

**TESIS DOCTORAL**

**JUAN ARÉVALO VILCHES**

**APLICACIÓN DE BIORREACTORES DE  
MEMBRANA AL AGUA RESIDUAL URBANA:  
CONSIDERACIONES PARA LA  
MODIFICACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE  
PROCESO**



**UNIVERSIDAD DE GRANADA**

**2011**

Editor: Editorial de la Universidad de Granada  
Autor: Juan Arévalo Vilches  
D.L.: GR 1148-2012  
ISBN: 978-84-695-1046-9



UNIVERSIDAD DE GRANADA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA CIVIL

APLICACIÓN DE BIORREACTORES DE MEMBRANA AL  
AGUA RESIDUAL URBANA: CONSIDERACIONES PARA  
LA MODIFICACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE  
PROCESO

MEMORIA PRESENTADA POR D. JUAN ARÉVALO VILCHES  
PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR POR LA UNIVERSIDAD  
DE GRANADA

JUAN ARÉVALO VILCHES

DIRECTORES

MIGUEL ÁNGEL GÓMEZ NIETO

JORGE IGNÁCIO PÉREZ PÉREZ





## RESUMEN

---

Los biorreactores de membrana sumergida (MBR) son una de las nuevas tecnologías empleadas en el tratamiento de agua residual urbana que destaca por la calidad del agua producida, pero que por ser una tecnología reciente sigue presentando posibilidades de implementación y mejora en el proceso.

En esta investigación se ha planteado la necesidad de evaluar el funcionamiento de las dos principales tecnologías de MBR (fibra hueca de ultrafiltración y membrana plana de microfiltración) con el objeto de establecer las condiciones operacionales que permitan obtener un efluente y un fango reutilizables en las diferentes circunstancias que puedan presentarse.

Para ello se trabajó con dos instalaciones experimentales diseñadas a escala industrial en la conformación de pre-desnitrificación, contando en ambos casos con un tanque de membranas sumergidas, independiente de los reactores biológicos aireado y anóxico. Dichas instalaciones se han operado durante dos años, tratando el agua residual urbana de la depuradora Granada-Sur. Durante este tiempo se ensayaron distintas configuraciones de altura de lámina de agua, tiempo de retención celular (SRT) y tiempo de retención hidráulico (HRT), a la vez que se controlaban los cambios en la temperatura del fango activo y las variaciones en la carga contaminante del influente. En base a estas variables se obtuvieron un total de 31 fases de operación mediante las cuales se ha desarrollado el objetivo de la investigación.

Durante ese tiempo se estudió la influencia de la tecnología de membrana en el rendimiento de las instalaciones, así como la influencia de las variables de proceso sobre la calidad del efluente producido, la estabilidad de los fangos generados y sobre el ensuciamiento de las membranas, así como las posibilidades de reutilización del efluente y los fangos generados, incidiendo en la capacidad de eliminación de metales pesados del agua.

Los resultados obtenidos muestran que la tecnología de membranas empleada no interfiere en el proceso de depuración a nivel de eliminación de materia orgánica y nitrificación, obteniéndose un efluente de alta calidad y muy estable frente a variaciones de carga al trabajar con valores de SRT superiores a 20 días y HRT superior a 30 horas. La aireación tanto del reactor biológico como del tanque de membranas junto con la recirculación aplicada en el sistema, precisan de un exhaustivo control para asegurar una correcta desnitrificación, siendo este el principal elemento limitante sobre la calidad final del efluente.

La temperatura y la carga contaminante afectan a la concentración del fango activo y a sus características, sobre las cuales influirá considerablemente las características del influente. Es por ello preciso para reducir la producción de fango y optimizar sus características trabajar con valores elevados de SRT, debido a su efecto sobre la generación de nueva biomasa.

Es destacable que los sistemas MBR permiten la obtención de efluentes con excelentes características para su reutilización con una elevada capacidad de eliminación de metales pesados del agua. Las características microbiológicas del efluente son dependientes de la frecuencia de limpiezas químicas, apreciándose una importante influencia del tipo de membrana a emplear en la calidad, especialmente en la presencia de virus.

## *ABSTRACT*

---

The submerged membrane bioreactor (MBR) is one of the new technologies used in urban wastewater treatment, which emphasis in terms of quality of water produced, but owing to a recent technology still has potential for improvement in implementation and the process.

This research has raised the need to evaluate the performance of the two main MBR technologies (hollow fiber membrane ultrafiltration and microfiltration flat) in order to establish operational conditions to obtain an effluent and a sludge reusable in different circumstances that may arise.

With this goal was operated with two experimental facilities designed in industrial scale in pre-denitrification configuration, having in both cases with a submerged membranes tank, independent of the biological reactors aerated and anoxic. These facilities have been operated for two years, treated urban waste water treatment plant in Granada-Sur. During this time were tested different configurations of water surface height, sludge retention time (SRT) and hydraulic retention time (HRT), while controlling for the changes in the activated sludge temperature and pollutant load influent variations. Based on these variables were obtained a total of 31 operation phases whereby developed the research objective.

During that time was studied the influence of membrane technology in the performance of the facilities as well as the influence of process variables on the quality of effluent produced, the stability of sludge generated, the membrane fouling and the reuse of effluent and sludge generated, focusing on the ability to eliminate heavy metals from water.

The results obtained show that the membrane technology used does not interfere in the process of water treatment on organic matter removal and nitrification, resulting in an effluent of high quality and very stable against load variation working with SRT

values above 20 days and more than 30 hours of HRT. Aeration of the bioreactor and the membrane tank with recirculation applied to the system, require a careful control to ensure proper denitrification, which is the main limiting factor on the final quality of the effluent.

The temperature and pollutant load affect the concentration of activated sludge and its characteristics, on which will greatly influence the characteristics of the influent. It is therefore necessary to reduce sludge production and optimizing its features work with high values of SRT, due to its effect on the generation of new biomass.

It is remarkable that MBR systems allow to produce excellent effluent for reuse purposes with a high capacity for removing heavy metals from water. The microbiological characteristics of the effluent is dependent on the frequency of chemical cleaning, and it was a significant influence on the type of membrane used in the quality, especially for the presence of virus.

<b>1.- INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>3</b>
1.1.- EVOLUCIÓN HISTÓRICA DE LOS MBR .....	4
1.2.- INVESTIGACIÓN EN MBR.....	8
1.3.- PROBLEMÁTICA ACTUAL EN EXPLOTACIÓN .....	12
1.3.1.- Estabilidad De Fango Generado En Sistemas MBR.....	13
1.3.2.- Problemas De Oxigenación En MBR .....	17
1.3.3.- Ensuciamiento De Membrana .....	21
1.3.4.- Estabilidad Frente A Variaciones De Carga. ....	25
1.3.5.- Pérdida De Biomasa.....	26
1.3.6.- Reutilización Del Efluente Obtenido .....	30
1.4.- TIPOLOGÍAS DE SISTEMAS MBR .....	37
1.4.1.- Configuraciones De Membrana .....	38
1.4.2.- Membrana Plana De Microfiltración, Kubota.....	43
1.4.3.- Membrana De Fibra Hueca De Ultrafiltración Zenon-GE.....	47
<b>2.- OBJETIVOS .....</b>	<b>54</b>
<b>3.- MATERIALES Y MÉTODOS .....</b>	<b>58</b>
3.1.- DESCRIPCIÓN DE INSTALACIONES EXPERIMENTALES. ....	58
3.1.1.- Planta Experimental Con Membranas De Ultrafiltración. ....	59
3.2.2.- Planta Experimental Con Membranas De Microfiltración .....	67
3.2.- CONTROL DEL PROCESO .....	73
3.2.1.- Instrumentación .....	73
3.2.1.1.- Instrumentación De La Planta De Ultrafiltración .....	73
3.2.1.2 Instrumentación De La Planta De Microfiltración.....	81
3.2.2 Automatización Y Control .....	85
3.3.- FASE EXPERIMENTAL.....	89
3.3.1.- Variables De Proceso .....	89
3.3.1.1.- Variables Modificables .....	89
3.3.1.2 Variables No Modificables .....	91
3.3.2. Toma De Muestras.....	92
3.4.- METODOLOGÍA ANALÍTICA.....	95
3.4.1.- Demanda Química De Oxígeno (DQO).....	95
3.4.2.- Demanda Biológica De Oxígeno (5 Días) (DBO <sub>5</sub> ) .....	96
3.4.3.- Sólidos En Suspensión Totales. ....	98
3.4.4.- Sólidos En Suspensión Volátiles. ....	99
3.4.5.- Conductividad. ....	100
3.4.6.- pH .....	100
3.4.7.- Color. ....	100
3.4.8.- Turbidez. ....	101
3.4.9.- Análisis De Distribución De Partículas. ....	102
3.4.10.- Nitrógeno (NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> , NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> , NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> ) .....	102
3.4.11.- Determinación Del Nitrógeno Total.....	104
3.4.12.- PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> .....	105
3.4.13.- Determinación De Fósforo Orgánico. ....	106
3.4.14.- Metales Pesados. ....	106
3.4.15.- Escherichia coli. ....	107
3.4.16.- Colifagos Somáticos.....	108
3.4.17.- Bacterias Aerobias Cultivables A 22 °C.....	109
3.5.- ANÁLISIS ESTADÍSTICO.....	110

<b>4.- RESULTADOS.....</b>	<b>113</b>
4.1.- FASES DEL ESTUDIO.....	113
4.1.1.- <i>Análisis de la evolución de la temperatura.</i> .....	114
4.1.2.- <i>Análisis de la evolución del tiempo de retención hidráulico (HRT).</i> .....	118
4.1.3.- <i>Análisis de la evolución del tiempo de retención celular (SRT).</i> .....	121
4.1.4.- <i>Variación de la altura de lámina de agua.</i> .....	124
4.1.5.- <i>Análisis de la evolución de la carga contaminante.</i> .....	125
4.1.6.- <i>Estudio comparativo.</i> .....	129
4.2.- CARACTERIZACIÓN DEL INFLUENTE.....	133
4.3.- COMPARATIVA ENTRE PLANTAS.....	148
4.4.- INFLUENCIA DE LAS VARIABLES DE PROCESO EN LA CALIDAD DEL EFLUENTE.....	168
4.4.1. <i>Influencia De La Temperatura En La Calidad Del Efluente.</i> .....	174
4.4.2. <i>Influencia Del Tiempo De Retención Celular (SRT) En La Calidad Del Efluente.</i> .....	194
4.4.3. <i>Influencia Del Tiempo De Retención Hidráulico (HRT) En La Calidad Del Efluente.</i> .....	202
4.4.4. <i>Influencia De La Variación De Carga En La Calidad Del Efluente.</i> .....	209
4.4.5.- <i>Influencia De La Altura De La Lámina De Agua Sobre La Calidad Del Efluente.</i> .....	217
4.5.- ESTABILIDAD DE LA BIOMASA.....	217
4.5.1.- <i>Influencia De Las Variables De Proceso Sobre La Estabilidad De La Biomasa.</i> .....	230
4.5.1.1.- <i>Influencia De La Temperatura En La Estabilidad De La Biomasa</i> .....	230
4.5.1.2.- <i>Influencia Del Tiempo De Retención Celular (SRT) En La Estabilidad De La Biomasa.</i> .....	234
4.5.1.3.- <i>Influencia Del Tiempo De Retención Hidráulico (HRT) En La Estabilidad De La Biomasa.</i> .....	238
4.5.1.4.- <i>Influencia De La Variación De Carga En La Estabilidad De La Biomasa.</i> .....	241
4.5.2.- <i>Fracción Mineral De La Biomasa.</i> .....	243
4.5.3.- <i>Tasa De Crecimiento De Biomasa (<math>R_m</math>).</i> .....	252
4.5.4.- <i>Tasa De Degradación De Materia Orgánica (<math>R_o</math>).</i> .....	261
4.5.5.- <i>Perdida De Biomasa.</i> .....	271
4.6.- EVOLUCIÓN DE LA PRESIÓN TRANSMEMBRANA (TMP).....	274
4.6.1.- <i>Consumos De Reactivos.</i> .....	289
4.7.- REUTILIZACIÓN DEL EFLUENTE PRODUCIDO.....	295
<b>5.- DISCUSIÓN.....</b>	<b>314</b>
5.1.- CARACTERIZACIÓN DEL INFLUENTE.....	314
5.2.- COMPARATIVA ENTRE PLANTAS.....	320
5.3.- INFLUENCIA DE LAS VARIABLES DE PROCESO EN LA CALIDAD DEL EFLUENTE.....	328
5.4.- ESTABILIDAD DE LA BIOMASA.....	333
5.5.- EVOLUCIÓN DE LA TMP.....	341
5.6.- REUTILIZACIÓN DEL EFLUENTE.....	350
<b>6.- CONCLUSIONES.....</b>	<b>369</b>
<b>7.- BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>373</b>

## Anexo 1. English Summary

# ***1.- INTRODUCCIÓN***

---





## ***1.- INTRODUCCIÓN***

---

El tratamiento del agua residual producida por el ser humano cumple una función ambiental muy importante, ya que restablece la calidad de un recurso hídrico que es tomado y transformado en los usos humanos, en los que sufre un manifiesto empeoramiento de su calidad. Si este efluente es devuelto sin tratamiento al medio tiene un gran potencial contaminante que causa una serie de afecciones al medio ambiente, y por tanto al ser humano.

