEE). Asimismo, el rendimiento medio de eliminación es superior al porcentaje mínimo de reducción (75%) que exige dicha Directiva.

Los rendimientos de eliminación de la DQOs en el Ciclo sin prefermentación fluctuaron entre 31 y 87%, con una media del 57%. Su afluente varió entre 62 y 244 mg/l, con una media de 136 mg/l, mientras que el efluente osciló entre 9 y 131 mg/l, media 58 mg/l (48-68 mg/l, como intervalo de confianza del 95%).

La Figura 8.6 presenta las fracciones porcentuales de la DQO en el afluente y de la eliminación de DQO en el proceso. Como se indicó en el Capítulo 6, el fraccionamiento de la DQO del afluente de la primera fase experimental presentó porcentajes medios del 17% de DQOFB, 63% de DQOLB, 9% de DQONBs y 11% de DQONBp. Los gráficos circulares del efluente muestran que el 82% de la DQO eliminada se corresponde bastante bien con la suma de los porcentajes correspondientes a la DQOFB y DQOLB. Asimismo, el 18% restante, el cual pertenece a la fracción de la DQO no eliminada en el proceso RBS, se aproxima a la suma de las fracciones de DQONBs y DQONBp.

Sin embargo, un balance más detallado de cada uno de los componentes de la DQO efluente (87 mg/l) permite especificar mejor su procedencia. Un 67% (58 mg/l) de la DQO no eliminada es materia soluble y un 33% (29 mg/l) materia insoluble. Según Henze *et al.* (1995a), se puede suponer que un proceso de depuración biológica no produce DQO soluble inerte. Por ello, los 39 mg/l de DQONBs que entraron con el afluente pasan también en su totalidad a formar parte de los 58 mg/l de DQOs efluente. Los 19 mg/l restantes serán DQO biodegradable soluble proveniente de una parte del material hidrolizado de la DQOLB. Este valor se corresponde con las concentraciones típicas de DBO_5 que se pueden encontrar en los efluentes de los procesos de depuración biológica (10-20 mg/l). Finalmente, los 29 mg/l de DQO insoluble corresponden a una parte de la DQONBp que decanta mal y probablemente a una fracción de la biomasa que también registró problemas de decantación.

Los rendimientos de eliminación de la DQO conseguidos en la secuencia de tratamiento estudiada durante la segunda fase experimental fluctuaron entre 70 y 92%, con una media del 83%. No obstante, es necesario estimar los rendimientos totales de eliminación con respecto a la DQO del afluente crudo, ya que el prefermentador elimina un 24% de la DQO mediante la MES que decanta. De acuerdo

a esto, los rendimientos de eliminación de la DQO oscilaron entre 81 y 94%, con una media del 87%.

El afluente osciló entre 244 y 596 mg/l, con una media de 351 mg/l. La DQO del efluente fluctuó entre 25 y 73 mg/l, con una media de 55 mg/l. El intervalo de confianza para la media del efluente es 49-61 mg/l, para un nivel de confianza del 95%. Como se puede observar, los rendimientos de eliminación de la DQO aumentaron y la concentración media de la DQO del efluente de la segunda fase experimental fue 32 mg/l inferior a la del efluente de la primera fase experimental (de 16 a 49 mg/l inferior para un intervalo de confianza del 95%). La prueba t realizada para $\alpha=0,05$ confirma la diferencia estadística entre las medias de la DQO de ambos efluentes.

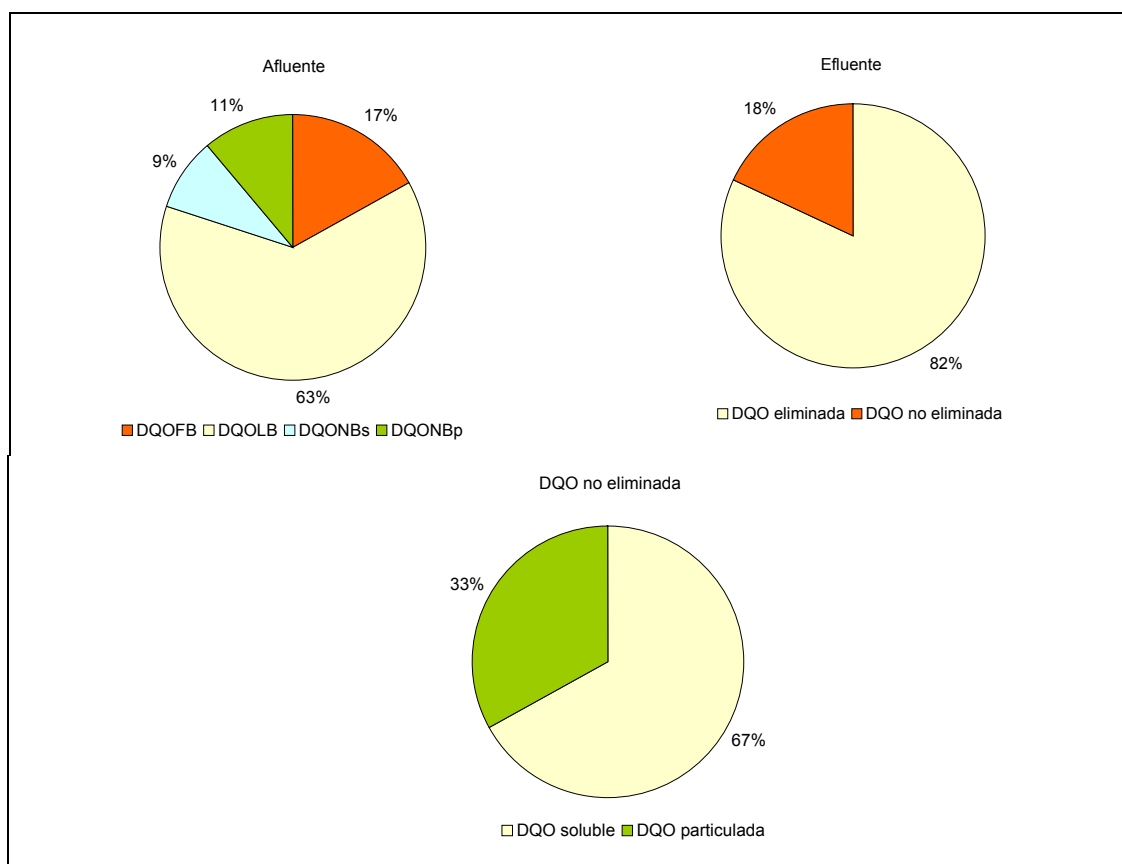


Figura 8.6. Distribución de la DQO en el afluente y el efluente del Ciclo (primera fase experimental)

Como se recordará del Capítulo 7, la DQOs afluente de la segunda fase experimentó un incremento de 22 mg/l (con un intervalo de confianza del 95% de 16-28 mg/l). Por lo tanto, además de eliminar el 24% de la DQO del afluente crudo, el prefermentador en línea permite también solubilizar una parte de la materia particulada del afluente. Los dos procesos de eliminación y solubilización de la DQO particulada dentro del decantador primario modificaron la distribución de las fracciones de la DQO afluente y su posterior eliminación biológica dentro del RBS. La Figura 8.7 presenta los resultados porcentuales de las dos modificaciones sufridas por la DQO. Primero se presentan los porcentajes correspondientes a las fracciones de la DQO antes y después del prefermentador y, en segundo lugar, el resultado porcentual de la eliminación biológica de la materia orgánica en el RBS.

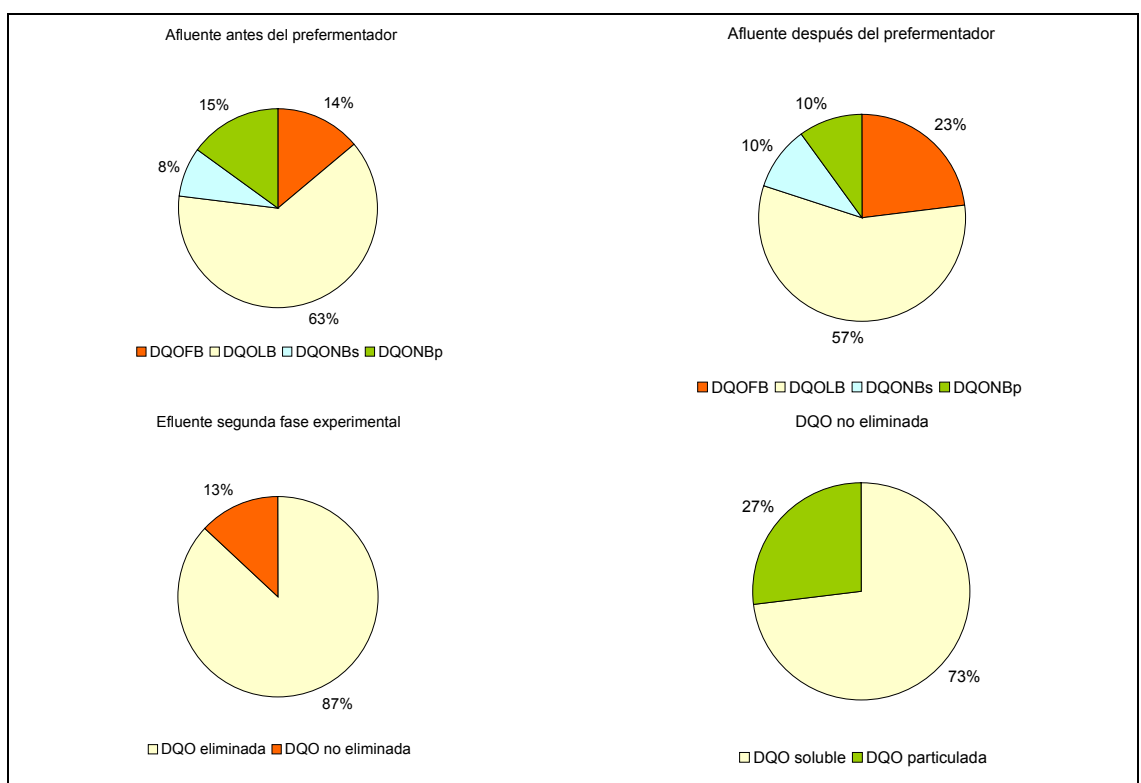


Figura 8.7. Distribución de la DQO en el afluente y el efluente del Ciclo (segunda fase experimental).

La prefermentación de los sólidos del afluente aumentó la fracción fácilmente biodegradable a costa de la hidrólisis de una parte de la DQOLB (Periodo C del estudio de fermentación primaria), por lo que esta última fracción disminuyó. Por otro lado, la DQONBs se mantuvo prácticamente igual mientras que la DQONBp también sufrió una disminución. Basándose en lo anterior, se observa que de los 55 mg/l de DQO efluente, el 73% (40 mg/l) es material soluble y el 27% (15 mg/l) restante pertenece a material particulado. Dado que los 33 mg/l de la DQONBs han pasado a formar parte de la DQO soluble efluente (Henze *et al.* 1995a), los 7 mg/l restantes son probablemente una muy pequeña fracción de la DQOLB hidrolizada. Finalmente, los 15 mg/l de DQO insoluble corresponden a una parte pequeña de la DQONBp y a una fracción de la biomasa mal decantada. Estos resultados permiten concluir que a diferencia del efluente de la primera fase experimental, la DQO efluente de la segunda fase fue menor y se caracterizó por tener un 10% más de material soluble, el cual a su vez registró un decremento del 63 % de material biodegradable.

Evolución temporal de la DQO

La Figura 8.8 presenta la evolución de la DQO en el afluente y el efluente del RBS durante las dos fases experimentales. El gráfico muestra dos curvas afluentes durante la segunda fase experimental. Una de ellas perteneciente al afluente crudo y la otra al afluente fermentado. Como se puede observar, el afluente crudo sufrió oscilaciones considerables en ambas fases. En el Capítulo 7 se demostró, mediante pruebas F y t, que tanto las medias como las varianzas del afluente de ambas fases experimentales eran iguales.

Por otro lado, se puede observar la similitud de sus desviaciones típicas: 127 mg/l para la primera fase experimental y 130 mg/l para la segunda. Es importante señalar que los mínimos más pronunciados se localizan en días festivos y de lluvia, y que la mayor parte de los puntos del afluente crudo que se encuentran en la gráfica, oscilan entre 400 y 500 mg/l, con una media de 470 mg/l.

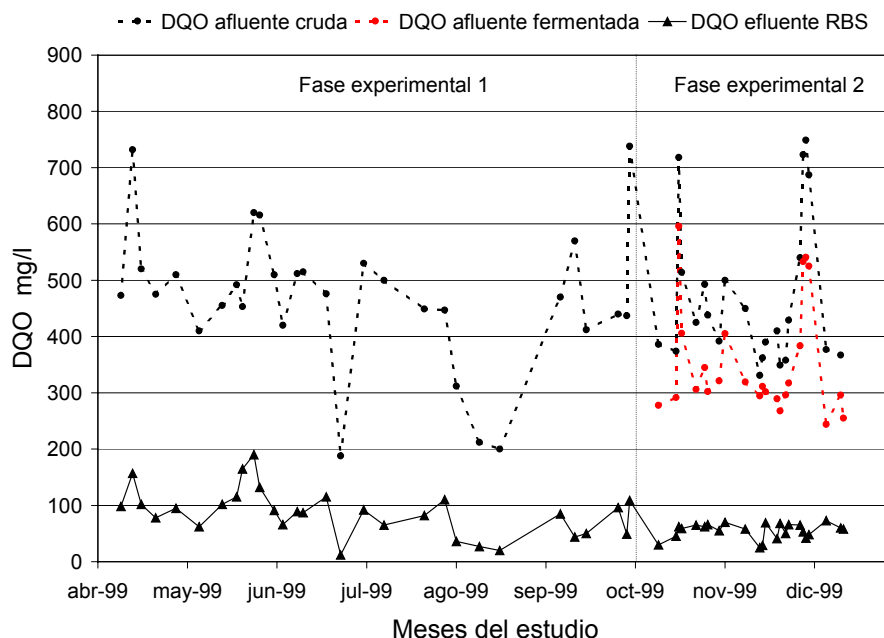


Figura 8.8. Evolución de la DQO en el afluente y el efluente del Ciclo de tratamiento propuesto para el estudio de la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

Las diferencias principales entre el afluente crudo y el afluente fermentado son la concentración de MES y la variabilidad temporal. Como muestra la Figura 8.8, la variabilidad de la DQO se reduce considerablemente con la eliminación del 60% de sólidos y del 24 % de materia orgánica por medio del prefermentador. Nótese que el valor medio de la desviación típica del afluente crudo (130 mg/l) es superior a la del afluente fermentado (99 mg/l).

La DQO del efluente presentó una considerable estabilidad a lo largo de todo el estudio. Más aún, la variabilidad de la DQO efluente durante la segunda fase experimental, fue menor que la registrada durante la primera fase. Queda también confirmada la diferencia estadística entre la estabilidad de la DQO en ambos efluentes. Por un lado, la desviación típica de la DQO en el efluente de la primera fase experimental (41 mg/l) es mayor a la desviación típica de la DQO en la segunda fase (14 mg/l). Asimismo, la prueba F confirma la diferencia entre las varianzas, con un nivel de significación de 0,05.

Las concentraciones de DQO en el efluente de la primera fase experimental fueron inferiores a 125 mg/l durante la mayor parte del tiempo. Concentraciones superiores a este valor se registraron en episodios muy cortos y puntuales. El primero de ellos se registró el 13 de abril de 1999 y el segundo a finales de mayo, cuando la concentración de OD se encontraba inadecuadamente controlada. Las

concentraciones de DQO en el efluente de la segunda fase experimental fueron siempre inferiores a 80 mg/l. La considerable estabilidad de esta segunda fase se debió probablemente tanto a la eliminación de sólidos en el afluente como al mejor control de oxígeno disuelto y de temperatura dentro del sistema.

8.3. RENDIMIENTOS DE ELIMINACIÓN DE NUTRIENTES

La Tabla 8.5 presenta los rendimientos de eliminación del NT y el PT durante el estudio completo del Ciclo de tratamiento. Asimismo, esta tabla presenta el número de muestras analizadas, las concentraciones promedio y las desviaciones típicas obtenidas para estos parámetros durante cada fase experimental.

Tabla 8.5. Eliminación de nutrientes conseguida en ambas fases experimentales del Ciclo de tratamiento propuesto para el estudio de la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

Ciclo	Nitrógeno				Fósforo			
	n	media	s	intervalo	n	media	s	intervalo
Primera fase experimental								
Afluente (mg/l)	30	39	8	22-59	30	12,1	4,3	5,9-25,4
Efluente (mg/l)	30	11	7,2	6,2-43	30	2,4	1,9	0,5-8,2
Rendimiento %	30	73	12	27-85	30	76	24	21-95
Segunda fase experimental								
Afluente crudo (mg/l)	24	34	9,8	19-52	24	8,1	1,6	5,1-12,2
Afluente fermentado (mg/l)	24	32	9,6	18-51	24	7,3	1,6	4,5-11
Efluente (mg/l)	24	11	2,2	8,0-20	24	5,3	1,8	2,2-8,6
^(a) Rendimiento (AF-C), %	24	64	13	35-79	24	35	15	10-59
^(b) Rendimiento (AF-F), %	24	63	14	32-78	24	28	15	5,0-56

a) Rendimiento respecto al afluente crudo.

b) Rendimiento respecto al afluente fermentado.

8.3.1. Eliminación de NT

Los rendimientos de eliminación del NT durante el estudio del Ciclo en la primera fase experimental oscilaron entre 27 y 85%, con una media del 73%. El afluente osciló entre 22 y 59 mg N/l, con una media de 39 mg N/l, mientras que el efluente varió entre 6,2 y 43 mg N/l, con una media de 11 mg N/l (8,3-13,7 mg N/l, como intervalo de confianza del 95%). El rendimiento medio de eliminación obtenido en este trabajo fue superior a todos los rendimientos medios obtenidos en el conjunto de ciclos estudiados por Escaler (1997). Los rendimientos de eliminación de NT obtenidos por

Escaler (1997) oscilaron entre 40 y 66%. De la misma manera, el rendimiento de eliminación obtenido en esta tesis fue superior a los presentados por Hamamoto *et al.* (1997), quienes trabajaron en planta piloto con agua sintética utilizando un Ciclo de 6 h, y por Rim *et al.* (1997), quienes trabajaron a escala real utilizando ciclos de 6, 8 y 12 h. Los primeros autores indican un intervalo de eliminaciones entre 50 y 64%, mientras que los segundos hallaron rendimientos que oscilaron entre 56 y 65%.

Teniendo en cuenta la serie completa de datos de la primera fase experimental, la concentración media de NT en el efluente se encuentra por encima del límite de 10 mg N/l exigido por la Directiva Europea (91/271/CEE) para el vertido de aguas residuales urbanas provenientes de municipios con más de 100 000 hab-eq. No obstante, y como se expondrá más adelante, el comportamiento temporal de este parámetro registró tres valores considerablemente elevados del NT efluente. Estos tres valores se presentaron de manera puntual durante un periodo corto, en el que el control del OD fue inadecuado. Si se descartan estos tres valores, el valor medio resultante es de 8,9 mg N/l (8,3-9,5 mg N/l, como intervalo de confianza del 95%) que cumple adecuadamente con el límite exigido por la normativa europea para poblaciones mayores de 100 000 hab-eq.

En conclusión, el rendimiento medio de eliminación obtenido durante la primera fase, 73%, cumple con los porcentajes mínimos de depuración requeridos por la Directiva Europea (70-80%). Más aún, excluyendo los tres experimentos en donde el efluente del RBS presentó elevadas concentraciones de NT, se puede afirmar que la eliminación de N fue muy estable fluctuando en torno a una media de 76%.

Los rendimientos de eliminación del NT durante la segunda fase experimental fluctuaron entre 35 y 79%, con una media del 64% respecto al afluente crudo. La Tabla 8.5 también presenta los rendimientos de eliminación respecto al afluente fermentado, que fueron ligeramente inferiores a los primeros debido a que parte del N particulado había decantado en el prefermentador.

No obstante, no se registró una diferencia significativa (para $\alpha=0,05$) entre las medias de ambos afluentes. El NT en el afluente crudo osciló entre 19 y 52 mg N/l, con una media de 34 mg N/l, mientras que en el afluente fermentado varió entre 18 y 51 mg N/l, con una media de 32 mg N/l.

Por otro lado, el NT del efluente de la segunda fase experimental osciló entre 8 y 20 mg N/l, con una media de 11 mg N/l. El intervalo de confianza para la media del efluente fue de 10,1-11,9 mg N/l, para un nivel de significación del 0,05.

Como se puede observar, los rendimientos de eliminación del NT decrecieron durante la segunda fase experimental en una media de 9 puntos respecto a la primera fase. El porcentaje mínimo de reducción obtenido fue inferior al requerido en la Directiva Europea. Asimismo, la concentración media de NT en el efluente de la segunda fase experimental fue 2,1 mg N/l más alto que la del efluente de la primera fase experimental (de 1,3 a 3,5 mg N/l, superior para un intervalo de confianza del 95%). De acuerdo con estos resultados, la concentración media efluente durante la segunda fase, no cumple con el límite exigido por la Directiva Europea para poblaciones superiores a 100 000 hab-eq.

Evolución temporal del NT

La Figura 8.9 presenta la evolución temporal del NT en el afluente y el efluente del Ciclo estudiado en las dos fases experimentales. Como se puede observar, el NT presentó una gran variabilidad a lo largo del estudio tanto en el afluente crudo como en el fermentado. Por otra parte, si se exceptúan los puntos máximos (superiores a 20 mg N/l) registrados en días puntuales, el NT efluente presentó una gran estabilidad durante todo el Ciclo. Esa estabilidad puede comprobarse también estadísticamente mediante la prueba F, que indica un resultado de varianzas iguales para un nivel de significación de 0,05; la desviación típica común fue 1,4 mg N/l.

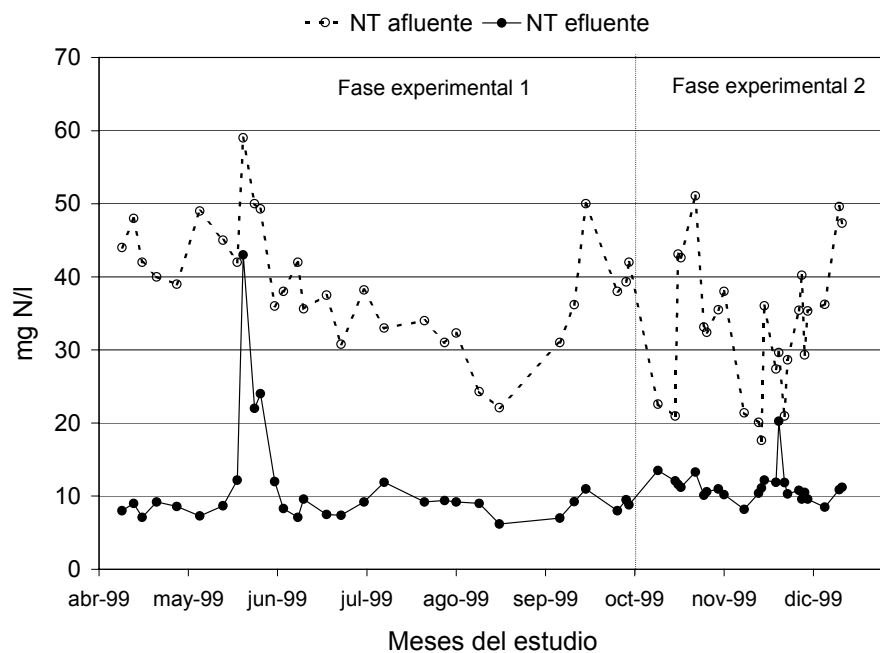


Figura 8.9. Evolución del NT en el afluente y el efluente del Ciclo de tratamiento propuesto para el estudio de la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

Como se mencionó anteriormente, durante la segunda quincena de mayo se registró un periodo corto en el que el control del OD fue inadecuado, haciendo que se registraran valores más elevados de NT en el efluente. No obstante, los valores de NT en el efluente se mantuvieron por debajo de 10 mg N/l durante el 85 % del tiempo restante de la primera fase experimental. La segunda fase registró otro máximo puntual de 20,3 mg N/l el día 23/11/99, el 83 % del resto del tiempo de esta fase registró valores de NT efluente en el intervalo de 10,1 a 13,5 mg N/l.

8.3.2. Eliminación de PT

La serie completa de rendimientos de PT obtenidos en el Ciclo durante la primera fase experimental registró una fluctuación entre 21 y 95%, con una media del 76%. Asimismo, el afluente osciló entre 5,9 y 25,4 mg P/l, con una media de 12,1 mg P/l, mientras que el efluente varió entre 0,5 y 8,2 mg P/l, con una media de 2,4 mg P/l (1,7-3,1 mg P/l, como intervalo de confianza del 95%). Según estos resultados, se puede afirmar que:

1. Existió eliminación biológica de fósforo dentro del sistema y ésta osciló dentro de un amplio rango de variación.
2. El rendimiento medio de eliminación de P fue superior al obtenido en el conjunto de ciclos estudiados por Escaler (1997).

Una comparación de los valores medios de la concentración y del rendimiento antes mencionados con los límites exigidos por la Directiva Europea 91/271/CEE, indica que la concentración promedio de PT efluente es superior a la establecida en dicha Directiva (2 ó 1 mg P/l, dependiendo del número de hab-eq) y que el rendimiento medio de eliminación no alcanza el porcentaje mínimo de reducción exigido (80%). Sin embargo, el estudio temporal del comportamiento del fósforo reveló que este nutriente fue considerablemente dependiente de las condiciones ambientales y de la carga orgánica del sistema. Es decir, se observó que las concentraciones efluentes superiores a 2 mg P/l aparecían en periodos cortos y estaban asociadas a alguno de los siguientes factores:

- a) Bajas temperaturas (inferiores de 19° C),
- b) Inadecuado control de OD
- c) Bajas concentraciones de DQO en el afluente (inferiores a 400 mg/l).

Como se indicó en el Capítulo 3, factores como el nivel de nitratos, el pH, el ORP y los iones metálicos (K^+ y Mg^{3+}) pueden influir también en el comportamiento de la EBIF. Sin embargo, en este apartado se analizará únicamente el comportamiento del fósforo en función de la concentración de OD, DQO y temperatura. El nivel de nitratos en el afluente y en las fases anaeróbicas, así como el pH, serán discutidos en otro apartado. Finalmente, no se analiza la influencia del potencial ORP o la concentración de los iones metálicos en la EBIF debido a que estos parámetros no fueron medidos en el proceso RBS.

La Tabla 8.6 presenta los valores medios de la temperatura, el OD y la DQO afluente registrados en los días en que el PT en el efluente fue superior a 2,0 mg P/l.

Esta tabla indica que las concentraciones medias de 4,5 mg P/l en el efluente, coinciden con temperaturas en el intervalo de 16,9 a 18,5°C (finales de la primera quincena de abril). La DQO afluente se puede considerar elevada durante este primer periodo con una media de 575 mg /l. Asimismo, el OD del sistema durante esos días presentó una considerable estabilidad en la fase de reacción, con una media de $1,87 \pm 0,03$ mg O_2 /l.

Se ha aceptado comúnmente que la temperatura no es un valor crítico en la EBIF (Sedlak, 1991). Sin embargo, las bajas temperaturas registradas en este estudio provocaron la desestabilización del sistema en más de una ocasión. Asimismo, Baetens *et al.* (1999) realizaron investigaciones que demostraron que la temperatura tiene una influencia importante en el proceso de EBIF. Se observó que era difícil producir suficientes AGV a bajas temperaturas en la zona anaeróbica de un proceso con EBIF. Dado que la hidrólisis y la fermentación son menores a baja temperatura, la producción de PHB se reduce también considerablemente en la zona anaeróbica, con lo cual la disponibilidad de energía será menor para la posterior asimilación aeróbica de fosfato.

Otros factores que podrían haber influido en los bajos rendimientos de eliminación de P registrados durante la primera quincena de abril son la concentración de MESV (este parámetro se analizará más adelante) y la concentración de iones metálicos como el K^+ y Mg^{3+} . Sin embargo, la influencia de estos iones no fue determinada en el estudio.

La concentración efluente de PT registró otros dos máximos cuando la DQO del afluente llegó al laboratorio con un bajo nivel de carga orgánica (228 ± 57 mg DQO/l), principalmente en días festivos, mientras que el OD se mantenía en torno a $1,96 \pm 0,05$ mg O_2 /l y la temperatura era superior de $24,4 \pm 1,5^\circ C$. Como se recordará, la disponibilidad de sustrato en forma de material fácilmente biodegradable, es fundamental para el desarrollo del proceso de EBIF (Chistensson, 1997). En días de lluvia o de baja actividad laboral, el ARU llegaba al laboratorio muy diluida, haciendo que la calidad del afluente se debilitara.

Tabla 8.6 Valores de los parámetros de calidad en los días en que el PT del efluente fue superior a 2 mg P/l. Los datos corresponden a la primera fase experimental del estudio del Ciclo de tratamiento.

Primer máximo				
Fecha	DQO (mg/l)	OD (mg O_2 /l)	T ° C	PT-EF (mg P/l)
09/04/99	473	1,86	16,9	3,8
13/04/99	732	1,85	17,2	4,9
16/04/99	520	1,90	18,5	4,6
media	575	1,87	17,5	4,45
s	138	0,03	0,85	0,57
Segundo máximo				
Fecha	DQO (mg/l)	OD (mg O_2 /l)	T ° C	PT-EF (mg P/l)
24/06/99	188	1,91	22,2	4,8
03/08/99	312	2,02	25,1	3,2
11/08/99	212	1,94	25	4,5
18/08/99	200	1,97	25,2	5,4
media	228	1,96	24,4	4,5
s	56,9	0,05	1,5	0,9
Tercer máximo				
Fecha	DQO (mg/l)	OD (mg O_2 /l)	T ° C	PT-EF (mg P/l)
17/09/99	412	1,50	24,6	5,2
28/09/99	440	1,56	23	8,2
media	426	1,53	23,8	6,7
s	19,8	0,04	1,1	2,1

Finalmente, el último máximo se produjo los días 17 y 28 de septiembre de 1999. Un control inadecuado del OD del sistema hizo que la mitad del tiempo aeróbico completo del Ciclo registrara concentraciones inferiores a $1,5$ mg O_2 /l (Figura 8.4), propiciando así que la asimilación de ortofosfato en el LM no pudiera completarse eficientemente.

La bibliografía (Sedlak, 1991) indica que el intervalo óptimo para la asimilación de ortofosfato es de $1,5$ a $3,0$ mg O_2 /l. Los estados aeróbicos, anóxicos o anaeróbicos

del sistema no se ven afectados en este intervalo. Por otro lado, la DQO durante esos dos días fue de 426 ± 20 mg/l y la temperatura de $23,8 \pm 1,1$ °C.

Se puede analizar estadísticamente la influencia de las tres variables antes mencionadas en la eficiencia de la eliminación biológica de fósforo. Para ello se aplicó un análisis de regresión múltiple de los rendimientos de PT frente a las contribuciones normalizadas de la DQO afluente, la temperatura y el OD del LM. Los resultados se recogen en la Tabla 8.7. El rendimiento de eliminación de PT en el sistema es la variable dependiente (Y), que es función lineal de los parámetros estimados β_0 , β_1 , β_2 y β_3 donde:

β_0 = intersección del plano

β_1 = OD (mg O₂/l)

β_2 = DQO (mg/l)

β_3 = T (°C)

Los resultados de la Tabla 8.7 indican que existe una correlación débil entre la variable dependiente y las contribuciones de DQO, OD y Temperatura ($R = 0,61$). Asimismo, el error estándar de la estimación de los rendimientos (20,1 mg/l) es demasiado alto, ya que el resultado obtenido aplicando la fórmula de regresión tendrá un 20% de error. No obstante y dado que el valor de F (5,03) es mayor que su valor crítico (0,01), se puede concluir que el rendimiento de eliminación del PT esta relacionado de manera lineal con alguno o con todos los parámetros considerados.

Tabla 8.7. Resultados del análisis de regresión múltiple de los rendimientos de eliminación de PT con respecto a las contribuciones normalizadas de la DQO afluente, la T (°C) y el OD del LM.

	B_0	B_1	B_2	B_3
Factores que influyen en la EBIF	-55,8	37,6	58,1	35,5
Error estándar de B_i^*	55,6	31,8	15,5	38,8
Estadísticas de la regresión			F	Valor crítico de F
Coefficiente de correlación múltiple	0,61		5,03	0,01

Al margen de las incidencias anteriormente analizadas, la concentración de PT en el efluente se mantuvo por debajo de 2 mg P/l durante el resto de la primera fase experimental (finales de abril, mayo, junio y julio). El rendimiento medio de eliminación durante ese tiempo fluctuó entre 83 y 95%, con una media del 90%. El PT del afluente osciló entre 8,0 y 25 mg P/l, con una media de $13,5 \pm 4,1$ mg P/l, mientras que el del efluente varió entre 0,5 y 2,0 mg P/l, con una media de $1,3 \pm 0,4$ mg P/l (1,1-1,5 mg P/l, como intervalo de confianza del 95%).

Una comparación de estos resultados con los requisitos establecidos por la Directiva 91/271/CEE permite concluir que tanto el intervalo como la media de los rendimientos de eliminación cumplen con el porcentaje mínimo de reducción exigido en dicha

Directiva (80%). Asimismo, tanto la concentración media del efluente como su intervalo de confianza cumplen también con el límite establecido para el vertido de efluentes provenientes de municipios con una población entre 10 000 y 100 000 hab-eq.

Los rendimientos de eliminación del PT durante la segunda fase experimental del Ciclo respecto al afluente crudo fluctuaron entre 10 y 59 %, con una media de 35 %. La Tabla 8.5 también presenta los rendimientos de eliminación respecto al afluente fermentado, que fueron menores que los primeros debido a que parte del P particulado decantaba en el prefermentador. No obstante, no puede afirmarse que exista diferencia estadísticamente significativa (para $\alpha = 0,05$) entre las medias de ambos afluentes. El PT del afluente crudo osciló entre 5,1 y 12,2 mg P/l, con una media de 8,1 mg P/l, mientras que en el afluente fermentado varió entre 4,5 y 11 mg P/l, con una media de 7,3 mg P/l.

Por otro lado, el PT del efluente de la segunda fase experimental osciló entre 2,2 y 8,6 mg P/l, con una media de 5,3 mg P/l. El intervalo de confianza para la media del efluente fue de 4,5-6,1 mg P/l, para un nivel de confianza del 95%.

Estos resultados permiten afirmar que:

- 1) Existió eliminación biológica de fósforo en la segunda fase experimental del Ciclo aunque ésta registró una considerable disminución en comparación con la EBIF conseguida durante la primera fase experimental.
- 2) El rendimiento medio de eliminación de P conseguido en esta segunda fase es comparable con el obtenido en el conjunto de ciclos estudiados por Escaler (1997).

Se puede afirmar que la disminución de los rendimientos de eliminación del PT registrada durante la segunda fase experimental en una media de 48 puntos, hizo que el porcentaje mínimo de reducción obtenido fuera muy inferior al establecido en la Directiva Europea. Por otro lado, la concentración media de PT en el efluente de la segunda fase experimental fue 2,9 mg P/l más alto que la del efluente del estudio completo de la primera fase experimental (de 1,9 a 3,9 mg P/l, superior para un intervalo de confianza del 95%). Asimismo, la media del PT efluente de la segunda fase fue 4 mg P/l más alto que la media del PT efluente conseguido en los días sin incidencias (de 3,3 a 4,8 para un intervalo de confianza del 95%). De acuerdo con estos resultados, la media de la concentración de PT efluente durante la segunda fase, no cumple con el límite exigido por la Directiva Europea en ninguno de los casos considerados en ella.

El comportamiento de la EBIF descrito anteriormente puede comprobarse también de manera gráfica. La Figura 8.10 pone en evidencia el notable decremento de los rendimientos de eliminación. Sobre todo se observa la desestabilización del sistema en el mes de octubre. A partir de noviembre parece que la EBIF se incrementa un poco, pero sin lograr alcanzar rendimientos superiores al 59%. La causa principal de este comportamiento puede atribuirse claramente a la disminución de la DQO en el afluente prefermentado. Mientras que en la primera fase experimental no es tan evidente que la DQO sea la única causa del deterioro de los rendimientos de eliminación en el sistema, en la segunda fase sí lo es, ya que tanto la temperatura

como el nivel de OD del LM se mantuvieron, la mayor parte del tiempo, dentro de rangos considerados como óptimos para la EBIF.

Los resultados de la prefermentación del afluente presentados en el Capítulo 7 indicaban que la producción de AGV no pudo aproximarse al potencial de AGV del afluente crudo. Debido a que la producción de AGV, en las mejores condiciones de fermentación, fue sólo de 34 mg AGV-DQO/l, se puede decir que únicamente el 31% del potencial del afluente crudo pudo conseguirse en el proceso de prefermentación. Del resto del potencial de AGV, una parte quedó probablemente atrapada en los sólidos decantados y otra entró al proceso RBS.

Asimismo, el valor medio de 34 mg AGV-DQO/l que entraban al proceso RBS eran probablemente utilizados inmediatamente por los microorganismos. El resto del potencial de AGV que lograba entrar sin fermentar a los estados anaeróbicos del sistema fue evidentemente insuficiente para conseguir los niveles de AGV necesarios para la EBIF. El potencial de AGV había disminuido en aproximadamente un 40% respecto al potencial del afluente crudo.

Todo lo anterior permite concluir que la incorporación de una unidad de prefermentación al proceso RBS fue negativa para la EBIF, debido básicamente a que el efecto de la retención de sólidos en el prefermentador superó a los efectos de solubilización y fermentación.

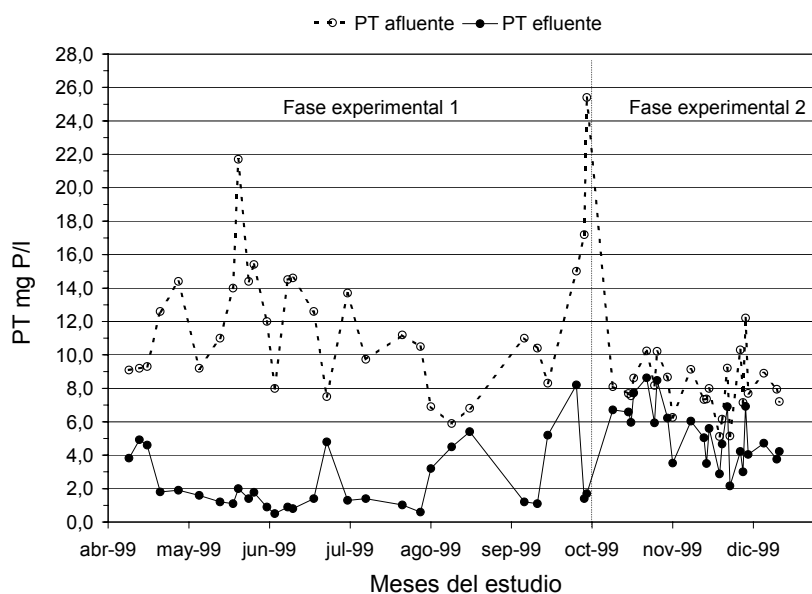


Figura 8.10. Evolución del PT en el afluente y el efluente del Ciclo de tratamiento propuesto para el estudio de la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

En estaciones depuradoras de flujo continuo con eliminación biológica de nutrientes (por ejemplo, plantas UCT), la prefermentación puede representar un beneficio para la EBIF, ya que la clarificación primaria es usualmente incluida en el proceso; la prefermentación podría en ese caso mitigar los efectos negativos de la eliminación de sólidos. En los RBS, la clarificación primaria no se aplica usualmente (Danesh y Oleszkiewicz, 1997). Toda la MES del afluente está comúnmente disponible para la hidrólisis y la fermentación durante las fases anaeróbicas de un ciclo. En estas circunstancias, la incorporación de un tanque primario activado (TPA) reduce el

contenido de MES en el afluente al RBS. Las condiciones de prefermentación adoptadas en este trabajo no permitieron que el efecto de la eliminación de MES fuera compensado por las tasas significativas, pero incompletas, de solubilización y de fermentación observadas.

8.4. COMPORTAMIENTO DE LOS COMPONENTES DEL N Y P

La Tabla 8.8 presenta las medias aritméticas y las desviaciones típicas de los diferentes componentes químicos de los nutrientes en el afluente y el efluente del Ciclo. Estos datos y los presentados en la Tabla 8.5 han servido para construir las Figuras 8.11 y 8.12 referentes a la composición porcentual de los componentes del N y P, y a sus porcentajes de eliminación globales.

La composición porcentual de las especies químicas del N fue muy similar en el afluente crudo de ambas fases experimentales, pero registró una notable diferencia en el afluente fermentado. El N orgánico representó en promedio un 18% del total del afluente crudo durante ambas fases experimentales, mientras que en el afluente fermentado representó sólo un 4%, esto probablemente fue debido a que una parte del N-org decantaba mientras que otra parte de él sufría amonificación. De esta manera, el N orgánico sufrió un decremento del 79% mientras que el N-NH₄⁺ presentó un leve incremento del 4% en el afluente fermentado. Cabe recordar que en el Capítulo 7 se analizó la solubilización registrada por el N del afluente crudo después de la prefermentación, que alcanzó un valor de 4 mg N / g DQO.

Tabla 8.8. Medias aritméticas y desviaciones típicas de los diferentes componentes químicos de los nutrientes en el afluente y efluente del Ciclo estudiado.

Ciclo	mg N / l						mg P / l					
	N-NH ₄ ⁺		NO ₃ ⁻ +NO ₂ ⁻		N-org		PRS		P-org			
	n	media	s	media	s	media	s	media	s	media	s	
Primera fase exp.												
Afluente	30	30,4	9,3	0,3	0,1	8,8	3,9	7,1	2,3	5,0	2,3	
Efluente	30	3,5	8,1	3,7	1,9	4,1	2,2	1,9	1,7	0,5	0,5	
Segunda fase exp.												
Afluente crudo	24	29,1	8,7	-	-	4,7	1,6	6,2	1,8	1,9	0,8	
Afluente fermentado	24	31,0	9,2	0,1	0,1	1,4	0,5	6,7	1,4	0,5	0,4	
Efluente	24	1,3	2,2	9,1	1,1	0,9	0,3	5,1	1,6	0,2	0,2	

El análisis del N en el efluente de ambas fases experimentales, indica que los valores promedio para el N-NH₄⁺, el Nox y N-org fueron respectivamente 3,5 mg N/l, 3,7 mg N/l y 4,1 mg N/l en la primera fase y 1,3 mg N/l, 9,1 mg N/l y 0,9 mg N/l en la segunda fase experimental.

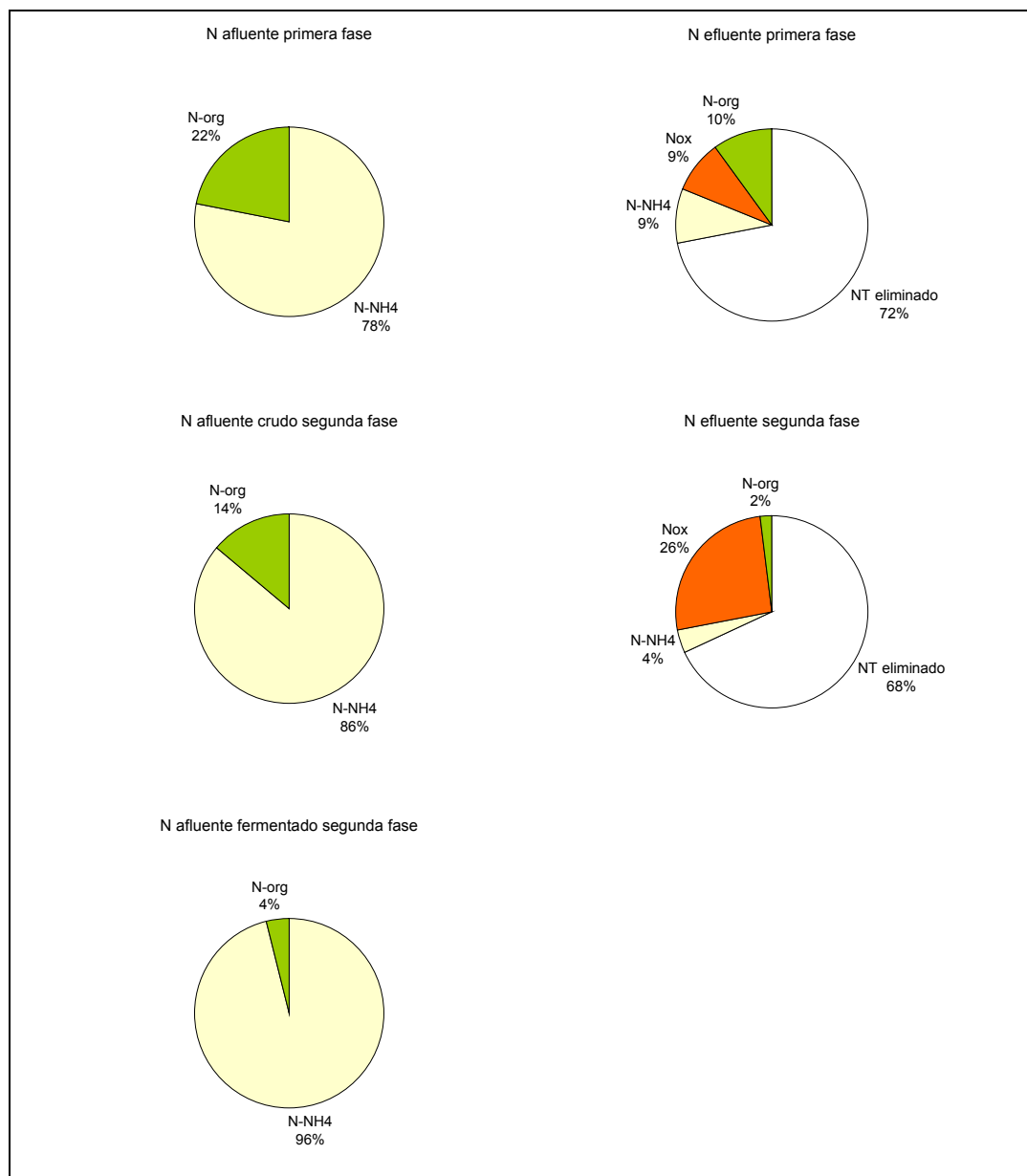


Figura 8.11. Comparación porcentual y porcentajes de eliminación globales de los componentes del N en el afluente y el efluente de las dos fases experimentales del Ciclo de tratamiento propuesto para el estudio de la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

Como se ha indicado anteriormente, el porcentaje de eliminación de N fue mayor en la primera parte experimental. Asimismo, los componentes químicos del N no eliminado mostraron diferentes porcentajes relativos en ambos efluentes. La fracción de N-NH_4^+ respecto al NT efluente decreció en la segunda fase experimental en un 63%, al pasar del 9 al 4%. Asimismo, la contribución del Nox en el efluente de la primera fase experimental fue del 9% mientras que en la segunda fase fue del 26%. Como puede observarse, el Nox registró un incremento en la concentración del 150%. Finalmente, la participación del N-org fue evidentemente superior (10%) en el efluente de la primera fase, mientras que en el efluente de la segunda sólo representó un 2% del total. La concentración disminuyó un 80%.

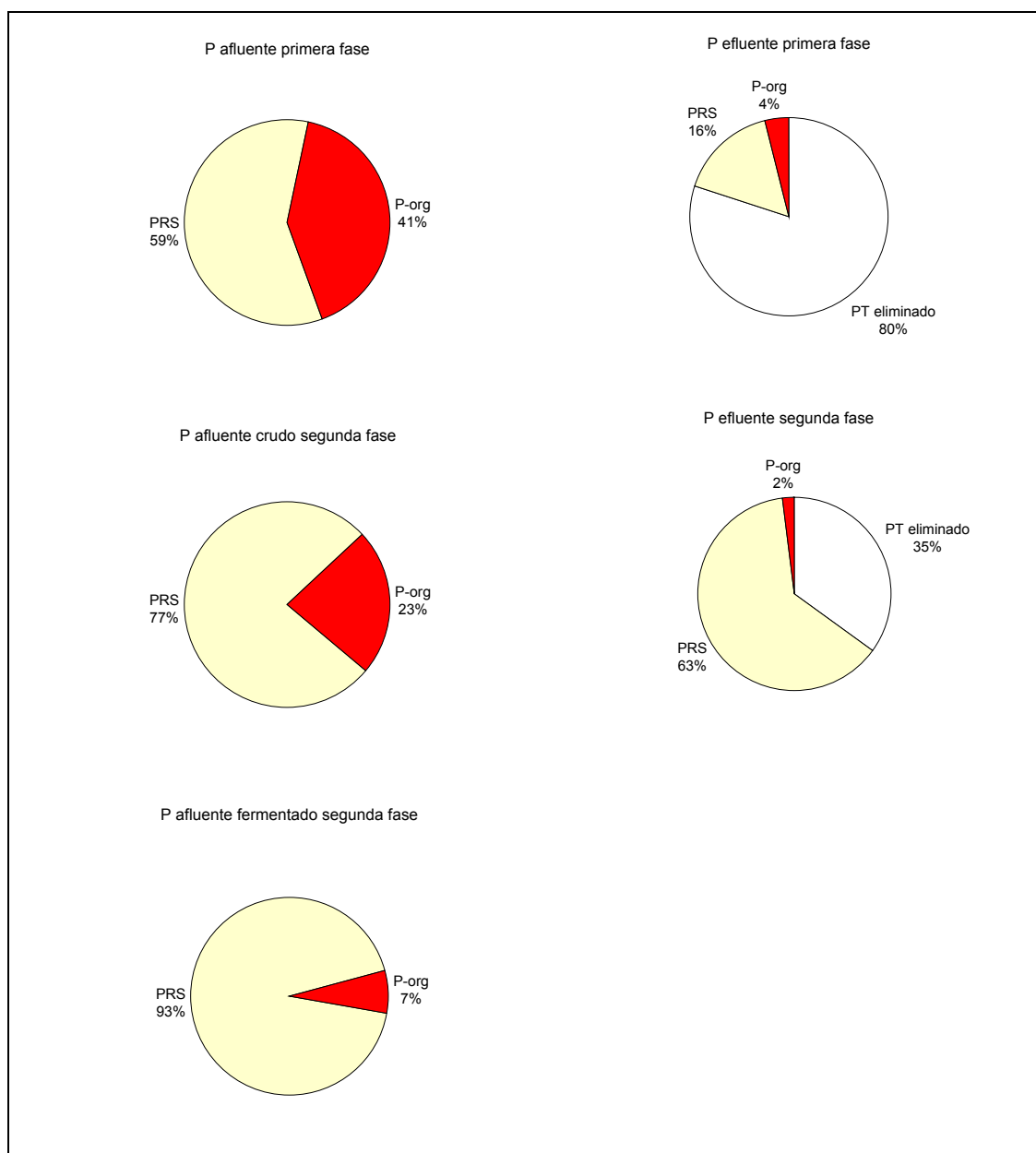


Figura 8.12. Composición porcentual y porcentajes de eliminación globales de los componentes del P en el afluente y el efluente de las dos fases experimentales del Ciclo de tratamiento propuesto para el estudio de la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

En conclusión, la eliminación de N-org así como la del $N-NH_4$ se benefició con las condiciones probadas en la segunda fase experimental, mientras que la eliminación de Nox sufrió un impacto negativo.

El comportamiento de los componentes del P en el afluente y el efluente de las dos fases experimentales fue similar al presentado por las especies del N. El P-org representó en promedio un 32% del PT del afluente crudo durante ambas fases experimentales, mientras que en el afluente fermentado representó sólo un 7%, debido probablemente a que una parte del P-org decantaba. Cabe recordar, que en el

Capítulo 7 se analizó la solubilización registrada por el PT del afluente crudo después de la prefermentación que alcanzó un valor de 2,1 mg PRS / g DQO.

El análisis del P en la serie completa de resultados obtenidos en el efluente de ambas fases experimentales muestra que los valores promedio para el PRS y P-org fueron respectivamente 1,9 mg P/l y 0,5 mg P/l en la primera fase y 5,1 mg P/l y 0,2 mg P/l en la segunda fase experimental. Los componentes químicos del P no eliminado mostraron una composición porcentual diferente en ambos efluentes. La fracción de PRS respecto al PT efluente aumentó en la segunda fase experimental en un 168%.

Asimismo, la contribución del P-org en el efluente de la primera fase experimental fue del 4% mientras que en la segunda fase fue del 2%. Como puede observarse, la contribución de este componente fue incluso levemente menor.

En conclusión, la eliminación de N-org no sufrió alteraciones e incluso mejoró con las condiciones adoptadas en la segunda fase experimental, mientras que la eliminación de PRS sufrió un impacto muy negativo con la prefermentación del afluente. Este impacto probablemente fue debido a la disminución de la DQO durante la fase de desnitrificación y el subsecuente deterioro de los estados anaeróbicos logrados en la primera fase experimental. Esto será analizado y comprobado con más detalle en este Capítulo, cuando se describa el comportamiento de las especies químicas del N y del P dentro del LM del RBS.

8.5. PARÁMETROS FÍSICOS DEL FANGO ACTIVADO

La Tabla 8.9 presenta las medias y los intervalos de fluctuación de la MESLM y la MESVLM obtenidos durante el estudio experimental del Ciclo.

Tabla 8.9. Valores de MESLM y MESVLM determinados en el fango del RBS.

Fase experimental	n	MESVLM (mg/l)		MESLM (mg/l)		MESVLM / MESLM (%)	
		media	rango	media	rango	media	rango
1	26	3580	2510 - 4600	5059	3210 - 7070	72	65 - 81
2	23	2970	2640 - 3410	4170	3570 - 5200	72	64 - 77

8.5.1. Materia en suspensión volátil del LM

La concentración de MESVLM es un parámetro representativo del contenido de biomasa del sistema. En este apartado se analizará el comportamiento de este parámetro y su relación con la MESLM. Durante la primera fase experimental del Ciclo, los valores de la MESVLM fluctuaron entre 2510 y 4600 mg/l, con una media de 3580 mg/l. La media aritmética de este parámetro está dentro del intervalo de valores típicos indicados para plantas reales de tratamiento biológico, es decir, 3000-5000 mg/l, según Méndez (1996). En principio, cuanto más elevada sea la concentración de MESVLM, más altos serán los rendimientos de eliminación conseguidos, aunque también pueden presentarse problemas en las propiedades de decantabilidad de los fangos, si el volumen de éstos es muy grande (Escaler, 1997).

Los porcentajes relativos de MESVLM respecto a la MESLM total (MESVLM/MESLM) indican el grado de mineralización de los fangos. Cuanto más bajo es este porcentaje, más mineralizados están los fangos, es decir, su contenido orgánico es menor. En el presente estudio la relación de MESVLM/MESLM osciló entre 65-81%, con una media de 72 %. Este valor indica que el grado de mineralización fue mayor en el presente trabajo que en el de Escaler (1997) quien obtuvo un valor promedio del 87%. Una posible explicación es que la mayor parte del estudio de Escaler (1997) se realizó con edades de fango cortas (8-12 días), mientras que el TRS adoptado en la presente tesis fue fijado en 24 días. De esta manera, las características del fango eran las propias de un fango viejo, en el cual predomina la respiración endógena, un crecimiento celular lento y, por lo tanto, una menor producción de biomasa. Un fango de estas características tiene un mayor contenido de sólidos inorgánicos, no volátiles.

La concentración de MESVLM en el fango activado de la segunda fase experimental, osciló en el intervalo de 2640 a 3410 mg/l, con una media de 2970 mg/l. Como se puede observar la concentración media de este parámetro disminuyó durante la segunda fase del estudio. Esto fue debido a la decantación primaria de los sólidos en el prefermentador y a la disminución de la carga orgánica dentro del sistema. No obstante, tanto la media como el intervalo de la relación MESVLM/MESLM permanecieron prácticamente iguales. Este comportamiento es difícil de explicar, debido a que la menor carga orgánica haría que la respiración endógena tendiera a aumentar y, por lo tanto, la disminución de la producción de biomasa haría disminuir la relación, que en este caso permaneció sin alteración.

La Figura 8.13 presenta la evolución en el tiempo de la MESLM y la MESVLM, así como del porcentaje de la relación MESVLM/MESLM. Como se puede observar, el comportamiento de ambos parámetros fue diferente en ambas fases experimentales.

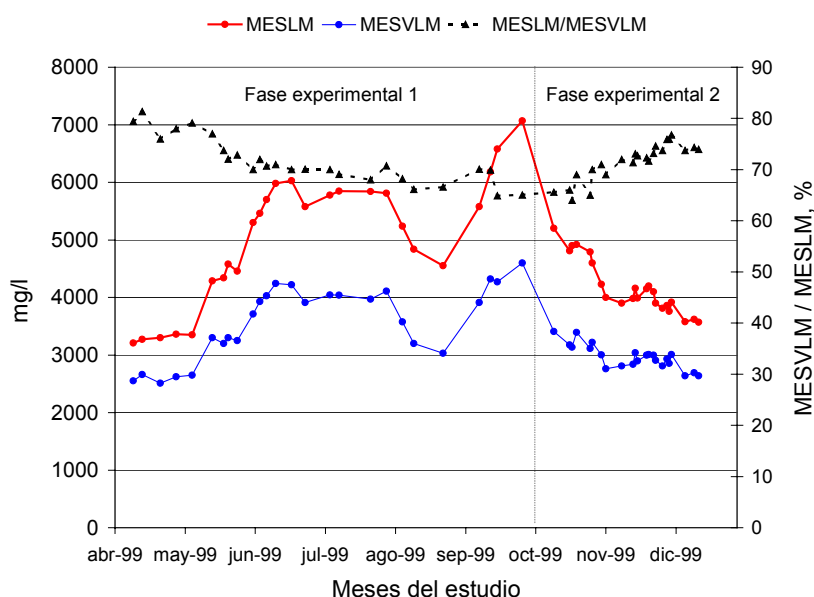


Figura 8.13. Evolución temporal de la MESLM y la MESVLM durante el Ciclo de tratamiento propuesto para el estudio de la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

En la primera fase, los sólidos en suspensión totales y volátiles aumentaron progresivamente hasta alcanzar un comportamiento estable en los meses de junio y julio. Asimismo, se observa que la distancia entre sus curvas aumenta progresivamente haciendo que la relación MESVLM/MESLM pase del 77 al 70%. El mes de agosto registra claramente una caída de las concentraciones de sólidos en suspensión totales y volátiles, que se recuperan una vez finalizado el periodo de vacaciones.

La pérdida del 60% de la MES en el afluente prefermentado provocó una disminución de las concentraciones de MESLM y MESVLM en la segunda parte experimental, que disminuyeron progresivamente. Por el contrario, la relación MESVLM/MESLM registró un aumento progresivo, estabilizándose en el 74% hacia el final del estudio.

8.5.2. Decantabilidad de los fangos activados

La Tabla 8.10 presenta los valores de los parámetros de decantabilidad del fango y de la carga másica del sistema.

Tabla 8.10. Parámetros de decantabilidad del fango activado en el Ciclo de tratamiento propuesto para el estudio de la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

Fase exp.	n	V ₃₀ ml/l		IVF ml/g	
		media	rango	media	rango
1	26	407	280 - 650	82	58 - 110
2	23	358	270 - 503	88	61 - 139

La decantabilidad del fango activado puede ser determinada a partir de parámetros como el índice volumétrico de fangos (IVF) o el IVF diluido (IVFD). El IVF se define como el volumen en mililitros que ocupa un gramo de sólidos en suspensión del LM después de 30 minutos de decantación. Un IVF entre 75 y 125 ml/g es característico de un fango constituido por flóculos compactos y resistentes entremezclados con bacterias filamentosas formadoras de flóculo. Un sistema de estas características presenta una buena decantación y un efluente poco turbio y con escaso contenido de MES. Por el contrario, los fangos que muestran una estructura flocular abierta o disgregada, donde los flóculos llegan a formar grandes superficies irregulares, presentan IVF altos (>150-200 ml/g). Estos fangos muestran una decantabilidad escasa.

El IVF obtenido en la primera fase osciló entre 58 y 110 ml/g, con una media de 82 ml/g, mientras que en la segunda fase experimental el IVF fluctuó entre 61 y 130 ml/g, con una media de 87 ml/g. Como se puede apreciar, los valores medios de ambas fases experimentales se encuentran dentro del intervalo considerado como óptimo para la decantación del fango secundario. Las pruebas F y t para un nivel de significación de 0,05, no indican una diferencia significativa entre las varianzas, ni entre las medias de ambos estudios. Esto significa que, a pesar de la disminución de la concentración de MES, el fango presentó prácticamente las mismas características de sedimentación. No obstante, según Lee (1996) el valor del IVF sólo proporciona una relativa aproximación de las propiedades de decantación del fango. Dos fangos

con el mismo valor de IVF pueden exhibir diferentes propiedades de decantación en el fango, debido al proceso de diseño y a las características del afluente. El valor del IVF variará con las características microbiológicas y la concentración de los sólidos del LM (Metcalf y Eddy, 1995).

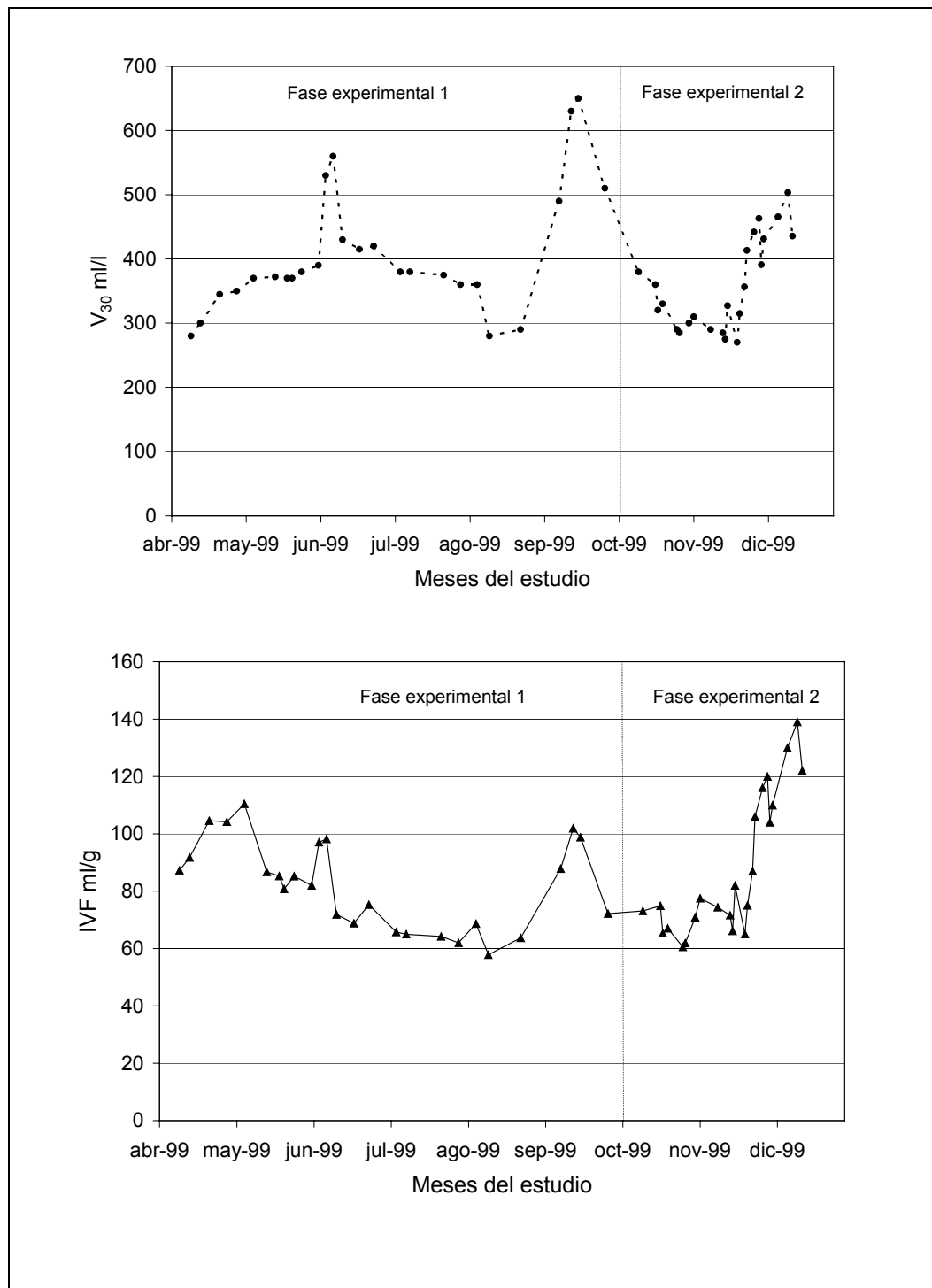


Figura 8.14. Evolución temporal del V_{30} y del IVF durante las dos fases experimentales del estudio del Ciclo de tratamiento propuesto para la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

Para determinar con mayor aproximación la decantabilidad y las propiedades que definen la calidad de un fango secundario, es necesaria la caracterización de las poblaciones microbiológicas que habitan el ecosistema del fango. Conviene pues determinar la presencia de determinadas poblaciones microbianas (abundancia) en función del IVF en cada muestra estudiada, como forma de obtener un mayor conocimiento de las características propias del sistema de tratamiento en cuestión. Antes de pasar a presentar el estudio de las características microbianas del fango, llevado a cabo en la presente tesis, se analiza la evolución temporal de los parámetros de la decantación (Figura 8.14).

El V_{30} presentó una media de 407 ml/l durante la primera fase y de 358 ml/l durante la segunda. A principios del mes de junio, el fango presentaba un aspecto visual espeso y viscoso y un volumen de fango decantado en el RBS de casi 8 litros. El 9 de junio de 1999 la válvula de purga se obstruyó provocando un vaciado accidental entre 4 y 5 litros de LM. El volumen de fango decantado disminuyó a 5 litros, el V_{30} comenzó también a disminuir hasta estabilizarse por debajo de 400 ml/l. De la misma manera, el IVF comenzó a bajar hasta alcanzar valores en torno a 60 ml/g, en el mes de agosto. Al parecer la excesiva purga de fango favoreció las propiedades de decantación en el sistema.

Otro episodio de desestabilización similar, pero más pronunciado, se presentó en el mes de septiembre de 1999 (17-28 de septiembre). El fango adquirió también una consistencia claramente viscosa y muy espesa. La MESLM se incrementó considerablemente hasta 7000 mg/l y el volumen decantado de fango dentro del reactor fue de casi 11 l. En este periodo de tiempo, el V_{30} presentó sus valores más elevados (> 600 ml/l) y el IVF también volvió a aumentar, aunque sin sobrepasar los 125 ml/g. Se decidió purgar un volumen de 4 litros de fango activado con el fin de volver a estabilizar el sistema.

Tanto el V_{30} como el IVF aumentaron durante la segunda fase experimental. El mayor incremento se registró a partir de la última semana del mes de noviembre, cuando la fermentación del ARU tuvo probablemente su mayor efecto sobre las propiedades microbiológicas y de decantación del fango. Una descripción más detallada de las características y los problemas de decantación de los sólidos del fango activado puede ser realizada en términos de la micro y la macroestructura de sus flóculos. Las comunidades de microorganismos del fango activado estuvieron sometidas a diversas variaciones ambientales de parámetros como, por ejemplo, el OD, el TRS, la carga orgánica y la composición del agua residual.

8.6. CARGA MÁSCICA

La carga másica representa la materia orgánica consumida por una determinada cantidad de biomasa durante un intervalo de tiempo dado. Generalmente se mide como kg DBO₅ consumida/kg MESVLM.d. En este caso, y dado que no se dispone de medidas de MO como DBO₅, los resultados se han expresado en función de la DQO (kg DQO consumida/kg MESVLM.d). La Tabla 8.11 presenta las medias aritméticas y los intervalos de variación de la carga másica del RBS en las dos fases experimentales. Los datos se expresan en función de la MESLM y la MESVLM.

Los valores de carga másica durante la primera fase experimental variaron entre 0,10 y 0,55 kg DQO/ kg MESVLM.d, con una media de 0,26 kg/kg. Estos valores fueron superiores a los obtenidos durante la segunda fase experimental, en que la carga másica fluctuó entre 0,16 y 0,38 kg DQO / kg MESVLM.d, con una media de 0,24

kg/kg. El análisis estadístico de los valores (pruebas F y t) indica que aunque las varianzas resultan diferentes, las medias son iguales con el 0,05 de significación. Por lo tanto, no existe una diferencia significativa entre las cargas másicas conseguidas en ambas fases.

Tabla 8.11. Medias aritméticas e intervalos de variación de la carga másica durante las dos fases experimentales del estudio del Ciclo de tratamiento en RBS.

Fase exp.	n	Carga másica kg DQO / kg MESLM.d		Carga másica kg DQO / kg MESVLM.d	
		media	intervalo	media	intervalo
1	26	0,19	0,07 - 0,45	0,26	0,10 - 0,55
2	23	0,17	0,11 - 0,29	0,24	0,16 - 0,38

Por otro lado, Escaler (1997) presentó unos valores de carga másica que fluctuaron entre 0,24 y 1,60 kg DQO/kg MESVLM.d. La carga másica de todos sus ciclos fue 0,51 kg/kg.d. Estos valores son superiores a los conseguidos en el presente estudio, donde el efecto del incremento de DQO afluente sobre la carga másica fue compensado por el aumento de los sólidos volátiles dentro del sistema. Cabe recordar que las medias de la DQO afluente y la MESVLM de todos los ciclos de Escaler fueron respectivamente, 264 mg/l y 1020 mg/l. Las medias de estos parámetros para el Ciclo del presente estudio fueron 470 mg DQO/l y 3580 mg MESVLM/l en la primera fase experimental y 351 mg DQO/l y 2970 mg MESVLM/l en la segunda fase.