A lo largo de los últimos siglos en los que se descubrió el potencial dañino de este tipo de contaminación se han ido desarrollando técnicas y tecnologías para mejorar la calidad del agua residual tratada de forma que disminuyese su potencial contaminante. En este tiempo de desarrollo de los sistemas de tratamiento de aguas residuales se han empleado multitud de sistemas al tiempo que la ciencia desarrollaba nuevos tipos de tratamiento, en la premisa de mejorar y extender el proceso de depuración. A su vez, los requerimientos de calidad del agua tratada han ido aumentando con el tiempo, lo que ha seguido empujando la investigación en este campo.

Los biorreactores de membrana sumergida, MBR por sus siglas en inglés, son una de las nuevas tecnologías empleadas en la depuración de aguas residuales, que presentan múltiples ventajas en su uso, principalmente la obtención de efluentes de una alta calidad, pero que sin embargo, debido a que es una tecnología reciente y en expansión aún quedan condicionantes y problemas operativos que limitan o dificultan su utilización.

En este trabajo se han utilizado dos de las tecnologías de membrana más ampliamente aceptadas en el mercado de los MBR para tratamiento de agua residual urbana en los que se ha trabajado en condiciones reales tanto en el diseño de planta como en el proceso de explotación para detectar debilidades e implementar el proceso con el fin de introducir modificaciones en los parámetros de proceso que mejoren el funcionamiento de los sistemas de biorreactores de membrana sumergida aplicados al tratamiento de agua residual urbana.

### 1.1.- Evolución Histórica De Los MBR

El tratamiento de aguas residuales es una necesidad importante debido a la relación del agua residual con la aparición de enfermedades feco-hídricas. El avance en la ciencia y la investigación en múltiples campos del conocimiento precipito la idea de la necesidad de tratar el agua, tanto en sus vertientes de potabilización como en depuración de aguas residuales.

Los fangos activos se descubrieron sobre 1882, en experimentaciones relativas a la aireación de aguas residuales, pero el espaldarazo definitivo no se dio hasta 1912 en que el Doctor Gilbert Fowler visitó EEUU y observó experimentos de aireación con algas verdes, y decidió trasladarlos al Reino Unido, en donde convenció a sus colegas Edward Arden y William Lockett para aplicar esos experimentos a la aireación de aguas residuales en sistemas cubiertos de papel para evitar el crecimiento de algas. Observaron que se producía una nitrificación total, y que si aumentaban la cantidad de sólidos biológicos, ahora llamados fangos activos, podían llegar a tener una oxidación total del influente (Arden and Lockett 1914, Coombs 1992, IWPC, 1987). En 1916 y tras algunos estudios a escala piloto, se construyó la primera planta real, en Worcester (Coombs, 1992; IWPC, 1987). Desde entonces el proceso básico sigue siendo el mismo, sufriendo una evolución sin grandes saltos, extendiéndose a todos los países, sobre todo después de la 2ª Guerra Mundial (Cooper, 2001), consolidándose como la técnica de depuración más empleada y extendida.

En este sistema la depuración se realiza mediante la combinación de procesos biológicos y físicos, en los que las bacterias presentes en el agua consumen la materia orgánica disuelta para obtener energía y formar nueva biomasa que posteriormente será del líquido mediante procesos físicos de separación sólido/líquido, aplicando la sedimentación en sistemas convencionales.

El término biorreactor de membrana sumergida (MBR) es la combinación de un proceso de fangos activados y una separación física por membrana. El concepto es técnicamente similar a un tratamiento biológico convencional haciendo pasar el líquido a través de una membrana (Van der Roest *et al*, 2002) para la separación del fango

Los primeros estudios de la utilización de membranas combinadas con un sistema de fangos activos están descritos en la bibliografía a finales de la década de los “60”, en las que se desarrollaron algunos experimentos a escala piloto utilizando membranas de ultrafiltración (Smith *et al*, 1969; Hardt *et al*, 1970). Mientras tanto, se desarrollaba la primera aplicación comercial de los biorreactores de membrana por Dorr-Oliver (Bemberis *et al*, 1971), para tratar las aguas residuales de barcos (Bailey *et al*, 1971). Este sistema, denominado “*Membrane Sewage Treatment*” (MST), estaba formado por una membrana plana de ultrafiltración en serie, que trabajaba, en comparación con las actuales, a altas presiones (3,5 bar) y bajos flujos (17 L/m<sup>2</sup> h).

Este hecho marcó el punto de salida de la utilización de membranas en el tratamiento de aguas residuales, ya que el sistema comenzó a comercializarse en Japón bajo licencia de Sanki Engineering, con cierto éxito a principios de la década de los “90”, construyendo plantas destinadas a aplicaciones sanitarias e industriales, con cerca de 39 instalaciones construidas en Japón en el año 1993 (Aya, 1994).

A finales de la década de los “80” y principios de los “90”, otras importantes aplicaciones comerciales de los MBR estaban tomando forma, entre las que podemos destacar el sistema Cycle-Let<sup>®</sup>, el ZenoGem<sup>®</sup>, o el sistema FS Pleiade<sup>®</sup>. El primero, comercializado en EEUU por la compañía Thetford Systems, mantenía la conformación de membranas en serie para reutilización de agua residual, siendo estas de tipo tubular. El segundo fue desarrollado por la empresa Zenon Environmental, creada en 1980, y consistía en una membrana sumergida, basada en los estudios de Yamamoto (1989) que utilizaba membranas de ultrafiltración de fibra hueca, patentándose a principios de los años “90” (Tonelli and Canning, 1993; Tonelli and Behmann, 1996).

Paralelamente en el tiempo, el gobierno japonés promovía, mediante el programa “Renacimiento del Agua” (Kimura, 1991), el desarrollo de un sistema de membrana plana sumergida de microfiltración, por la compañía Kubota. (Churchouse and Wildgoose, 1999). Tras varios ensayos a nivel de planta piloto (1990, 1992), se lanzaron al mercado, contando a finales de 1996 con aproximadamente 60 plantas instaladas en Japón.

La compañía Zenon evolucionó sus productos y presentó su primer módulo de ultrafiltración sumergida, en 1993, el denominado ZW145, al que siguieron ZW 130 y 150, a la vez que los modelos ZW500, que aparecieron en 1997, cuya evolución fueron los ZW500 b, c, y d, en 1999, 2001 y 2003 respectivamente, evoluciones que buscaban incrementar la eficiencia global del proceso. A su vez, en una carrera por los mercados, Kubota también evolucionaba sus sistemas para mejorar la eficiencia, presentando su sistema de doble panel en 2003.

Estos dos sistemas continúan actualmente dominando el mercado de los MBR, si bien Kubota tiene un mayor número de plantas instaladas a nivel mundial, debido a que domina el mercado de las pequeñas plantas, mientras que Zenon (adquirida por General Electric en 2006), con menos número de plantas instaladas, triplica la cantidad de agua tratada, ya que domina el mercado de las grandes plantas (Stephenson *et al.* 2000; Yang *et al.*, 2006; Judd, 2011).

El mercado actual de MBR está en continuo crecimiento desde la consolidación de este sistema de depuración de aguas en el mercado de los tratamientos de aguas residuales. Según Kraume y Drews (2010) los MBR generaron en el año 2008, 296 millones de dólares y se espera que para el año 2013 alcance un valor de 488 millones, presentando tasas anuales de crecimiento de entre 10,5%-12,7% (Kraume and Drews, 2010; BCC, 2008; Srinivasan, 2007), si bien estas previsiones se hicieron antes de la crisis económica mundial de estos años, la cual puede causar estancamiento en el mercado (Bonnélye, 2008). Otras previsiones son mucho más generosas, como la expuesta por Global Industry Análisis (GIA, 2009) en las que prevén que para el año 2015 el mercado global de MBR ronde los 1300 millones de dólares. Estas tasas son significativamente más altas que en otras tecnologías avanzadas de tratamiento de aguas, como filtros biológicos aireados y reactor discontinuo secuencial, e incluso más rápido que otras tecnologías de membranas (Judd, 2007). El ajuste del coste de esta tecnología, que es el principal problema que presenta, debido al abaratamiento de las membranas y a la mejora en el conocimiento de explotación de las plantas, unido a una cada vez mayor exigencia legislativa sobre la calidad del agua tratada, augura un futuro de crecimiento continuado para los MBR y una cada vez mayor implantación de la tecnología para el tratamiento de aguas tanto urbanas como industriales.

Brepols *et al.* (2009) indicaron que en el estudio del ciclo de vida de un MBR, tratando agua residual urbana, se tornaban competitivos si se tendía a igualar la calidad de efluentes producidos por sistemas convencionales y biorreactores de membrana, lo que la convierte en una alternativa más a la hora de tratar el agua, sobre todo en casos de vertido en zonas sensibles o si se busca la posibilidad de reutilizar el agua tratada en algunos de los destinos propuestos en disposiciones normativas.

En la actualidad hay plantas de MBR en alrededor de 200 países en el mundo (Icon, 2008) si bien el crecimiento es desigual, dependiendo en gran medida de las infraestructuras presentes en el país y del grado de desarrollo económico que presenta.

La cantidad mundial actual de plantas de MBR sumergidas no es clara, no se conoce con seguridad la cantidad total de plantas que todos los productores tienen instaladas, pero según estimaciones realizadas sobre el trabajo de Simon Judd (Judd, 2011) se puede aproximar que para finales del año 2009 había en torno a 7600 plantas instaladas en todo el mundo, siendo un mercado dominado principalmente por tres marcas comerciales, Kubota, Zenon-GE y Mitsubishi Rayon que ocupaban en torno al 85-90% de los MBR municipales instalados.

Al igual que el número de instalaciones ha presentado un crecimiento exponencial a lo largo del mundo, lo mismo podemos decir del número de fabricantes de membranas, con toda la dificultad de seguir este volátil mercado, debido a las múltiples adquisiciones de unas compañías por otras, creación de nuevas compañías y subdivisiones en las ya existentes. Al llegar al año 2000, los MBR's estaban copados por las tres grandes corporaciones antes mencionadas, pero a finales de la década de los "90" y principios del 2000, mientras estas empezaban su despegue a nivel industrial había otras muchas tecnologías y marcas comerciales en desarrollo, de forma que en los cinco primeros años de la pasada década se produjo una explosión de fabricantes que buscaban su propio nicho en el mercado del tratamiento de aguas mediante tecnología de membranas, con la aparición de al menos diez productos nuevos de siete países distintos, pudiéndose encontrar hasta 33 productores en la década del 2000 (Judd, 2011).

## 1.2.- Investigación En MBR

El campo de los biorreactores de membrana es un campo de estudio que a lo largo de las últimas décadas y en el futuro presenta un increíble potencial. El hecho de ser una tecnología en crecimiento, junto con las lagunas de conocimiento que aún se tienen de ella, genera unas altas posibilidades de investigación.

Los sistemas de MBR están reclamando un alto grado de atención por parte de científicos, gestores de plantas y políticos, por lo que se está dando un alto apoyo a la investigación en estas tecnologías. Entre 1997 y 2007, más de 800 artículos científicos fueron publicados en lo referente a este sistema en revistas internacionales (van Nieuwenhuijzen *et al.*, 2008), y la progresión actual es geométrica. Hasta mediados de la década de los "90" hubo una progresión lineal en la que se producían en torno a 5-6 artículos relacionados con los MBR al año, pero entre el año 1996 y el 2001 la media subió a 20-40 artículos, y entre 2001-2004 se incrementó a 60-80 (Yang *et al.* 2006) y subiendo. Actualmente, si introducimos la palabra clave MBR en un buscador de literatura científica como puede ser *Scopus* nos ofrece más de 3000 salidas de artículos. Esto nos indica el gran interés de la comunidad científica internacional en este tema, y la gran cantidad de científicos que están preparados o se están preparando en este campo de investigación.