Hay que señalar que los microorganismos autótrofos no consumen DQO carbonácea. Asimismo, la mayor edad del fango (24 días) adoptada en este trabajo hizo que la proporción de biomasa autótrofa fuera probablemente superior a la que utilizó Escaler (1997). Teniendo en cuenta lo anterior y refiriendo el cálculo únicamente a la biomasa heterótrofa, el valor medio de la carga másica será algo mayor al calculado.

La Figura 8.15 presenta la evolución temporal de la carga másica. La carga másica durante la primera fase experimental del Ciclo presentó mayor variabilidad que en la segunda fase (con $s = 0,10$ kg DQO / kg MESVLM.d).

Asimismo, mostró una tendencia claramente decreciente desde el comienzo de abril hasta finales de agosto, mes en el que se presentan también los valores más bajos de carga orgánica. Durante la segunda fase experimental, la carga másica presentó una tendencia más estable, con $s = 0,07$ kg DQO / kg MESVLM.d.

Finalmente, la carga másica media referida a la MESLM fue de 0,19 kg DQO/ kg MESLM.d durante la primera fase y de 0,17 kg/kg durante la segunda. Estos valores están dentro del intervalo de carga másica estudiado por Cuevas *et al.* (1998). Estos autores estudiaron el funcionamiento de un proceso RBS alimentado con agua residual fermentada anaeróticamente. Utilizaron dos reactores RBS, de 980 litros cada uno, el primero de ellos se usó como fermentador y el segundo como un proceso de fangos activados. Sus ciclos duraron 8 horas y el proceso fue estudiado bajo la influencia de 3 cargas másicas diferentes: 0,13, 0,25 y 0,35 kg DQO / kg MESLM.d.

Los autores obtuvieron excelentes resultados de eliminación de fósforo y DQO con las tres cargas másicas utilizadas.

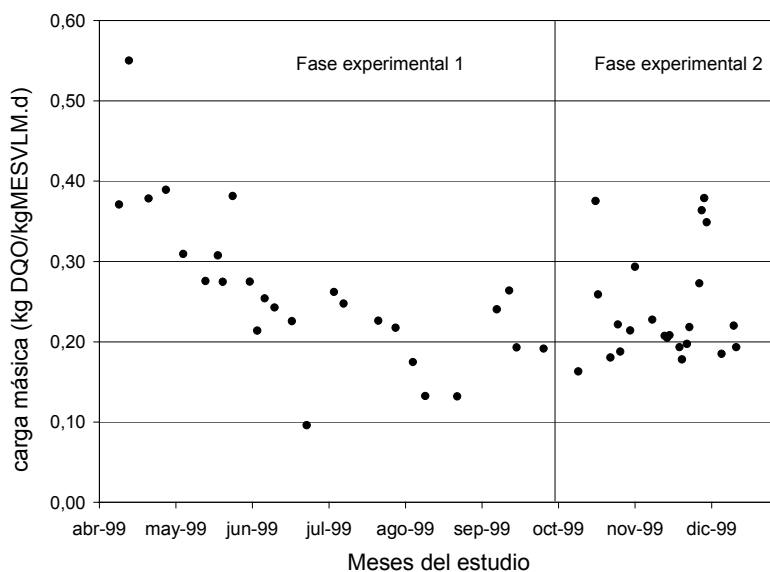


Figura 8.15. Evolución temporal de la carga másica durante las dos fases experimentales del Ciclo estudiado.

Tabla 8.12. Análisis de conglomerados para la carga másica, valores de la DQO, el NT y el PT del efluente de la primera fase experimental. del Ciclo de tratamiento utilizado para la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

Grupos	Variable	mínimo	media	máximo	s
Grupo 1 (13 casos)	FM	0,12	0,19	0,3	0,05
	DQO-EF	82	97	115	11
	NT-EF	7,1	10	22	3,9
	PT-EF	0,7	1,9	4,5	1,1
Grupo 2 (3 casos)	FM	0,2	0,31	0,45	0,13
	DQO-EF	157	170	190	17
	NT-EF	9	21,4	43	18,7
	PT-EF	1,1	2,6	4,9	2
Grupo 3 (5 casos)	FM	0,13	0,2	0,29	0,07
	DQO-EF	50	64	78	10
	NT-EF	7	10,8	24	7,4
	PT-EF	1,6	2,9	4,8	1,6
Grupo 4 (5 casos)	FM	0,07	0,11	0,18	0,04
	DQO-EF	12	27,8	44	12,7
	NT-EF	6,2	8,7	9,6	1,4
	PT-EF	0,6	2,3	5,4	2

La Tabla 8.12, presenta el análisis de conglomerados realizado teniendo en cuenta los valores de carga másica (en función de la MESLM), de DQO efluente, de NT efluente y de PT efluente de la primera fase experimental.

Este análisis propone 4 grupos de datos. Cada grupo incluye las muestras cuyos valores están más próximos a su centro. Como se puede observar, el grupo más claro y numeroso es el primero de ellos. Este grupo presenta un valor medio de carga másica de 0,19 kg DQO / kg MESLM.día y unas concentraciones efluentes medias de 1,85 mg P/l, 97 mg DQO/l y 10 mg N/l. Una comparación de estos resultados con los datos de ortofosfato y DQO efluente conseguidos por Cuevas *et al.* (1998) indica que estos autores consiguieron mayores eliminaciones de fósforo y de carga orgánica utilizando una carga másica comparable a la de la presente tesis. No obstante hay que tener en cuenta que su afluente tenía concentraciones de AGV superiores a 200 mg AGV/l.

8.7. CARACTERIZACIÓN MICROBIOLÓGICA DEL FANGO ACTIVADO

A continuación se presenta y se analiza la información obtenida sobre las características y composición microbiana del fango activado de ambas fases experimentales.

8.7.1. Microfauna del reactor biológico

El estudio de las poblaciones de microfauna del fango activado reveló la presencia de diferentes grupos: protozoarios ciliados, protozoarios flagelados, protozoarios ameboides y metazoarios.

La Tabla 8.13 presenta las medias y desviaciones típicas de las abundancias observadas para cada una de las poblaciones integrantes de la microfauna del fango activado. Como se puede observar, la abundancia total de la microfauna durante la segunda fase experimental (217248 ind./ml) fue superior a la abundancia obtenida en la primera fase (109651 ind./ml), llegando a duplicarse. Los organismos flagelados fueron los que mostraron la mayor variabilidad durante ambas fases experimentales. La menor variabilidad correspondió a los metazoarios.

Tabla 8.13. Medias y desviaciones típicas de la abundancia de la microfauna estudiada en el fango activado del RBS en ambas fases experimentales.

Microfauna en ind./ml	n	Fase experimental 1		Fase experimental 2	
		media	s	media	s
Protozoarios ciliados	3	25580	34385	15280	11987
Flagelados	3	78055	88758	177396	210641
Protozoarios ameboides	3	5789	1931	24125	33003
Metazoarios	3	227	50,3	447	122
Total microfauna		109651		217248	

La Tabla 8.14 presenta la composición media de protozoarios y metazoarios respecto al total de la microfauna. La microfauna característica del LM durante ambas fases experimentales presentó la misma composición relativa: la mayor población fue la de

los protozoarios con un 99,8%, mientras que la de los metazoarios sólo representó un 0,2%.

Tabla 8.14. Composición relativa de protozoarios y metazoarios del Ciclo en ambas fases experimentales.

Microfauna	Fase experimental 1	Fase experimental 2
Protozoarios / microfauna total	99,8%	99,8%
Metazoarios /microfauna total	0,20%	0,20%

La Figura 8.16 muestra la composición relativa de los diferentes grupos de protozoarios y metazoarios de cada fase experimental. Nótese que el grupo de los flagelados fue el que mayor representación tuvo, con 71 y 81% durante la primera y la segunda fase experimental respectivamente. Asimismo, los ciliados fueron el segundo grupo mayoritario en la primera fase experimental, con un 23%, seguidos de los ameboides (5%) y los metazoarios (0,2%). En la segunda fase experimental, los protozoarios ameboides representaron el segundo grupo en importancia, con un 11%, desplazando así a los ciliados que se colocaron en tercer lugar con tan sólo un 7%. No obstante y como se discutirá más adelante, a pesar de que la abundancia relativa de ciliados disminuyó durante la segunda fase los índices de diversidad específica aumentaron.

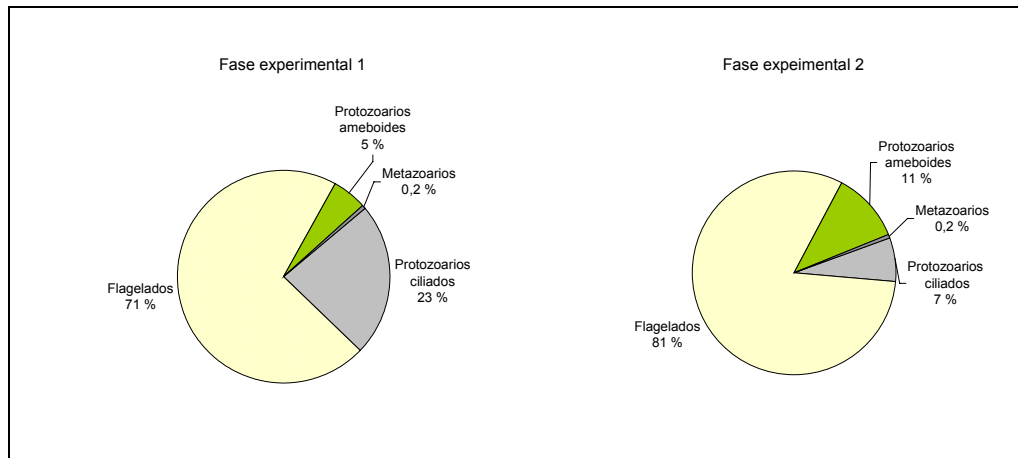


Figura 8.16. Composición relativa de la microfauna de ambas fases experimentales del Ciclo de tratamiento propuesto para la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

A continuación se realiza el análisis de cada uno de los grupos encontrados en el estudio de la microfauna de ambas fases experimentales. La Tabla 8.15 presenta los géneros y/o especies encontrados en cada una de las muestras analizadas, así como, las abundancias respectivas.

Tabla 8.15. Principales grupos de organismos encontrados en la microfauna del fango activado de ambas fases experimentales del Ciclo de tratamiento utilizado para la eliminación biológica de materia orgánica y nutrientes en RBS.

Fecha	Fase experimental 1			Fase experimental 2		
	09-07-99	20-07-99	09-09-99	22-11-99	29-11-99	13-12-99
Protozoarios ciliados,						
ind./ml.						
<i>Acineta uncinata</i>	0	0	320	20	200	400
<i>Litonotus lamella</i>	0	0	0	0	0	0
<i>Amphileptus punctatus</i>	0	0	20	0	0	0
<i>Podophrya/Podiscophrya sp.</i>	0	20	0	60	0	20
<i>Acineta tuberosa</i>	0	60	40	40	20	160
<i>Chilodonella uncinata</i>	0	0	60	0	0	0
<i>Uronema nigricans</i>	0	0	0	20	0	0
<i>Vorticella infusionum</i>	20	0	0	0	0	0
<i>Vorticella microstoma</i>	0	0	0	0	0	480
<i>Vorticella convallaria</i>	40	0	3720	9234	26640	1520
<i>Vorticella sp.</i>	0	0	0	1026	0	0
<i>Opercularia microdiscum</i>	0	0	220	0	0	0
<i>Opercularia sp.</i>	400	0	0	900	840	2080
<i>Epistylis sp.</i>	4480	63980	820	720	800	480
<i>Epistylis plicatilis</i>	0	0	0	0	0	0
<i>Epistylis entzi</i>	0	0	0	0	0	0
<i>Carchesium sp.</i>	0	0	0	0	0	0
<i>Aspidisca cicada</i>	0	0	0	0	40	120
<i>Aspidisca lynceus</i>	0	0	0	0	0	0
<i>Euplotes moebiusi</i>	1280	980	0	0	0	0
<i>Oxytricha sp.</i>	40	0	0	0	20	0
Telotrococ	0	240	60	140	60	0
Ciliados no identificados	0	0	0	0	0	0
Ciliados totales	6260	65280	5200	12020	28560	5260
Diversidad de ciliados	1,19	0,16	1,37	1,21	0,47	2,27
Cistos de ciliados	0	0	40 no identificados	260	260	200
<i>Vorticella sp.</i>	0	0	0	0	0	160
<i>Opercularia sp.</i>	0	0	0	0	0	40
Protozoarios flagelados,						
ind./ml.						
Flagelados < 20 um.	178325	10288	41152	418379	30864	82304
Flagelados > 20 um.	0	0	0	0	0	0
<i>Peranema sp.</i>	0	0	780	420	80	140
<i>Entosiphon sp.</i>	200	0	3420	0	0	0
<i>Euglena sp.</i>	0	0	0	0	0	0
Protozoarios ameboides,						
ind./ml.						
Gimnamebas < 50 um.	3429	6859	0	10288	61728	0
Gimnamebas > 50 um.	160	340	6560	160	20	140
Testamebas (<i>Euglypha</i>)	0	0	20	0	20	20
Metazoarios, ind./ml.						
Nematodos	40	20	0	140	60	20
Rotíferos (Philodinidae)	80	100	40	220	220	160
Rotíferos (Lecanidae)	80	40	140	20	0	0
Huevos de rotíferos	20	0	100	200	60	240
Huevos de nematodos	0	20	0	0	0	0
Oligoquetos	0	0	0	0	0	0
Bacterias dispersas	Pocas	Pocas	Muy pocas	pocas	pocas	pocas

Protozoarios flagelados

Los flagelados fueron el grupo más abundante de la microfauna de ambas fases experimentales. De hecho, duplicaron su valor durante la segunda fase experimental, pasando de un promedio de 78075 a 177395 ind./ml. Los flagelados se pueden dividir en fitoflagelados y zooflagelados. El grupo de flagelados más abundante fue el de los flagelados con menos de 20 μm ; este grupo estuvo probablemente representado por los zooflagelados, que son comúnmente pequeños (5-30 μm) y muy frecuentes en los fangos activados. Estos pequeños protozoarios se pueden desarrollar en grandes cantidades cuando se registran cargas elevadas o déficit de oxígeno (Salvadó, 1999).

Los datos anteriores y las composiciones relativas de cada grupo de la microfauna indican que las abundancias de organismos flagelados (en especial los pequeños flagelados) fueron elevadas. Entre los argumentos que permiten explicar este hecho puede descartarse el que la planta se encontrara en proceso de estabilización, ya que ésta llevaba 5 meses en marcha y por lo tanto se trataba de un fango maduro. Asimismo, tampoco se puede afirmar que la desestabilización sufrida por el sistema el día 11 de junio de 1999, tras el vaciado accidental de 4-5 litros de LM, favoreciera un mes después la abundancia de flagelados en el sistema. Madoni (1994) menciona tres posibles causas de la presencia masiva de estos protozoarios en un fango maduro: a) fango pobremente aireado, b) sobrecarga y c) presencia de sustancias fermentativas.

De las tres posibles causas mencionadas por Madoni (1994), son de aplicación para el presente estudio dos de ellas. Por un lado, las poblaciones de microorganismos estuvieron sometidas a largos períodos de anóxia y anaerobiosis. Nótese que de las 6 horas que duraba un ciclo de tratamiento, 4 horas se desarrollaban sin aireación. En condiciones de baja concentración de oxígeno como estas los ciliados son menos competitivos.

Por otro lado, durante la segunda fase experimental, además de las bajas concentraciones de oxígeno del fango biológico, el sistema estuvo sometido a la presencia de sustancias fermentativas procedentes del prefermentador. Es probable que esto propiciara la abundancia de flagelados hasta duplicar su valor.

Los fitoflagelados también estuvieron presentes, aunque en mucha menor proporción. Estos organismos fueron representados básicamente por los géneros de *Peranema sp* y *Entosiphon sp*. Los fitoflagelados no suelen colonizar los fangos activados debido a que la turbidez del medio les impide el paso de la luz. Los fitoflagelados que se encontraron pudieron haber entrado con el agua residual afluyente o pudo tratarse de organismos desprendidos de la superficie del tanque. Asimismo, la presencia de *Peranema sp* está relacionada con afluentes que contienen materia orgánica muy diluida; este género fue detectado en todas las muestras estudiadas a lo largo de la segunda fase experimental.

Finalmente, y de acuerdo con lo que describe Salvadó (1999), no se encontraron organismos flagelados superiores a 20 μm en ninguna de las dos fases experimentales. Estos organismos son escasos generalmente, suelen aparecer en sistemas con cargas másicas bajas y son depredadores de otros protozoarios.

Protozoarios ciliados

La población de ciliados fue elevada durante todo el estudio del Ciclo de tratamiento, aunque inferior a la de los flagelados. El promedio de los tres muestreos realizados en la primera fase experimental fue de 25580 individuos/ml, mientras que en la segunda fase se obtuvo una media de 15280 individuos/ml. El análisis estadístico de estos datos muestra que tanto las medias como las varianzas son iguales, para una significación de 0,05.

Según Madoni (1994), muchos estudios recientes han demostrado que el número de ciliados que habitan normalmente los fangos activados de una planta de tratamiento se sitúa en torno a 10^3 individuos/ml. Cuando el número de ciliados es inferior a 10 individuos/ml, la depuración biológica es insuficiente (Drakides, 1980 y Madoni, 1994). En estas condiciones se registra una proliferación de bacterias dispersas que produce un efluente turbio y causa una mayor concentración de DBO efluente. Finalmente, si el número de ciliados es superior a 10^4 individuos/ml, la depuración de la planta será óptima y su funcionamiento también. De acuerdo con lo anterior, el promedio de ciliados fue óptimo en ambas fases experimentales. Estos resultados indican que los dos tratamientos probados pueden producir un efluente de buena calidad, respecto a MES y materia orgánica.

Se ha demostrado que el papel de los ciliados es fundamental en un proceso de depuración de aguas residuales, ya que estos microorganismos eliminan por filtración las bacterias dispersas del agua: las que entran con el afluente incluyendo las patógenas y las que se multiplican en el medio (Salvadó, 1990). Gracias a este fenómeno, las bacterias dispersas encontradas en el medio fueron pocas o pueden considerarse como prácticamente *ausentes*.

Además de la abundancia de protozoarios ciliados, es importante valorar la diversidad de sus especies; cuantas más especies de ciliados se encuentren en el ecosistema más tipos de microorganismos serán capturados. La fórmula para calcular la diversidad específica (H) de los ciliados es la que se muestra en la Ecuación 8.1:

$$H = - \sum (p_i * \log_2 [p_i]) \quad (8-1)$$

donde la diversidad específica es igual al valor cambiado de signo de la suma de los productos de la frecuencia de cada especie (p_i) por el logaritmo en base 2 de dicha frecuencia.

La diversidad de ciliados se indica también en la Tabla 8.15. Este parámetro fluctuó a lo largo del estudio; la diversidad específica media de las muestras de la primera fase experimental fue 0,91, mientras que la de la segunda fase fue de 1,32. Se observa pues que la mayor diversidad de ciliados se registró en la segunda fase experimental.

- **Especies y géneros de ciliados en la primera fase experimental**

El grupo ecológico predominante en la muestra perteneciente al día 09-07-99 fue el de los protozoarios ciliados fijos, es decir, individuos fijados a los flocúlos que se alimentan de bacterias dispersas mediante filtración. Dentro de este grupo, el género *Epistylis sp* fue el más abundante de la muestra. También estuvo presente la especie de los ciliados reptantes *Euplotes moebiusi*, que suele aparecer en aguas con una carga másica moderada. Otras especies de ciliados que estuvieron también

presentes, aunque en menor proporción, fueron *Vorticella infusioformis* y *Vorticella convallaria*. También se encontraron protozoarios de los géneros: *Oxytricha sp* y *Opercularia sp*.

La muestra del día 20-07-99 se caracterizó nuevamente por un número elevado de protozoarios ciliados, a pesar de que su diversidad fue más bien baja. Eso indica que existió una especie dominante y muy abundante. Esta especie perteneció de nuevo al género *Epistylis sp*. La especie *Euplotes moebiusi* volvió a aparecer en una proporción semejante a la primera muestra analizada. Asimismo, se detectó la presencia de otros ciliados no presentes en la muestra del día 09/07/99. Estos fueron los pertenecientes al género *Podophrya sp* y a la especie *Acineta tuberosa*. Según Madoni (1994), la existencia de una especie o grupo dominante en la población de microfauna es indicadora de un desequilibrio en la cadena trófica del ecosistema, debido a la presencia de factores limitantes que impiden el desarrollo de la mayoría de las otras especies y favorecen el crecimiento de formas más tolerantes a esos factores. Entre los factores limitantes más comunes se pueden destacar los siguientes:

- 1) Descarga tóxica en el alcantarillado
- 2) Extracción fuerte de fango biológico
- 3) Sobrecarga o baja carga orgánica
- 4) Falta de aireación
- 5) Altas edades de fango

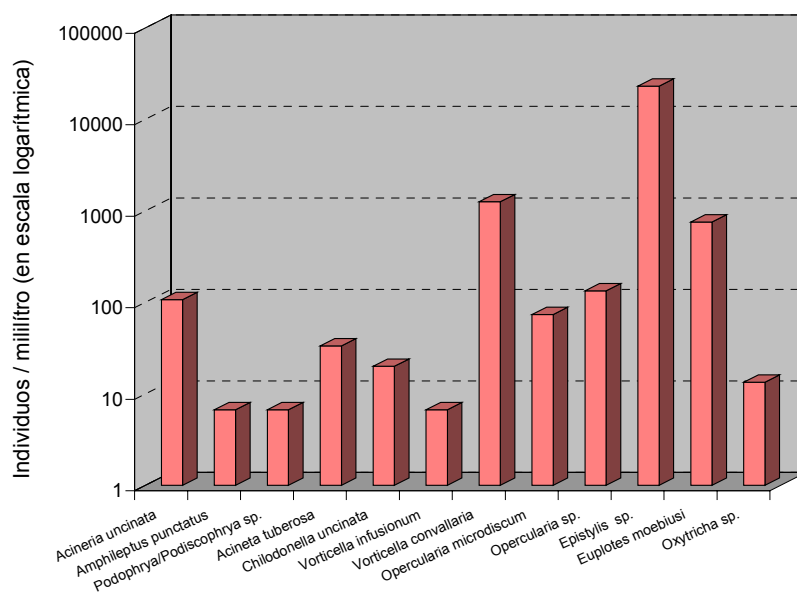


Figura 8.17. Abundancias medias de los géneros y las especies de ciliados del fango de la primera fase experimental del Ciclo de tratamiento en RBS.

La concentración de ciliados de la muestra del día 09/09/99 disminuyó respecto a la segunda muestra analizada. Esto coincidió con el comienzo de la desestabilización del fango y una disminución de la aireación del sistema. Sin embargo, la diversidad aumentó debido a que la muestra no contenía una especie que predominara de

manera considerable sobre las otras. Por otro lado, la especie mayoritaria en esta tercera muestra fue *Vorticella convallaria*, que se caracteriza por habitar aguas de carga másica considerable y tolerar ambientes más contaminados. Es un ciliado pedunculado que vive fijado y se alimenta de bacterias dispersas mediante filtración. En esta muestra también se encontró *Epistylis sp*, pero en menor número que en las anteriores muestras. La especie *Euplotes moebiusi* disminuyó en la segunda muestra analizada y desapareció en la última muestra de la primera fase experimental. Todo lo anterior indica que la tercera muestra del fango activado había adquirido un cierto grado de madurez y estabilidad, debido a que las especies menos resistentes habían dado paso a otras con mejor grado de adaptación.

La Figura 8.17 presenta, en escala logarítmica, las abundancias medias de los géneros y las especies de ciliados encontrados en las muestras de la primera fase experimental.

- **Especies y géneros de ciliados de la segunda fase experimental**

Una comparación de las tres muestras analizadas en la segunda fase (22-11-99, 29-11-99 y 13-12-99) indica que hubo pocos cambios respecto a los ciliados presentes en el medio. La abundancia de protozoarios ciliados se mantuvo elevada durante el estudio de la influencia de la prefermentación en el proceso RBS. No puede decirse lo mismo de la diversidad, que varió a lo largo del tiempo, mostrándose más baja en las dos primeras muestras y fuertemente elevada en la última.

La muestra del día 29/11/99 presentó una diversidad de ciliados muy baja, causada por la gran abundancia de la especie *Vorticella convallaria*. Esta especie suele sustituir a *Vorticella microstoma* cuando las condiciones son más estables. Asimismo, cuando la concentración de OD en el LM registra una drástica reducción se puede observar una presencia alternante de las dos especies, debido a su diferente grado de tolerancia a la carencia de oxígeno (Madoni, 1994). Este fenómeno pudo haberse presentado durante las condiciones que imperaron el día 13/12/99. No obstante, la abundancia de *Vorticella convallaria* disminuyó significativamente en esta muestra, al mismo tiempo que se observó un incremento de otros organismos como *Opercularia sp*. Los individuos pertenecientes a este género fueron los más abundantes de la muestra, pero sin llegar a representar un dominio absoluto, lo que supuso un incremento de la diversidad.

El fango activado contiene generalmente estas tres especies del género *Opercularia sp*: *O. coarctata*, *O. microdiscus* y *O. minima*. Durante la segunda fase experimental no se detectó la presencia de la especie *O. microdiscus*, así que probablemente *Opercularia sp* estuvo representada básicamente por las otras dos especies del género. Por otro lado, se sabe que estos organismos pueden sobrevivir mejor que otros protozoarios a condiciones de estrés como las que se presentan en un sistema de fangos activados, por ejemplo, bajas concentraciones de oxígeno o afluentes con residuos tóxicos. De hecho, algunos autores los han encontrado en fangos de plantas de tratamiento industrial que contienen sales metálicas (Madoni, 1994).

La Figura 8.18 presenta las abundancias medias de los géneros y las especies de ciliados observados durante la segunda fase experimental.

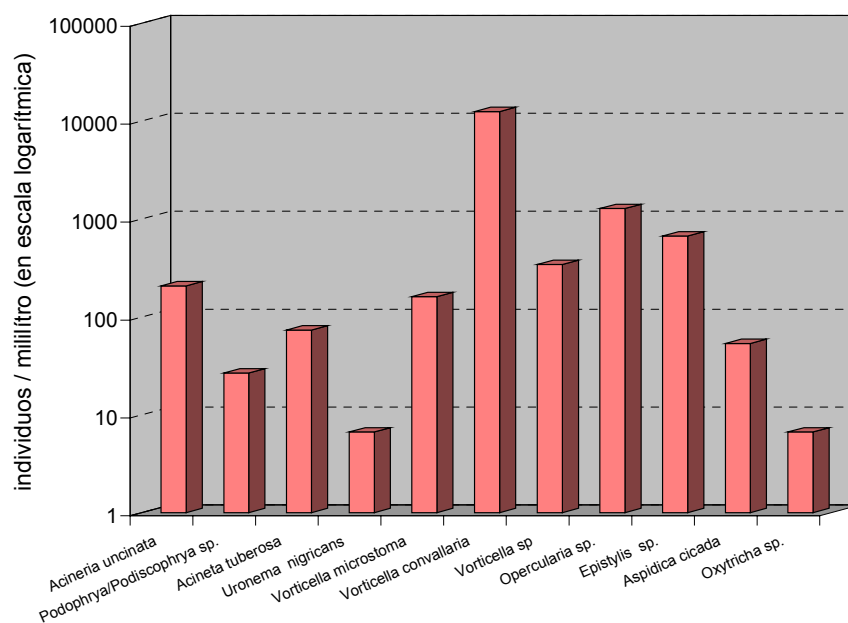


Figura 8.18. Abundancias medias de los géneros y las especies de ciliados del fango de la segunda fase experimental del Ciclo de tratamiento en RBS.

Comparando las Figuras 8.17 y 8.18 se encuentra que la especie *Vorticella convallaria* substituyó a *Epistylis sp* como especie más abundante en las muestras de la segunda fase experimental. *Opercularia sp.* también estuvo presente en mayor abundancia que en la primera fase.

A pesar de que no disponemos de datos suficientes para establecer un análisis representativo del comportamiento y la evolución de las diferentes especies de ciliados, sí ha sido posible determinar las especies y/o géneros presentes y dominantes, su diversidad específica, su variabilidad y las abundancias en las que se presentaron. Asimismo, fue posible confirmar que en ambas fases experimentales el sistema biótico estuvo sometido a un fuerte grado de anaerobiosis, lo cual hizo que proliferaran las especies y los géneros más tolerantes a esas condiciones. Por otro lado, el resultado obtenido en el estudio de los flagelados, permite confirmar la mayor presencia de sustancias fermentadas y solubles en el afluente de la segunda fase experimental.

Se puede concluir que el número y la diversidad de las comunidades de ciliados cambiaron en función de la calidad del agua residual afluente y de las condiciones de operación de la planta. Este resultado está de acuerdo con lo indicado por otros investigadores (Esteban *et al.*, 1990).

Protozoarios ameboides

La población de protozoarios ameboides (también llamados rizópodos) estuvo constituida básicamente por Gimnamebas (amebas desnudas) y Testamebas (amebas con estructura de protección). Los ameboides representan la tercera población más abundante de la primera fase experimental, con una abundancia media

de 5789 individuos/ml. En la segunda fase pasan a constituir el segundo grupo con mayor presencia, mostrando una abundancia media de 24125 individuos/ml.

Las Gimnamebas de tamaño menor a 50 μm fueron la comunidad más abundante en ambas fases experimentales. Las Gimnamebas mayores de 50 μm y las Testamebas no presentaron nunca abundancias considerables (Figura 8.19).

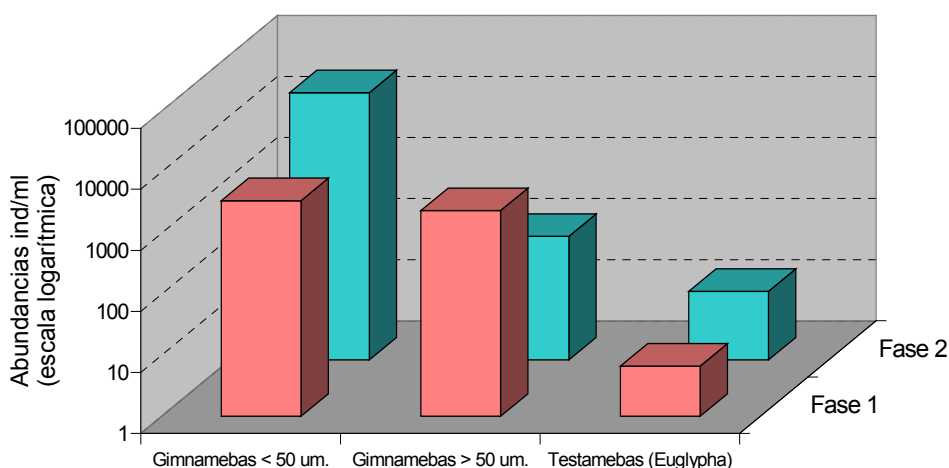


Figura 8.19. Abundancias medias de protozoarios ameboides en las muestras de las dos fases experimentales del estudio del Ciclo de tratamiento en RBS.

Los organismos ameboides se alimentan generalmente de materia orgánica particulada, bacterias y protozoarios. Asimismo, las Gimnamebas pequeñas son tolerantes a bajas concentraciones de oxígeno disuelto. Al igual que los flagelados, suelen indicar cargas orgánicas elevadas y deficiente oxigenación. Contrariamente, las Gimnamebas de mayor tamaño aparecen en sistemas con cargas másicas bajas y coinciden con buenos rendimientos del proceso.

Por otro lado, las Testamebas de los fangos activados están representadas por diferentes géneros: *Arcella sp*, *Difflugia sp*, *Trinema sp* y *Euglypha sp*. Son protozoarios que colonizan fangos de baja carga, elevados tiempos de retención celular y a menudo se encuentran en reactores biológicos de plantas con eliminación de nitrógeno.

Metazoarios

La población de metazoarios estuvo constituida básicamente por nematodos y rotíferos (Figura 8.20). Los metazoarios representaron apenas un 0,2% de la microfauna de ambas fases experimentales. Las abundancias medias fueron 227 individuos/ml en la primera fase experimental y 447 individuos/ml en la segunda fase. Los metazoarios estuvieron presentes en prácticamente todas las muestras analizadas. El análisis estadístico de las abundancias medias indica una igualdad de

varianzas y una diferencia significativa de las medias, con un nivel de significación de 0,05. Este resultado se debe posiblemente al hecho de que en la segunda fase experimental se registró un incremento de estos organismos, duplicando prácticamente sus abundancias.

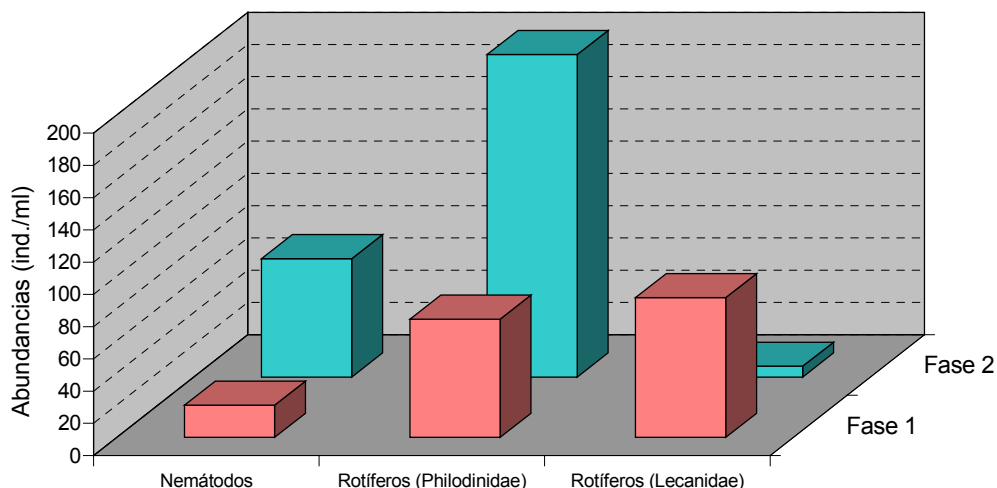


Figura 8.20. Abundancias medias de metazoarios en las muestras de las dos fases experimentales del estudio del Ciclo de tratamiento en RBS.

Los metazoarios tienen generalmente un papel secundario en la depuración del agua residual. No obstante, existen diferentes grupos de metazoarios especializados en colonizar los fangos activados. Entre ellos son comunes los rotíferos y los nematodos, y en menor importancia les siguen oligoquetos, gastrotricos y tardígrados. Pueden hallarse también distintos grupos de artrópodos pero siempre de forma ocasional (Salvadó, 1990).

Los rotíferos suelen ser de mayor tamaño que los protozoarios, oscilando entre 50 y 500 μm . Las especies comunes se alimentan básicamente de dos maneras: filtrando bacterias dispersas o materia orgánica particulada, al igual que los ciliados sésiles, o bien ingiriendo porciones de los flóculos (bacterias y materia orgánica).

Según Oliveras (1998), la importancia de los rotíferos en el proceso de fangos activados depende de los géneros que colonicen el cultivo biológico. Los organismos de las clases Bdelloidea y Monogonta, particularmente *Philodinidae* y *Lecanidae*, se encuentran entre los organismos más habituales de los sistemas de fangos activados. Esto está de acuerdo con el resultado obtenido durante la caracterización microbiológica de este estudio. La especie *Philodinidae* se encontró en todas las muestras estudiadas en ambas fases experimentales (Figura 8.20). No obstante, el promedio de sus abundancias durante la primera fase experimental (73 ind./ml) fue inferior al promedio registrado durante la segunda fase experimental (200 ind./ml). Estos valores son mucho mayores que los presentados en el trabajo de Oliveras (1998), quien obtuvo una concentración de *Philodinidae* de tan sólo 5 ind./ml con un agua residual proveniente del sector industrial cárnico.

El género *Lecanidae* presentó una concentración de individuos similar a la del género *Philodinidae* (86 ind./ml) en la primera fase experimental. La abundancia de este organismo durante la segunda fase experimental fue muy baja, 7 ind./ml, y comparable con la presentada por Oliveras (1998), 14 ind./ml. Los organismos de la clase Bdeloideus y Lecanidae se alimentan fundamentalmente de materia en suspensión, de flagelados y de materia floculada. Estas características establecen una competición entre los rotíferos y los ciliados, ya que ambos tienen una capacidad similar para eliminar eficazmente las bacterias dispersas que se encuentran en el sistema (Oliveras, 1998).

Los rotíferos han sido considerados tradicionalmente como organismos indicadores de elevados tiempos de retención celular, sobre todo a elevadas abundancias, de niveles de operación óptimos y, en ocasiones, de la presencia de vertidos industriales.

Los nemátodos son de talla variable, y los nemátodos adultos superan generalmente los 30 μm . Son también consumidores de bacterias, materia orgánica y pequeños organismos. Suelen aparecer en amplias edades de fango, pero son abundantes en edades de fango superiores a 5 días. Su abundancia suele ser inferior a 200 ind./ml. Se alimentan también de detritus, bacterias e incluso pueden depredar también protozoarios y metazoarios (Salvadó 1999). Los nemátodos mostraron una abundancia promedio de 20 ind./ml en la primera fase experimental, mientras que en la segunda fase superaron los 73 ind./ml.

8.7.2. Fotografías de la microfauna del fango activado

Con el fin de ilustrar gráficamente algunos de los aspectos estructurales de los tipos de microorganismos más representativos del fango estudiado, y mencionados en el apartado anterior, a continuación se presentan cinco láminas con fotografías tomadas con microscopio óptico. Estas fotografías corresponden a protozoarios y metazoarios encontrados en el fango activado de las dos fases experimentales. Entre los organismos que se muestran se encuentran diferentes tipos de ciliados (*Epistylis sp*, *Euplotes moebiusi*, *Vorticella convallaria* y *Opercularia sp*), flagelados (*Peranema sp*) y metazoarios (rotíferos y nematodos). Asimismo, estas fotos permiten observar algunos aspectos de la consistencia y la estructura de los flóculos (sobre todo de la primera fase experimental), aunque de este tema se hablará detalladamente en el apartado siguiente.

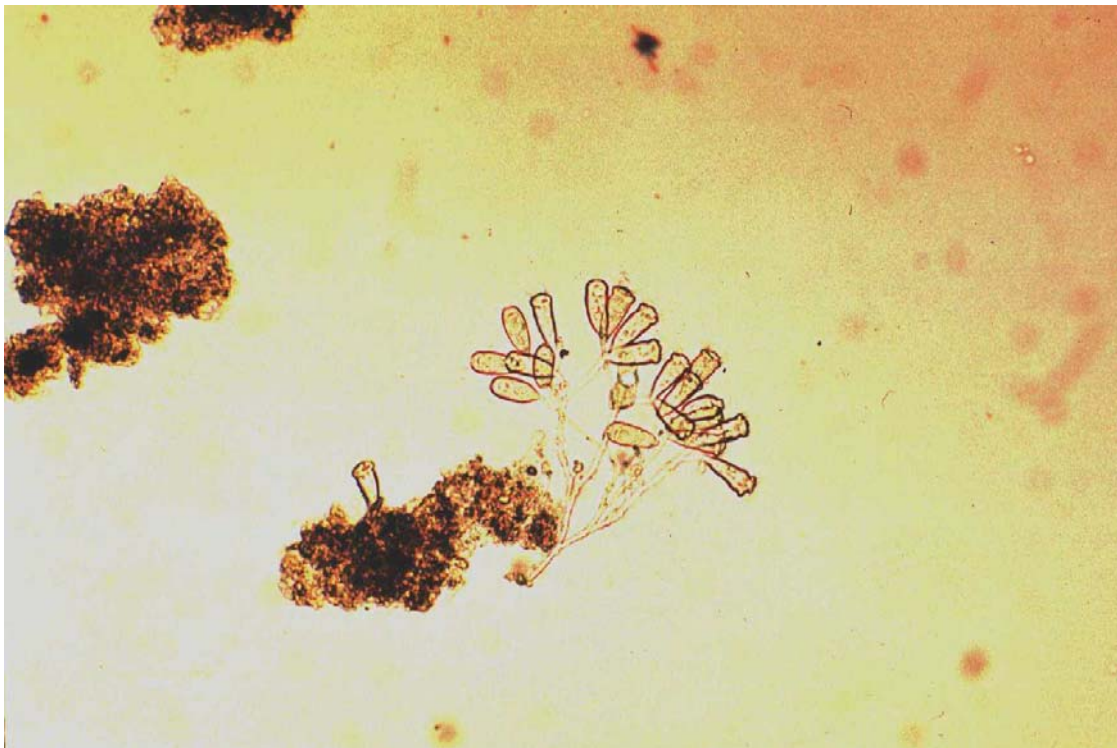


Lámina 1. Fotografías en microscopio óptico. Foto superior: Colonia de ciliados *Epistylis* sp) fijados a un flóculo. Campo brillante (X100), 20/07/99. Foto inferior: Detalle de *Epistylis* sp. Campo brillante (X400), 29/11/99

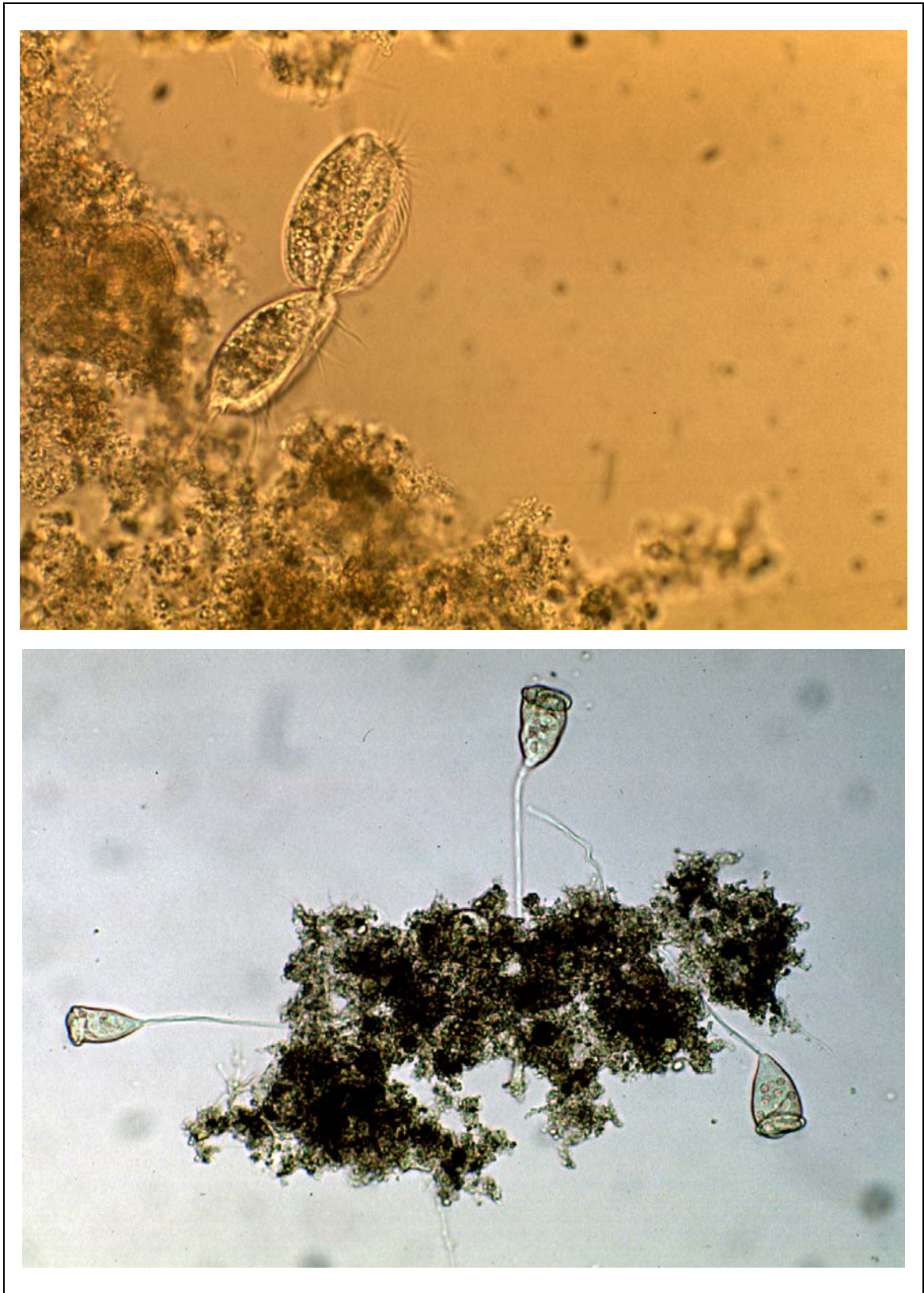


Lámina 2. Fotografías en microscopio óptico. Foto superior: Aspecto concreto de *Euplotes moebiusi*. Campo brillante (X400), 08/07/99. Foto inferior: Aspecto de flóculo con ciliados pedunculados (*Vorticella convallaria*). Campo brillante (X100), 09/09/99

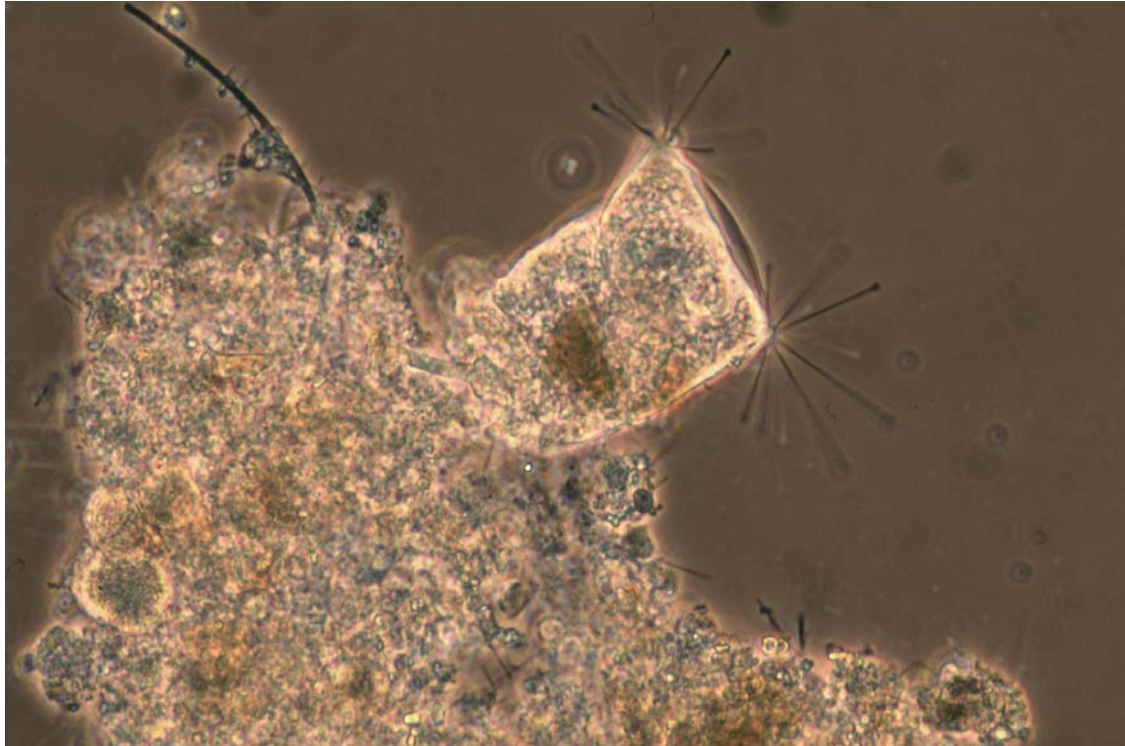


Lámina 3. Fotografías en microscopio óptico. Foto superior: Ciliado fijado al flóculo (*Acineta tuberosa*). Contraste de fases (X400), 09/09/99. Foto inferior: Ciliados fijados al flóculo (*Opercularia* sp). Campo brillante (X400), 22/11/99

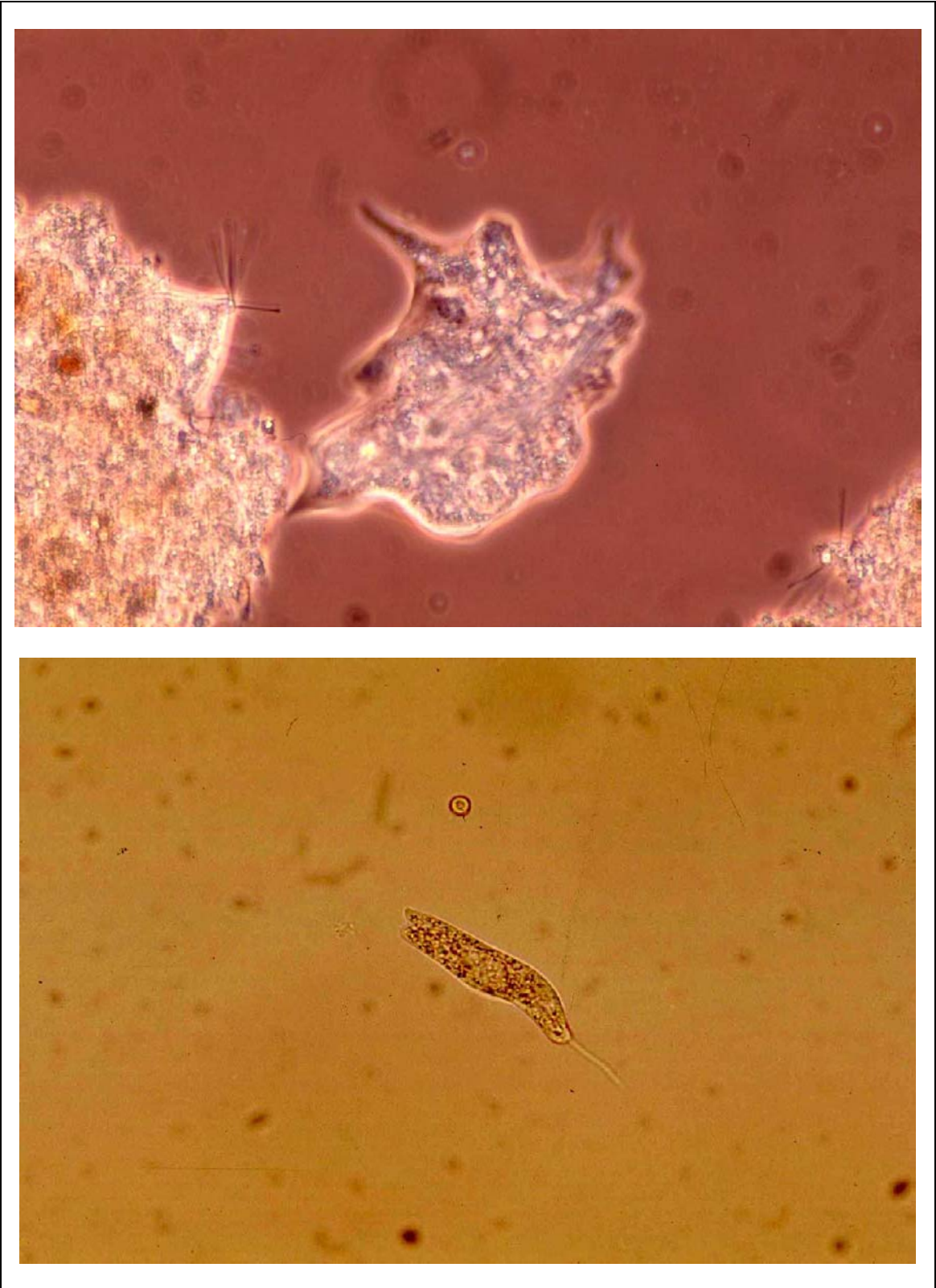


Lámina 4. Fotografías en microscopio óptico. Foto superior: Protozooario ameboide (gimnameba). Contraste de fases (X400), 09/09/99. Foto inferior: Flagelado (peranema sp). Campo brillante (X400), 22/11/99



Lámina 5. Fotografías en microscopio óptico. Foto superior: Rotífero (*pPhilodinidae*). Campo brillante (X100), 08/07/99. Foto inferior: Nemátodo. Campo brillante (X400), 22/11/99

7.3. Estructura del flóculo

Los estudios recogidos en la bibliografía han intentado correlacionar las propiedades físicas y las características microscópicas de un fango activado (Wanner, 1994; Jenkins *et al.*, 1993; Lee, 1996). Estos estudios indican que unas óptimas características del fango, en cuanto a decantación, consistencia y estructura del flóculo, se deben tanto a la presencia de bacterias formadoras de flóculo (que proporcionan la microestructura) como a la de cantidades moderadas de bacterias filamentosas (que proporcionan la macroestructura) que forman una red dentro de los flóculos (Sezgin *et al.*, 1978). Las características de sedimentación se deterioran cuando ocurre un fallo en alguna de estas estructuras (Figura 8.21).

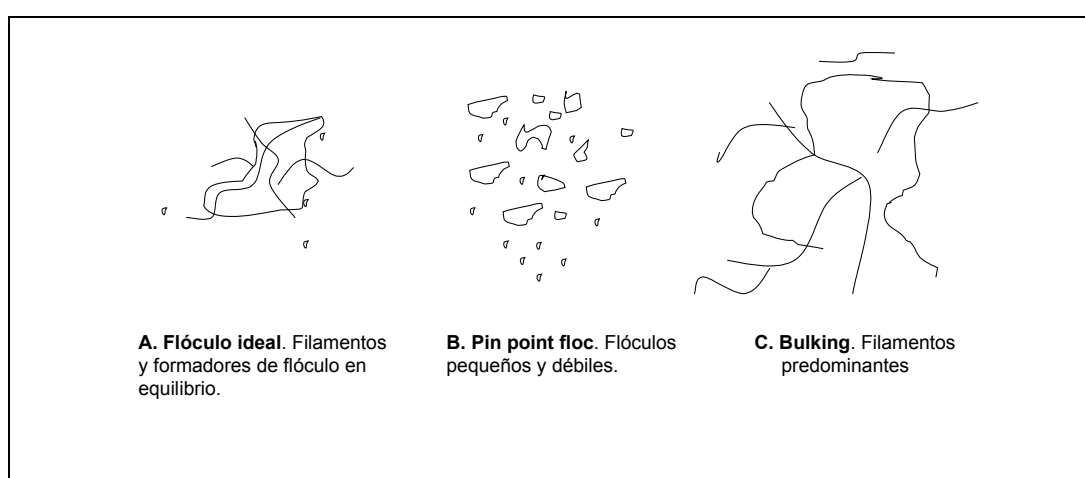


Figura 8.21. Esquema de la micro y macroestructura en un flóculo ideal y algunas disfunciones de su estructura (adaptado de Lee, 1996).

Un fango que sólo contiene bacterias formadoras de flóculo se caracteriza por que el tamaño de los flóculos suele ser generalmente pequeño y de consistencia débil (Figura 8.21B). Este fenómeno se denomina “pin flocc” y produce un tipo de fango compacto que sedimenta rápidamente, dejando a su paso un sobrenadante turbio debido a los flóculos más pequeños de sedimentación lenta (Jenkins *et al.*, 1993). En estas condiciones, el fango tendrá un IVF notablemente bajo (< 75 ml/g). Por otra parte, cuando el fango registra una excesiva proliferación de bacterias filamentosas, y como resultado sedimenta lentamente y sin compactarse, se dice que se registra un fenómeno de bulking filamentoso (Figura 8.21C). Como se mencionó en el apartado 8.5.2, este tipo de fango tendrá IVF altos (>150 ml/g).

La importancia tan grande que representa el nivel de microorganismos filamentosos en las características de sedimentación y compactación del fango activado, ha propiciado el desarrollo de diferentes técnicas para medir la abundancia de filamentos y correlacionarla con las propiedades de sedimentación del fango en cuestión. Jenkins *et al.* (1993) citan los primeros informes sobre estos estudios hechos por Finstein y Heukelekian (1974). Estos autores demostraron que el IVF puede relacionarse con la longitud total de filamentos de un flóculo. Asimismo, mencionan que Pipes (1979) contabilizó microscópicamente el número de organismos

filamentosos de un fango activado, observando que cuando el número de éstos es bajo (10^2 filamentos / mg MESV) se presentan valores de IVF inferiores a 100 ml/g, mientras que una cantidad de filamentos elevada ($> 10^2$ - 10^3 filamentos / mg MESV) hace que el IVF aumente de forma notable.

Por otra parte, Sezgin *et al.* (1978) propusieron un método para medir la longitud total de filamentos extendidos en el fango activado (TELF) y correlacionaron el TELF con el IVF y la velocidad de sedimentación. Encontraron que el IVF se incrementaba rápidamente por encima de 100 ml/g cuando los valores del TELF aumentaban por encima de $10^7 \mu\text{m} / \text{ml}$, lo que equivale a 10 m/ml. Este método también fue utilizado por otros investigadores (Palm *et al.*, 1980; Lee *et al.*, 1982).

La técnica utilizada en el presente trabajo para el recuento de filamentos ha sido la desarrollada por Salvadó (1990), cuya metodología fue descrita en el Capítulo 4. Es una técnica de alta precisión que permite trabajar con muestras frescas para determinar la longitud de cada especie de bacteria filamentosa identificada. Salvadó (1990) pudo comprobar que una muestra tiene una cantidad apreciable de filamentos a partir de 25 m/ml. Con valores inferiores se dice que la muestra tiene pocos filamentos.

La observación microscópica realizada en el Departamento de Biología Animal de la Universidad de Barcelona reveló flóculos grandes, unidos y bien organizados, y con ausencia de puentes interfloculares durante la primera fase experimental. Asimismo, las muestras estudiadas registraron escasez de bacterias filamentosas y bacterias dispersas. El nivel de filamentos osciló entre 2 y 4 m/ml, con una media de 3,3 m/ml. Estas características estructurales resultaron en un valor promedio IVF de 82 ml/g (ver apartado 8.5.2), que es característico de un fango compacto con excelentes propiedades de sedimentación. No obstante, no puede descartarse que en algunas ocasiones se haya producido el fenómeno "pin floc", debido a que dentro del intervalo de variación registrado por el IVF se encuentran valores inferiores a 75 ml/g (58-110ml/g).

Se observaron diferentes características de estructura flocular durante la segunda fase experimental. Los organismos filamentosos sufrieron un importante aumento, superando en todas las muestras los 25 m/ml. El nivel de filamentos aumentó progresivamente registrando un intervalo de variación de 34 m/ml a 114 m/ml, con una media de 70 m/ml (ver Tabla 8.16).

Asimismo, la estructura flocular mostró una menor organización en esta segunda fase. No obstante, aunque el nivel de filamentos aumentó, el IVF no se incrementó significativamente. En este caso, el hecho indicado por Sezgin *et al.* (1978) acerca del sensible aumento que sufre el IVF por encima de 10 m/ml de filamentos, no se produjo.

A pesar de los pocos datos disponibles sobre el recuento de filamentosas, ha sido posible realizar un análisis Pearson, el cual indica una clara correlación lineal (0,925) entre la presencia de filamentosas y los IVF obtenidos en este estudio. Calculada la probabilidad de que este coeficiente de correlación sea diferente de cero se ha obtenido un valor de 0,008, lo que indica que el coeficiente de correlación es diferente de cero, con un nivel de significación de 0,05.

La Figura 8.22 muestra la correlación positiva observada entre ambos parámetros. Se observa que a medida que el nivel de filamentos aumenta, también lo hace

gradualmente el IVF. Se observa además que los valores inferiores a 40 m/ml se corresponden con valores de IVF en torno a 60 ml/g. Por encima de 40 m/ml, el IVF duplica su valor y se mantiene en torno a 120 ml/g, incluso con longitudes de filamento superiores a 100 m/ml.

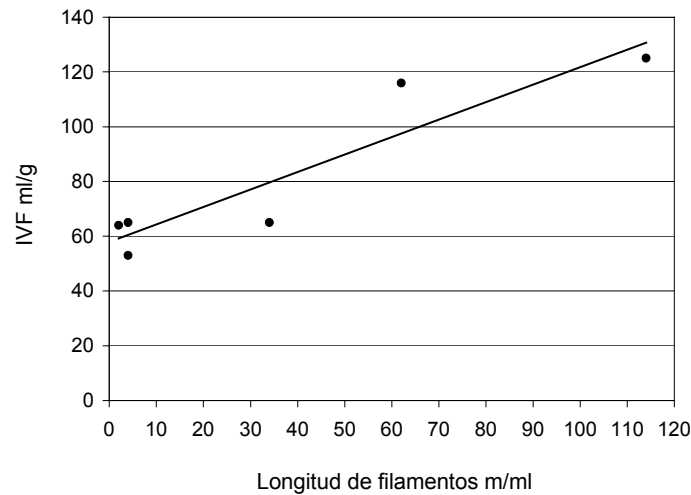


Figura 8.22. Efecto de la longitud de filamento en los valores del IVF en ambas fases experimentales del estudio del Ciclo de tratamiento.

Una vez determinadas las características estructurales del fango estudiado, pasaremos a discutir las propiedades cualitativas del mismo a partir del estudio de identificación de los diferentes tipos de microorganismos filamentosos que colonizaron el medio.

8.7.4. Caracterización de los microorganismos filamentosos

La Tabla 8.16 presenta los principales géneros, especies y tipos numerados de microorganismos filamentosos identificados en la microflora del fango activado, de acuerdo con la clave dicotómica propuesta por Jenkins *et al.* (1993). Asimismo, presenta la abundancia en m/ml de cada microorganismo en cada día de muestreo. La Tabla 8.17 presenta las medias y las desviaciones típicas de las abundancias de filamentosos obtenidas en cada fase experimental.

Durante la primera fase experimental se observó principalmente la presencia de *Haliscomenobacter hydrossis* y del Tipo 0041, con una abundancia de 0,67 y 2,67 m/ml respectivamente. La abundancia promedio total para la primera fase experimental fue de 3,33 m/ml, lo que representó 840 metros de filamentosos/g de MESVLM. Tanto la diversidad como la abundancia de los microorganismos filamentosos aumentó en la segunda fase experimental (Tabla 8.17). Además de *Haliscomenobacter hydrossis* y del Tipo 0041 (abundancias medias de 9,67 y 28,7 m/ml, respectivamente), se identificaron nuevos géneros, especies y tipos como

Microthrix parvicella, *Beggiatoa* sp, *Thriothrix* sp, Tipo 021N, Tipo 1851, Tipo 1863 y Tipo 0675.

Tabla 8.16. Principales géneros, especies y tipos numerados de microorganismos filamentosos en la microflora del fango activado de ambas fases experimentales del Ciclo de tratamiento estudiado.

	Primera fase experimental			Segunda fase experimental		
	09/07/99	20/07/99	09/09/99	22/11/99	29/11/99	13/12/99
TOTAL FILAMENTOS, m/ml.	4	2	4	34	62	114
<i>Haliscomenobacter hydrossis</i>	0	2	0	3	6	20
<i>Sphaerotilus natans</i>	0	0	0	0	0	0
<i>Microthrix parvicella</i>	0	0	0	7	5	0
<i>Beggiatoa</i> sp	0	0	0	0	1	1
<i>Thriothrix</i> sp	0	0	0	0	0	43
Tipo 021N	0	0	0	0	0	1
Tipo 1851	0	0	0	0	1	1
Tipo 1863	0	0	0	0	0	1
Tipo 0675	0	0	0	0	22	0
Tipo 0041	4	0	4	21	18	47
Organismos nocardiformes	0	0	0	0	0	0
No identificados	0	0	0	3	9	0
Espirilos + Epiroquetas	0	0	0	0	0	0
FLÓCULOS UNIDOS	Si	Si	Si	no	no	Si

Tabla 8.17. Medias y desviaciones típicas de las abundancias de la microflora del fango activado.

Microorganismos filamentosos encontrados	Fase experimental 1			Fase experimental 2		
	Abundancia			Abundancia		
	Abundancia m/ml		m/g	Abundancia m/ml		m/g ^(a)
	media	s	media	media	s	media
<i>Haliscomenobacter hydrossis</i>	0,67	1,15	168	9,67	9,07	3412
<i>Sphaerotilus natans</i>	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0
<i>Microthrix parvicella</i>	0,00	0,00	0	4,00	3,61	1412
<i>Beggiatoa</i> sp	0,00	0,00	0	0,67	0,58	235
<i>Thithrix</i> sp	0,00	0,00	0	14,33	24,83	5059
Tipo 021N	0,00	0,00	0	0,33	0,58	118
Tipo 1851	0,00	0,00	0	0,67	0,58	235
Tipo 1863	0,00	0,00	0	0,33	0,58	118
Tipo 0675	0,00	0,00	0	7,33	12,70	2588
Tipo 0041	2,67	2,31	671	28,67	15,95	10118
Organismos nocardiformes	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0
No identificados	0,00	0,00	0	4,00	4,58	1412
Spirils + Spiroquetas	0,00	0,00	0	0,00	0,00	0
Total de filamentosos	3,33	1,15	839	70	40,6	24706

a) Abundancia calculada a partir de la concentración media de MESVLM en cada fase experimental.

Las abundancias medias respectivas fueron: 4, 0,67, 14,3, 0,33, 0,67, 0,33 y 7,33 m/ml. La abundancia media total fue de 70 m/ml, lo cual representa 24700 m/g MESVLM. Otro detalle interesante de la Tabla 8.17 es que la desviación típica de la

segunda fase experimental (40,6 m/ml) fue considerablemente superior a la de la primera fase (1,2 m/ml), lo cual indica una mayor variabilidad y dinámica del ecosistema que compuso la microflora de la segunda fase. Como se observa, la abundancia media en el LM de la segunda fase experimental fue superior a 10^4 m/g, lo cual permite suponer que el sistema de tratamiento llegó probablemente a experimentar el fenómeno de bulking filamentoso (Oliveras, 1998).

Otros factores que también contribuyen a esta situación son los mencionados por Jenkins *et al.* (1993), quienes afirman que existe una muy baja probabilidad de que una muestra de fango activado con bulking (o foaming) contenga sólo un tipo de filamento. Usualmente, tres o más tipos pueden ser detectados y, uno o más tipos de organismos filamentosos se encuentran en cantidades significativas (abundancia dominante), mientras que los demás tipos aparecen en pequeñas cantidades (abundancia secundaria). Este comportamiento pudo observarse claramente en las muestras estudiadas de la segunda fase experimental. Mientras que la mayor parte de los filamentos identificados se encontraron en pequeñas proporciones respecto al total, el Tipo 0041 mostró una presencia dominante, llegando incluso a superar los 10^4 m/g.

Por otro lado, una muestra con más de un tipo de filamento dominante es indicadora de que hay una desestabilización de varias condiciones del sistema. Por ejemplo, los filamentos que se desarrollan en condiciones de baja carga másica se encuentran frecuentemente junto a los filamentos que crecen con bajo nivel de OD. Asimismo, los filamentos que se encuentran en bajas cantidades no deben ser ignorados, ya que pueden dar información adicional como la presencia de una característica particular del agua residual afluente.

Se han identificado varios factores generales y específicos causantes de un impacto determinado en la micro y macroestructura del fango activado (Jenkins, 1992; Lee, 1996). Entre los factores generales podemos mencionar la edad del fango, la carga másica, el régimen de alimentación (continuo, discontinuo, caudal) y la configuración de la balsa de aireación (mezcla completa, flujo pistón).

Entre los específicos cabe mencionar los siguientes:

1. Concentración de OD
2. Concentración de nutrientes (N y P)
3. pH
4. Temperatura
5. Concentración de sulfuros
6. Naturaleza y concentración de los substratos orgánicos: DQO soluble o particulada (DQOFB y DQOLB).

Las propiedades del fango pueden mejorarse en algunos casos haciendo un cambio de los factores mencionados. Las medidas relativas a los factores específicos son generalmente más fáciles de solucionar que las generales. Por ejemplo, puede suministrarse más oxígeno, incrementar las concentraciones de nutrientes y de substrato en el afluente. Sin embargo, si el problema radica en el diseño del reactor, la solución podría ser más complicada. Una manera de afrontar esta situación sería aplicando el uso de selectores (aeróbicos, anaeróbicos y/o anóxicos) en el proceso (Lee, 1996). El uso de selectores tiene como principio favorecer el crecimiento de

bacterias formadoras de flóculo y suprimir el crecimiento de los filamentosos (Jenkins *et al.*, 1993). No obstante, según Lee (1996), es importante considerar que en ocasiones la causa verdadera del problema en las propiedades del fango, es difícil de identificar.

La inhibición de los microorganismos filamentosos fue evidente durante la primera fase experimental. En esta fase sólo se observó una reducida presencia de *H. hydrossis* (< 168 m/g) y del tipo 0041 (671 m/g). Las condiciones que más influyeron en la inhibición de los filamentosos fueron probablemente el régimen de alimentación y el diseño del proceso.

Según Jenkins *et al.* (1993), el crecimiento de muchos organismos filamentosos (por ejemplo, los tipos 0,21, 1701, 1851, *Thriothrix sp.*, *S. Natans*, *N. Limicola*, *H. hydrossis* y *Nocardia sp.*) es generalmente estimulado por las siguientes condiciones: mezcla completa, aireación uniforme y régimen de alimentación continuo. El crecimiento de estos microorganismos puede inhibirse mediante la compartimentalización del tanque de aireación de un sistema continuo, para incluir una zona de alimentación inicial de alta carga másica (selector) y especialmente si esa zona de alimentación es anóxica o anaeróbica. Este mismo efecto se produce cuando se opera con un RBS que contenga también estados iniciales no aireados de alimentación, como ha sido el caso estudiado en el presente trabajo. El proceso contenía dos estados iniciales no aireados (llenado estático y mezcla posterior entre el afluente acumulado y el fango) con la finalidad de permitir el incremento de la carga másica.