Algunos de los puntos fuertes en la investigación, según las búsquedas bibliográficas que se pueden realizar mediante motores de búsqueda en las bases de datos de literatura científica identificados por van Nieuwenhuijzen *et al.*, (2008) indican que los puntos capitales en investigación serían el ensuciamiento de membranas aplicándolo al funcionamiento hidráulico de las plantas, calidad de efluentes en muchos diferentes compuestos, necesidades de aireación tanto en membranas como oxigenación para el proceso biológico y otros campos como los análisis de costes del proceso, fango, tipologías de membranas, etc. Evidentemente esta es una aproximación a las investigaciones que se están llevando a cabo, siendo la realidad mucho más extensa y compleja, dadas las múltiples variables y relaciones que se pueden estudiar en diferentes artículos e incluso dentro de un mismo artículo.

El punto más fuerte de las investigaciones que se están llevando a cabo en el mundo son las investigaciones relacionadas con el ensuciamiento de membrana, en lo cual coinciden diversos autores (Yang *et al*, 2006; van Nieuwenhuijzen *et al.*, 2008; Santos *et al.* 2011). El ensuciamiento de membranas está considerado uno de los principales problemas que afectan a la operación de los MBR y por lo tanto la comunidad científica internacional está trabajando en este sentido para resolver uno de los frenos a esta tecnología. Pero este problema se puede estudiar desde múltiples puntos de vista, desde múltiples perspectivas, con muy diversas herramientas y en muy diferentes instalaciones y situaciones de estudio. En general la aproximación al estudio del ensuciamiento en membranas en la literatura se da desde dos frentes, optimización de los procesos operacionales e investigación del mecanismo del ensuciamiento.

En el primer caso, en la búsqueda de la optimización, a lo largo de los últimos 10-15 años han surgido líneas maestras, ideas y protocolos para controlar el ensuciamiento, buscando evitar los daños causados por un ensuciamiento irreversible. Se han buscado múltiples relaciones entre los procesos operacionales y el ensuciamiento, y se ha tratado de optimizar los procesos de limpiezas químicas para evitarlo o reducirlo, empleando diversos productos, tiempos, etc.

En el estudio de los fundamentos del ensuciamiento se ha buscado sobre todo las sustancias responsables del ensuciamiento y su origen, así como las influencias de las condiciones de operación en el ensuciamiento (Delrue *et al.*, 2011). En este sentido se ha abierto una gran línea de investigación en los últimos años relacionada con los productos microbianos en el fango, como los productos microbianos solubles (SMP) y el exopolisacárico (EPS) (Evenblij 2006), que se han mostrado como unos de los factores más problemáticos en el ensuciamiento de las membranas.

Se busca conocer la influencia de cada uno de estos mecanismos en el ensuciamiento y la forma de minimizarlos. Otro punto importante relacionado con el ensuciamiento son las últimas tendencias a la modelización matemática del proceso, que permita simular las condiciones que se van a dar bajo ciertos modos de funcionamiento para poder prevenir y anticiparse a ellos.



En lo referente a la calidad obtenida en los efluentes, fue un tema muy importante al inicio de las investigaciones con MBR y hasta hace unos años en lo relacionado a la reutilización del agua obtenida. Esto siempre o casi siempre sigue estando de fondo en los artículos, se expone el correcto funcionamiento de las instalaciones en lo referente a la eliminación de contaminantes. También se ha extendido el estudio por la eliminación de nutrientes o la capacidad de desinfección física del agua (Arévalo *et al.*, 2009), pero en los últimos años se ha extendido el estudio de los microcontaminantes tanto orgánicos como inorgánicos, metales pesados o disruptores hormonales (Gómez *et al.*, 2007; González *et al.*, 2011; Arévalo, 2011) con múltiples estudios sobre diversas sustancias, con resultados irregulares.

Estos son los dos puntos donde se centran los mayores esfuerzos investigadores en la actualidad y en un futuro inmediato, según van Nieuwenhuijzen *et al.* (2008) pero hay otros campos de trabajo donde también se está desarrollando una intensa labor investigadora.

En cuanto a la aireación, tanto biológica, como de membranas, la transferencia de oxígeno recibió mucha atención durante la década de los "90" y principios del 2000, pero a partir del 2005 el interés decayó, aumentando los esfuerzos en el estudio de la aireación suministrada a las membranas para evitar excesos de materias adheridas. Este es un punto muy relacionado con el ensuciamiento, por lo que está recibiendo una mayor atención (van Nieuwenhuijzen *et al.*, 2008).

Además, hay otra serie de campos que reciben su porción de atención, como análisis de costes, en los que tras unos años con la tecnología implantada por todo el mundo se actualizan la visión que se tiene de los costes del proceso y se compara con otras tecnologías y calidades de agua. La producción y destino del fango, ya que este presenta condiciones propias con respecto al producido en sistemas convencionales y la producción de nuevas membranas con nuevos materiales, en las que las membranas cerámicas están presentando una nueva perspectiva (van Nieuwenhuijzen *et al.*, 2008).

Pero en la investigación en tratamientos de aguas mediante tecnología de MBR, como en otros campos, sigue habiendo dificultades y problemas que afectan a la transferencia del conocimiento generado a situaciones reales. Uno de los grandes problemas en la investigación de biorreactores de membrana en el mundo es el trabajo a pequeña escala, en reactores a escala de laboratorio o pilotos, bajos tiempos de operación, tratamiento de aguas muy específicas o la mala comunicación entre investigadores (Yang *et al*, 2006; van Nieuwenhuijzen *et al.*, 2008).

El trabajo a escala laboratorio o pequeñas instalaciones piloto presenta un problema a la hora de transferir resultados a plantas más grandes, debido a que las condiciones de operación, hidráulicas e incluso biológicas son o pueden ser diferentes (Judd, 2006). El hecho de trabajar con módulos de membranas reales, es decir, con módulos que son los que los fabricantes suministran en plantas de producción a escala real o industrial y con volúmenes de agua que permita un escalado con respecto a la superficie de membrana suministrada y a las instalaciones en escala industrial, favorece la aplicación de los resultados obtenidos y la transferencia de escala de estos mismos resultados, de forma que resultan útiles en diseño y explotación de instalaciones.

En el caso de los bajos tiempos de operación el problema deviene de periodos de investigación demasiado cortos, motivado por la necesidad de obtener resultados publicables, cierre de proyectos, financiación para un determinado tiempo... lo cual contribuye a que no se alarguen los periodos lo suficiente como para poder observar la variabilidad en operación del sistema.

Otro de los problemas detectados surge en la utilización de tipos muy específicos de agua, sobre todo en casos de agua sintética o agua a la que se le añaden los compuestos a estudiar. Estos casos también presentan problemas de transferencia de esos resultados a sistemas reales con agua residual real, ya que no se tienen en cuenta multitud de interacciones que se dan en estas circunstancias.

Un problema final, no tanto de investigación como de falta de comunicación es el que detectaron van Nieuwenhuijzen *et al* (2008) en el que exponen que uno de los

principales cuellos de botella en la investigación del S XXI es la mejorable comunicación entre investigadores y grupos de investigación, sobre todo entre diversos continentes (Asia, América y Europa) que lleva a la duplicidad de investigaciones, solapamientos y por lo tanto un gasto de tiempo y recursos que podrían ser optimizados.

### 1.3.- Problemática Actual En Explotación

En la actualidad los sistemas de MBR ya se están utilizando como tratamiento de aguas residuales urbanas a escala real, en la que se reconocen algunas ventajas evidentes. Según los usuarios de esta tecnología, alguna de las ventajas que presentan serían: (Melin *et al.*, 2006; Yang *et al.*, 2006):

- Obtención de un efluente de alta calidad, ideal para su reutilización o posteriores post-tratamientos con tecnologías de membrana (ósmosis inversa, nanofiltración).
- Es necesario poco espacio, debido a la alta concentración de MLSS y carga, por lo que además es muy útil para ampliar plantas sin incrementar el espacio necesario.
- Baja producción de fango, al trabajarse a elevados tiempos de retención celular.
- Menos sensible a las puntas de contaminación.
- Corto tiempo de puesta en marcha con respecto a los sistemas convencionales.
- Bajos requerimientos de mano de obra para su operación y mantenimiento.

A pesar de esto, MBR siguen presentando lagunas en el conocimiento y aspectos a mejorar en su proceso que siguen requiriendo de investigación en ellos, con el objetivo de actuar sobre las variables implicadas para incrementar la efectividad global de las plantas, solventando algunos problemas que se presentan, por lo que todavía presenta un amplio margen para la optimización en su funcionamiento.

En este trabajo se planean la posibilidad de modificar ciertas variables de proceso en el trabajo de MBR estudiados en dos plantas de tamaño real, buscando solventar algunos de los problemas básicos de los MBR, como pueden ser la búsqueda de la obtención de fangos estabilizados en el sistema, de forma que se obtenga un subproducto estabilizado en cuanto a su concentración de materia orgánica volátil, que facilite su gestión.

Los efluentes producidos en los MBR se han demostrado sobradamente de una alta calidad (Melin *et al.*, 2006; Arévalo *et al.*, 2009; Weinrich *et al.*, 2010; Arévalo *et al.*, 2011), sin embargo es conveniente afinar en el estudio de las variables de proceso de estas plantas y de la influencia de la tecnología de membrana empleada sobre los parámetros usuales de calidad, y como cambios en estas se traducen en afecciones de la calidad, de forma que se puedan prever situaciones de trabajo convenientes en cada momento con diferentes condicionantes.

Los MBR, como todo proceso aerobio, necesitan del suministro externo de oxígeno, a través de la aireación de fangos. Este proceso supone un importante coste económico, siendo fuertemente dependiente de las condiciones de trabajo.

Como hemos visto en el apartado anterior el ensuciamiento de membrana supone uno de los principales problemas en el trabajo con tecnología de membranas, pero este puede ser controlado mediante el manejo de las condiciones de trabajo y de los mecanismos de limpieza de las membranas.

### **1.3.1.- Estabilidad De Fangos Generado En Sistemas MBR**

En el tratamiento mediante biorreactores de membrana de aguas residuales se genera como subproducto el fango de depuradora, al igual que en el resto de tratamientos biológicos de aguas residuales. La gestión de este exceso de biomasa producida puede llegar a generar el 60 % del total de los costes de operación en una estación depuradora (Horan, 1990), por lo que hay una imperiosa necesidad de desarrollar estrategias para reducir la cantidad de fangos generados.

Los fangos de depuradora necesitan ser dotados de un destino definitivo, siendo necesario un tratamiento de estabilización y secado en función de los usos posteriores. El Plan Nacional Integrado de Residuos 2007-2015 incluye en su ámbito de aplicación los lodos de depuradora y plantea como destino su valorización energética, su uso en agricultura y la deposición en vertedero, por este orden.

Por sus características, uno de los destinos preferentes en España es la aplicación al suelo como enmienda orgánica. Esta actividad es segura, tal como reflejan algunos estudios realizados tras varios años de aplicación (Surampalli *et al.*, 2008), pero se deben tener presente los posibles efectos adversos que este tipo de actuaciones pueden acarrear, tales como generación de olores, afecciones a la estructura del suelo o contaminación de aguas subterráneas por nitrógeno o fósforo, micro-contaminantes o patógenos (USEPA, 1999; Epstein, 2003).

La cantidad de materia orgánica biodegradable que contenga el fango reutilizado es de suma importancia, dados los problemas que pueden generarse en el suelo tras su aplicación. Esta materia orgánica se va a biodegradar una vez aplicada, pudiendo ser causa de problemas estructurales en el suelo, generar malos olores (USEPA, 1999) o contaminación de acuíferos por lixiviación, lo que puede suponer un aporte de nutrientes o diversos contaminantes (Epstein, 2003). Para evitar esto se emplean fangos estabilizados (USEPA, 1999), con bajas cantidades de materia orgánica biodegradable.

En los pliegos técnicos de diseños de Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales se exige la necesidad de obtener fangos estabilizados, considerando a tales cuando la concentración de materia orgánica volátil está en torno al 60% en peso seco del fango (EGMASA, 2005). Para alcanzar estos valores se puede optar por diversos tratamientos como la digestión anaeróbica y aeróbica, las cuales pueden ser mesófilas o termófilas o bien otros procesos como la alcalinización (Metcalf and Eddy, 2005).