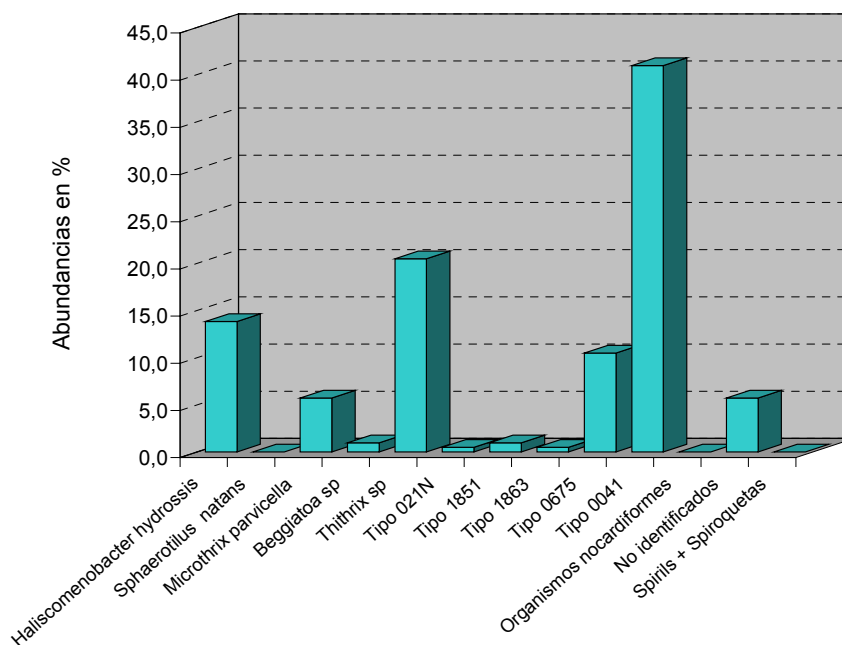


Figura 8.23. Abundancia porcentual de la microflora registrada durante la segunda fase experimental.

Probablemente, el crecimiento de los microorganismos filamentosos y su diversidad durante la segunda fase experimental estuvo determinada en gran parte por la composición del agua residual afluente. Como se ha indicado anteriormente, las condiciones experimentales en esta segunda fase fueron tales que, probablemente, el bulking filamentosos tuvo lugar. La Figura 8.23 muestra la diversidad de las bacterias

filamentosas encontradas, y la mayor abundancia porcentual de algunas de ellas (0041, *Thriothrix sp* y *H. hydrossis*).

Las características del afluente del RBS estuvieron básicamente determinadas por la influencia del prefermentador. Con la finalidad de realizar un resumen de las características del afluente de la segunda fase experimental, es conveniente presentar antes brevemente las observaciones biológicas realizadas en el fango del decantador primario. La Tabla 8.18 presenta los principales organismos encontrados en el fango del prefermentador.

Como puede apreciarse en la Tabla 8.18, el medio registró una ausencia total de protozoarios ciliados. Sin embargo, se observó la presencia de algunos cistos de ciliados pertenecientes al género *Vorticella* (40 individuos/ml). Asimismo, se detectó la presencia de protozoarios flagelados de tamaño pequeño ($< 20 \mu\text{m}$), aunque su abundancia puede considerarse baja (13,713 individuos/ml). De la misma manera, la abundancia de los protozoarios ameboides pequeños ($< 50 \mu\text{m}$) fue reducida (10,288 individuos /ml). Los metazoarios sólo se observaron en forma de algunos huevos de rotíferos. Esta composición de la microfauna del fango primario se corresponde con las características de un fango con deficiencia de OD, sobrecarga orgánica y presencia de sustancias fermentativas (Madoni, 1994).

Las bacterias filamentosas fueron muy poco abundantes (10 m/ml). Se observaron muy bajas concentraciones de filamentos pertenecientes a los géneros *Thriothrix sp* (1 m/ml) y *Beggiatoa spp* (1 m/ml). Estos microorganismos se caracterizan por que pueden utilizar sulfuro como fuente de energía (oxidando el sulfuro a azufre y depositando el azufre como gránulos intracelulares). Los organismos identificados presentaron gránulos de azufre *in situ*. Esto hace suponer que la concentración de compuestos inorgánicos de azufre reducido (por ejemplo H_2S , S^{2-} y HS^-) era suficientemente elevada en el medio como para permitir el crecimiento de estos microorganismos que proliferan en condiciones sépticas (ausencia de oxígeno).

Finalmente, la muestra analizada del prefermentador contenía otra bacteria filamentosa que no pudo identificarse, aunque presentó una gran abundancia (8 m/ml). Esta bacteria se caracterizó por presentar un color oscuro en contraste de fases, presentar gránulos de color negro en el interior de sus células, y reaccionar como un Gram negativo y un Neisser positivo.

Estas circunstancias junto con la elutriación del fango primario realizada mediante la recirculación del prefermentador hicieron que las características del afluente al RBS utilizado en la segunda fase experimental tuvieran gran influencia en las propiedades del fango activado del RBS. Entre las características más importantes de este afluente cabe destacar las siguientes:

- a) Septicidad
- b) Baja carga másica
- c) Incremento de materia soluble
- d) Presencia de sustancias fermentativas
 - Ácidos orgánicos de bajo peso molecular
 - DQOFB, DQOLB
- e) Presencia de microorganismos oxidantes de azufre

f) Concentración de compuestos inorgánicos de azufre reducido

Tabla 8.18 Principales grupos de microorganismos encontrados en el fango del prefermentador utilizado en la segunda fase experimental del estudio del Ciclo de tratamiento (muestra correspondiente al día 08/11/99).

Protozoarios Ciliados	ind./ml.	Metazoarios	ind./ml.
Telocrocos	0	Nemátodos	0
Ciliados no identificados	0	Rotíferos (Philodinidae)	0
<i>Total de ciliados</i>	0	Rotíferos (Lecanidae)	0
		Huevos de rotíferos	100
Cistos de ciliados	40	Huevos de nemátodos	0
<i>Vorticella sp</i>	40	Oligoquetos	0
<i>Opercularia sp</i>	0		
Diversidad de ciliados	40		
Protozoarios Flagelados	ind./ml.	Protozoarios ameboides	ind./ml.
Flagelados < 20 µm.	13713	Gimnamebas < 50 µm.	10288
Flagelados > 20 µm.	0	Gimnamebas > 50 µm.	0
<i>Peranema sp</i>	0	Testamebas (<i>Euglypha</i>)	0
<i>Entosiphon sp</i>	0		
<i>Euglena sp</i>	0		
<i>Total de flagelados</i>	13713		
Filamentos	m/ml.		
<i>Haliscomenobacter hydrossis</i>	0	Flóculos unidos	no
<i>Sphaerotilus natans</i>	0		
<i>Nostocoida limicola</i>	0	Bacterias dispersas	muchas
<i>Beggiatoa sp</i>	1		
Thriothrix I	1		
Thriothrix II	0		
Tipo 1701	0		
Tipo 021N	0		
Tipo 0041	0		
Organismos nocardiformes	0		
No identificados	8		
Espirilos + Espiroquetas	0		
<i>Total de filamentos</i>	10		

Al igual que el fango primario del prefermentador, las muestras de fango activado del RBS (segunda fase experimental) contenían bacterias portadoras de gránulos de azufre *Beggiatoa* y, sobre todo, *Thriothrix sp*. La aparición y el incremento de estas bacterias en el fango activado están directamente relacionados con su presencia original en el afluente y con el contenido de sulfuros de éste.

Por otro lado, el tipo 0041 es el microorganismo que tuvo una mayor presencia en las muestras estudiadas en la segunda fase. Este microorganismo, junto con los tipos

021N, 0675 y *Thriothrix sp*, suele estar relacionado con aguas pobres en nutrientes (N y P). Sin embargo, este no fue el caso, ya que la concentración afluente de nutrientes fue muy similar e incluso algo superior a la presentada en la primera fase experimental. Además las características del afluente fueron las propias de un agua residual básicamente urbana y no industrial. Por lo anterior, es necesario considerar otras posibles causas de la aparición de este tipo de microorganismos.

Las propiedades de un fango deteriorado están usualmente relacionadas con la proliferación de los tipos 0041, 0675, 0092 y *Microthrix parvicella*. Estos microorganismos están generalmente considerados como filamentos de baja carga másica. En general, la verdadera causa de la proliferación de estos tipos de filamentos no es conocida, ya que pocos de ellos han podido ser aislados y estudiados (Lee, 1996). Sin embargo, se ha sugerido que la falta de alimento debido a edades elevadas de fango (> 15 días), la presencia de materia particulada y lentamente biodegradable (por ejemplo, AGV de cadena larga) y la deficiencia de oxígeno o nutrientes puede favorecer el crecimiento de filamentos de baja F/M.

Como se recordará, al principio de este capítulo se analizó la composición afluente de la DQO fraccionada. Se observó que el proceso de prefermentación del afluente había propiciado un contenido porcentual mayor (23%) de DQOFB que en el afluente no fermentado (14%), así como una mayor presencia de AGV.

Según Jenkins *et al.* (1993), los organismos filamentosos favorecidos por substratos solubles fácilmente metabolizables son: *H. hydrossis*, *Thriothrix sp*, tipo 021N, tipo 1851, *S. natans* y *N. limicola*. En el LM estudiado, los dos últimos microorganismos fueron los únicos que no se detectaron. Todos los demás mencionados en la lista fueron identificados en las muestras del RBS.

La referencia anterior también menciona los microorganismos que crecen con substratos compuestos de materia orgánica lentamente biodegradable: los tipos 0041, 0675, 0092 y *M. parvicella*. En las zonas anaeróbicas y/o anóxicas iniciales de los sistemas con eliminación de nutrientes, la DQOLB tiene velocidades de degradación muy lentas en comparación con las velocidades adquiridas en condiciones aeróbicas (Ekama *et al.*, 1986). Por lo tanto, esta DQO particulada (y lentamente metabolizable) llega a las zonas anóxicas, en donde tiene lugar su hidrólisis y consecuente producción de material orgánico soluble. El material así obtenido favorecerá el crecimiento de los microorganismos mencionados.

De acuerdo con todo lo anterior, las modificaciones realizadas en un sistema de tratamiento, como la ampliación del sistema para eliminar nutrientes (mediante el aumento de la edad del fango, la aplicación de estados anóxicos, anaeróbicos y aeróbicos alternantes, o la ampliación del proceso para conseguir la prefermentación del ARU), pueden alterar la variabilidad y la diversidad de la microflora del fango activado. Asimismo, según sean las condiciones imperantes, esos cambios podrán mejorar o empeorar las propiedades del fango causando severos episodios de bulking o foaming. En conclusión, la principal influencia ejercida sobre el fango activado de la primera fase experimental fue probablemente el diseño del proceso. Es decir, el crecimiento de los microorganismos filamentosos resultó casi inhibido a causa de los estados anóxicos/anaeróbicos iniciales, los cuales permitieron el incremento de la carga másica. Por lo que respecta a la segunda fase experimental, la principal

influencia ejercida sobre el fango activado fue la debida a las características del afluente prefermentado.

8.7.5. Fotografías de la microflora del fango activado

Con el fin de ilustrar gráficamente algunos de los aspectos estructurales de los flóculos y los tipos de microorganismos filamentosos más representativos del fango estudiado, se presentan a continuación tres láminas con fotografías realizadas mediante un microscopio óptico. La primera de ellas (Lámina 6) intenta resaltar las diferencias encontradas en la caracterización de la estructura flocular del fango en ambas fases experimentales. La segunda (Lámina 7) presenta en primer lugar uno de los microorganismos de mayor presencia en el fango activado de la segunda fase experimental, el Tipo 0041. La segunda fotografía de esta lámina presenta a *Beggiatoa sp*, que registró una moderada presencia en el fango de la segunda fase. Finalmente, la tercera lámina (Lámina 8) presenta otros dos organismos filamentosos que también fueron característicos de la segunda fase experimental y se encontraron en mayor abundancia que *Beggiatoa sp*, pero en menor que el Tipo 0041. Se trata de los filamentos T0675 y *Thriothrix l*.

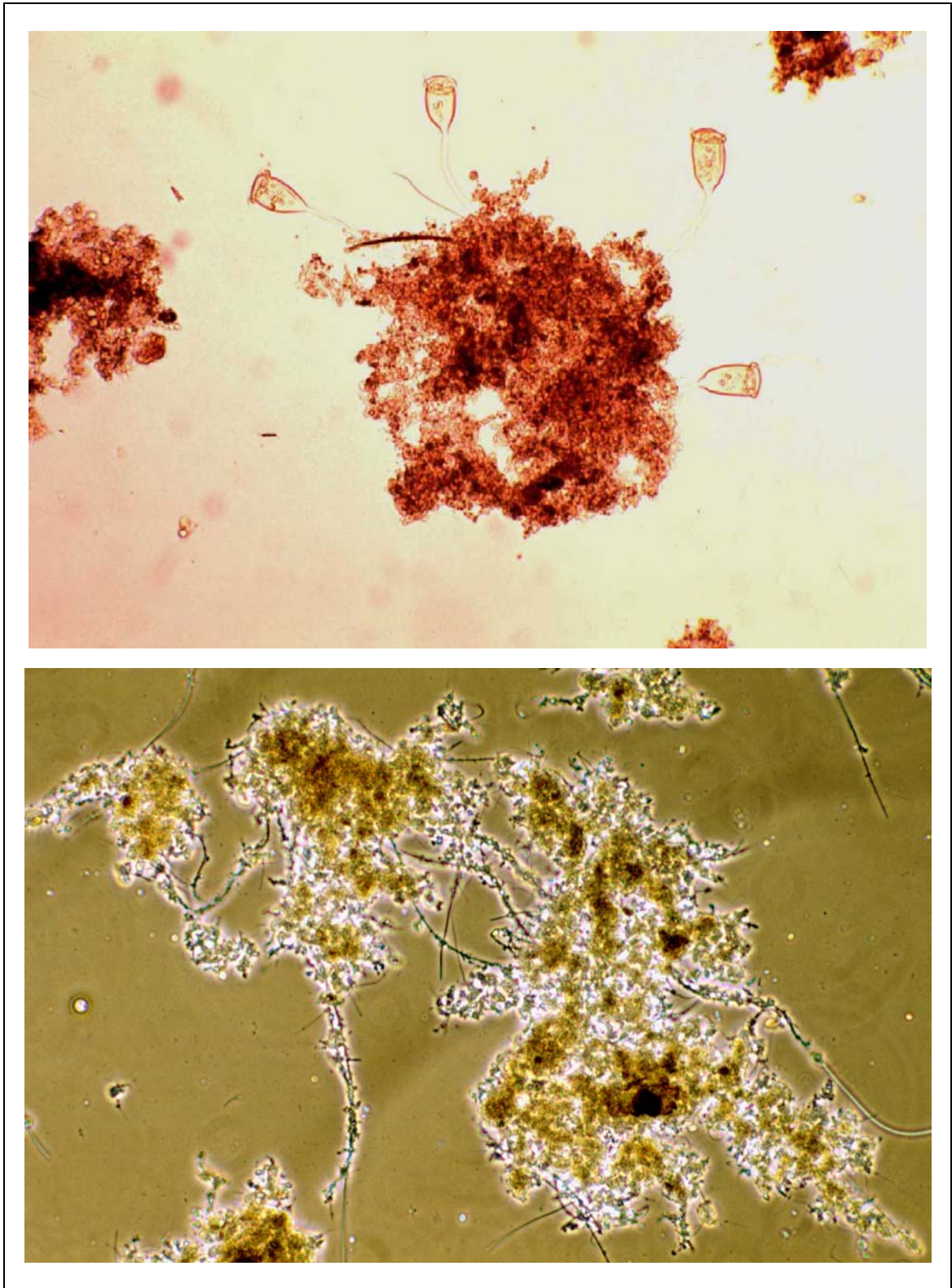


Lámina 6. Fotografías en microscopio óptico. Foto superior: Estructura del flóculo (compacto, con pocos filamentos y presencia de *V. Convallaria*) en el fango de la primera fase experimental. Campo brillante (X100), Foto inferior: Estructura del flóculo (incremento de filamentos y menor grado de compactación) en el fango de la segunda fase experimental. Contraste de fases (X100).

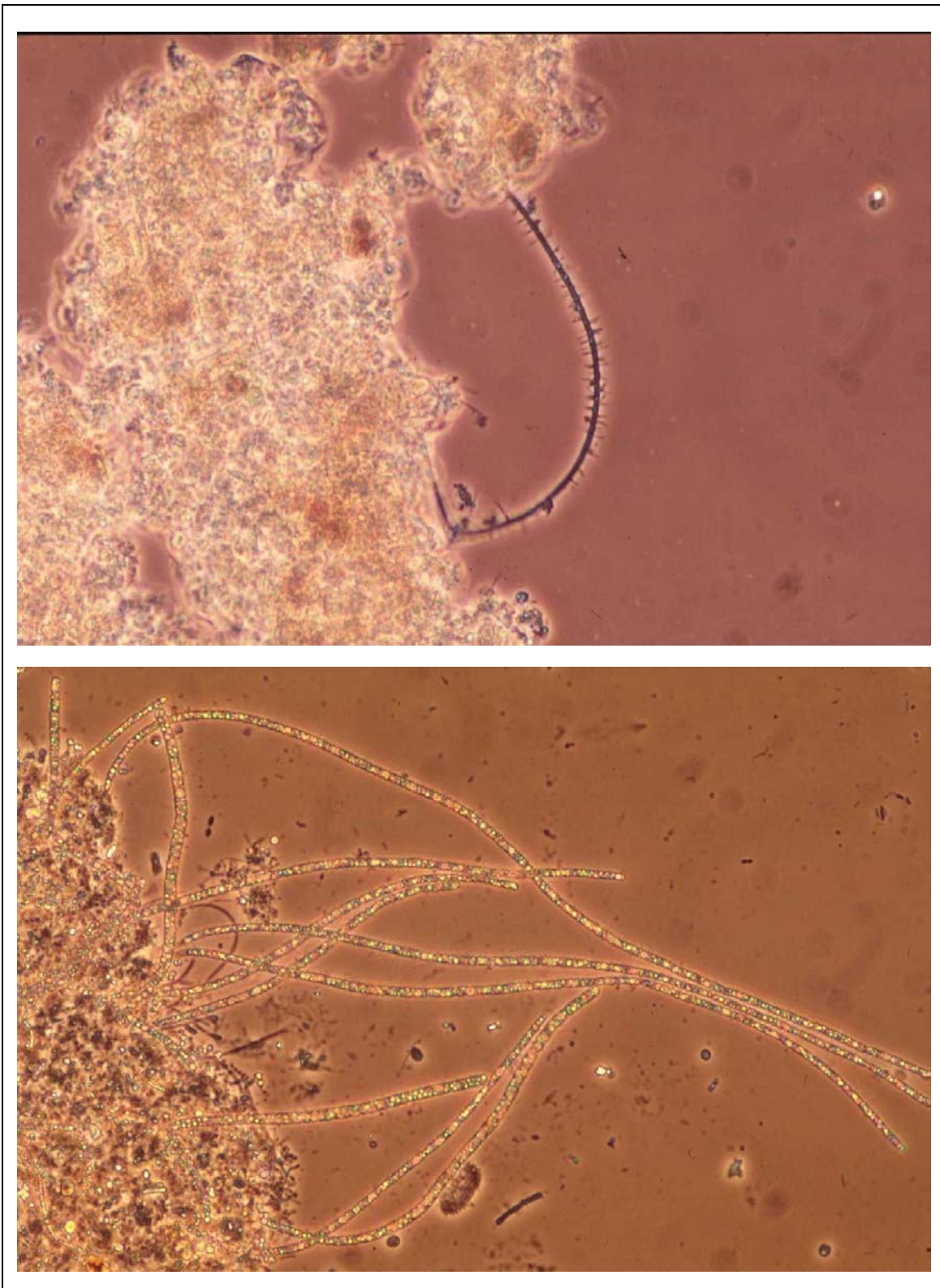


Lámina 7. Fotografías en microscopio óptico. Foto superior: Filamento T0041 con crecimiento adherido. Contraste de fases (X400), 09/09/99. Foto inferior: Filamento *Beggiatoa* sp. Contraste de fases (X100), 13/12/99

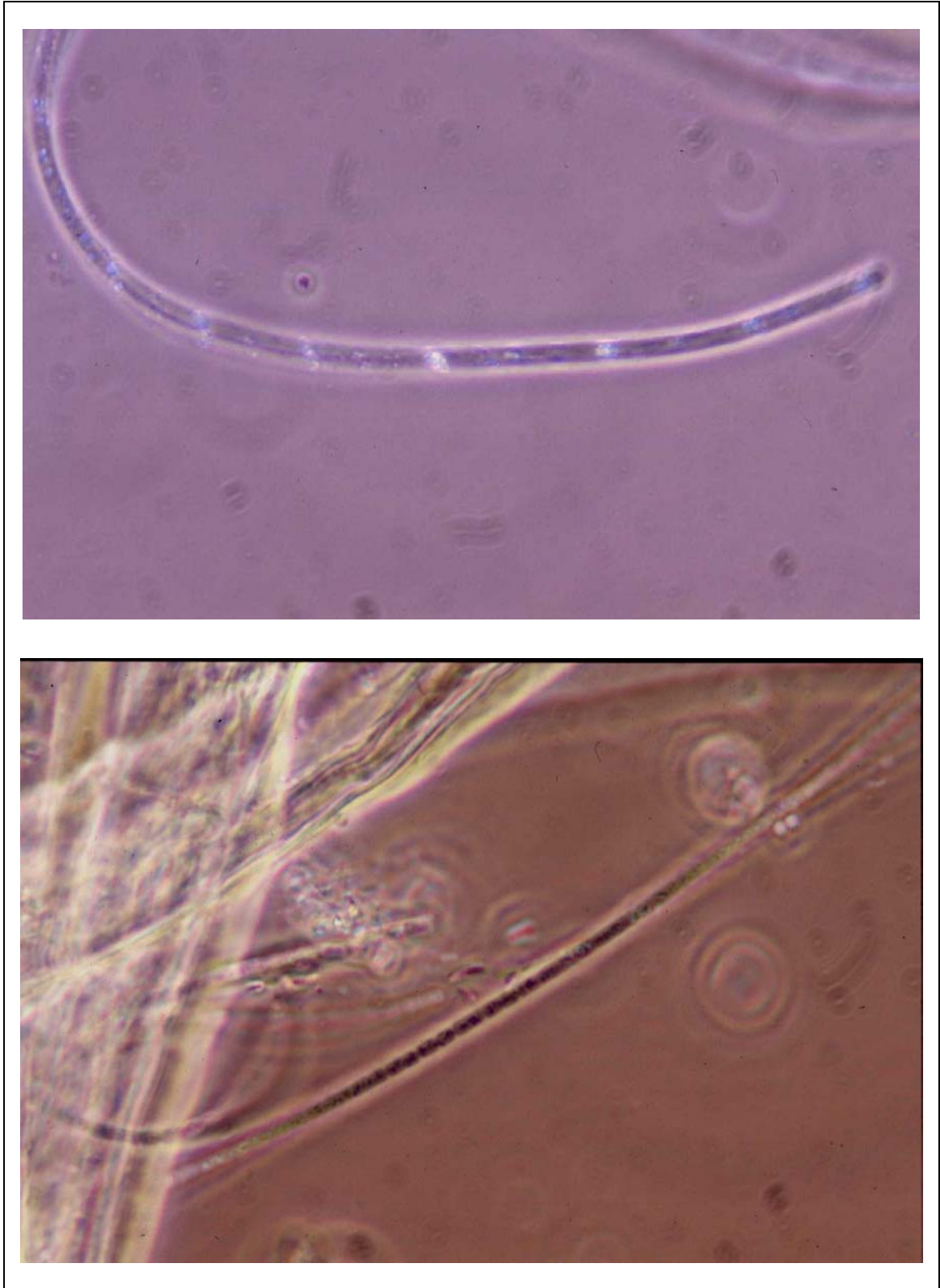


Lámina 8. Fotografías en microscopio óptico. Foto superior: Filamento T0675. Contraste de fases (X1000), 29/11/99. Foto inferior: Filamento *Thriothrix*. Contraste de fases (X1000), 08/11/99

8.8 VELOCIDAD ABSOLUTA Y ESPECÍFICA DE CONSUMO DE OXÍGENO

Además del análisis de las características estructurales y microbiológicas del fango activado, la velocidad de consumo de oxígeno (OUR) es un parámetro adicional para la determinación de la calidad de los fangos activados. La OUR representa la cantidad de oxígeno por unidad de volumen y de tiempo que utilizan los microorganismos para la respiración celular. Si este valor se divide por la concentración de biomasa del LM, se obtiene la velocidad específica de consumo de oxígeno (SOUR). Este segundo parámetro representa la cantidad de oxígeno por unidad de tiempo consumida por 1 g de biomasa.

En este estudio se obtuvieron medidas de estos dos parámetros, a partir de registros de la actividad biológica del fango activado en diferentes días de ambas fases experimentales (Tabla 8.19).

Tabla 8.19. Velocidades de consumo de oxígeno en ambas fases experimentales del estudio del Ciclo de tratamiento.

	Fecha	OUR mgOD/l.h	MESVLM g/l	SOUR mg/g.h
	14/07/99	38	4,00	9,5
Fase	23/07/99	46	4,11	11,2
experimental	24/08/99	24	3,03	7,9
1	17/09/99	110	4,27	25,8
	media	55	3,85	13,6
	09/11/99	15	2,78	5,4
Fase	10/11/99	19	2,80	6,8
experimental	29/11/99	19	2,81	6,8
2	03/11/99	21	3,01	7,0
	media	19	2,85	6,5

Durante la primera fase experimental, los valores de la OUR fluctuaron entre 24 y 110 mg OD/l.h, con una media de 55 mg OD/l.h. Asimismo, las SOUR presentaron valores entre 7,9 y 25,8 mg OD/g MESVLM.h, media 13,6 mg OD/g MESVLM.h.

La actividad biológica del fango activado durante la segunda fase experimental fue menor que la registrada en la primera fase. Los valores de OUR fluctuaron entre 15 y 21 mg OD/l.h, con una media de 19 mg OD/l.h. Los valores de SOUR oscilaron entre 5,4 y 7,0 mg OD/g MESVLM.h, con una media de 6,5 mg OD/g MESVLM.h.

El valor de la OUR típico para un sistema convencional de fangos activados es del orden de 40 mg OD/l.h (Randall *et al.*, 1992). Tanto la media como la mayoría de las OUR registradas en la primera fase experimental se encuentran por encima del valor típico indicado en la bibliografía. El único valor inferior es el del día 24/08/99, fecha en la que la carga orgánica era reducida debido a las vacaciones de agosto.

El mayor valor de OUR fue el obtenido el día 17/09/99; este valor es muy alto y comparable al de una planta de tratamiento industrial con alta carga orgánica. Cabe recordar que el fango activado entre los días 14/09/99 al 28/09/99 tenía el aspecto de un fango espeso y de consistencia viscosa. Asimismo, el volumen del fango

decantado en el RBS fluctuaba entre 8 y 11 litros, y las concentraciones de MESLM y MESVLM registraron un incremento considerable (alcanzando 7000 mg MESLM y 4600 mg MESVLM).

De acuerdo con estas características y según Jenkins *et al.* (1993), se podría pensar que el fango presentaba un fenómeno de bulking viscoso a causa de la presencia de fango extracelular. Según Jenkins, un fango con bulking viscoso puede contener alrededor de un 70% de polisacáridos. Asimismo, el fango extracelular es producido aparentemente por un crecimiento desequilibrado de los microorganismos del fango activado (tanto formadores de flóculo como filamentosos). Se acepta comúnmente que ese desequilibrio surge cuando los microorganismos son incapaces de producir material celular con N y P, debido a la carencia de nutrientes en el ARU. Sin embargo, también se ha observado la sobreproducción de fango extracelular en fango activado de plantas que no tienen problemas por deficiencia en nutrientes. En este caso, la sobreproducción se asocia con elevadas velocidades de asimilación de oxígeno. Esto es debido a que unas velocidades de metabolismo muy altas pueden hacer que las bacterias sean incapaces de obtener nutrientes a igual velocidad a la que los materiales orgánicos son procesados.

Los valores de la OUR de la segunda fase experimental fueron inferiores a la mitad del valor obtenido durante la primera fase. Asimismo, se situaron por debajo del valor típico indicado para procesos de fangos activados convencionales. La actividad metabólica fue probablemente menor, debido a la disminución de la DQO y la MES del afluente.

Un valor de la SOUR en torno a los 20 mg OD/g MESVLM.h indica que se trata de un proceso de fangos activados convencional (Mas, 1996). Los valores obtenidos de este parámetro durante la primera fase experimental fueron superiores a los conseguidos en la segunda fase. Las medias respectivas fueron inferiores al valor típico indicado en la literatura.

Se puede concluir que en general los valores de la OUR obtenidos en la primera fase experimental son comparables a los indicados por Escaler (1997) para los ciclos 4 (48 mg OD/l.h) y 6 (51 mg OD/l.h). Sin embargo, resultan ser muy superiores a las OUR encontradas en los ciclos 1 (10 mg OD/l.h) y 2 (18 mg OD/l.h). No obstante, las SOUR indicadas por Escaler para todos sus ciclos (media 37 mg OD/g MESVLM.h), fueron superiores a las obtenidas en el presente estudio. Esto probablemente se debió a que la concentración de MESVLM en el sistema fue mucho menor (media 0,8 g/l) que la media obtenida en ambas fases de este trabajo (3,4 g/l).

8.9. EVOLUCIÓN DE LOS NUTRIENTES EN EL LM DEL CICLO DE TRATAMIENTO

A continuación se presentan los resultados de la evolución de las diferentes formas de N y P en el interior del reactor para ambas fases experimentales. Los resultados de la primera fase experimental se presentan en tres partes: primero se muestra la variación media de las especies de N y P a través del ciclo desarrollado en las mejores condiciones de funcionamiento y operación (temperatura $\geq 20^{\circ}\text{C}$, adecuado control de OD y DQO ≥ 400 mg/l); este periodo corresponde básicamente al mes de julio (09/07/99 y 30/07/99). En segundo lugar se discuten los resultados

correspondientes a los ciclos analizados en condiciones de baja carga orgánica (24/06/99 y 10/08/99). Finalmente se presentan los resultados medios de los ciclos estudiados cuando el sistema probablemente presentaba un desequilibrio de la actividad metabólica de los microorganismos (17/09/99 y 23/09/99). Los ciclos anteriores son comparados con los obtenidos durante la segunda fase experimental.

8.9.1. Especies de N y de P en condiciones de óptimo funcionamiento (Primera fase experimental del Ciclo)

Las Figuras 8.24 y 8.25 muestran la variación de las especies de N y de P en el LM del RBS durante un ciclo de 6 horas. Los resultados se expresan en peso total de cada una de las especies introducidas o contenidas en el reactor en un instante dado. Así, $N-NH_4$ en el afluente indica la suma de los mg de $N-NH_4$ presentes en el RBS al inicio del ciclo y los mg de $N-NH_4$ introducidos en el RBS con el afluente desde el inicio del ciclo hasta el tiempo t . Los valores denotados en el LM indican los mg de $N-NH_4$ realmente contenidos en el LM, obtenidos a partir de las concentraciones medidas y del volumen de LM contenido en el RBS en el instante t . La nomenclatura utilizada para las curvas del PRS es análoga. Cada punto corresponde al valor promedio de los ciclos estudiados en el mes de julio de 1999.

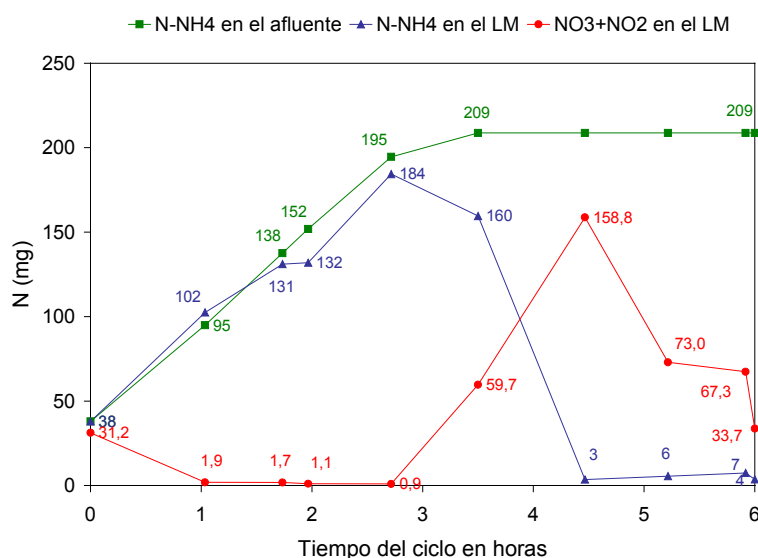


Figura 8.24. Variación de las especies de N en el LM (primera fase experimental).

Como se puede observar, prácticamente todo el $N-NO_x$ (principalmente $N-NO_3^-$) proveniente del ciclo anterior (31,3 mg $N-NO_x$ o 2,6 mg $N-NO_x/l$) desaparece al finalizar el llenado estático (LLE). Como no se realizó un seguimiento de la evolución de la desnitrificación (DN) durante el LLE, no es posible saber en que momento la concentración de $N-NO_x$ desaparece y, por lo tanto, no es posible calcular una velocidad específica de desnitrificación (VEDN) fiable. Suponiendo que el $N-NO_x$ desaparece durante el LLE con una pendiente igual a la presentada en la Figura 8.24, se puede estimar una VEDN de 0,6 mg N/(g MESVLM.h). En realidad, esta velocidad sólo representa la mínima velocidad a la que pudo ocurrir la DN del $N-NO_x$ inicial.

Por otro lado, al finalizar el LLE se observó una elevada producción de fósforo soluble en el LM (Figura 8.25). La liberación de fósforo (LP) durante el LLE sí fue comprobada a partir del seguimiento realizado en el fango decantado, estos resultados se presentaran posteriormente (Figura 8.26). La concentración de PRS en el reactor al

final del LLE representa más de 4 veces la concentración de esta especie en el afluente. El incremento de la concentración de P por unidad de biomasa y de tiempo puede ser expresado a partir de la velocidad específica de liberación de P (VELP). El cálculo del promedio de las velocidades específicas de liberación de fósforo indicado durante el LLE dio un valor de 2,9 mg P / (g MESVLM.h). Este valor es comparable al indicado en otras investigaciones. Kang *et al.* (1991) indican un intervalo de velocidades específicas de liberación de P que oscila entre 2,52 y 3,36 mg P / (g MESVLM.h). Asimismo, Park *et al.* (1997) publicaron un valor de liberación ligeramente mayor, 3,84 mg P / (g MESVLM.h).