Los sistemas MBR, dado el proceso de separación sólido/líquido que emplean, pueden trabajar con elevadas concentraciones de sólidos en el fango activo, lo cual supone en el caso de aguas residuales urbanas elevados valores de tiempo de retención celular

(SRT). Estas condiciones de trabajo permiten alcanzar el grado de oxidación avanzada, con valores de carga másica inferiores a 0,1 Kg DBO<sub>5</sub>/Kg MLSS, lo cual permite no solo la transformación de la práctica totalidad de la materia orgánica disuelta biodegradable, sino también alcanzar el grado de endogénesis en el fango que lleva a una estabilización aeróbica del mismo (Judd, 2011). Para estas circunstancias la producción de nueva biomasa decrece proporcionalmente con el incremento de la concentración de biomasa, ya que su crecimiento está limitado por la disponibilidad de sustrato (Low and Chase, 1999)

Estas condiciones de trabajo permiten evitar la decantación primaria y reducir la línea de tratamiento de fangos a tan solo los procesos destinados a la concentración, acondicionamiento y secado de los mismos (Judd, 2007; Judd, 2011), con el consiguiente ahorro en las infraestructuras que componen la estación depuradora (Egemen *et al.* 2001).

Una de las principales ventajas demostradas en los sistemas MBR frente a los tratamientos biológicos convencionales es la menor producción de fango alcanzada (Wen *et al.*, 1999; Pollice *et al.* 2008; Le-Clech, 2010) debido a los elevados valores de SRT aplicados. Valores de SRT superiores a 20 días potencian la endogénesis en el proceso biológico, que con un adecuado aporte de oxígeno, permite reducir la biomasa activa alcanzando concentraciones más bajas para esta fracción (Ekama and Wentzel, 2008) que es la única biodegradable dentro de las diferentes fracciones volátiles que componen el fango activo. El resto de volátiles no biodegradables de la biomasa, proceden del influente y de los procesos metabólicos acontecidos, los cuales serán similares tanto en un sistema convencional como en un MBR.

Con respecto a las características del fango, en condiciones de trabajo muy variables se han conseguido porcentajes de volátiles entre el 60-90% (Huang *et al.*, 2001; Pollice *et al.*, 2008), pero los valores más frecuentes oscilan sobre 70-75% (Pollice *et al.*, 2007; Laera *et al.*, 2009). Las características finales del fango serán muy dependientes de las características del agua a tratar, así aguas residuales con elevadas concentraciones de materia orgánica como las aguas negras, dan lugar a porcentajes de volátiles muy elevados en la biomasa (Knerr *et al.*, 2011), mientras que

aguas con cargas menores dan lugar a la generación de biomasa con un menor porcentaje de volátiles (Huang *et al.*, 2001).

Para alcanzar los valores deseados de volátiles en la biomasa es necesario aumentar la concentración de sólidos inertes en el fango frente a la de volátiles. En los MBR los sólidos inorgánicos provienen principalmente de la materia inorgánica que entra en el influente y la mineralización del fango en los reactores. Sobre la cantidad de materia mineral de entrada en el influente no se puede actuar, pero si es posible actuar sobre la mineralización del fango, la generación de nueva biomasa o su endogénesis, sobre lo cual influirá principalmente el SRT. Pollice *et al.*, (2008) consiguieron variar el porcentaje de volátiles del fango activo en sistemas MBR desde el 85 % al 75 % mediante un incremento del SRT, mientras que otros trabajos han puesto de manifiesto porcentajes constantes de volátiles a pesar de variar el valor de SRT de 20 a 80 días, apreciándose una insignificante mineralización (Laera *et al.* 2009).

Junto con la carga contaminante y el SRT, otras variables de los procesos biológicos afectan al contenido final de volátiles en el fango, tales como la carga másica o la temperatura, la cual permite alcanzar una reducción en el contenido de volátiles para valores elevados de temperatura (Arévalo *et al.* 2010).

La diversidad de variables del proceso que afectan tanto a la producción como a las características del fango, junto con el hecho de que la mayoría de los trabajos que estudian las características del fango generado en sistemas MBR observan porcentajes de volátiles superiores al 70 % (Arévalo *et al.* 2010; Knerr *et al.*, 2011; Laera *et al.* 2009; Pollice *et al.*, 2008), muestra la necesidad de profundizar en esta línea de investigación con el objeto de establecer las pautas de trabajo más adecuadas para alcanzar una óptima estabilización, reduciendo las necesidades de postratamiento y facilitando su posterior gestión.

Una de las formas de valorar el grado de mineralización del fango o la generación de nueva biomasa a partir de la metabolización de la materia orgánica aportada con el influente es mediante el estudio de las constantes cinéticas del proceso, empleando para ello técnicas respirométricas que permiten desarrollar índices capaces de evaluar

la estabilidad biológica de la materia orgánica (Barrena *et al.* 2009) o determinar parámetros cinéticos o estequiométricos bajo condiciones específicas, (Kurian *et al.*, 2006; Sperandio *et al.* 2008; Ruiz *et al.*, 2011). La tasa de crecimiento “ $Y$ ” o la tasa específica de decaimiento “ $b$ ” son algunos de los parámetros estequiométricos que definen la evolución de la biomasa y pueden determinarse a partir de técnicas respirométricas, al igual que ciertos parámetros cinéticos como la tasa de crecimiento específico de la biomasa “ $\mu$ ” o las constantes de semisaturación “ $K$ ” entre otros (Henze *et al.*, 1987; Strotmann *et al.*, 1999; Ruiz *et al.*, 2011).

Otro de los mecanismos para valorar el estado del proceso biológico desarrollado en los sistemas MBR es mediante balances de materia. Huan *et al.* (2001) aplicaron balances sencillos para sistemas MBR con el objeto de calcular la tasa de crecimiento de fango “ $R_m$ ” y la tasa de degradación de materia orgánica “ $-R_o$ ” a partir de las cuales determinar los valores de “ $Y$ ” y “ $b$ ” con el objeto de evaluar el efecto del SRT sobre la generación de biomasa, mientras que Wen *et al.* (1999) aplicaron balances similares para predecir la formación de fango en sistemas MBR y sus diferencias con los sistemas convencionales.

Diversos trabajos sobre el efecto que el SRT (Lobos *et al.* 2005; Hay *et al.* 2006; Huang *et al.*, 2001; Pollice *et al.* 2007; Teck *et al.*, 2009) o el HRT (Hay *et al.* 2006) presentan sobre las características y producción de la biomasa en sistemas MBR, empleando herramientas como la respirometría o los balances de materia, se han realizado en los últimos años. Estos trabajos definen claramente el comportamiento de los sistemas MBR en base a estas variables. Sin embargo, otras variables difícilmente modificables en grandes instalaciones tales como la temperatura, la carga orgánica o la composición de la contaminación orgánica, han sido poco estudiadas en condiciones reales de operación, siendo adecuado profundizar en su estudio.

### **1.3.2.- Problemas De Oxigenación En MBR**

Como en todo proceso biológico aireado, en los sistemas de MBR es necesario el oxígeno para mantener las reacciones biológicas aerobias activas y biodegradar los contaminantes presentes en el agua de base carbonada y nitrogenada. El oxígeno es



necesario suministrarlo al fango activo mediante mecanismos externos como soplantes o agitadores, y de forma más común este lo aporta el aire, que es difundido a través del fango activo de forma que el oxígeno contenido en este es transferido al agua.

En el caso de los MBR, el aire es utilizado con distintas finalidades. Como norma general, se suele suministrar aire en dos puntos, en uno de ellos se busca peinar la superficie de las membranas con flujos de burbujas de aire que permitan eliminar los excesos de lodo adheridos, mientras que en el otro, se suministra aire en los reactores aireados con la finalidad de aportar el oxígeno necesario para llevar a cabo procesos biológicos, además de mantener en suspensión la biomasa. El proceso de aireación se ve afectado por dos tipos de factores, los factores relacionados con las características de la biomasa y los referentes al diseño y explotación de los sistemas de aireación (Mueller *et al.*, 2002).

En relación a los costes, se estima que el 70% del consumo energético del reactor biológico es debido a la aireación del sistema, tanto para airear el fango activo como para mantener limpia la membrana (Kraume and Bracklow, 2003), por lo tanto el ahorro energético en esta actividad es de suma importancia y prioritario para el futuro de las instalaciones MBR.

La aireación de las membranas es uno de los mecanismos propuestos por los fabricantes de membranas para mantener bajo control los ensuciamientos en estas. En ella se busca un flujo de burbujas que peinen la superficie de las membranas para retirar los excesos de fango adheridos a su superficie durante el proceso de filtración, gracias a la fuerza de cizalla ejercida por las burbujas de aire. Si bien es un proceso eficaz en el control del ensuciamiento, supone una parte importante del gasto energético en aireación, incrementando el consumo de energía en el global de la planta (Kraume and Bracklow, 2003). Para un MBR sumergido en torno al 30-40% de la energía demandada viene de la aireación necesaria en las membranas (Garcés *et al.*, 2007; Stone and Livingston, 2008).

Para acometer la aireación se instalan soplantes que inyectan bajo los módulos de membrana grandes flujos de burbujas gruesas (Ndinisa *et al.* 2006), para eliminar el fango adherido, siendo necesario controlar la presencia de zonas muertas donde no llegan las burbujas con efectividad ya que generan zonas sucias en la membrana y disminuciones de superficie filtrante (Ueda *et al.* 1997; Vera *et al.* 2000; Bérubé and Lei, 2006). Para evitarlo se tienen que tener en cuenta tanto la tasa de aireación, el tamaño de las burbujas, el espaciado entre membranas, tensionado, altura de lámina de agua, áreas transversales, etc. (Kraume and Drews, 2010).

Con respecto a la biomasa, su composición y concentración afectan a la capacidad de oxigenarse o más bien a la transferencia de oxígeno (Germain and Stephenson, 2005). Las necesidades de oxigenación en fangos de MBR son superiores a los tratamientos convencionales, por una mayor demanda de oxígeno debida a una superior concentración de sólidos en suspensión (Germain and Stephenson, 2005). La tecnología más aplicada para aportar oxígeno a los reactores biológicos aireados en tratamientos con membranas es la de adición de aire en burbuja fina, dada la alta ratio de volumen/superficie que presentan estas burbujas, que favorecen la transferencia del O<sub>2</sub>.

Hay una gran cantidad de factores que afectan a la capacidad de transferencias de masa del oxígeno, desde la burbuja al fango EPS, SMP, partículas del fango, tamaño de flóculo, tiempo de contacto, superficie de contacto, flujos de aire y grado de coalescencia, pero el mayor efecto sobre la oxigenación según multitud de estudios viene determinada por la concentración de sólidos en suspensión (Ju and Sundararajan, 1994; Muller *et al.*, 1995; Freitas and Teixeira, 2001; Krampe and Krauth, 2003), y viscosidad del fluido (Garcia-Ochoa *et al.*, 2000; Badino *et al.*, 2001; Jin *et al.*, 2001; Rodríguez *et al.*, 2010). Valores elevados de estos dos factores incrementan significativamente la cantidad de aire suministrado, por lo que es interesante mantenerlos bajo control mediante las purgas de fango. Cornel *et al.* (2003) recomienda no superar concentraciones de 15 g/L de MLSS en el fango, ya que por encima se incrementan considerablemente el consumo energético para aportar el oxígeno.

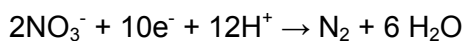
La aireación también provoca cambios en la estructura biológica y física del fango, dependiendo de los grados de oxigenación, la diversidad de especies presentes en el fango varían (Madoni *et al.*, 1993), mientras que la aireación puede romper y disgregar los flóculos formados, alterando la estructura física del fango (Abbassi *et al.* 1999).

Por otro lado, la concentración de oxígeno disuelto en el fango activo también puede afectar al proceso biológico de descomposición de compuestos nitrogenados. El nitrógeno se suele eliminar del agua en los tratamientos de depuración mediante procesos de nitrificación-desnitrificación. En este proceso se busca oxidar todos los compuestos del nitrógeno presentes en el agua de entrada (mayoritariamente  $\text{NH}_4^+$  y N orgánico) a  $\text{NO}_3^-$ , y desde aquí en situaciones de anoxia pasar estos compuestos oxidados a  $\text{N}_2$  gaseoso.

El proceso de nitrificación se da en dos pasos, descritos en las siguientes ecuaciones,

1.  $\text{NH}_4^+ + \text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_2^- + 4\text{H}^+ + 2\text{e}^-$
2.  $\text{NO}_2^- + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{NO}_3^- + 2\text{H}^+ + 2\text{e}^-$

Mientras que la desnitrificación son una serie de reacciones en cadena en las que el nitrato se usan como aceptor final de electrones en situación de anoxia, reduciéndose a  $\text{N}_2$  gas.



Para realizar la nitrificación-desnitrificación por procesos biológicos se suele elegir la configuración de las plantas en predesnitrificación, en las cuales el influente se introduce inicialmente en el reactor anóxico donde se produce la desnitrificación utilizando para ello la materia orgánica que presenta el influente. Pero inicialmente no hay nitratos en el reactor anóxico, ya que estos se forman en el reactor aireado y se hace llegar a este tanque mediante recirculaciones desde el reactor de membrana o entre bioreactores.

El problema aparece cuando a través de la recirculación se aportan concentraciones residuales de oxígeno disuelto en el fango, ya que el oxígeno afecta a la desnitrificación por tres factores: efecto competitivo, ya que es más rentable energéticamente utilizar como aceptor de electrones el O<sub>2</sub> (Thauer *et al.*, 1977) de forma que la materia orgánica del influente empieza a ser consumida utilizando como aceptor final el oxígeno por lo que se ve limitado el proceso de desnitrificación por la cantidad de materia orgánica biodegradable presente en el influente, además de generar otros problemas sobre las bacterias desnitrificantes, como por inhibiciones enzimática (Davies, 1989), en las que reducen su actividad, o genética (Braun and Zumft, 1992), impidiendo la generación de enzimas. Por lo tanto un elevado grado de oxigenación tanto por aireación biológica como por limpieza de membranas puede interferir en la correcta eliminación de los productos nitrogenados presentes en las instalaciones y reducir su eficacia.

### **1.3.3.- Ensuciamiento De Membrana**

El término ensuciamiento de membrana en sentido estricto es la cobertura, el relleno de la superficie de la membrana con depósitos que se adsorben en ella o simplemente se acumulan durante la operación (Drews, 2010). Sin embargo, el término es generalmente usado para todos aquellos fenómenos que llevan a una pérdida o disminución de la permeabilidad (Drews, 2010).

Este es considerado uno de los mayores problemas operacionales detectados actualmente en los sistemas MBR, dado que suponen un problema añadido al proceso de filtración, lo cual incrementa los costes operacionales por gasto energético y acorta la vida media de las membranas (Drews, 2010; Kraume and Drews, 2010). Debido a su impacto en el funcionamiento de los sistemas y la gran importancia operacional y económica del ensuciamiento, este ha sido el mayor objetivo en las investigaciones relacionadas con los biorreactores de membrana de los últimos años (Yang *et al.*, 2006; van Nieuwenhuijzen *et al.*, 2008; Santos *et al.* 2011).

Las causas del ensuciamiento de las membranas son muchas, muy diversas y complejas (Bérubé *et al.*, 2006; Drews *et al.*, 2008; Hwang *et al.*, 2008; Lyko *et al.*,

2008; Kimura *et al.*, 2009; de la Torre *et al.*, 2010). Sin embargo, su principal efecto observable es un descenso en la carga específica de filtración, bien por el aumento de la presión transmembrana (TMP) o descenso de la carga de filtración.

El ensuciamiento se puede clasificar en diferentes categorías, como ensuciamiento reversible, que puede ser eliminado por limpiezas físicas, irreversible, que necesita de limpiezas químicas para ser eliminado e irrecuperable, que no se puede eliminar mediante limpiezas (Jiang *et al.*, 2003)

La mayoría de las partículas y sustancias que ensucian las membranas son llevadas a estas por el flujo que circula a través de ellas, por lo que se puede relacionar el flujo sobre las membranas y el grado de ensuciamiento que estas sufren. Sin embargo, la intervención de muchos otros parámetros en complejas interrelaciones hacen este fenómeno difícil de manejar y predecir (Drews, 2010). El ensuciamiento de membrana se ha estudiado bajo gran cantidad de parámetros, pero aún sigue existiendo un gran desconocimiento de los procesos. Se ha estudiado su relación con parámetros del fango como la concentración de biomasa, tamaño de flóculo, reología del fango, viscosidad, y la concentración de sustancias poliméricas extracelulares, ligadas o disueltas y con características de las membranas y operacionales (Chang *et al.*, 2002; Le-Clech *et al.*, 2003; Lesjean *et al.*, 2004; Drews *et al.*, 2006).

Las características de la membrana influyen de forma muy importante en el grado de ensuciamiento que llegan a sufrir, dada las características de su superficie y su material. El material de la membrana muestra propensiones diferentes al ensuciamiento debido a su tamaño de poro, la morfología y la hidrofobia. En general, ensuciamiento de la membrana se produce más fácilmente en membranas hidrofóbicas que en hidrofílicas, debido a la interacción hidrofóbica entre sustancias ensuciantes y las membranas. Como resultado, se ha prestado mucha atención a reducir el ensuciamiento de membrana mediante la modificación de las características de las superficies de las membranas de hidrofóbicas a más hidrofílicas (Chang *et al.*, 2002; Meng *et al.*, 2009).

También es importante a la hora de evitar ensuciamientos el diseño de la instalación, el cuanto a la hidrodinámica en el tanque de membranas y sobre la superficie de membrana, junto con una correcta previsión y mantenimiento de la aireación de estas que reduzca las sustancias adheridas (Le-Clech *et al.*, 2006; Drews, 2010)

La TMP asesora de la presión que sufren las membranas en el proceso de filtrado, y nos indica el peligro de que estas sufran daños estructurales por sobrepresiones. Conforme se ensucia la membrana, la TMP aumenta, de forma que es necesario limpiarla para recuperar las presiones iniciales y seguir produciendo. Sin embargo, la recuperación de los niveles iniciales de presión no es posible y se pierde poco a poco permeabilidad en las membranas, lo que a la larga marca el fin de su vida útil (Judd, 2011).

Pero no en todos los casos la presencia de ensuciamiento en la membrana es negativo, ya que existen tecnologías como la microfiltración que exigen la formación de una capa sobre la membrana que actúe como medio prefiltrante para reducir el tamaño de poro y mejorar la calidad del efluente producido (Le-Clech *et al.*, 2006).

Las limpiezas para reducir el grado de atascamiento de las membranas se pueden categorizar en dos tipos, limpiezas llevadas a cabo con procesos físicos y con procesos químicos, si bien en la práctica se suelen emplear los dos sistemas (Le-Clech *et al.*, 2006). Además, durante el proceso de filtrado se suelen emplear mecanismos para dificultar o disminuir el ensuciamiento, como son la creación de flujos tangenciales a la membrana por las recirculaciones de fango o mediante flujos de burbujas gruesas que peinen las membranas (Cui *et al.*, 2003).

Los procesos físicos de limpieza son empleados por todos los tipos de membrana, y consisten en retrolavados o relajación de membranas, con o sin aire (Le-Clech *et al.*, 2006). En ambos casos, la adición de aire para apoyar la limpieza se basa en la instalación de difusores de burbuja gruesa bajo la membrana, que peinan esta en un flujo tangencial a la superficie, retirando el exceso de depósitos. Estas operaciones están programadas como parte de la carrera de filtración y se llevan a cabo durante

15-60 segundos cada filtración de 3-12 minutos (Kraume and Bracklow, 2003; Judd, 2006)

Los retrolavados son más frecuentes en membranas de ultrafiltración y se fundamentan en hacer pasar en sentido contrario parte del permeado producido, de forma que este flujo a contracorriente arranque los sólidos adheridos (Psoch and Schiewer, 2006; Judd, 2011). La relajación, más frecuente en membranas de microfiltración, consiste en detener durante un tiempo el proceso de filtración mientras se suministra aire a las membranas para eliminar excesos en esa misma capa.

Las limpiezas químicas incluyen la añadidura a las membranas de determinados productos químicos como hipoclorito sódico, peróxido de hidrógeno, ácido cítrico, ácido oxálico, ácido clorídrico, ácido sulfúrico o hidróxido sódico entre otros (Judd, 2011). La elección del reactivo a añadir así como las concentraciones y el tiempo de contacto dependen de la naturaleza de la sustancia que ensucia la membrana, de la experiencia del operador y las recomendaciones del fabricante (Yang *et al.*, 2006).

De forma más extendida los reactivos químicos más empleados en la limpieza de membranas son el hipoclorito para contaminación orgánica y ácido cítrico para contaminación inorgánica (Le-Clech *et al.*, 2006). En el transcurso de limpieza química se emplean junto con los procesos de las limpiezas físicas, en retrolavados o manteniendo las membranas en relax con el reactivo y usualmente con adición de aire. Por lo general estos reactivos se diluyen en parte del permeado producido o en agua de servicio y se introducen en el interior de las membranas, bien en contralavado o en un baño químico, se mantiene un tiempo de contacto las membranas con la solución y se evacúa esta (Judd, 2011).

Las limpiezas químicas presentan el problema de la necesidad de adición de reactivos, lo que conlleva un gasto económico en la producción del efluente a la vez que la utilización de estos mismos reactivos pueden causar problemas operacionales o de gestión de residuos (Liao *et al.*, 2004). En el caso de algunos de los productos empleados, son tóxicos para la biomasa por lo que se debe tratar de evitar su contacto con esta (Lim *et al.*, 2004). A su vez, al añadirle estos reactivos al permeado se

generan subproductos, sobre todo de la cloración, que causan problemas en su posible reutilización o vertido al medio (Drews *et al.*, 2009).

Las limpiezas químicas son actuaciones agresivas en las que un agente químico es aplicado sobre la membrana de forma que se modifican las propiedades físicas y químicas de la membrana (Arkhangelsky *et al.*, 2007b; Wang *et al.*, 2010). Se ha observado que esta aplicación de reactivos es capaz de eliminar eficazmente los ensuciamientos y disminuciones de flux en membranas, si bien a su vez conlleva a situaciones que a la larga provocan un mayor grado de ensuciamiento y más dificultad en su eliminación dado que se modifican las características químicas de la membrana, sus grupos funcionales y con ello el ángulo de contacto de las gotas con su superficie (Kuzmenko *et al.*, 2005; Arkhangelsky *et al.*, 2007a) y un descenso en la resistencia mecánica de las membranas debido al gradual deterioro de los materiales (Arkhangelsky *et al.*, 2007b). Por lo tanto es un procedimiento que conlleva un importante desgaste en las condiciones de las membranas.

#### **1.3.4.- Estabilidad Frente A Variaciones De Carga.**

En los sistemas de MBR funcionando a escala real son frecuentes las variaciones de carga contaminante, debido a que al trabajar con agua residual urbana real se está expuesto a muchos factores que varían la carga contaminante presente en el agua (estacionalidad, dilución por lluvias, problemas en conducciones, vertidos...), o porque se tratan aguas residuales asimiladas a urbanas de orígenes muy específicos como aguas residuales de supermercados, barcos, procesos industriales de industria alimentaria... que sólo producen o producen principalmente residuos en horas determinadas.

La variación de carga contaminante es una de las modificaciones en los parámetros de proceso que se deben de tener en cuenta en el funcionamiento de una estación depuradora de aguas residuales, pues es un problema que en mayor o menor proporción se va a presentar en las instalaciones, pudiendo causar problemas operacionales.



Los sistemas de MBR presentan una alta estabilidad frente a fluctuaciones en la carga contaminante del influente, siendo capaces de mantener una calidad estable en el efluente producido ante las variaciones en la contaminación de entrada, que a su vez condiciona parámetros de proceso como la relación alimento/microorganismos (F/M ratio) debido a la barrera física que supone la membrana y la alta concentración de microorganismos presentes en el licor mezcla (Wu *et al.*, 2009; Sun *et al.*, 2010; Zhang *et al.*, 2010), sobre todo si los comparamos con tratamientos convencionales, lo que lo convierte en una solución fiable a los problemas causados por esta situación. Sin embargo esto no quiere decir que no se planteen problemas operacionales debidos a estas circunstancias.

Al aumentar la carga contaminante se varía la relación F/M, por lo que si mantenemos el SRT fijo lleva a un incremento en la concentración de MLSS por una mayor generación de biomasa, lo que puede conllevar una serie de problemas como son un mayor grado de ensuciamiento de la membrana (Chang and Kim, 2005; Le-Clech *et al.*, 2005) o menores tasas de transferencias de oxígeno (Krampe and Krauth, 2003). Incluso en recientes estudios se ha demostrado una alta correlación entre las variaciones de carga y ensuciamientos de membrana (Trussell *et al.*, 2006; Zhang *et al.*, 2010).