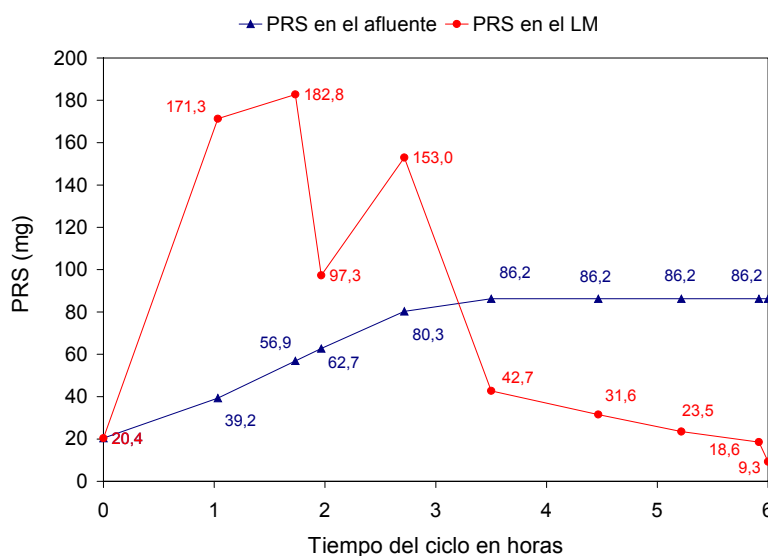


Figura 8.25. Variación de las especies de P en el LM (primera fase experimental).

La desnitrificación total y la liberación de P durante el LLE, con velocidades específicas como las obtenidas, hacen pensar que existió probablemente una fuente de sustrato, diferente del metabolismo endógeno, que pudo ser utilizada por los OAF y los DN en el fango biológico decantado. La principal fuente de sustrato biodegradable fue seguramente producida durante la mezcla del afluente y el fango biológico decantado. Esta mezcla se observó claramente a través de un aumento de la turbidez y el color del sobrenadante por debajo de la cota de vaciado del reactor.

Con el fin de comprobar la evolución de la DQOs y la del P en el fango y en el sobrenadante del reactor durante el LLE, se realizó un seguimiento de estos dos parámetros en estas dos zonas. Este ensayo fue llevado a cabo el día 23 de julio de 1999 y consistió en obtener muestras del fango decantado y de su sobrenadante a diferentes tiempos durante esta fase. Las muestras así obtenidas fueron analizadas para determinar su DQO soluble y su PRS. Los resultados del análisis se presentan en las Figuras 8.26 y 8.27. Como se puede observar, la DQOs del fango decantado al inicio de la fase de llenado estático presentó un valor de 120 mg/l; este valor elevado pudo deberse a la solubilización de la DQO durante las fases postanóxica y de decantación.

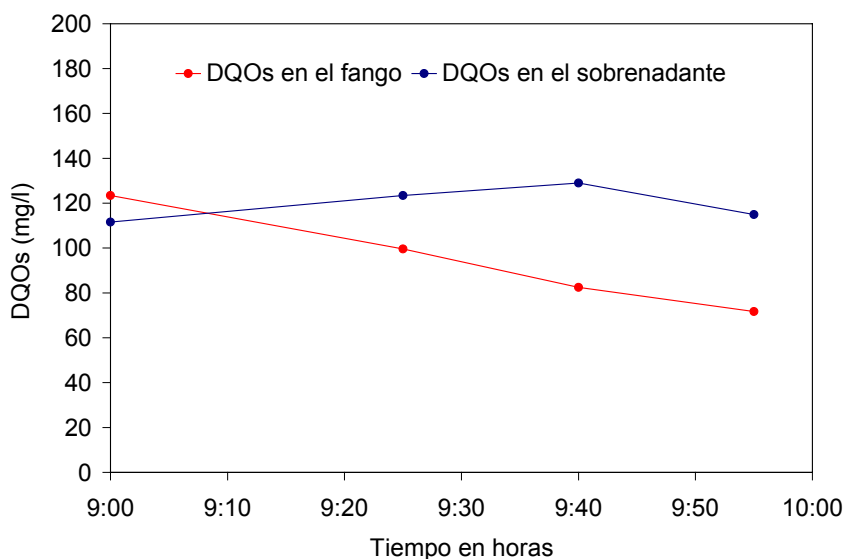


Figura 8.26. Evolución de la DQOs en el fango biológico y el sobrenadante del LLE.

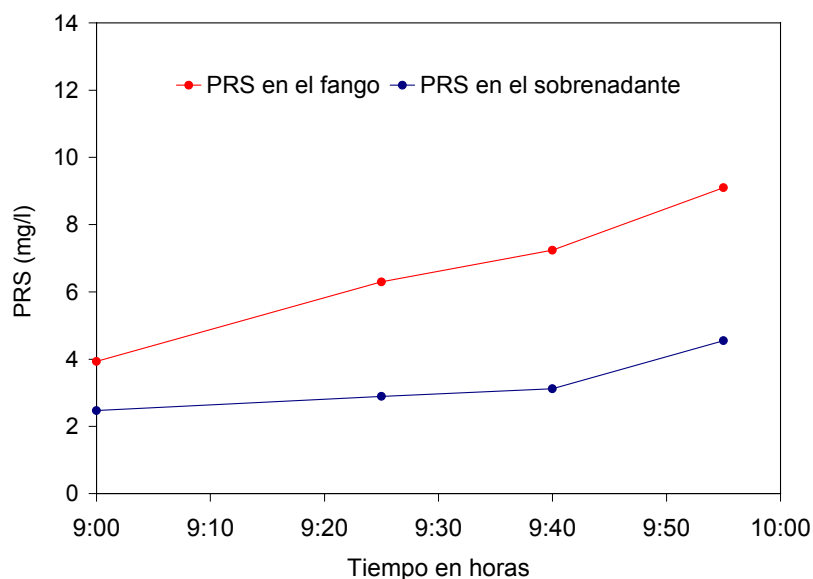


Figura 8.27. Evolución del PRS en el fango biológico y el sobrenadante del LLE.

Este valor inicial de DQOs en el fango fue disminuyendo durante la primera hora de llenado desde 120 hasta 70 mg/l, a pesar de la entrada constante de afluente y de la mezcla parcial de éste con el fango. Esta disminución de la DQOs sólo puede ser debida a procesos metabólicos de la biomasa que consumen DQOs. Estos procesos son la desnitrificación y la liberación de fósforo. Aunque no se realizó un seguimiento del nitrato en el LLE, la mayoría de los ciclos de la primera fase experimental alcanzaron la DN prácticamente total del LM. Por otra parte, la liberación de fósforo sí

fue detectada en el estudio específico del llenado estático. Mientras el PRS en el sobrenadante sólo aumentó 2,0 mg/l, en el fango decantado aumentó 5,2 mg/l. Por tanto, en el fango decantado se produjo simultáneamente liberación de fósforo y consumo de DQO soluble, en concurrencia muy probable con la desnitrificación.

El LM de la primera fase de llenado agitado no aireado (1-LLA) fue completamente anaeróbico, aunque la liberación de P ya había alcanzado su máximo en la primera fase de llenado estático. El aumento de PRS que se observa en 1-LLA corresponde al incremento de esta especie por la entrada del afluente.

El amoníaco permaneció constante durante los primeros 15 minutos de llenado agitado aireado (1-LLA-ox), a pesar del aporte de ésta especie con el afluente. Por otra parte, no se detectó incremento de N-NO_x en el LM. Una posible explicación es que, durante estos 15 minutos de aireación, tuvo lugar el fenómeno llamado *nitrificación-desnitrificación simultánea* (NDS). Este fenómeno ha sido descrito en la literatura por diversos autores, entre ellos cabe destacar a Irvine *et al.* (1983), quienes observaron la NDS en un RBS a escala real y, más recientemente, a Münch *et al.* (1996) quienes realizaron un estudio detallado sobre este fenómeno en un RBS a escala de laboratorio. Además, estos últimos autores presentan una revisión bibliográfica donde mencionan otros trabajos importantes en el tema, y que fueron realizados sobre diversos sistemas de tratamiento (Tabla 8.20).

Tabla 8.20. Investigadores que han observado NDS en diferentes procesos de tratamiento (Münch *et al.*, 1996).

Referencias	Tipo de sistema donde se observó NDS
Moriyama <i>et al.</i> (1990)	Procesos continuos a escala real
Masuda <i>et al.</i> (1991)	Contactores biológicos rotativos
Halling-Sorensen y Hjuler, (1992)	Biofiltro sumergido de lecho fijo con flujo ascendente
Ho, 1994	RBS a escala de laboratorio

Las teorías publicadas para intentar explicar el fenómeno de la NDS se pueden dividir en dos tipos: las teorías físicas (que son las más ampliamente aceptadas) y las teorías biológicas. En las primeras se habla de la existencia de gradientes de concentración de OD dentro de los flóculos del LM debido a limitaciones funcionales. Por ejemplo, una aireación insuficiente y una elevada concentración de sólidos en el LM. En estas condiciones, las bacterias nitrificantes se encontrarían localizadas en las regiones con altas concentraciones de OD, mientras que las desnitrificantes ocuparían las regiones con déficit de OD. Por lo tanto, los gradientes de oxígeno, así como los de nitrato y carbono utilizable, pueden definir zonas de desnitrificación dentro de un hábitat global. Asimismo, se ha indicado que son necesarias concentraciones superiores a 2 mg O₂/l para garantizar que el OD llegue hasta el interior de los flóculos que forman las bacterias (EPA, 1993).

Las explicaciones biológicas de la NDS han sido básicamente propuestas por microbiólogos, quienes han indicado la existencia de bacterias desnitrificantes aerobias, así como de nitrificantes heterótrofos. Más aún, la nitrificación bajo condiciones completamente anaerobias ha sido comprobada (Münch *et al.*, 1996). Finalmente, estos investigadores determinaron que la concentración de OD a la cual la velocidad de nitrificación es igual a la de desnitrificación se sitúa alrededor de 0,5 mgO₂/l. Conforme a esto último, es interesante mencionar que la concentración de OD en el LM en los ciclos correspondientes al mes de julio de 1999 se mantuvo por debajo de 0,7 mgO₂/l durante el 46 % del tiempo que duraba la primera fase de aireación.

Continuando con la explicación de la evolución de los nutrientes dentro del reactor, se puede afirmar la existencia de una fuerte asimilación de fósforo durante los primeros 15 minutos de aireación. El decremento de la concentración de P por unidad de biomasa y de tiempo puede ser expresado a partir de la velocidad específica de consumo de P (VECP). La velocidad promedio de consumo de P en la primera fase aireada del Ciclo fue 3,5 mg P/ (g MESVLM.h). Este valor es superior a la velocidad de asimilación de P indicada por Park *et al.* (1997), 2,04 mg P/ (g MESVLM.h).

El segundo LLA (2-LLA) fue de nuevo completamente anaeróbico, y el amoníaco continuó acumulándose dentro del sistema. Este estado favoreció una segunda liberación de fósforo (39 mg P liberados) aunque con una velocidad de producción moderada, de 0,6 mg P/ g MESVLM.h.

El N-NH₄ habría sido completamente eliminado al final de la fase aeróbica larga; esta fase se compone de 0,25 h de llenado agitado aireado, más 1,5 horas de reacción aeróbica con agitación: (2LLA-ox+RA-ox). La velocidad de nitrificación registrada durante este período fue de 1,2 mg N/(g MESVLM.h). Asimismo, el N-NO_x representó únicamente el 76% del N-NH₄ afluente al término de esta fase. El 24% restante había sido probablemente desnitrificado de manera simultánea, conforme al fenómeno de NDS mencionado anteriormente.

Por otro lado, durante este período de aireación se observaron dos velocidades diferentes de consumo de P-PO₄. La primera y más intensa cubrió un período de 45 minutos y tuvo un valor de 2,42 mg P/g MESVLM.h. La segunda velocidad de consumo observada fue mucho menor (0,2 mg P/g MESVLM.h) y se manifestó durante los 60 minutos restantes de la etapa de reacción aeróbica.

Poco más de la mitad del N-NO_x producido durante la fase (2LLA-ox+RA-ox), 158 mg, fue desnitrificado en la fase postanóxica siguiente, a una velocidad de 1,1 mg N/(g MESVLM.h), mientras que la asimilación de fósforo continuó a la misma velocidad mostrada en la fase anterior. Probablemente, las nuevas condiciones anóxicas propiciaron la desnitrificación endógena y, por tanto, no hubo suficiente sustrato como para que se produjera una nueva liberación de fósforo. Más aún, es posible pensar que durante la fase postanóxica parte de la desnitrificación fue realizada por algunos de los OAF. Hay que recordar que ciertos OAF son capaces de desnitrificar, por lo que pueden ser considerados como OAFDN. Estos organismos dejan de liberar fósforo en ausencia de AGV y empiezan a actuar como desnitrificadores, asimilando fósforo y consumiendo PHA (Chuang *et al.*, 1996; Chistensson, 1997). Por otro lado, comenzó a manifestarse una leve solubilización de N durante la fase postanóxica.

Finalmente, las concentraciones de las especies solubles en la fase de sedimentación fueron muy parecidas a las obtenidas al final de la fase postanóxica.

En conclusión, las fases postanóxica, de sedimentación y de llenado estático promovieron un fuerte ambiente anaeróbico, que se mantuvo durante un prolongado período de tiempo, y una considerable liberación biológica de fósforo. Asimismo, estas condiciones anaeróbicas, la elevada concentración de sólidos en el LM y la moderada concentración de OD como punto de consigna (2,0 mg OD/l) durante las fases aireadas, crearon gradientes de concentración de OD dentro de los flóculos del LM que propiciaron los consecuentes estados de NDS observados en las fases aeróbicas. De esta manera, se consiguió que la concentración de nitratos no fuese tan elevada hacia el final del Ciclo estudiado. Este fue un factor clave en la eliminación óptima de nutrientes durante la primera fase experimental ya que, al igual que en el trabajo de Münch *et al.* (1996), la desnitrificación aeróbica demostró ser un proceso significativo de eliminación de N. Finalmente, también se observaron la desnitrificación endógena postanóxica y la asimilación anóxica de fósforo, con una posible contribución de los OAFDN.

8.9.2 Variación de la DQO soluble en el LM durante las condiciones de óptimo funcionamiento

La Figura 8.28 muestra la variación de la DQOs en el LM. Cada punto del gráfico corresponde al valor medio de los ciclos estudiados en el mes de julio de 1999.

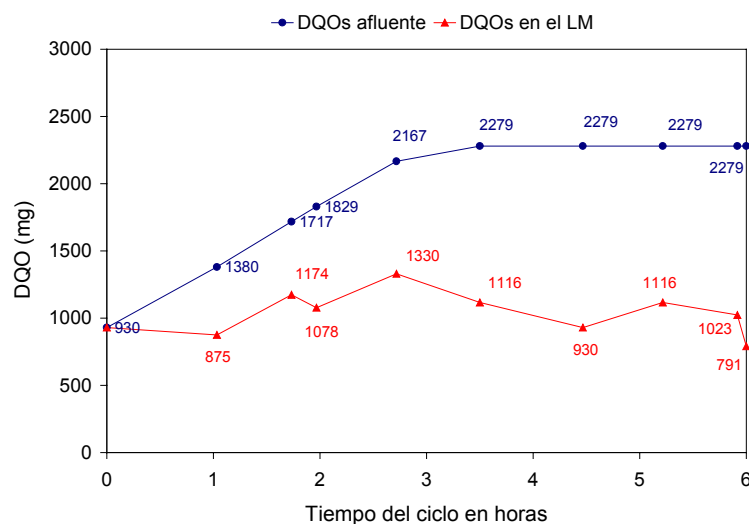


Figura 8.28. Variación de la DQOs en el LM a través del ciclo de tratamiento (Primera fase experimental en condiciones óptimas de funcionamiento).

Debido al importante papel que la DQOs juega en la desnitrificación y liberación de P durante las fases de llenado estático y llenado anóxico agitado, se analiza a continuación el comportamiento de la DQOs durante estas fases, y en función de los balances de materia realizados.

La curva de la DQOs en el LM se mantuvo por debajo de la curva de DQOs afluente durante las tres horas de la etapa de llenado. Esto fue debido, principalmente, a dos

procesos que tuvieron lugar en las fases no aireadas de la etapa de llenado: la *desnitrificación* y la *liberación de fósforo*. Si estos dos procesos no se hubieran manifestado durante los estados sin aireación mencionados, la pendiente de la curva de la DQOs en el LM hubiese presentado una inclinación y unas masas similares a la curva de la DQOs en el afluente. Esto último sucedió en el caso del amoníaco (Figura 8.24), debido a que las fases sin aireación no tuvieron ningún proceso que afectará a su concentración, con excepción de los casos en donde parece haber ocurrido hidrólisis anóxica durante el llenado estático.

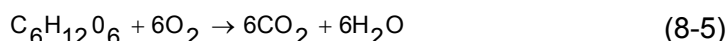
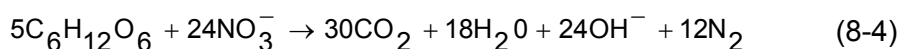
Para poder analizar la evolución de la DQOs durante la etapa de llenado del ciclo se debe estimar primero la cantidad de DQOs que se consume en la liberación del fósforo y en la desnitrificación. El consumo de DQO durante el proceso de LP se puede calcular recordando que en condiciones anaeróbicas los substratos biodegradables se convierten en productos orgánicos como los PHA. Lie *et al.* (1997) indican que en la fase anaeróbica se forman 1,5 mg PHA-DQO por mg AGV-DQO almacenada en los OAF. Más aún, estos investigadores observaron una liberación de 0,31 mg P por mg PHA-DQO formado. Estos resultados están de acuerdo con el modelo bioquímico sugerido por Smolders *et al.* (1994a) para la eliminación biológica de fósforo. Realizando los cálculos correspondientes se obtiene una necesidad de 2,17 mg AGV-DQO por mg de P liberado (Ecuaciones 8.2 y 8.3).

$$\frac{0,31 \text{ mg P liberados}}{\text{mg (PHA - DQO formado)}} * \frac{1,5 (\text{mg PHA - DQO formado})}{\text{mg AGV consumido}} = 0,46 \frac{\text{mg P liberado}}{\text{mg AGV consumido}} \quad (8-2)$$

$$\frac{1}{0,46} = 2,17 \frac{\text{mg AGV}}{\text{mg P liberado}} \quad (8-3)$$

Como en esta tesis no se determinó el contenido del PHA en el fango de los estados anaeróbico y anóxico de la planta, se ha utilizado el valor propuesto por Lie *et al.* (1997) para estimar la cantidad de DQOs consumida por masa de P liberado.

La cantidad de DQO necesaria para el proceso de desnitrificación puede calcularse teniendo en cuenta que: 1) la mayor proporción de N-NO_x corresponde a N-NO₃⁻ y 2) el rendimiento energético de la reducción de nitratos es sólo ligeramente menor que el de la respiración aerobia. Por ejemplo, si se utiliza la glucosa como sustrato carbonoso se obtiene (García y Fernández-Polanco, 1996):



Según la Ecuación 8.4 se requieren 5 moles de glucosa para desnitrificar 24 moles de nitratos, por lo que 1 mol de nitratos requerirá 0,21 moles de glucosa para desnitrificarse. A su vez, según la Ecuación 8.5, 1 mol de glucosa requiere 6 moles de oxígeno para oxidarse, por lo tanto, 0,21 moles de glucosa necesitan para oxidarse 1,26 moles de oxígeno.

En términos de N y de DQO esto significa que 14 gramos de N-NO_3^- requerirán 40 g de DQO. Expresado en miligramos, tenemos que teóricamente se requieren **2,86 mg DQO para desnitrificar 1 mg N-NO_3^-** .

Basándose en lo anterior, se procede a continuación a realizar los balances de DQOs para cada etapa de llenado sin aireación. No obstante, hay que tener en cuenta que estos cálculos son sólo aproximados por las siguientes razones:

1. No se determinó el PHA (formado durante las fases anóxicas y anaeróbicas) característico de nuestro sistema.
2. No se tuvo en cuenta en los cálculos el consumo de DQOs por formación de glucógeno.

Balance de la DQOs durante el llenado estático (1h).

Según la Ecuación 8.6, la DQOs consumida por liberación de fósforo durante el LLE fue de 286 mg AGV-DQO.

$$132\text{mgP liberado(LLE)} * 2,17 \frac{\text{mgAGV - DQO}}{\text{mgP liberado}} = 286\text{mg(AGV - DQO consumida)} \quad (8-6)$$

Asimismo, la DQOs utilizada para la desnitrificación fue, según la Ecuación 8.7, de: 90 mg DQOs.

$$31,3\text{mgN - NO}_3^- * 2,86 \frac{\text{mgDQOs}}{\text{mgN - NO}_3^- \text{ desnitrificado}} = 90\text{mgDQOs consumida} \quad (8-7)$$

La Ecuación 8.8 presenta la Ecuación básica para el balance de DQOs en cada fase analizada.

$$\text{DQOs presente en LM} = \text{DQOs inicial} + \text{DQOs introducida} - \frac{\text{DQOs consumida}}{\text{P liberado}} - \frac{\text{DQOs consumida}}{\text{N - NO}_3^- \text{ desnitrificado}} \quad (8-8)$$

Por lo tanto, sumando a los mg de DQOs iniciales (provenientes del ciclo anterior al analizado) los mg de DQOs que entran con el afluente y restando los mg de DQOs consumida en la liberación de P y la desnitrificación, se obtiene que después del llenado estático quedan teóricamente en el LM 1000 mg DQOs/l (Ecuación 8.9).

$$\text{DQOs}_{\text{LM}} = 930\text{mg}_{\text{in}} + 450\text{mg}_{\text{af}} - 286\text{mg}_{\text{AGV-DQO}} - 90\text{mg}_{\text{DN}} = 1004\text{mg} \quad (8-9)$$

En la práctica el valor obtenido dentro del LM fue menor, 875 mg DQOs, debido probablemente a las pérdidas de DQOs no contabilizadas, además de los posibles errores en el desarrollo del método.

Los 286 mg AGV-DQO utilizados durante la LP en el LLE, equivalen a una concentración de 18 mg AGV-DQO/l (ya que se encuentran en un volumen de 16 l en el LM). Asimismo, hay que recordar que la concentración promedio de AGV en el afluente crudo del Ciclo de tratamiento fue de 8,5 mg AGV-DQO/l, equivalen a 136 mg en un volumen de 16 l. El resto de los 286 mg AGV-DQO utilizados en la liberación de P, 9,5 mg AGV-DQO/l ó 150 mg AGV-DQO, fueron producidos durante el llenado estático por fermentación acidogénica. Este cálculo es sólo una estimación de la cantidad mínima de DQOFB que se pudo haber producido durante el LLE. La Figura 8.24 muestra que hubo solubilización de N durante esta fase, lo cual podría confirmar la producción de DQOs por hidrólisis y fermentación. Esta producción de AGV pudo ser posible principalmente por:

1. El elevado grado de anoxia en el reactor.
2. La mezcla de parte del afluente y el fango biológico decantado durante el LLE.
3. La elevada concentración de MESVLM.
4. Las elevadas velocidades de solubilización, desnitrificación y liberación de fósforo obtenidas.

Balance de la DQOs durante el primer llenado sin aireación agitado (0,75 h).

La ausencia de LP durante la segunda fase del Ciclo hizo que el consumo de DQOs, fuera nulo. Asimismo no hubo DQOs por desnitrificación, ya que todos mg de N-NO_x fueron desnitrificados en la etapa anterior. De esta manera, el balance final queda reducido a los términos de la DQOs inicial y la entrante, como se expresa en la Ecuación 8.10. El resultado fue 1212 mg DQOs en el LM. Este valor es muy similar al obtenido en la realidad, 1174 mg DQOs.

$$DQOs_{LM} = 875mg_{in} + 337mg_{af} = 1212mg \quad (8-10)$$

Después del primer llenado agitado, el fango fue sometido a 15 min de aireación con mezcla. Como ya se ha mencionado, durante este periodo se produjo NDS con el consiguiente consumo de DQO que se sumó a la DQO eliminada por los heterótrofos aeróbios.

Balance de la DQOs durante el 2-LLA (0,75 h).

Según el cálculo realizado, la DQOs consumida por LP durante esta fase fue de 85 mg AGV-DQO. En este caso tampoco hubo consumo de DQOs por desnitrificación, por lo que el balance final queda como se expresa en la Ecuación 8.11, obteniéndose un resultado de 1331 mg DQOs en el LM. Este valor es igual al obtenido en la realidad, 1330 mg DQOs.

$$DQOs_{LM} = 1078mg_{in} + 338mg_{af} - 85mg_{AGV-DQO} = 1331mg \quad (8-11)$$

Finalmente, se puede observar que durante el segundo período de aireación (el cual cubre parte de la etapa de reacción), la DQOs disminuyó en 400 mg. Por el contrario, en la etapa postanóxica se observó un ligero incremento de la DQOs, de 186 mg, a pesar de que en esta etapa se produce la DN de la mitad de los N-NO_x producidos durante el estado aeróbico.

8.9.3. Velocidades de nitrificación y desnitrificación en los ciclos con alta carga orgánica

En el apartado anterior se han ido mencionando las velocidades de nitrificación y desnitrificación observadas durante el Ciclo de tratamiento. En este apartado se discuten con más detalle y se comparan con los valores indicados en la bibliografía. La Tabla 8.21 presenta los valores de la VEN y VEDN en función de la MESVLM y MESLM. Asimismo, la Tabla 8.22 recoge los valores indicados por otros autores.

Tabla 8.21. Velocidades específicas de nitrificación y de desnitrificación obtenidas en las mejores condiciones de operación del Ciclo de tratamiento (primera fase).

Fase o período	VEN mg N/(g MESVLM.h)	VEDN mg N/(g MESVLM.h)	VEN mg N/(g MESLM.h)	VEDN mg N/(g MESLM.h)
LLE (1h)	-	mínima 0,6	-	mínima 0,4
2LLA-ox + RA-ox (1,75 h)	1,2	-	0,8	-
Postanóxico	-	1,1	-	0,8

VEN: Velocidad específica de nitrificación

VEDN: Velocidad específica de desnitrificación

Tabla 8.22. Velocidades específicas de nitrificación y desnitrificación obtenidas por diversos autores.

Referencia	Sistema de tratamiento	VEN mg N/(g MESVLM.h)	VEDN mg N/(g MESVLM.h)	VEN mg N/(g MESLM.h)	VEDN mg N/(g MESLM.h)
Metcalf & Eddy (1991)	Continuo con EBN	-	1,3 - 4,6	-	-
Münch et al. (1996)	RBS escala laboratorio	-	2,5	-	-
Randall et al. (1992)	Continuo con EBN	1,8 - 7,2	-	-	-
Escaler, (1997)	RBS escala laboratorio	-	-	2,7 - 6,1	0,9 - 4,4
Alleman y Irvine (1980a)	RBS escala laboratorio (ARUsintetica)	-	-	7,9	-
Palis y Irvine (1985)	RBS escala laboratorio	-	-	0,8-1,2	0,4 - 0,7
Sedlak (1991)	Respiración endógena	-	0,7-2,0	-	-

Como se puede observar, las velocidades de nitrificación en función de la MESVLM fueron inferiores a las velocidades indicadas por Randall *et al.* (1992). Por otra parte, las velocidades de nitrificación en función de la MESLM son comparables con las indicadas por Palis y Irvine (1985), pero entre 2 y 6 veces inferiores a las obtenidas en Escaler (1997). Como se recordará, en la presente tesis se han obtenido

concentraciones medias de MESLM del orden de 5700 mg/l, mientras que en Escaler (1997) la media de MESLM en todos sus ciclos fue de 980 mg/l y, específicamente, en su tercer ciclo fue de 1200 mg/l aproximadamente. Teniendo en cuenta que la MESLM fue aproximadamente 5 veces superior en la presente tesis, podría pensarse que el crecimiento de nitrificantes podría haber sido también superior, aunque en realidad no fue así.

Tomando como referencia el ciclo más estudiado por Escaler (ciclo 3), se observa que el 50 % del tiempo de ese ciclo se realizaba en condiciones de aireación. En nuestro caso, el tiempo de aireación se redujo considerablemente, manteniendo sólo el 33 % del tiempo del ciclo en condiciones aeróbicas. Además, el punto de consigna de la concentración de OD en el ciclo de Escaler fue también superior, en 0,5 mg O₂/l.

Por lo tanto, nuestro sistema se caracterizó por: a) un menor tiempo de aireación en el ciclo, b) una moderada concentración de OD en el punto de consigna (2 mg O₂/l) y c) presencia de zonas con deficiencia de OD en el interior de los flóculos. Estos tres factores influyeron notablemente en la capacidad de producción de los nitrificantes, la cual fue seguramente menor que la obtenida en el LM de Escaler (1997). Hay que recordar que las bacterias nitrificantes son autótrofas y por tanto más sensibles que las bacterias heterótrofas a las bajas concentraciones de OD (García y Fernandez-Polanco, 1996). El efecto de las bajas concentraciones de OD en el LM tuvo mayor influencia que el tiempo de permanencia celular. Teniendo en consideración todo esto, no es de extrañar que las velocidades específicas de nitrificación del presente trabajo resultasen mucho menores que las obtenidas por Escaler (1997).

Cabe recordar que no fue posible calcular un valor fiable de velocidades específicas de desnitrificación en la fase de LLE. Sin embargo, el hecho de que la concentración de N-NO₃⁻ es prácticamente despreciable (0,1 mg/l) al final del LLE, hace pensar que la desnitrificación pudo haberse detenido mucho antes de que finalizara la fase de LLE.

La concentración de nitrato (c) afecta a la velocidad de desnitrificación (V_{DN}) según el modelo de Monod y de acuerdo con el ASM2 (Henze *et al.*, 1995a). El factor Monod para los nitratos es $c \text{ NO}_3^- / (K \text{ NO}_3^- + c \text{ NO}_3^-)$. La constante de saturación (K_{sat}) vale aproximadamente 0,5 mg/l (Henze *et al.*, 1995a). Por lo tanto, una concentración de N-NO₃⁻ de 0,12 mg/l hace que el factor Monod del nitrato en la ecuación cinética sea $0,12 / (0,5 + 0,12) = 0,2$. Es decir, la velocidad de nitrificación es 1/5 de la velocidad máxima. Por tanto, a diferencia de lo que ocurre en el periodo postanóxico, o en una DN parcial de una fase anóxica del ciclo de Escaler (1997), la velocidad de DN en este tramo no es constante. En una fase inicial la velocidad de DN será cercana a la velocidad de saturación, pero después disminuirá muy por debajo de la saturación (Figura 8.29). La conclusión es prácticamente equivalente a suponer que la concentración se ha reducido a cero antes de cumplirse 1 hora de LLE.

De esta manera, la velocidad indicada en la Tabla 8.21 sólo representa el promedio de la velocidad mínima a la que pudo haberse llevado a cabo la DN del N-NO_x presente en el LM al inicio del Ciclo.

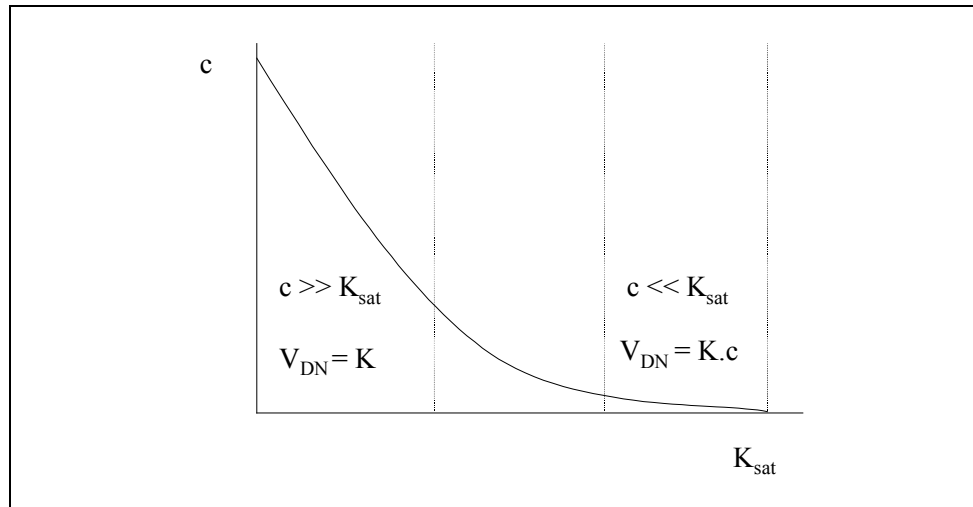


Figura 8.29. Comportamiento de la DN en la fase de LLE (cinética de Monod).

Por lo anterior, las comparaciones con las velocidades específicas de desnitrificación indicadas en la bibliografía pueden resultar erróneas. Respecto a la VEDN de la fase postanóxica, el valor obtenido (1,1 mg N/ (g MESVLM.h) está dentro del intervalo sugerido por Sedlak (1991) para el metabolismo endógeno.

En conclusión, la VEDN conseguida en las fases aireadas (por NDS) y durante el LLE y la fase postanóxica fueron suficientes para conseguir mejorar los rendimientos de eliminación de N. Hay que recordar que el rendimiento de eliminación de N obtenido durante el estudio del Ciclo en la primera fase experimental fue de 94%. Este valor resulta ser notablemente superior al 55% obtenido por Escaler (1997). Asimismo, la mayor aportación de N en el efluente de Escaler (1997) corresponde a la concentración de N-NO_x, con una media de 8,9 mg N-NO_x. Por el contrario, el N-NO_x del efluente del Ciclo estudiado durante la primera fase experimental fue de tan sólo 3,7 mg N-NO_x/l.

8.9.4. Variación de las especies de N y P dentro del reactor, en condiciones de baja carga orgánica o probable bulking viscoso

A continuación se analiza brevemente la evolución observada en la primera fase experimental del Ciclo en condiciones no óptimas de funcionamiento del proceso. La Figura 8.30 muestra cuatro gráficos, los dos primeros (A y B) fueron obtenidos como promedio de los ciclos en condiciones de baja carga orgánica (24/06/99 y 10/08/99), mientras que los dos últimos (C y D) fueron obtenidos como promedio de los ciclos en condiciones probables de bulking viscoso (17/09/99 y 23/09/99).

Con bajas cargas orgánicas afluentes (DQO < 400 mg/l), la fase de DN del LLE se desarrolló en condiciones cinéticas similares a las observadas en los días de alta carga orgánica. Es decir, una parte considerable de la curva fue afectada por una cinética de baja concentración.