#### **1.3.5.- Pérdida De Biomasa**

En los sistemas de tratamiento de aguas uno de los problemas que se pueden presentar son los derivados de la pérdida de biomasa debido a la salida de las espumas generadas fuera de los reactores biológicos.

La generación de espumas en plantas con fangos activos se describe como la flotación de biomasa y en su origen puede ser debido a varios factores, como puede ser la presencia de surfactantes de origen antropogénico (detergentes), biosurfactantes y la presencia en términos de desequilibrio microbiano de algunas especies de bacterias filamentosas, siendo las más comunes *Nocardia sp.* o *Microthrix parvicella* (Statton *et al.*, 1998; Mara and Horan, 2003; Arévalo, 2008). La espuma de biorreactor es más ligera que el licor mezcla y está compuesta por tres fases: burbujas

de gas encerradas en ella, agua residual y partículas sólidas en las fracciones hidrofóbicas del fango activo (Davenport and Curtis, 2002).

La espuma blanca de detergentes es común en desequilibrios de la tasa F/M, que acontece principalmente al comienzo de la explotación de las instalaciones en las que existe una tasa elevada debido a una baja concentración de microorganismos (Judd, 2011). Estas espumas tienden a disminuir al mejorar el ratio F/M y acercarnos a la concentración de MLSS óptima.

En cuanto a las espumas de origen biológico son causadas por acción de los microorganismos presentes en el fango activo por desequilibrios de los grupos bacterianos que componen el fango. Estos desequilibrios suelen ser causados por bajas tasas de F/M, incrementos o descensos de temperatura, contacto de la biomasa con los reactivos de limpiezas químicas, entrada de tóxicos, cambios en la composición del influente, etc. (Judd, 2011).

Los microorganismos, principalmente *Nocardia sp.* o *Microthrix parvicella* presentan hidrofobicidad debido a la presencia de ácidos micólicos en sus paredes celulares o presentan especial afinidad por las grasas y por las cadenas carbonadas de los lípidos presentes en el agua residual (Goi *et al.*, 1998; Judd, 2011). Esta hidrofobicidad provoca una tendencia a adherirse con facilidad a las burbujas de gas presentes o generadas en el fango y suban a la superficie, produciendo una flotación del fango del reactor en una espuma que presenta alta estabilidad y mayor viscosidad que otras espumas.

El problema generado por espumas biológicas es una cuestión largamente estudiada en el caso del tratamiento con fangos activos convencionales (Wanner, 1998; Rehka *et al.*, 2005; Frigon *et al.*, 2006). La salida de espumas con el efluente debido al proceso de retirada sólido-líquido en estas tecnologías provoca un serio empeoramiento en la calidad del agua obtenida, además de otros problemas como son el escaso control de concentración de sólidos y del tiempo de retención celular en períodos de flotación de fangos, así como la producción de malos olores (Madoni and Davoli, 1997). Además, se puede dar el caso de que no sólo el fango produzca flotación, sino que incluso

supere los niveles de seguridad y contención en reactores o decantadores secundarios y se produzca pérdida de biomasa por derrames, lo cual además de los inconvenientes anteriormente descritos presenta problemas adicionales de pérdida efectiva de biomasa, suponiendo esto serios problemas para la estabilidad y capacidad depurativa del fango activo e incluso un problema de salud pública (Hossain, 2004; Tian 2011).

En el caso de los tratamientos de aguas con tecnologías convencionales, se ha demostrado una clara relación entre la presencia de estos microorganismos nocardiformes, *Microthrix parvicella* o en general bacterias con afinidad hidrofóbica y la generación y estabilización de espumas (Pipes, 1978; Stratton *et al.*, 1993; Stratton *et al.* 1998; Iwahori *et al.*, 1997; Rittmann and McCarty, 2001).

En los sistemas MBR es comúnmente aceptado que presentan características microbiológicas diferentes de los fangos activos convencionales (Judd, 2006) si bien el conocimiento de los procesos biológicos en fangos de biorreactores de membranas es significativamente inferior al conocimiento de fangos activos que acumulan décadas de estudio. Las investigaciones llevadas a cabo sobre microbiología en MBR, sobre todo el estudio de bacterias filamentosas indican que las bacterias HGC, incluyendo Actinomicetes (*Nocardia sp.*), *Nostocoida limicola* III, *M. parvicella* y *Cytophaga* son las bacterias predominantes en la formación de espumas (Arévalo, 2008; Luxmy and Yamamoto, 2003; You and Sue, 2009). Sin embargo, se ha descubierto en fangos de MBR con problemas de espumas que estas se generaban sin la presencia, o al menos sin la presencia masiva de estos géneros bacterianos. Estas espumas están relacionadas con la cantidad de proteínas de las sustancias poliméricas extracelulares, (Nakajima and Mishima, 2005; Judd, 2006; Di Bella *et al.*, 2011).

La función del EPS es la de agregación de bacterias, formación de una barrera protectora alrededor de las células, retención de agua y ayudar en la adherencia a superficies (Laspidou and Rittmann, 2002). Sin embargo, esta sustancia polimérica representa uno de las mayores complicaciones no lo suficientemente resueltos en explotación de MBR, ya que es responsable de serios problemas en el funcionamiento cotidiano, tanto en la formación de espumas y sus problemas asociados como en el

ensuciamiento de la membrana (Lee *et al.*, 2001; Zhang *et al.*, 2006; You and Sue, 2009; Di Bella *et al.*, 2011).

Las condiciones de trabajo de los MBR suponen unas condiciones ideales para el crecimiento y desarrollo de bacterias filamentosas y de producción de EPS. Al reemplazar la sedimentación por una filtración por membrana todas las bacterias y sustancias sólidas mayores que el tamaño de poro quedan retenidas en el sistema. Por esto, y en las condiciones habituales de trabajo se dan las circunstancias idóneas de crecimiento, con elevadas concentraciones de MLSS, altos SRT y HRT, temperaturas altas y una baja ratio F/M (Jenkins *et al.*, 2004; Tandoi *et al.*, 2006; Smith, 2006; Di Bella *et al.*, 2008).

La pérdida de biomasa dificulta enormemente el control de las explotaciones de MBR, ya que se pierden biomasa activa disminuyendo las concentraciones de MLSS y de SRT, dificultando la estabilización del fango y generando una serie de problemas debido a los derrames (necesidad de limpieza y retirada, olores, insectos...) de un residuo de difícil gestión.

Múltiples soluciones se han propuesto a estos problemas, tanto desde el diseño como desde la explotación de instalaciones. Algunos de las soluciones propuestas al problema son (Judd, 2011):

- Reducción de la concentración de MLSS.
- Adición de nutrientes.
- Resiembra con fango importado.
- Dosificación de cloro.
- Dosificación de aluminio.
- Minimización de la aireación de membranas.
- Dosificación de agentes antiespumantes.
- Instalación de duchas difusoras de superficies.

De estas soluciones, las seis primeras hacen frente a la raíz del problema, mientras que las dos últimas atacan a sus síntomas. Las primeras son más efectivas y deseables en el largo plazo, mientras que las últimas son inmediatas.

Aún así, lo más deseable para el control de las espumas es tenerlas en cuenta desde el diseño de las instalaciones, para prever y mitigar el problema. Algunas de las medidas que se suelen emplear para este propósito son (Judd, 2006; Judd, 2011):

- Instalación de rebosaderos en tanques para evitar acumulaciones.
- Ecuilibración del influente por tanques de mezcla.
- Instalación de duchas de superficie.
- Correctos procesos de mezcla del fango en los tanques y del fango con el influente, evitando zonas sépticas.
- Posibilitar la retirada del fango de superficie y apropiado tratamiento.
- Plantear la adición de reactivos al sistema (antiespumante, nutrientes, aluminio, cloro).
- Evitar elevados SRT.
- Control de los procesos de nitrificación/desnitrificación.
- Llevar un control cuidadoso del oxígeno disuelto en el licor mezcla.

Aún a pesar de estas soluciones el problema de pérdida de fango en tratamientos biológicos, incluidos MBR es un problema frecuente en su explotación.

### **1.3.6.- Reutilización Del Efluente Obtenido**

La escasez y contaminación del agua son un problema que se plantea para la sostenibilidad del uso de los recursos hídricos en una gran cantidad de países en el mundo (Bixio *et al.*, 2008), sobre todo en regiones áridas o semiáridas. Como respuesta a estos problemas se lleva años trabajando en la opción de reutilizar el agua residual depurada como una nueva fuente de recursos hídricos, segura y estable en el tiempo. Pero para poder reutilizar este recurso es necesario dotarlo de una calidad suficiente como para que no suponga un problema ambiental ni de salud. Para ello gran cantidad de países y organismos internacionales se han dotado de regulaciones para la reutilización de aguas residuales, como los estándares de calidad para

reutilización de la Organización Mundial de la Salud (Carr *et al.* 2004), o la Directiva Marco del Agua de la Unión Europea (WFD, 2000). En España, el R.D. 1620/2007 regula la calidad necesaria del agua a reutilizar dependiendo de los diferentes usos.

Dentro de estos objetivos se buscan tecnologías que permitan llegar a los límites legales marcados. La tecnología MBR ha demostrado sobradamente que es capaz de proporcionar la calidad de agua deseada para los límites de usos más restrictivos que se pueden prever (Jefferson *et al.*, 2000; Melin *et al.*, 2006; Wisniewski, 2007; Arévalo *et al.*, 2009; Zanetti *et al.*, 2010), por lo que supone una alternativa real cuando se plantea la reutilización del agua residual tratada.

En el caso español, el R.D. 1620/2007 regula el uso de las aguas regeneradas y marca unos parámetros máximos para cada uso, clasificando estos en urbano, agrícola, industrial, recreativo y ambiental. Se plantean por tanto una gran diversidad de usos en los que poder emplear el agua con requisitos diferentes para cada destino.

Para asegurar dicha calidad, el marco normativo refleja una amplia variedad de parámetros tanto físico-químicos como biológicos, en los que se controla nematodos intestinales, *E.coli*, *Legionella sp.*, *Salmonella*, *Taenia solium* y *Taenia saginata*, sólidos en suspensión, turbidez, Nitrógeno total,  $\text{NO}_3^-$ , Índice RAS y una selección de metales pesados, si bien no todos los controles son exigibles ni todos los límites iguales según el destino. Los usos más restrictivos son los que tienen que presentar un mayor riesgo de salud pública, bien sea por contacto directo con el agua o indirecto a través de los alimentos.

En el caso de la eliminación de materia orgánica del agua los biorreactores de membrana son capaces de ofrecer grandes resultados (Arévalo *et al.*, 2009; Zanetti *et al.*, 2010) si bien es necesario mantener bajo control el recuento de microorganismos.

Para la reutilización del agua es necesario controlar la presencia de microorganismos y huevos de nematodo en los efluentes que vayan a ser reutilizados en algunos de los usos más exigentes, como agrícola y urbano.

La eliminación de microorganismos del agua por parte de los MBR viene determinada por el tamaño de corte que ofrezca la superficie filtrante, bien mediante el tamaño de poro en las membranas de ultrafiltración o por la generación de una torta de filtrado sobre la superficie de la membrana (Tao *et al.*, 2005; Martí *et al.*, 2011), mediante un proceso físico de cribado. La tecnología de membranas, y en particular las membranas de ultrafiltración, son muy eficaces en la retención de los virus y bacterias (Gómez *et al.*, 2007; Rojas *et al.*, 2008), sin embargo, es frecuente encontrar microorganismos en los efluentes obtenidos de los sistemas de membrana, que empeoran la calidad de estos y requieren un control mediante limpiezas químicas (Arévalo *et al.*, 2009).

La retirada de microorganismos presentes en el fango es muy eficaz para bacterias, protozoos y huevos de nematodo, que poseen tamaños superiores a los tamaños de poro de las membranas, sin embargo hay otros indicadores microbianos, como los virus, que presentan tamaños similares o inferiores a los poros de membrana, en los que la eficiencia de retirada es más variable y dependiente de más factores (Martí *et al.*, 2011).

Los indicadores bacterianos con los que se suele trabajar en el efluente de estas instalaciones son indicadores de contaminación fecal, como la *E.coli* y contaminadores microbianos como el recuento de bacterias aerobias. Estos indicadores tienen una amplia presencia en fangos activos (Hirani *et al.*, 2010), y presentan tamaños mayores que los poros de membrana, por lo que la exclusión por tamaño debe ser el procedimiento habitual para su retirada de los efluentes (Ottoson *et al.*, 2006; Zhang and Farahbakhsh, 2007; Wong *et al.*, 2009). Su identificación en estos es frecuente (Gómez *et al.*, 2006; Arévalo *et al.*, 2009) lo cual puede suponer una serie de problemas operativos, como fallos en la integridad de la membrana, de contaminación en condiciones y cala limpia de las membranas, etc. (Bryers, 2000; Hirani *et al.*, 2010) y presentar limitaciones en las posibilidades de reutilización de los efluentes en usos más restrictivos.

El mismo proceso de eliminación es el que siguen los protozoos y huevos de nematodo presentes en el licor mezcla, que poseen un tamaño aún mayor que las bacterias, y por tanto quedarán retenidos por la superficie filtrante (Gómez *et al.*, 2006; Ottoson *et al.*, 2006).

En cambio la contaminación por virus presenta características diferentes. La mayoría de los virus humanos tienen tamaños inferiores o similares a los tamaños de poro que presentan las tecnologías de membrana (Van Regenmortel *et al.*, 2000) por lo que es esperable que las instalaciones presenten más problemas en la retirada de estos microorganismos, encontrándolos en los efluentes.

El indicador que se suele emplear como representativo de contaminación de virus en aguas residuales son los virus que infectan bacterias, o bacteriófagos.

La presencia de los virus en aguas residuales tratadas mediante tecnología de membranas alcanza niveles de retirada muy altos a pesar de que el tamaño de los virus y el de los poros de membranas deberían tender a conteos más altos. Los sistemas de MBR han demostrado rendimientos muy elevados (Zhang and Farahbakhsh, 2007; Hirani *et al.*, 2010), un hecho que se ha quedado demostrado en otras tecnologías de membranas (Gómez *et al.*, 2006; Gómez *et al.*, 2007).

Los mecanismos de retirada de estos virus desde los fangos activos a los efluentes siguen mecanismos diversos y dependientes de las condiciones de trabajo de las instalaciones. Uno de los mecanismos más significativos de retirada de estos virus es mediante su fijación a partículas (Gómez *et al.*, 2007; Zhang and Farahbakhsh, 2007), de forma que al fijarse a elementos de mayor tamaño pueden quedar retenidos por los poros. Este mecanismo va a presentar influencia por las condiciones de trabajo de la planta, ya que la concentración de sólidos en suspensión aumenta la cantidad de partículas a las que se pueden fijar los virus.

Complementario a este proceso es la fijación a la biocapa filtrante generada sobre la superficie de las membranas, en la que los virus quedan retenidos en esta capa que recubre las membranas y disminuye su tamaño de poro (Farahbakhsh and Smith,



2004). Este mecanismo será más eficaz en las membranas que generen esta torta de filtrado y no la retiren mediante retrolavados, como las membranas de microfiltración.

Otro mecanismo de retirada de virus es su fijación a la superficie de la membrana (Farahbakhsh and Smith, 2004), en lo cual el material y las características de estas van a presentar una gran influencia en la efectividad de este proceso.

Las características de los virus, como son el tamaño y las características de su superficie también van a variar su afinidad a fijarse a determinadas sustancias o quedarse retenidos en la superficie filtrante (Langlet *et al.*, 2009).

Finalmente, otro mecanismo de retirada de virus del licor mezcla es la predación que se produce en este ecosistema, en el que los virus son predados y por tanto retirados del fango (Zhang and Farahbakhsh, 2007).

Por lo tanto la retirada de virus es una situación más compleja que la retirada de bacterias, protozoos o huevos de nematodo, dado que se basa en un mayor número de procesos, algunos de ellos dependientes de las condiciones de trabajo.

Un buen indicador sobre integridad de membranas, y sobre el funcionamiento del sistema es el conteo de partículas del efluente (Arévalo *et al.*, 2009; Poyatos *et al.*, 2010), que nos asesora del funcionamiento de estas y del grado de contaminación que presenta la cara limpia de la membrana y las conducciones del permeado, siendo un parámetro muy interesante en la reutilización de aguas residuales

También, dentro del interés en la reutilización del efluente producido es necesario controlar otra serie de sustancias contaminantes que en amplio grado han escapado al control normativo pero que pueden presentar limitaciones en la reutilización debido a su toxicidad, como podrían ser metales pesados y contaminantes emergentes.

Los metales pesados son elementos químicos presentes en la naturaleza, si bien su presencia en las aguas residuales suele venir definida por la acción del ser humano (Sörme and Lagerkvist, 2002). El problema que presentan es su elevada toxicidad a bajas concentraciones y su tendencia a bioacumularse (Moreno *et al.*, 1997), lo que las convierte en sustancias tóxicas prioritarias a mantener bajo vigilancia (WFD, 2000).

La legislación española para la reutilización del agua (R.D. 1620/2007) determina que para la reutilización agrícola es necesario controlar la concentración de determinados metales pesados, específicamente As, Be, Cd, Co, Cr, Cu, Mn, Mo, Ni, Se y V, si bien hay una gran cantidad de metales que no se ha recogido en la legislación y que también pueden estar presentes en el agua residual.

A su vez existe la posibilidad de reutilizar otro de los subproductos generados en el tratamiento de aguas residuales urbanas, como es la reutilización agrícola como enmienda orgánica del fango de depuradora. Así, desde la Directiva 86/278/CEE, transpuesta en el R.D. 1310/90, que regula la presencia de metales pesados en fango de depuradora que se plantea su uso como enmienda orgánica en suelos, se ha ido forjando la idea de una necesidad de actualización normativa, por lo que en 1991 (Directiva 91/692/CEE), 2003 (Reglamento CE n ° 807/2003) y 2009 (Reglamento CE n ° 219/2009) se han introducido tres modificaciones que se han incluido en el texto original. En este caso de la ley vigente R.D. 1310/90 se plantea la determinación de concentraciones de Cd, Cu, Ni, Pb, Zn, Hg y Cr, teniendo en cuenta no solo la concentración de estos elementos en el fango sino también su concentración en el suelo y la cantidad media de estos que se añade a lo largo de 10 años.

Los tratamientos de aguas con sistemas MBR permiten obtener calidades muy altas en rendimientos de eliminación de metales pesados (Santos and Judd; 2010) lo cual facilita la reutilización del permeado obtenido, si bien los estudios científicos que se han llevado a cabo suelen ser muy parciales, y sólo se estudian los elementos principales (Chipasa, 2003; Karvelas *et al.*, 2003; Wang *et al.*, 2005; Nakhla *et al.*, 2008; Santos and Judd, 2010; Katsou *et al.*, 2011) mientras que ha quedado al margen un amplio abanico de metales que pueden causar problemas de toxicidad y que resulta un importante e interesante campo de investigación.

Estos elementos han sido estudiados en la literatura científica, en su origen, comportamiento y destino. Se observa que la eliminación del metal del agua residual tratada se debe a una serie de mecanismos físico-químicos que provoca su retirada, como son su adhesión a partículas sólidas por ligamiento a compuestos orgánicos o inorgánicos, solubles o insolubles, adsorción y precipitación química, dependiendo principalmente de la concentración del metal en el influente, DQO de este, y su alcalinidad, dureza y pH (Lester, 1987).

Mediante el manejo de las condiciones de trabajo se puede incrementar los rendimientos de eliminación de metales, principalmente favoreciendo las condiciones para el cambio de estado químico del elemento y su fijación a determinados compuestos. Así, al elevar las concentraciones de MLSS, EPS, la concentración de oxígeno disuelto para oxidar los compuestos metálicos, aumentar el TRH, o adicionar agentes quelantes elevan la capacidad de retirada de estas sustancias (Chen *et al.*, 1974; Rossin *et al.*, 1982; Fukushi *et al.*, 1996; Comte *et al.*, 2008).

En cuanto a los contaminantes emergentes son un grupo muy heterogéneo de sustancias de relativamente reciente descubrimiento, siendo necesario tener en cuenta su presencia en las aguas tratadas en general, y su eliminación por sistemas MBR (De Vewer *et al.*, 2003). Dentro de este heterogéneo grupo de contaminantes se encuadrarían sustancias como disruptores hormonales, compuestos farmacéuticos, compuestos aromáticos policíclicos y demás microcontaminantes orgánicos. Todas estas sustancias tienen en común un origen orgánico y elevada toxicidad (Blanchar *et al.*, 1999).

Gran cantidad de estudios se han estado llevando a cabo los últimos años para comprender los procesos y rendimientos de eliminación de estos compuestos por diferentes tecnologías a lo largo de los últimos años (Clara *et al.*, 2005; Ternes and Joss, 2006; Reemtsma and Jekel, 2006; Smook *et al.* 2008; González *et al.*, 2011) con el interés de determinar su destino y riesgos en la salud por la presencia en el agua.

La eliminación de estos compuestos del agua residual depende de las características que muestre cada compuesto, siendo los principales mecanismos de eliminación los procesos de adsorción y absorción en el fango, la biotransformación y biodegradación,

advección, volatilización, y arrastre por el aire (Byrns, 2001; Katsoyiannis *et al.* 2005; Bussetti *et al.*, 2006; Haritash and Kaushik, 2009; Nghiem *et al.*, 2009; González *et al.*, 2011). Estos mecanismos de eliminación vienen determinados por múltiples factores, entre los que destacan las características de cada compuesto, las características de la instalación de tratamiento de aguas residuales, diseño del proceso y las condiciones de trabajo a la que se somete esta (Byrns, 2001; Manoli and Samara, 2008; González *et al.*, 2011). Por lo tanto el manejo de las condiciones de trabajo permite regular el grado de eliminación de estos compuestos contaminantes del agua residual tratada (Abegglen *et al.*, 2009).

#### 1.4.- Tipologías De Sistemas MBR

A lo largo del proceso de investigación para el desarrollo de la aplicación de tecnología de membranas para el tratamiento de aguas residuales se ha ido produciendo una divergencia de caminos que ha llevado a la producción de numerosa y diversa tecnología, tanto en materiales en los que está fabricada la membrana, tamaño de poros, configuraciones de trabajo, requerimientos, compañías comerciales...

En este apartado se explican las diferentes tipologías que se aplican en biorreactores de membrana sumergida para el tratamiento de aguas residuales urbanas, centrandose los puntos específicamente en los dos productos más asentados en el mercado europeo y mundial de MBR, membrana plana de microfiltración producido por la empresa Kubota y membrana de fibra hueca de ultrafiltración producida por la compañía General Electrics.

Estos productos son los más ampliamente utilizados en MBR aplicados a aguas residuales (Stephenson *et al.* 2000; Yang *et al.*, 2006; Santos and Judd, 2010) dominando el mercado por número de plantas o cantidad de agua tratada, por lo que resultan las tecnologías más interesantes para la investigación en este campo al ser las más aceptadas en el mercado, las más representativas de cada tipología, de más fácil disponibilidad y extrapolabilidad de resultados.

### **1.4.1.- Configuraciones De Membrana**

La configuración de membrana es una de las características definitorias de la tecnología de MBR, ya que va a marcar en gran medida su esquema básico de funcionamiento y el diseño de la instalación.

Como configuración de la membrana se considera la geometría y la forma en la que está puesta y orientada en relación con el flujo de agua. Otra consideración práctica es en la forma en que los elementos son ensamblados para producir módulos.

Idealmente, en las membranas buscamos las siguientes características (Stephenson *et al.* 2000):

- Una gran superficie de membrana por unidad de volumen.
- Un alto grado de turbulencia para la transferencia de masa.
- Un gasto energético bajo por volumen de agua producida.
- Bajo coste por unidad de membrana.
- Diseño que facilite la limpieza.
- Diseño que permita la modularidad.

Todos los diseños de membranas, por definición, permiten una modularización, lo cual es un atractivo. Esto significa que permite economías a escala dependiente de los costes de membrana, ya que la superficie necesaria es proporcional al flujo a tratar, así podemos instalar membranas de micro y ultrafiltración independientemente del tamaño de planta necesario, del volumen de agua a tratar, instalando una mayor o menor superficie de membrana según necesidades. Esta característica implícita cumple con el último objetivo, pero sin embargo es imposible cumplirlos todos, ya que algunos son excluyentes total o parcialmente entre si, por ejemplo, es imposible crear un alto grado de turbulencias sin incrementar el gasto energético, o una limpieza mecánica directa de la membrana solo es posible sobre pequeñas áreas por volumen (Judd, 2006; Stephenson *et al.* 2000).