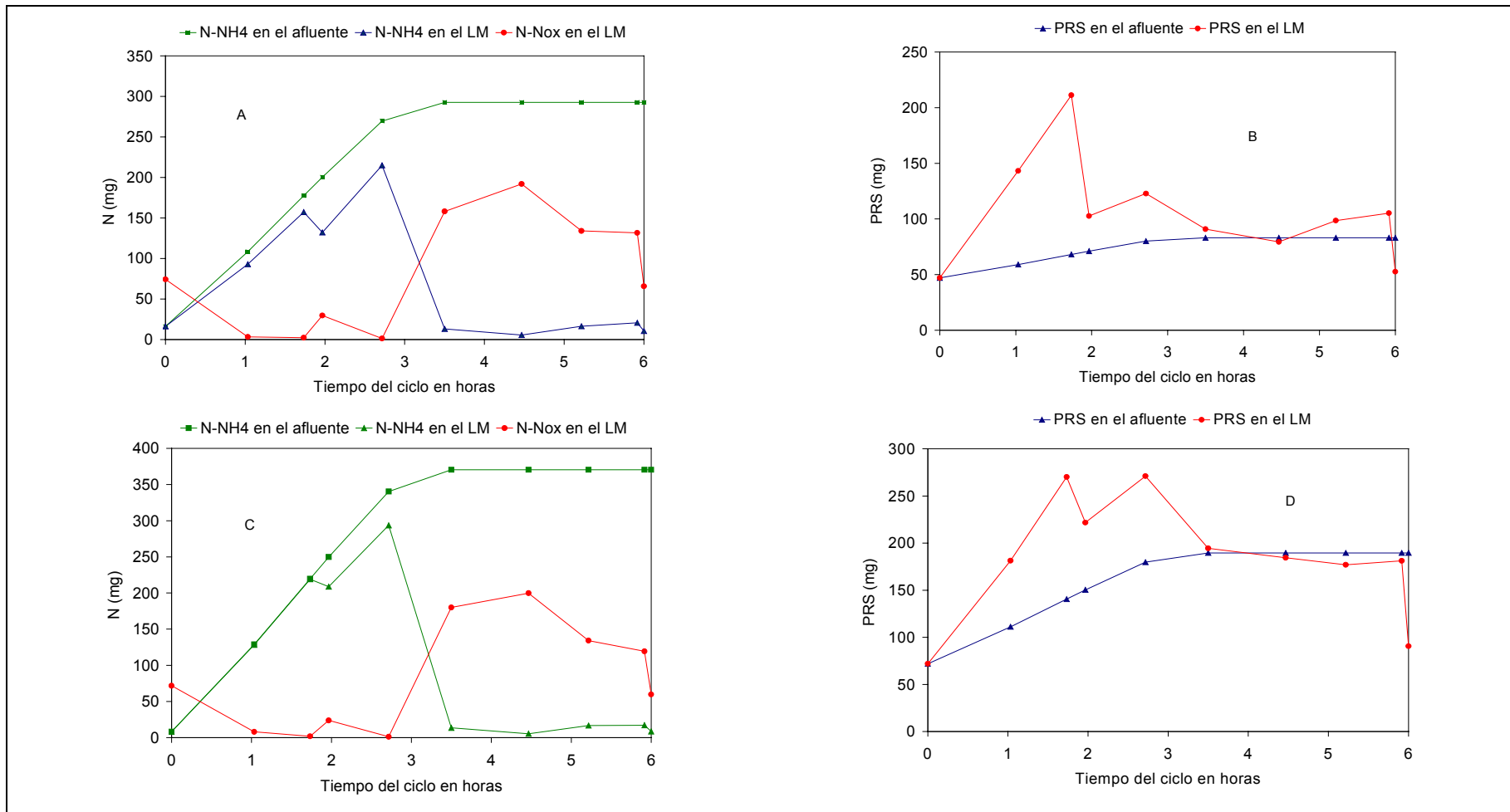


Figura 8.30. Evolución de las especies del N y P en días de funcionamiento no óptimo. Los gráficos A y B corresponden al promedio de los ciclos con baja carga orgánica. Los gráficos C y D corresponden al promedio de los ciclos con probables condiciones de bulking viscoso.

El comportamiento de la cinética de saturación fue muy diferente durante los ciclos analizados en los días con probables episodios de bulking viscoso. Al final del LLE, quedó una concentración de 0,5 mg N-NO_x/l. Substituyendo este valor en la ecuación cinética de Monod, se obtiene un factor para el NO₃⁻ de $0,5/(0,5 + 0,5) = 0,5$. Dado que la concentración del NO₃⁻ es igual a la constante de saturación, la velocidad de DN será igual a la mitad de la velocidad máxima. El valor estimado la VEDN en el LLE es de 1,3 mg N/(g MESVLM.h), que está más cerca de la velocidad de DN real y, por lo tanto, permite afirmar que la parte afectada por una cinética de baja concentración fue muy pequeña.

La liberación de fósforo en esta etapa presentó un valor promedio de 84 mg P en los ciclos de baja carga orgánica y de 70 mg P en los ciclos con probable bulking viscoso. Estos valores representan dos decrementos diferentes respecto a la liberación de P conseguida en los días con alta carga orgánica: 37% en el primer caso, y 46% en el segundo. La VELP durante el LLE, en los días con baja carga orgánica, fue de 0,9 mg P/g MESVLM.h, mientras que en los días con probables episodios de bulking viscoso fue de 1,4 mg P/g MESVLM.h, indicando la superioridad de la VELP en los días con alta carga orgánica (2,9 mg P/g MESVLM.h). Por lo tanto, las óptimas condiciones de funcionamiento del LLE conseguidas durante los días con alta carga orgánica fueron afectadas notablemente cuando las condiciones del proceso no fueron idóneas.

El 1-LLA mantuvo en ambos casos (días con baja carga y días con probable bulking viscoso) condiciones prácticamente anaeróbicas. Esta vez sí se detectó LP durante esta fase, aunque las velocidades de liberación fueron muy bajas: 0,8 mg P/ (g MESVLM.h) para los días con baja carga orgánica y 0,6 mg P/ (g MESVLM.h) para los días con probable bulking viscoso.

Por lo que respecta a los 15 minutos del 1-LLA-ox, en condiciones no óptimas de funcionamiento, el fenómeno de NDS alcanzó un rendimiento mucho menor (60% menor) que el obtenido en los días con alta carga orgánica. Es decir, mientras que en los días de alta carga orgánica la NDS representaba prácticamente el 100% del N-NO_x producido, en los días con baja carga orgánica y probable bulking viscoso la NDS sólo representó el 40 y 45%, respectivamente. Las VEN conseguidas en esta fase fueron de 2,2 mg N/ (g MESVLM.h) y de 1,5 mg N/ (g MESVLM.h) para los días con baja carga y probable bulking viscoso, respectivamente.

Asimismo, la fase de 1-LLA-ox registró un consumo de P por parte de los OAF. El consumo de fósforo fue mayor en los días con baja carga orgánica: el 75 % del P liberado en las dos etapas anteriores fue asimilado con una VECP de 4,8 mg P/ (g MESVLM.h).

Esta velocidad resultó ser muy superior a la estimada en los días con bulking viscoso (1,4 mg P/ (g MESVLM.h)), donde el consumo de P fue de sólo el 45% del P liberado en las dos etapas anteriores. Por lo tanto, la asimilación de P durante el 1-LLA-ox fue mayor, en los ciclos con baja carga que en los ciclos con probable bulking viscoso. El bajo rendimiento de la NDS durante el 1-LLA-ox, cuando las condiciones de funcionamiento no eran óptimas, hizo que el 2-LLA se desarrollara bajo la influencia de un ambiente anóxico, lo que afectó sustancialmente a la LP en esta fase.

Como se recordará, los días de óptimo funcionamiento del sistema hicieron que el 2-LLA se desarrollara en condiciones totalmente anaeróbicas, lo cual favoreció una alta LP (2,9 mg P/ (g MESVLM.h)). La VELP conseguida en los días con baja carga

orgánica fue de sólo 0,2 mg P/ (g MESVLM.h) y en los días con probable bulking viscoso fue de 0,3 mg P/ (g MESVLM.h).

Cuando la aireación se reanudó y se mantuvo durante 1,75 h (2-LLA-ox+RA-ox), se produjo la nitrificación de prácticamente todo el amoníaco. Como se observa en el gráfico A (Figura 8.30) el N-NO_x representó únicamente el 66 % del N-NH₄ afluente al término de la fase de reacción aeróbica de los ciclos con baja carga orgánica. El 34% restante había sido desnitrificado principalmente de manera simultánea, según el fenómeno de NDS, con una VEN de 1,3 mg N/(g MESVLM.h). Durante los ciclos analizados en los días con probables episodios de bulking viscoso (gráfico C), se estimó que el 54% del N-NH₄ afluente había sido nitrificado con una velocidad específica de 1,5 mg N/(g MESVLM.h), mientras que el 46% restante había desaparecido por NDS. Por lo tanto, las velocidades de nitrificación obtenidas en los días de mal funcionamiento del proceso son comparables con las obtenidas en los días con alta carga orgánica.

La acumulación de P durante este segundo periodo de aireación fue muy reducida en ambos casos, y nada comparable con la conseguida en los días de alta carga orgánica afluente. Nuevamente, se observaron dos velocidades de acumulación de P durante este periodo. Las velocidades de acumulación en los ciclos con baja carga orgánica fueron de 0,5 y 0,1 mg P/(g MESVLM.h). Las velocidades de asimilación en los ciclos con probable bulking viscoso fueron 0,9 y 0,1 mg P/(g MESVLM.h).

Finalmente, la etapa postanóxica de los días con baja carga desnitrificó el 30% de los nitratos provenientes del periodo aireado. La velocidad de DN postanóxica fue de 0,9 mg N/(g MESVLM.h). En los ciclos con probable bulking viscoso se desnitrificó el 33% de los nitratos provenientes de la fase aireada y la velocidad de desnitrificación fue de 0,8 mg N/(g MESVLM.h). Estas velocidades de desnitrificación endógena son inferiores a las conseguidas en los días con óptimo funcionamiento del sistema y se encuentran en el límite inferior del intervalo indicado en Sedlak (1991). Finalmente, también se observó una moderada solubilización de N y P durante la fase postanóxica.

En conclusión, el funcionamiento de las fases del ciclo estudiado se deterioró cuando las condiciones del proceso no fueron óptimas. Este deterioro pudo comprobarse, en ambos casos, por las siguientes observaciones:

- a) Menor velocidad de LP durante el LLE.
- b) Menor rendimiento de los estados de NDS durante los estados con aireación.
- c) Alteración del ambiente anaeróbico conseguido durante gran parte del llenado en condiciones de óptimo funcionamiento. De casi un 60% del tiempo anaeróbico efectivo en un ciclo, se pasó a sólo un 25 %.
- d) Considerable disminución de las VECP en la segunda fase aeróbica.
- e) Considerable disminución de las VEDN postanóxica.

8.9.5. Variación de las especies de N y P dentro del reactor, en condiciones de prefermentación (segunda fase experimental del Ciclo)

Las Figuras 8.31 y 8.32 muestran la variación de las especies de N y P en el LM del RBS durante el Ciclo operado en condiciones de prefermentación.

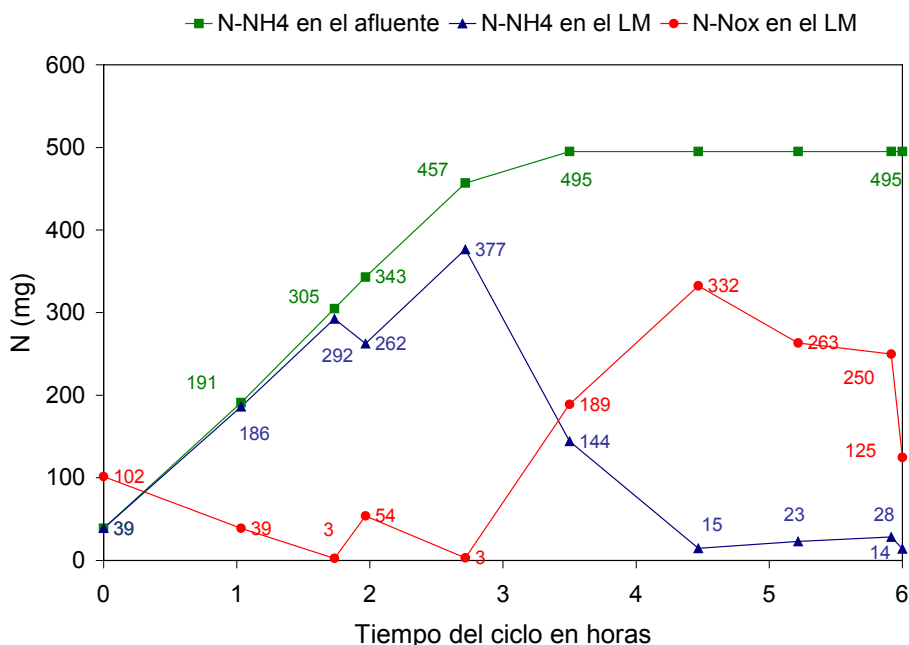


Figura 8.31. Variación de las especies de N en el LM (segunda fase experimental).

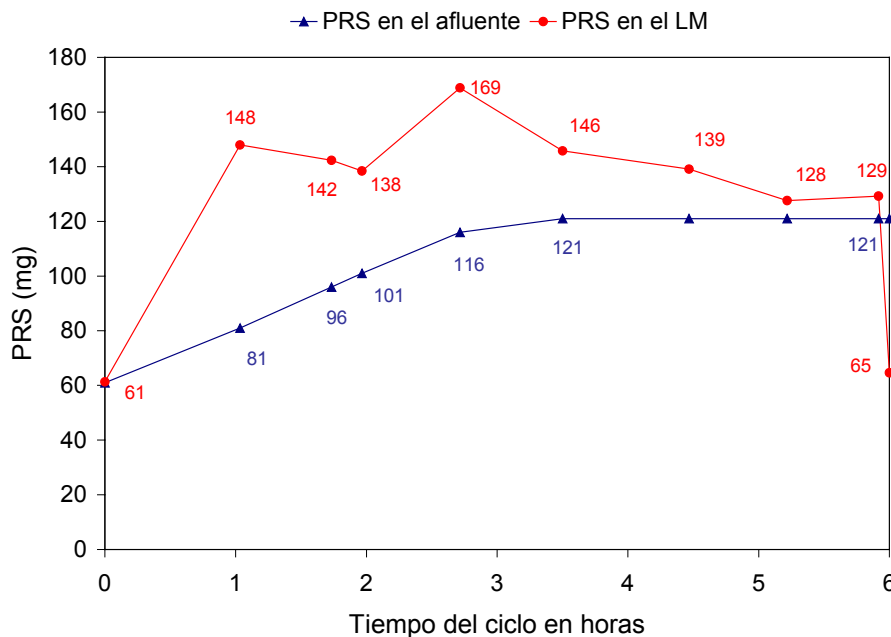


Figura 8.32. Variación de las especies de P en el LM (segunda fase experimental).

Al igual que en los anteriores casos, los resultados son expresados en peso total de cada una de las especies introducidas o contenidas en el reactor en un tiempo dado. Cada punto corresponde al valor promedio de 2 de los ciclos analizados durante la segunda fase experimental.

Los ciclos con prefermentación no consiguieron provocar simultáneamente una liberación óptima de P y una completa desnitrificación durante la etapa de llenado. Como se puede observar, a diferencia de la primera fase experimental, la concentración de N-NO_x al iniciar un nuevo ciclo no desaparece durante la fase de LLE. El N-NO_x necesitó también parte del 1-LLA para desnitrificarse en su totalidad. Las VEDN conseguidas durante las fases de LLE y 1-LLA fueron 0,9 mg N/(g MESVLM.h) y 0,7 mg N/(g MESVLM.h) respectivamente. Como indica la Figura 8.31, la VEDN obtenida durante el LLE puede considerarse como la real, mientras que la velocidad de DN correspondiente al 1-LLA puede considerarse únicamente como la VEDN mínima para la fase correspondiente. La cantidad de P liberada durante el LLE fue la más baja de todos los ciclos (67 mg P), con una velocidad de 1,0 mg P/(g MESVLM.h).

La Tabla 8.23 recoge a manera de resumen (para ambas fases experimentales) todas las velocidades específicas de nitrificación, desnitrificación y liberación de P obtenidas en cada estado del Ciclo de tratamiento. Asimismo, la tabla resalta los procesos ocurridos en cada etapa del Ciclo. Se puede observar que la VELP durante el LLE de los ciclos con prefermentación fue comparable a la obtenida en los ciclos con baja carga orgánica. La liberación de P no continuó durante el 1-LLA de los ciclos con afluente prefermentado, aunque tampoco se puede decir que hubiera un ligero consumo P.

El amoníaco disminuyó en los primeros 15 minutos de LLA-ox, a una velocidad de nitrificación de 4,1 mg N/(g MESVLM.h). Esta velocidad fue muy elevada y superior a la registrada en la mayoría de los ciclos de la primera fase experimental. En esta fase también se presentó NDS, consiguiéndose sólo un 25 % de desnitrificación. Como puede observarse, este porcentaje de eliminación de nitratos es inferior a todos los demás porcentajes obtenidos en esta fase (Tabla 8.23). Finalmente, el consumo de P en este 1-LLA-ox se puede considerar despreciable o nulo. El 2-LLA fue de nuevo anóxico, el amoníaco continuó acumulándose dentro del sistema y el P volvió a incrementarse, a una velocidad de 0,3 mg P/(g MESVLM.h).

De la misma manera que en los casos anteriores, el N-NH₄ fue completamente eliminado hacia el final de la fase aeróbica larga, (2LLA-ox+RA-ox), registrándose una velocidad de nitrificación durante este período de 2,9 mg N/(g MESVLM.h). Asimismo, al término de la fase de reacción aeróbica el N-NO_x representó únicamente el 67% del N-NH₄ afluente que se había nitrificado. El 33% restante había sido probablemente desnitrificado de manera simultánea. Por otro lado, el consumo de P fue casi despreciable durante este período de aireación.

Aproximadamente una quinta parte del N-NO_x producido durante el periodo de aireación prolongado fue desnitrificado durante la fase postanóxica siguiente, a una velocidad de 1,3 mg N/(g MESVLM.h), que es comparable con las obtenidas en la fase postanóxica de los ciclos anteriores. El consumo de fósforo continuó a la misma velocidad registrada en la fase anterior. Finalmente, durante esta fase así como en la fase de sedimentación, se produjo una moderada solubilización de N, tal como había ocurrido en los ciclos anteriores.

A diferencia de nuestro trabajo, Danesh y Oleszkiewicz (1997) observaron que la cantidad de P liberado durante el periodo anóxico/anaeróbico inicial es mucho más alta en el ensayo con prefermentación que en el sistema sin fermentación. Estos autores trabajaron en un sistema con dos RBS, uno de ellos funcionando como prefermentador y el otro como reactor

Tabla 8.23. Resumen de las velocidades específicas de nitrificación, desnitrificación, liberación y consumo de P obtenidas en diferentes condiciones.

Etapas	Días con alta carga			Días con baja carga			Días con bulking viscoso			Afluente prefermentado		
LLE	DN VEDN: 0,6 ¹	LP mg P lib ² : 132 VELP: 2,9		DN VEDN: 0,7 ⁵	LP mg P lib: 84 VELP: 0,9		DN VEDN: 1,3 ⁶	LP mg P lib: 70 VELP: 1,4		DN VEDN: 0,9 ⁷	LP mg P lib: 67 VELP: 1,0	
1-LLA	ANA	fase sin LP		ANA	LP VELP: 0,8		ANA	LP VELP: 0,6		ANOX DN, v:0,7 ⁸	fase sin LP	
1-LLA-ox	ANA	NDS VEN= VEDN 100% DN ³	CP VECP: 3,5	ANOX	N, NDS VEN: 2,2 40% DN	CP VECP: 4,8	ANOX	N, NDS VEN: 1,5 45% DN	CP VECP 1,4	AER	N, NDS VEN: 4,1 25% DN	fase sin CP efectivo
2-LLA	ANA		LP VELP: 0,6 mg P lib: 39	ANA		LP VELP: 0,2 mg P lib: 15	ANOX	DN	LP VELP: 0,3 mg P lib: 19	ANOX	DN	LP VELP: 0,3 mg P lib: 16
2LLA-ox+RA-ox		N, NDS VEN: 1,2 24% DN	CP VECP ₁ : 2,42 VECP ₂ : 0,2		N, NDS VEN: 1,3 34% dn	CP VECP ₁ : 0,5 VECP ₂ : 0,1		N, NDS VEN: 1,5 46% DN	CP VECP ₁ : 0,9 VECP ₂ : 0,1		N, NDS VEN: 2,9 33% DN	CP VECP: 0,2
Postanóxica	DN VEDN: 1,1	solub N ⁴	CP moderado	DN VEDN: 0,9	solub N	LP moderada	DN VEDN: 0,8	solub N	CP moderado	DN VEDN: 1,3	solub N	

LLE: Llenado estático

1-LLA: Primer llenado agitado

1-LLA-ox: Primer llenado agitado aireado

2-LLA: Segundo llenado agitado

2-LLA-ox+RA-ox: Periodo de aireación largo

ANOX: estado anóxico

AER: estado aeróbico

ANA: estado anaeróbico

DN: desnitrificación

N: nitrificación

LP: liberación de P

CP: consumo de P

VEN: velocidad específica de N

VEDN: velocidad específica de DN

VELP: velocidad específica de LP

VECP: velocidad específica de CP

VEN y VEDN en mg N/(g MESVLM.h)

VELP y VECP en mg P/ (g MESVLM.h)

¹ velocidad mínima de DN en el LLE

² mg de P liberados en el LLE

³ porcentaje desnitrificado en NDS

⁴ solubilización de N

⁵ velocidad mínima de DN

⁶ velocidad más cercana a la real

⁷ velocidad real

⁸ velocidad mínima de DN

secuencial de fangos activados. La eliminación biológica de P fue comparada con la obtenida en un sistema RBS simple, es decir, sin prefermentación. Los resultados promedio de la prefermentación de su afluente (47 mg AGV-DQO/l) son perfectamente comparables con los conseguidos en el presente estudio: 39 mg AGV-DQO/l (intervalo de variación 17-68 mg AGV-DQO). Sin embargo, la cantidad de AGV conseguida fue suficiente para lograr una eliminación eficiente de N y P. La explicación de estos autores fue que la prefermentación del afluente hace que el ARU se enriquezca con AGV, de modo que los OAF tienen un suministro de AGV tan pronto como comienza el periodo anóxico/anaeróbico. En un sistema sin prefermentación, la velocidad de generación de AGV es menor que su velocidad de asimilación (nueve veces menor). Resultados similares fueron obtenidos también en el trabajo de Cuevas *et al.* (1998).

La razón de que la prefermentación tuviera un impacto negativo en el proceso de liberación de nutrientes de este estudio, a pesar de que la prefermentación produjo concentraciones de AGV similares a las de Danesh y Oleszkiewicz (1997), puede explicarse del modo siguiente:

1. El proceso estudiado por Danesh y Oleszkiewicz (1997) requirió entre 6 y 9 mg de AGV-DQO para eliminar 1 mg de P. Sin embargo, otras investigaciones mencionan requerimientos más elevados: 20 mg AGV-DQO por mg P eliminado (Abu-ghararah y Randall, 1991). Es posible que los requerimientos de mg AGV-DQO por P eliminado en nuestro sistema hayan sido más parecidos a los sugeridos por estos últimos autores. Por lo tanto, el efecto de la eliminación de sólidos en las condiciones de prefermentación probadas en este trabajo no fue compensado por las significativas, pero insuficientes, solubilización y fermentación observadas.
2. La falta de sustrato suficiente hizo que hubiera mayor cantidad de N-NO₃ al inicio de cada ciclo de tratamiento. La masa de N-NO₃ al inicio de los ciclos de la primera fase experimental fue en promedio 34 mg, mientras que en los ciclos de la segunda fase experimental fue de 125 mg. Por lo tanto, las necesidades de sustrato para la desnitrificación fueron superiores en la segunda fase experimental, y eso redujo tanto el material asimilable para la liberación de fósforo como el grado de anaerobiosis durante el llenado.

Con el fin de entender mejor las necesidades de sustrato a lo largo de un Ciclo de tratamiento de la segunda fase experimental, la Figura 8.33 presenta la variación de la DQOs en el LM, así como un balance de materia de las tres primeras horas del ciclo. Cada punto del gráfico corresponde al valor promedio de los dos ciclos estudiados, cuya variación de las especies de N y P ya ha sido analizado.

Balance de la DQOs durante el LLE.

Según la Ecuación 8.12, la DQOs consumida por liberación de fósforo durante el LLE fue 145 mg AGV-DQO.

$$67\text{mgP liberado(LLE)} * 2,17 \frac{\text{mgAGV - DQO}}{\text{mgP liberado}} = 145\text{mg(AGV - DQO consumida)} \quad (8-12)$$

Asimismo, la DQOs utilizada en la desnitrificación fue 180 mg DQOs (Ecuación 8.13):

$$63\text{mgN} - \text{NO}_3^- * 2,86 \frac{\text{mgDQOs}}{\text{mgN} - \text{NO}_3^- \text{desnitrificado}} = 180\text{mgDQOsconsumida} \quad (8-13)$$

La Ecuación 8.8 para el balance de la DQOs en cada fase analizada, permite obtener un valor teórico en el LM al final del LLE de 873 mg DQOs/l (Ecuación 8.14).

$$\text{DQOs}_{\text{LM}} = 739 \text{ mg}_{\text{in}} + 459 \text{ mg}_{\text{af}} - 145 \text{ mg}_{\text{AGV-DQO}} = 180 \text{ mg}_{\text{DN}} = 873 \text{ mg} \quad (8-14)$$

En la práctica el valor obtenido para el LM fue ligeramente mayor, 1116 mg DQOs, debido probablemente a posibles errores en el desarrollo del método.

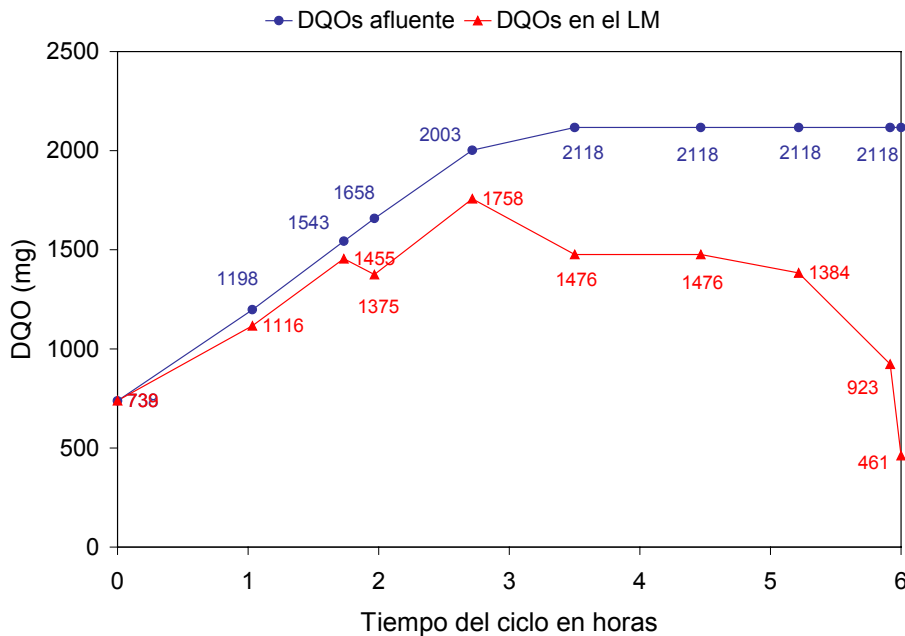


Figura 8.33. Variación de la DQOs en el LM de la segunda fase experimental.

Balance de la DQOs durante el primer llenado sin aireación agitado (0,75 h)

La ausencia de liberación de P durante el 1-LLA hizo que no hubiera consumo de DQOs durante esta fase. La DQOs consumida por desnitrificación fue aproximadamente 104 mg DQOs. De esta manera, el balance final de la ecuación 8.15 resulta en 1357 mg DQOs en el LM. Este valor es un resultado muy similar al obtenido, 1455 mg DQOs.

$$\text{DQOs}_{\text{LM}} = 1116\text{mg}_{\text{in}} + 345\text{mg}_{\text{af}} - 104\text{mg}_{\text{DQO}} = 1357\text{mg} \quad (8-15)$$

Balance de la DQOs durante el segundo llenado sin aireación agitado (0,75 h)

Según el cálculo realizado, la DQOs consumida por LP durante esta fase fue 67,3 mg AGV-DQO. El consumo de DQOs por DN fue 146 mg DQOs. De esta manera, el balance final de la Ecuación 8.16 resulta en 1507 mg DQOs en el LM. Este valor es muy similar al obtenido en realidad, 1758 mg DQOs.

$$\begin{aligned} \text{DQOs}_{\text{LM}} &= 1375\text{mg}_{\text{in}} + 345\text{mg}_{\text{af}} - 67,3\text{mg}_{\text{AGV - DQO}} \\ &- 146\text{mg}_{\text{DQO}} = 1507\text{mg} \end{aligned} \quad (8-16)$$

Finalmente, se puede observar que durante el segundo período de aireación (el cual cubre parte de la etapa de reacción) la DQOs disminuyó muy ligeramente en 282 mg. En la etapa postanóxica se mantuvo prácticamente igual que en la etapa anterior.

8.10. ALCALINIDAD y pH EN EL ESTUDIO COMPLETO DEL CICLO

La alcalinidad es un parámetro importante de la calidad del agua y está relacionada con los procesos de nitrificación y desnitrificación. Como se recordara del Capítulo 3, el consumo teórico de alcalinidad durante el proceso de nitrificación es 7,07 mg CaCO₃/ mg NH₄⁺-N oxidado. Por otra parte, el proceso de desnitrificación consigue recuperar parte de la alcalinidad consumida por la nitrificación en un valor de 3,5 mg CaCO₃/ mg N-NO₃⁻. El presente apartado analizara la evolución temporal de la alcalinidad y del pH durante el proceso de tratamiento en RBS. Asimismo, se estudia el comportamiento de estos parámetros en el interior del reactor en función de los procesos de nitrificación y desnitrificación ocurridos durante en un ciclo de tratamiento.

La Tabla 8.24 muestra los resultados obtenidos para la alcalinidad afluente y efluente a lo largo de las dos fases experimentales del Ciclo. En el Capítulo 7 se estudió la alcalinidad y el pH en los afluentes de ambas fases experimentales. En el presente apartado se comparan los valores, de estos parámetros para el efluente y el LM.

Tabla 8.24. Alcalinidad del afluente y del efluente del Ciclo.

Ciclo	Alcalinidad			
	n	media	s	intervalo
Primera fase experimental				
Afluente (mgCaCO ₃ /l)	25	367	63	226-460
Efluente (mgCaCO ₃ /l)	25	272	67	114-416
Segunda fase experimental				
Afluente fermentado (mgCaCO ₃ /l)	24	413	36	350-500
Efluente (mgCaCO ₃ /l)	24	298	41	234-407

La alcalinidad afluente durante la primera fase experimental varió entre 226 i 460 mgCaCO₃/l, con una media de 367 mgCaCO₃/l. El intervalo de variación de la

alcalinidad del afluente prefermentado fue de 350 a 500 mg CaCO₃/l, con una media de 413 mg CaCO₃/l. En la segunda fase experimental la alcalinidad sufrió un incremento del 4 al 17% respecto al afluente crudo. Este incremento es estadísticamente significativo, para un nivel de significación de 0,05 (Capítulo 7).

La alcalinidad en el efluente de la primera fase experimental osciló entre 114 y 416 mgCaCO₃/l, con una media de 272 ± 67 mgCaCO₃/l. En la segunda fase experimental, la alcalinidad del efluente varió entre 234 y 407 mgCaCO₃/l, con una media de 298 ± 41 mgCaCO₃/l.

Como se puede observar en la Tabla 8.24 y en la Figura 8.34, las alcalinidades fueron menores en ambos estudios, lo que indica que las pérdidas de alcalinidad durante el proceso superaron a las ganancias. Esta observación resulta obvia si se recuerda que la nitrificación consume el doble de alcalinidad de la que se produce en el proceso de desnitrificación.

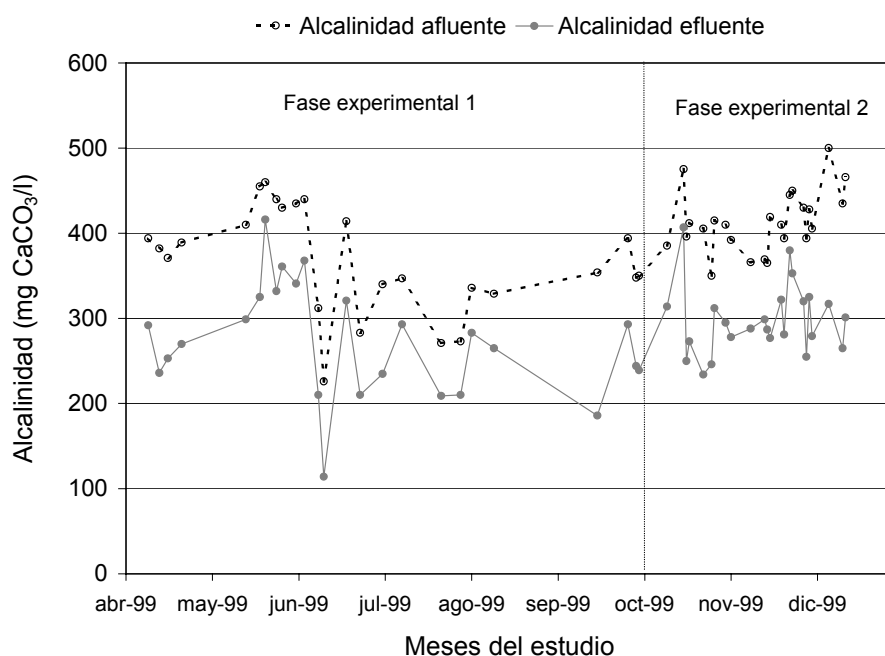


Figura 8.34. Evolución temporal de la alcalinidad a lo largo del estudio del Ciclo.

Por otro lado, la desviación típica de los resultados del efluente de la primera fase experimental fue mayor. La varianza de los resultados es diferente según una prueba F realizada con un nivel de significación de 0,05. No obstante, no se puede afirmar con este mismo nivel de significación, que las medias sean diferentes. Por lo tanto, la alcalinidad obtenida en ambos efluentes fue estadísticamente la misma. En consecuencia, la prefermentación del afluente no influyó significativamente sobre las pérdidas de alcalinidad observadas. La Figura 8.35 presenta las pérdidas de alcalinidad a lo largo del estudio completo de Ciclo.

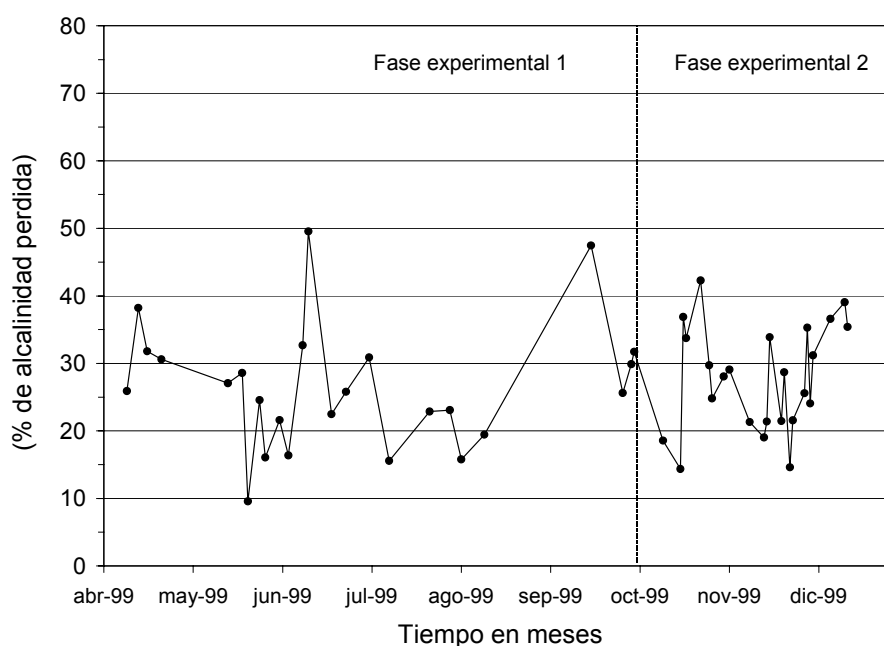


Figura 8.35. Evolución temporal de las pérdidas de alcalinidad a lo largo del estudio completo del Ciclo.

Las pérdidas de alcalinidad en el estudio completo del Ciclo fluctuaron entre 10 y 50%. Los valores extremos se registraron en días puntuales (21/05/09, 11/06/99 y 17/09/99). La media de todos los valores obtenidos en el Ciclo fue $27 \pm 8,6$ % (Tabla 8.25). Por otro lado, Escaler (1997), indicó una media aritmética de las pérdidas de alcalinidad de todos sus ciclos de $36 \pm 8,5$ %.

Tabla 8.25. Comparación de la pérdida de alcalinidad obtenida en el presente estudio y en el de Escaler (1997).

Parámetro	Pérdidas de alcalinidad en el Ciclo (%)	Pérdidas de alcalinidad (%), Escaler (1997)
media	27	36
s	8,6	8,5
rango	10-50	19-47

La comparación estadística de ambos grupos de valores confirma (para una significación de 0,05), que mientras las varianzas son iguales las medias no lo son. Aún más, el promedio de las pérdidas de alcalinidad indicado por Escaler, es 9 puntos mayor que el promedio obtenido en el estudio completo del presente Ciclo (4-14 puntos superior para un nivel de significación de 0,05). Esto confirma que las pérdidas de alcalinidad por nitrificación fueron menores en nuestro caso que en el estudio de Escaler (1997). Estos resultados pueden deberse al incremento de los rendimientos

de desnitrificación, a la fuerte hidrólisis que ocurre en el fango biológico gracias al incremento de sólidos en el afluente y al elevado grado de anoxia de las fases no aireadas. La Tabla 8.26 presenta los rendimientos de nitrificación y desnitrificación obtenidos en el presente estudio.

Tabla 8.26. Rendimientos de nitrificación y desnitrificación conseguidos en las diferentes condiciones de funcionamiento del Ciclo.

Episodios del Ciclo estudiado	Rendimiento nitrificación (%)	Rendimiento desnitrificación (%)
Alta carga	96	74
Baja carga	88	63
Bulking viscoso	88	64
Con prefermentación	98	57

El estudio completo del Ciclo de tratamiento presentó rendimientos de nitrificación entre 88 y 98 %, y de rendimientos de desnitrificación entre 57 y 74 %. Los rendimientos de eliminación registrados en los días con alta carga orgánica mejoraron notablemente el rendimiento de DN promedio presentado por Escaler (1997), principalmente el obtenido en su ciclo 3 (59 %). Más aún mejoraron también el rendimiento de DN promedio obtenido en todos sus ciclos estudiados (65 %). De esta manera, es posible afirmar que la eficiencia conseguida (durante las mejores condiciones de funcionamiento del Ciclo) en el proceso de DN hizo que las ganancias en alcalinidad contrarrestaran las pérdidas por nitrificación. La NDS jugó también un papel muy importante en el incremento de los rendimientos de DN. Finalmente, los menores rendimientos de DN se obtuvieron en la segunda fase experimental.

8.10.1. Alcalinidad dentro del reactor

La Figura 8.36 presenta la evolución de la alcalinidad dentro del reactor a lo largo de un ciclo de 6 horas. Cada gráfico representa el comportamiento de la alcalinidad según fueran las condiciones de funcionamiento del proceso. Con ayuda de estas gráficas y de las correspondientes a la evolución del N dentro del reactor, fue posible calcular los consumos de alcalinidad durante la nitrificación y la desnitrificación durante cada etapa o fase de un ciclo. La Tabla 8.27 recoge estos resultados y los agrupa según fuesen las condiciones de operación del proceso estudiado.

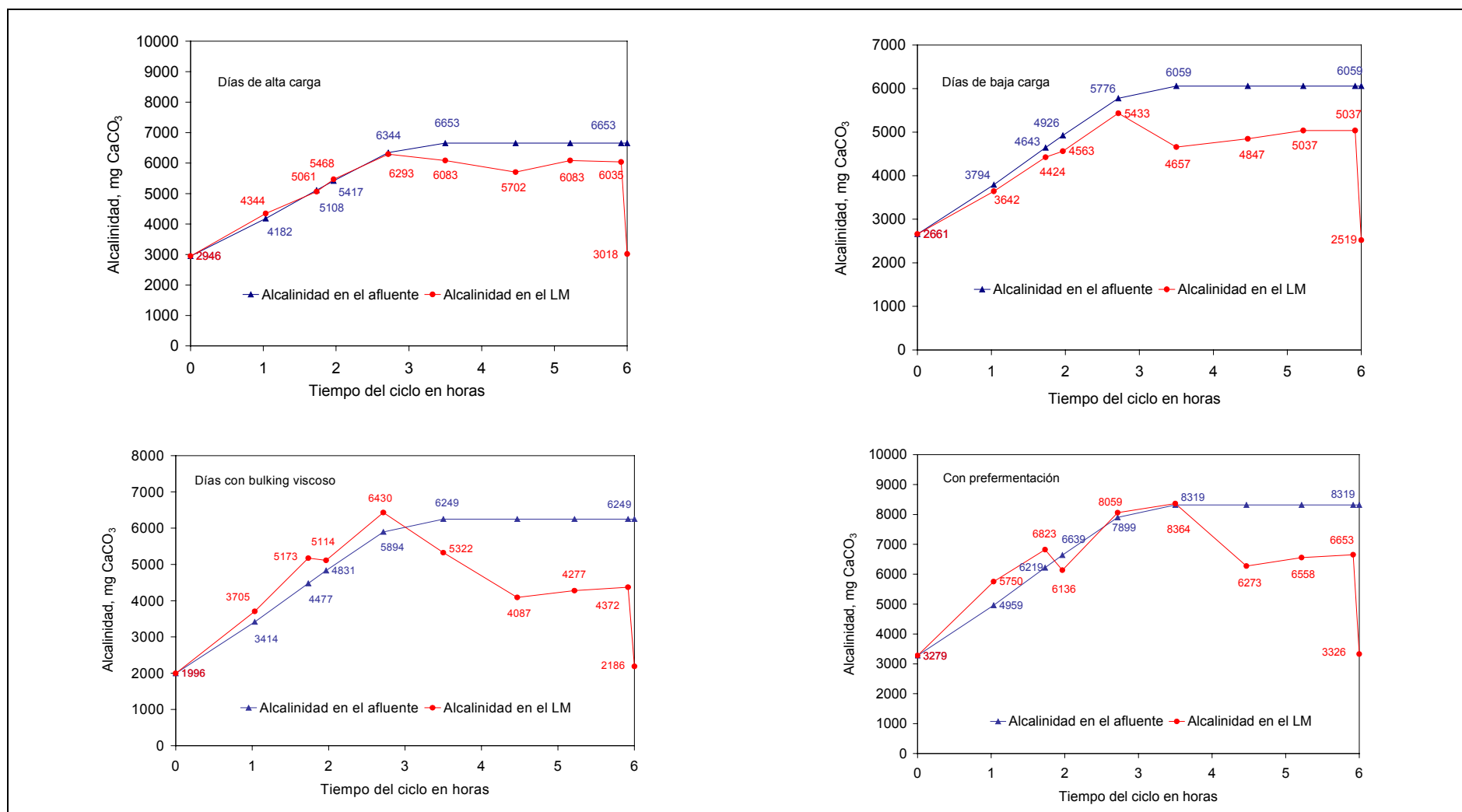


Figura 8.36. Evolución de la alcalinidad dentro del reactor, bajo diferentes condiciones de operación del Ciclo de tratamiento.

Tabla 8.27. Consumo y producción de alcalinidad durante la nitrificación y la desnitrificación en el estudio completo del Ciclo de tratamiento.

Etapas	Primera fase experimental						Segunda fase experimental	
	Días con alta carga		Días con baja carga		Días con bulking viscoso		Afluente prefermentado	
	Alcalinidad consumida	Alcalinidad producida	Alcalinidad consumida	Alcalinidad producida	Alcalinidad consumida	Alcalinidad producida	Alcalinidad consumida	Alcalinidad producida
LLE	-	5,5	10,1(a)	-	-	3,7	-	12,6
1-LLA	15 (a)	-	13,4 (a)	-	-	25,3	-	5,2
1-LLA-ox	-7,5	-	3,0	-	7,4	-	3,8	-
2-LLA	-	0	-	0,7	-	9,0	-	13
2LLA-ox+RA-ox	6,1	-	4,7	-	13,0	-	0,8	-
Postanóx.	-	4,4	-	3,7	-	2,3	-	4,1
Media ponderada	8,8	5,0	7,8	2,2	12,3	9,6	1,6	9,0

a) Valores atípicos

Unidades de Alc consumida: mg CaCO₃/mg N-NH₄⁺ y unidades de Alc producida: mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻

Alcalinidad en días de alta carga

La alcalinidad consumida en los días de alta carga durante las fases 1-LLA y 2-LLA-ox+RA-ox, fue 15 y 6,1 mg CaCO₃/mg N-NH₄⁺ respectivamente. Es difícil explicar el consumo de alcalinidad registrado durante la primera fase anóxica del ciclo. En esta fase se produce la mezcla entre el fango decantado y el sobrenadante. Esa primera agitación pudo provocar la entrada de oxígeno al sistema y la consecuente nitrificación de una parte del amoníaco. Sin embargo, no se detectó incremento de nitratos, lo cual indicaría un proceso de NDS.

Por otra parte, se observó una producción de alcalinidad en dos fases del Ciclo: LLE y postanóxica; la alcalinidad producida fue 5.5 y 4,4 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻ respectivamente. El signo negativo del consumo de alcalinidad en 1-LLA-ox es debido a que en esta fase el valor de la alcalinidad presentó un valor positivo. Es decir, el balance de materia para estimar la posible pérdida de alcalinidad por nitrificación durante el 1-LLA-ox resultó en un valor positivo de 98 mg CaCO₃, indicando que la alcalinidad no había disminuido como era de esperar. Aunque se podía pensar en un posible incremento de este parámetro, al dividir el incremento de alcalinidad por el volumen del LM en el que se encontraba (20 l) se obtuvo tan sólo un incremento de 4,9 mgCaCO₃/l de alcalinidad. Este valor puede considerarse dentro del intervalo del error experimental del método documentado en Standard Methods (1995): 1-5

mgCaCO₃/l; por lo tanto, la producción de alcalinidad puede considerarse prácticamente nula.

En resumen, la alcalinidad media consumida en los días de alta carga orgánica fue 8,8 mg CaCO₃/mg N-NH₄⁺ y el de la alcalinidad producida fue 5,5 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻. Ambas medias ponderadas fueron superiores a las medias indicadas por Escaler (1997) para el conjunto de sus ciclos: 7,9 mg CaCO₃/mg N-NH₄⁺ y 4,0 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻.

Alcalinidad en días de baja carga

El consumo de alcalinidad durante los días de baja carga en las fases de LLE, 1-LLA, 1-LLA-ox y 2LLA-ox+RA-ox fue 10,1, 13,4, 3,0 y 4,7 mg CaCO₃/mg N-NH₄⁺ respectivamente. El consumo de alcalinidad durante las dos primeras fases del ciclo puede también esperarse si se observa nuevamente el gráfico A de la Figura 8.30. El amoníaco del LM crece por debajo de su curva afluente indicando con esto una posible nitrificación. El hecho de que el tramo de la curva de nitratos correspondiente no se incrementa, indica la posible presencia de NDS. No obstante, se encontró que la concentración resultante de dividir el decremento de alcalinidad (67 mg) en la fase 1-LLA por el volumen de LM en el final de la fase analizada (19 l) está dentro del intervalo de error experimental del método APHA (1995). Por lo tanto, el consumo obtenido durante el 1-LLA puede considerarse nulo.

La alcalinidad producida en los ciclos con baja carga orgánica, oscilaron entre 0,7 y 3,7 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻, para las fases 2-LLA y postanóxica respectivamente. Sin embargo, como el incremento de alcalinidad por litro de LM en el 2-LLA es tan reducido (1,1 mg CaCO₃/l), la producción de alcalinidad de esta fase puede considerarse nula.

En resumen, las medias ponderadas finales indican un consumo promedio de 7,8 mg CaCO₃/ mg N-NH₄⁺ y una producción promedio de 2,2 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻. Ambos promedios son similares y comparables a las medias obtenidas por Escaler (1997) para el conjunto de sus ciclos.

Alcalinidad en días con bulking viscoso

El consumo de alcalinidad se registró fundamentalmente en las fases aireadas, es decir 1-LLA-ox (7,4 mg CaCO₃/ mg N-NH₄⁺) y 2-LLAox+RA-ox (13,0 mg CaCO₃/ mg N-NH₄⁺). La producción de alcalinidad se registró principalmente en las fases sin aireación: LLE (3,7 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻), 1-LLA (25,3 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻), 2-LLA (9,0 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻) y postanóxico (2,3 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻).

Los ciclos con bulking viscoso registraron los mayores consumos y las mayores producciones de alcalinidad de todo el Ciclo. Las medias ponderadas correspondientes fueron 12,3 mg CaCO₃/ mg N-NH₄⁺ y 9,6 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻.

Alcalinidad en días con prefermentación

El comportamiento de la alcalinidad a lo largo del estudio experimental de la segunda fase fue similar al obtenido en los días con bulking viscoso. Es decir, el consumo de la alcalinidad se registró fundamentalmente en las fases aireadas: 1-LLA-ox (3,8mg CaCO₃/ mg N-NH₄⁺) y 2-LLAox+RA-ox (0,8 mg CaCO₃/ mg N-NH₄⁺). La producción de alcalinidad se registró principalmente en las fases sin aireación: LLE (12,6 mg

CaCO₃/mg N-NO₃⁻), 1-LLA (5,2 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻), 2-LLA (13 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻) y postanóxico (4,1 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻). Como puede observarse la producción de alcalinidad en las fases anóxicas fue muy elevada y comparable a la obtenida durante los días con bulking viscoso. Sin embargo el consumo de alcalinidad por nitrificación fue muy reducido. Las medias ponderadas fueron 1,6 mg CaCO₃/ mg N-NH₄⁺ y 9,0 mg CaCO₃/mg N-NO₃⁻.

8.10.2. Comportamiento del pH

La Tabla 8.27 presenta las medias y los intervalos de pH obtenidos en ambas fases experimentales. En el Capítulo 7 se concluyó que las medias del pH obtenido del afluente de la primera fase experimental y del afluente de la segunda fase fueron iguales, con un nivel de significación de 0,05.

Tabla 8.27. Valores del pH en el afluente y el efluente del Ciclo.

Ciclo	pH			
	n	media	s	intervalo
Primera fase experimental				
Afluente	27	8,1	0,13	7,9-8,4
Efluente	27	7,9	0,19	7,5-8,4
Segunda fase experimental				
Afluente fermentado	22	7,8	0,20	7,5-8,3
Efluente	22	7,6	0,18	7,3-8,1

El pH del efluente de la primera fase experimental varió entre 7,5 y 8,4, con una media de $7,9 \pm 0,19$. El pH del efluente de la segunda fase experimental varió entre 7,3 y 8,1, con una media de $7,6 \pm 0,20$. Una prueba t con un nivel de significación de 0,05 indica que las medias son diferentes. Los consumos y las producciones de alcalinidad causados por los procesos de nitrificación y desnitrificación se traducen en oscilaciones del pH dentro del LM y a lo largo del Ciclo operativo. La Figura 8.37 recoge las evoluciones del pH en función de las condiciones de funcionamiento estudiadas. Las oscilaciones del pH dentro del LM, fluctuaron siempre en torno a la neutralidad (7,8 a 8,3). En consecuencia, el funcionamiento del sistema no parece haber sido afectado por la evolución interna de este parámetro.

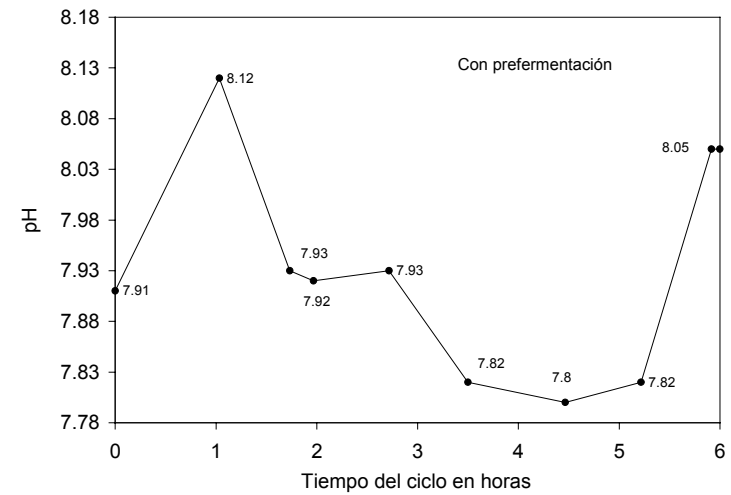
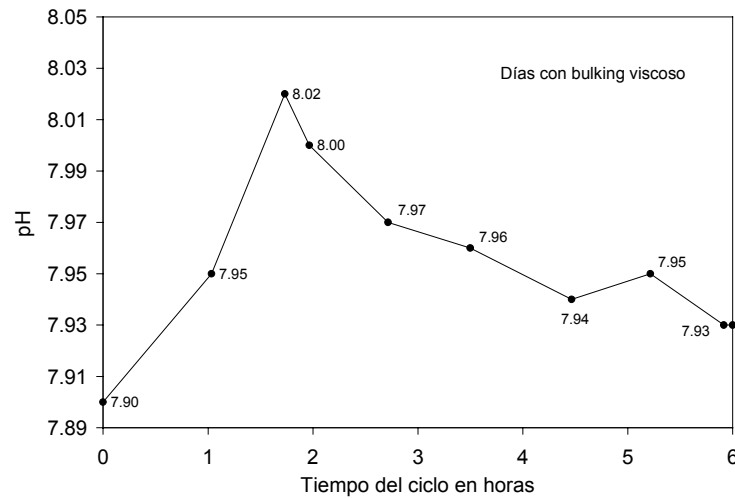
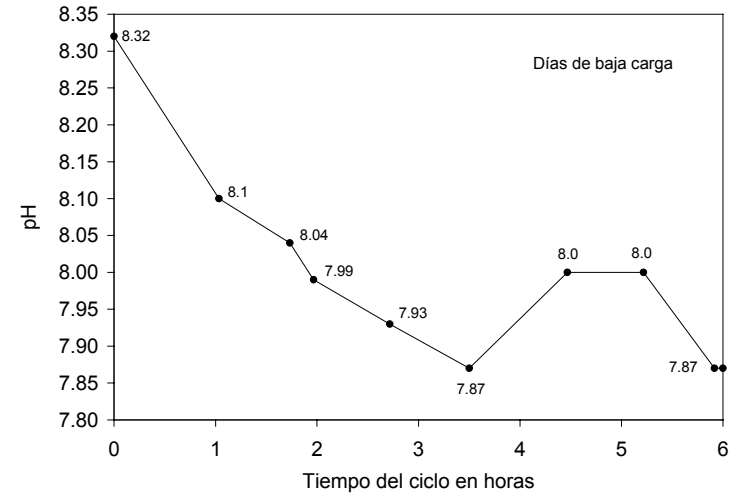
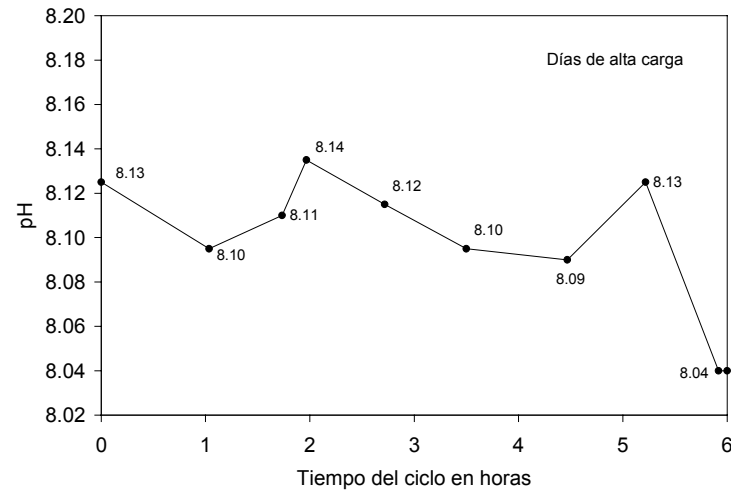


Figura 8.37. Evolución del pH del LM en diferentes condiciones de operación del Ciclo de tratamiento

8.11. CONCLUSIONES

1. La concentración media de MES en el afluente prefermentado (125 mg/l) representó sólo un 40 % de la concentración obtenida en el afluente sin prefermentación. Gracias a la influencia del prefermentador en la decantación de los sólidos en suspensión del afluente crudo, los rendimientos de eliminación de MES, así como sus concentraciones en el efluente, mejoraron notablemente durante la segunda fase experimental.

De esta manera, durante la primera fase experimental, se consiguieron rendimientos de eliminación del 86%, y concentraciones de MES en el efluente de 39 mg/l. Por lo que respecta a la segunda fase experimental, el rendimiento de eliminación promedio se incrementó a 91 %, mientras que la concentración de sólidos en el efluente disminuyó a 28 mg/l. Tanto el rendimiento como la concentración efluente de la primera fase experimental cumplieron con los límites exigidos en la Directiva 91/271/CEE para municipios entre 2000 y 10 000 hab-eq. Por otra parte, el rendimiento promedio y la concentración de MES en el efluente de la segunda fase, cumplieron con los límites exigidos por la mencionada Directiva, para poblaciones mayores a 10 000 hab-eq. Finalmente, en ambas fases, el comportamiento temporal de los rendimientos de eliminación presentó poca variabilidad.

2. De la misma manera que para la eliminación MES, la eliminación de DQO en la segunda fase experimental fue superior. El promedio de los rendimientos de eliminación de DQO en el estudio del Ciclo sin prefermentación fue 82 %, mientras que en el estudio con prefermentación fue de 87%. Los promedios de DQO efluente fueron respectivamente 87 y 55 mg/l. No obstante, en ambas fases experimentales se cumplió con los límites exigidos para el vertido de DQO en comunidades mayores de 10 000 hab-eq. Tanto los porcentajes de eliminación de DQO como su concentración en el efluente mostraron una gran estabilidad en el tiempo.
3. La DQOs del afluente prefermentado manifestó un incremento de 22 mg/l. Este incremento fue producto de la solubilización de la DQO particulada del afluente. El proceso de solubilización y fermentación de la materia orgánica del afluente provocó la modificación de los porcentajes de cada fracción de la DQO. De esta manera, la DQOFB manifestó un leve incremento a costa de la hidrólisis de una parte de la DQOLB particulada, por lo que esta segunda fracción disminuyó. La DQONBs se mantuvo prácticamente igual mientras que la DQONBp también sufrió una leve disminución en el afluente prefermentado.
4. Los rendimientos de eliminación del NT obtenidos con el afluente no prefermentado, fueron superiores a los conseguidos con el afluente prefermentado. Para la mayor parte del estudio del Ciclo en la primera fase experimental, la eliminación biológica de NT mostró un rendimiento del 76 %. El promedio de la concentración de NT en el efluente fue de 8,9 mg/l. Por lo que respecta al promedio de los rendimientos de eliminación en la segunda fase experimental, este fue de 64 % con una concentración efluente de 11 mg/l. Por lo tanto, en el Ciclo probado con prefermentación se obtuvo un porcentaje mínimo de reducción inferior al requerido por la Directiva Europea, mientras que la depuración conseguida en el afluente crudo cumplió perfectamente con los límites exigidos para comunidades mayores de 10 000 hab-eq.

5. El proceso de EBIF demostró una gran sensibilidad a las bajas temperaturas, al inadecuado control del OD en las fases aireadas y a la baja carga orgánica del afluente. De hecho, presentó una mayor influencia por estos parámetros que la eliminación biológica de N. De esta manera, se obtuvieron concentraciones de P en el efluente superiores a 2 mg/l cuando una o más de las siguientes condiciones se presentaban: concentraciones de DQO menores a 400 mg/l, temperaturas menores de 19 °C y concentraciones de OD menores o iguales a 1,5 mg/l.
6. Para condiciones de temperatura, OD y DQO óptimas ($DQO \geq 400$, temperatura ≥ 20 °C y $OD = 1,9 \pm 0,3$ mg/l) se obtuvieron concentraciones de PT en el efluente de $1,3 \pm 0,4$ mg/l. Así como rendimientos de eliminación del 90 %. Por lo tanto, tanto las concentraciones de PT efluente como los rendimientos de eliminación, obtenidos en el Ciclo de tratamiento sin prefermentación, cumplen con el límite exigido por la Directiva Europea para comunidades entre de 10 000 y 100 000 hab-eq.
7. El promedio de los rendimientos de eliminación de N y P obtenidos en la primera fase experimental fue superior al rendimiento promedio obtenido por Escaler (1997) en el conjunto de sus ciclos probados (53 % y 20 %, para N y P respectivamente). Asimismo, también se mejoraron los rendimientos de eliminación de nutrientes respecto a otras configuraciones halladas en la bibliografía, Hamamoto *et al.* (1997) y Rim *et al.* (1997).
8. El efecto de la adición de una unidad de prefermentación al proceso RBS fue negativo para la EBIF. De esta manera, se obtuvo un rendimiento promedio de 35 % de eliminación y una concentración de PT efluente de 5,3 mg/l, en la segunda fase experimental. Esto fue básicamente debido a que el efecto de la retención de sólidos en el prefermentador superó a los efectos de solubilización y fermentación de los sólidos primarios.
9. Los valores promedio para $N-NH_4^+$, $N-NO_x$, y N-org en el efluente, fueron respectivamente: 3,5 mg N/l, 3,7 mg N/l y 4,1 mg N/l en la primera fase y 1,3 mg N/l, 9,1 mg N/l y 0,9 mg N/l en la segunda fase experimental. De esta manera, la eliminación de $N-NH_4^+$ y N-org se benefició bajo la influencia del prefermentador, mientras que la eliminación de $N-NO_x$ sufrió un impacto negativo.
10. Con la entrada de sólidos en el afluente se consiguieron concentraciones de MESLM y MESVLM de 5059 y 3580 mg/l, respectivamente. El incremento de MESVLM significó 2,5 veces la concentración promedio obtenida en Escaler (1997). En la segunda fase experimental las concentraciones de MESLM y MESVLM sufrieron una leve disminución debido a la pérdida del 60% de sólidos en el afluente. El grado de mineralización encontrado en el LM en ambas fases experimentales fue de 72 %.
11. La microfauna observada en el LM de las dos fases experimentales estuvo formada por protozoarios ciliados, protozoarios flagelados, protozoarios ameboides y metazoarios. La población total de protozoarios representó un 99,8 % de la microfauna mientras que la de metazoarios sólo el 0,2 % restante. En ambas fases experimentales, los flagelados representaron el grupo más abundante dentro de la población de protozoos, con el 71 y 81 % en la primera y segunda fase, respectivamente. En la primera fase

experimental, los ciliados fueron el segundo grupo mayoritario con un 23 % seguidos de los ameboides (5%) y los metazoarios (0,2%). En la segunda fase, los protozoarios ameboides representaron el segundo grupo en importancia con un 11 %, desplazando así a los ciliados que se colocaron en tercer lugar con tan sólo un 7 %. A pesar de que las abundancias relativas de los ciliados disminuyeron en la segunda fase, los índices de diversidad específica se incrementaron.

12. La presencia predominante de flagelados en el LM de ambas fases experimentales fue un síntoma de que el sistema de tratamiento estuvo sometido a bajas concentraciones de OD por períodos elevados de tiempo. De 6 horas que duraba el Ciclo de tratamiento, 4 se realizaban sin aireación. El incremento de flagelados durante la segunda fase experimental fue probablemente un indicador de la presencia de sustancias fermentativas en el afluente. En ambas fases experimentales, la abundancia de ciliados fue superior a 10^3 , esto fue un indicador de que el sistema era capaz de producir buenas calidades de efluente en cuanto a eliminación de sólidos y DQO. Debido a esto, las bacterias dispersas encontradas en el análisis microbiológico fueron consideradas como prácticamente ausentes.
13. Durante la mayor parte del estudio de la primera fase experimental, el fango activado presentó excelentes características de sedimentación. La estructura flocular se caracterizó por presentar flóculos unidos de consistencia compacta y bien organizada, con presencia de colonias de ciliados fijados a su estructura. Las bacterias filamentosas no fueron abundantes (se observó una reducida presencia de *H. hydrossis* (< 168 m/g) y del Tipo 0041 (671 m/g)), y habitaron principalmente dentro de los flóculos. Estas características estructurales permitieron un valor óptimo de IVF (82 ml/g).
14. El LM de la segunda fase experimental presentó un menor grado de organización y compactación en su estructura flocular. Tanto la diversidad como la abundancia de los microorganismos filamentosos se incrementó. El promedio de las abundancias en el LM de la segunda fase experimental fue superior a 10^4 m/g. En las muestras de fango activado se detectaron varios tipos de filamentos de los cuales el Tipo 0041 presentó una abundancia dominante, mientras que el resto de organismos (*Haliscomenobacter hydrossis*, *Microthrix parvicella*, *Beggiatoa sp.*, *Thriothrix sp.*, Tipo 021N, Tipo 1851, Tipo 1863 y Tipo 0675) aparecieron en menores cantidades (abundancia secundaria). Todas estas observaciones han sido interpretadas, de acuerdo con Jenkins *et al.* (1993), como presencia moderada de bulking filamentoso. Sin embargo, el IVF obtenido (87 ml/g) fue muy similar al conseguido en el LM de la primera fase. La presencia de bacterias portadoras de gránulos de azufre como *Beggiatoa* y *Thriothrix sp.*, fue un indicador de la presencia de sulfuros en el fango activado.
15. En el presente estudio, probablemente la principal influencia recibida en el fango activado de la primera fase experimental, fue el diseño del proceso el cual presentó estados anóxicos y anaeróbicos iniciales que incrementaban la carga másica del sistema y las bajas concentraciones de OD en el LM. Por lo que respecta a la segunda fase experimental, la principal influencia recibida en el fango activado fueron las características del afluente procedente del prefermentador, entre las que se pueden mencionar: a) septicidad, b) baja carga másica, c) incremento de material soluble y fácilmente biodegradable, d)

presencia de sustancias fermentativas como AGV, e) presencia de microorganismos oxidantes de azufre y f) presencia de compuestos inorgánicos de azufre reducido.

16. Durante la primera fase experimental y bajo condiciones óptimas de funcionamiento del proceso, la fase de llenado estático incrementó la carga másica del sistema, promovió una considerable liberación de P (132 mg P liberado) y la DN total de los nitratos provenientes del ciclo anterior. Asimismo, durante el LLE se produjo la mezcla entre el afluente y el fango decantado del reactor, gracias a esta observación y al balance de materia realizado para la DQOs, fue posible concluir que durante el LLE se produjo fermentación acidogénica de la DQOFB afluente.
17. El LM en la primera fase de llenado agitado no aireado (1-LLA) fue completamente anaeróbico pero la liberación de P ya había alcanzado su máximo durante el LLE con una velocidad de liberación de 2,9 mg P/ g MESVLM.h. El fenómeno de nitrificación y desnitrificación simultánea, tuvo lugar durante las fases aireadas del Ciclo. Este fenómeno demostró ser un factor clave en la eliminación simultánea de nutrientes. Por otro lado, el consumo de fósforo fue detectado en todas las fases aireadas. El segundo llenado aireado (2-LLA) fue también completamente anaeróbico y en él se produjo una segunda liberación de fósforo, aunque su velocidad de producción fue mucho menor que la primera. El amoníaco fue completamente eliminado hacia el final de la fase de reacción aeróbica. En la fase postanóxica se logró desnitrificar poco más de la mitad del nitrato producido durante la fase de reacción aeróbica. Debido a que la respiración endógena tiene lugar durante la fase postanóxica y a que se detectó un leve consumo de P durante esta fase, es posible pensar que parte de la DN realizada en este estado fue debida a la presencia de OAFDN. Asimismo, una leve solubilización de N parece haberse producido durante el estado postanóxico.
18. Las condiciones de baja carga orgánica o probable bulking viscoso no afectaron sensiblemente el proceso de eliminación biológica de N, pero deterioraron considerablemente el proceso de EBIF.
19. Durante el LLE de los ciclos con prefermentación no se consiguió la completa desnitrificación de los nitratos provenientes del ciclo anterior. Asimismo, tampoco se logró, durante este estado, una óptima liberación de P. El N-NO_x necesitó también parte del 1-LLA para desnitrificarse en su totalidad. La cantidad de P liberada durante el LLE fue comparable con la conseguida en los ciclos con baja carga orgánica (67 mg P). Esta liberación manifestó una velocidad de 1,0 mg P/(g MESVLM.h). La contribución de la NDS disminuyó también en las fases aireadas. De la misma manera que en los casos anteriores, el N-NH₄ fue completamente eliminado hacia el final de la fase aeróbica larga, (2LLA-ox+RA-ox). Aproximadamente, una quinta parte del N-NO_x producido durante la fase de reacción aeróbica fue desnitrificado en la fase postanóxica siguiente, a una velocidad de 1,3 mg N/(g MESVLM.h), esta velocidad es comparable con las obtenidas en la fase postanóxica de los ciclos anteriores.
20. Las VEDN calculadas para la fase postanóxica fueron superiores a las comúnmente indicadas en la bibliografía. La mayor VEDN postanóxica fue conseguida en los ciclos con prefermentación (1,3 mg N/g MESVLM.h), sin

embargo, este valor es comparable con el obtenido con el afluente crudo en los días de alta carga de sólidos (1,1 mg N/g MESVLM.h). Las mayores VEN fueron conseguidas también en los días con prefermentación, siendo su valor de 2,9 mg N/g MESVLM.h. Para el resto de los ciclos la VEN fluctuó entre 1,2 y 1,5 mg N/g MESVLM.h.

21. El proceso de nitrificación fue asociado con una disminución de la alcalinidad en el LM. El consumo de alcalinidad por unidad de nitrógeno amoniacal oxidado fue muy variable a lo largo del ciclo estudiado, osciló entre 2,3 y 10,5 mg CaCO₃/mg NO₃⁻, con una media de 7,2 mg/mg, este valor es próximo al consumo teórico de 7,07 mg CaCO₃/mg NO₃⁻.
22. El proceso de desnitrificación fue asociado a una producción de alcalinidad, la cual ha oscilado entre 2,2 y 10 mg CaCO₃/mg NO₃⁻, con una media de 6,7 mg CaCO₃/mg NO₃⁻. Este valor ha resultado superior al valor teórico de 3,57 mg CaCO₃/mg NO₃⁻ y también al valor conseguido en el estudio de Escaler (1997), 4,0 mg CaCO₃/mg NO₃⁻. Esto puede ser debido a la influencia de la NDS, la cual mostró una fuerte presencia a lo largo de todo el estudio del Ciclo de tratamiento.