Buscando obtener estas características en el diseño y construcción de membranas para MBR se aplican tres configuraciones (Judd, 2011):

- Membrana plana.
- Fibra hueca.
- Multitubo.

Estos tipos son empleados en MBR sobre otras configuraciones posibles que se dan en tratamientos con membranas porque son los que mejor siguen las necesidades descritas anteriormente, en concreto, su principal ventaja sobre otras configuraciones no usadas en MBR como tubos capilares, filtros de cartucho o membranas en espiral es que en ellas se dan procesos de turbulencia, y por lo tanto, se limpian.

Las turbulencias se producen al hacer pasar el flujo de alimentación, o bien al hacer pasar una mezcla de agua y aire a lo largo de la membrana, lo cual favorece que el permeado la atraviese y reduce el ensuciamiento, por un mecanismo de cizalla (Psoch y Schiewer, 2006). Este flujo cruzado es muy usado en tecnología de membranas, y se incrementa fácilmente al incrementar la distancia intersticial, la separación de las membranas. Pero como el sistema multitubo funciona de dentro hacia afuera y la fibra hueca de fuera hacia adentro, hay que definir mejor la distancia intersticial.

- En multitubo es el diámetro del tubo
- En fibra hueca es la distancia entre filamentos
- El canal intermedio para membranas planas

Si hacemos referencia a la situación de la membrana en el proceso existen dos variantes aplicadas en MBR, sumergida o externa.

Sumergida o inmersa (iMBR), en la que la membrana está sumergida dentro del reactor biológico, mientras que la configuración externa (sMBR) la membrana está en un reactor distinto al reactor biológico, y un flujo de licor mezcla es introducido en el tanque de membrana. Dentro de estos sistemas hay dos tipos de operación según la forma, de obtener el permeado, que son mediante una presión positiva, o bombeo, o una presión negativa, o succión (Judd, 2006).

Generalmente los iMBR tienen un menor gasto energético que los sMBR, ya que el hecho de tener que bombear licor mezcla al reactor de membrana para producir permeado, a unas presiones y flujos considerables incurre en un gasto energético mayor. Además, los sMBR son más propensos al ensuciamiento de la membrana y por lo tanto a una menor permeabilidad. Esto es debido a que al someter al líquido a grandes fuerzas en el bombeo, se pueden llegar a romper los flóculos, lo que reduce el tamaño de partícula y favorece el ensuciamiento de la membrana (Wisniewski and Grasmick, 1998; Tardieu *et al*, 1999).

La configuración más empleada en membrana plana y fibra hueca es la de iMBR, mientras que para multitubo y algunos productos de membrana plana se usa la configuración en sMBR (Judd, 2011).

En lo referente al material en el que están fabricadas las membranas, las que son usadas en biorreactores de membrana deben tener algunas características en cuanto a su composición que las hagan eficaces en el tratamiento de aguas residuales, que son las siguientes (Cicek *et al.*, 1999; Stephenson *et al.*, 2000):

- Deben ser inertes y no biodegradables.
- Deben ser fáciles de limpiar y de regenerar y deben ser resistentes a los agentes químicos y a las presiones y temperaturas elevadas.
- Deben tener una distribución de los poros uniforme y elevada porosidad.
- Las membranas deben ser neutras o presentar carga negativa para evitar la adsorción de los microorganismos.
- Deben ser duraderas y fáciles de sustituir.

Existen dos tipos de membranas, atendiendo a su naturaleza química, las membranas de materiales orgánicos (polímeros) o inorgánicos (metales, cerámica, vidrio, etc.).

Las membranas orgánicas son las más comunes en tratamiento de aguas residuales urbanas, están fabricadas por polímeros, y si bien teóricamente todos los polímeros

pueden ser utilizados, por necesidades de proceso y vida de la membrana solo pueden ser utilizados unos pocos. Los más usados son los derivados de la celulosa, poliamidas, poliacrilonitrilo (PAN), polisulfonas (PSf), polietersulfonas (PES), politetrafluoretileno (PTFE), polifluoruro de vinilideno (PVDF), polietileno (PE), policarbonato (PC), isopolipropileno (PP) (AWWARF, LE, WRCSA, 1998).

De esta gama de materiales los más frecuentemente usados en la fabricación de membranas para el tratamiento de aguas residuales por MBR son las de polifluoruro de vinilideno (PVDF), polietilsulfonas (PES), polietileno y sus derivados (PE) y polipropileno (PP). Estas membranas son normalmente hidrofílicas, para evitar un ensuciamiento rápido de la membrana, aunque algunos de los materiales con los que se fabrican son hidrofóbicos, como puede ser el PVDF, PE y el PP, a los cuales se les aplica un tratamiento químico especial en su fabricación para que la superficie de la membrana sea hidrofílica, y por lo tanto en la membrana se comporten como tal (Judd, 2006; Pearce, 2007).

Las membranas inorgánicas, principalmente formadas por materiales cerámicos, como óxidos, nitruros o carburos de metales, como el aluminio, zirconio o titanio, materiales minerales como derivados de arcillas, materiales metálicos y de vidrio, generalmente poseen mayor estabilidad química, mecánica y térmica en comparación con los polímeros orgánicos. Presentan, sin embargo, la desventaja frente a estos de ser más frágiles y más caros que las membranas orgánicas. Se suelen aplicar en procesos de industria química, tratamiento de fluidos agresivos o de alta temperatura y a las industrias farmacéuticas y lácteas donde se utilizan esterilizaciones térmicas, mientras que su uso en MBR está más limitado (Cicek *et al.*, 1999). Sin embargo en los últimos tiempos se está volviendo a investigar sobre la aplicación de membranas inorgánicas para aplicaciones concretas (Abbasi *et al.*, 2010).

Estas características van a definir la configuración de membrana a elegir en el momento de instalación de un MBR, en las que existen gran cantidad de combinaciones, dependiendo del fabricante de membrana.

La membrana plana está formada por paneles rectangulares cuyo material depende del fabricante, agrupados generalmente en módulos cúbicos o rectangulares a través



de los cuales el fango activo circula, atravesando la membrana el agua y quedando retenidos los sólidos en su superficie debido a una fuerza de succión. Como norma general presentan una buena capacidad de agitación por turbulencia de aire, y salvo algunos nuevos productos de reciente desarrollo no son retrolavables (Judd, 2011). En esta configuración podemos encontrar membranas con muy diversos tamaños de poro, tanto en microfiltración como en ultrafiltración, con hasta 24 fabricantes en el mercado (Judd, 2011).

La membrana de fibra hueca esta conformada por multitud de pequeñas fibras finas y alargadas unidas a un armazón en el que vierten el permeado. En este caso el fango activo rodea completamente a las fibras y circula por los espacios entre ellas, forzando la filtración del agua mediante succión, quedando los sólidos retenidos y produciendo un permeado libre de sólidos. Existe gran variedad de materiales dependiendo del fabricante, tanto en microfiltración como ultrafiltración. La turbulencia que se da en los módulos de membranas depende mucho de la empaquetadura de estas y la aireación suministrada, por lo tanto dependiendo del fabricante tenemos desde turbulencias muy bajas a turbulencias elevadas. En esta configuración se puede someter a las membranas a retrolavados para eliminar los sólidos adheridos a su superficie. En la actualidad en el mercado internacional de sistemas MBR existen hasta 25 fabricantes con productos distintos y muy diversos grados de implantación (Judd, 2011).

En cuanto a las membranas con configuración en multitubo, consisten en un sistema sMBR consistente en módulos en forma de cilindro en los que se instalan tubos o cavidades internas. El fango activo es bombeado desde los reactores biológicos y circula a presión por dentro de estas cavidades, forzando el paso del agua y la retención de sólidos por la presión de bombeo que lleva el agua. El paso de agua es desde dentro del tubo hacia fuera, donde es recogida en el módulo y bombeada al exterior. La turbulencia generada en la superficie de la membrana es muy buena, e incluso dependiendo del fabricante puede acompañarse o no con el aporte de aire. En lo referente al tamaño de poro según el producto y el fabricante varía de la microfiltración a la ultrafiltración, los materiales también varían en cada producto pero en ninguno de ellos no se realizan retrolavados. Actualmente existen en el mercado hasta 8 fabricantes que ofertan sus productos mediante este sistema (Judd, 2011).

De estos productos descritos hay dos que destacan en el mundo de los biorreactores de membrana, el primero de ellos se trata de una membrana plana de microfiltración suministrada por Kubota y una membrana de ultrafiltración de fibra hueca fabricada por Zenon-GE. Estas dos compañías son las más importantes en esta tecnología, por diferentes motivos. Kubota es el productor que tiene instaladas un mayor número de plantas en el mundo, con el 39% de las plantas construidas empleando esta membrana, mientras que Zenon-GE es el mayor productor mundial de agua tratada con MBR, representando un 46% de la capacidad total instalada (Santos and Judd, 2010).

En el caso del mercado europeo la preponderancia de estas marcas es aún mayor, ya que entre las dos representan el 94% de la superficie total de membrana instalada (Lesjean and Huisjes, 2008). Es por esto que estos dos sistemas MBR son las más representativas de cada una de las configuraciones habituales para aguas residuales urbanas.

#### ***1.4.2.- Membrana Plana De Microfiltración, Kubota***

Kubota es una compañía japonesa fabricante de membranas de microfiltración, que fue pioneras en este campo empujada por la iniciativa del gobierno japonés en los años 80-90 (Kimura, 1991)

Esta tecnología consiste en membranas planas de microfiltración con un tamaño de poro medio de 0,4  $\mu\text{m}$ . Es una membrana hidrofóbica fabricada en polietileno clorado (PE) sostenida en unos bastidores muy robustos que en su configuración dejan canales estrechos entre las placas de membrana que componen el módulo, a través de los cuales circula el fango a filtrar.

Las características de la superficie de membrana van a determinar fuertemente el proceso de trabajo de esta. Esta membrana está fabricada en polietileno clorado (CPE), un derivado del polietileno (PE), mediante un proceso de hilado seco (dry spinning) que tiende a producir poros más alargados y una distribución del tamaño de

poro más amplia, presentando una baja densidad de poros (Pearce, 2007). El polietileno presenta una alta hidrofobicidad que indica que presenta poca afinidad por el agua y una mayor afinidad por los compuestos del fango, lo que provoca que una membrana con una superficie hidrofóbica presente mayores tendencias al ensuciamiento de membrana (Yu *et al.*, 2005; Sun *et al.*, 2006). Para evitar disminuir esta tendencia hidrofóbica se somete a las membranas a un post-tratamiento en el que se modifica estas condiciones y se dota a la membrana de unas condiciones hidrofílicas que eviten su rápida colmatación por coloides y sustancias orgánicas, disminuyendo así su tendencia al ensuciamiento (Pearce, 2007; Judd, 2011).

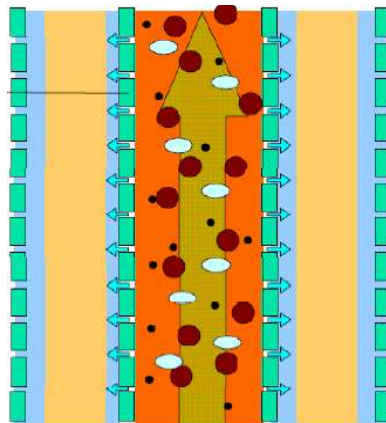


Figura 1.1. Configuración de membranas de Kubota (Fuente: [www.sawea.org](http://www.sawea.org)).

El proceso de filtrado se corresponde con una tecnología fuera-dentro (figura 1.1), en el cual el fango circula y rodea las placas de membrana y atraviesa estas debido al vacío provocado por una bomba de succión o mediante gravedad, que fuerza al agua pasar a través de la membrana, quedando retenidos los sólidos en su superficie. El permeado producido en el filtrado es conducido por el interior del cartucho de la membrana y es evacuado de cada panel por un tubo en su parte superior. Los tubos salientes de cada panel de membranas se unen en una tubería de conducción del permeado central a partir de la cual este es bombeado para evacuarlo fuera de la instalación (Shino *et al.*, 2004).

En el proceso de funcionamiento de esta tecnología no existen los contralavados, de forma que se busca generar una torta de sólidos sobre la superficie de la membrana que apoye en el proceso de filtración, por lo que en el proceso efectivo presenta un

diámetro de poro menor que el nominal de la membrana, llegando a tamaños del rango de la ultrafiltración (Le-Clech *et al.*, 2006; Pearce, 2008).

Para evitar los excesos de adherencia de sólidos a la superficie es necesario mantener un flujo de aire continuo sobre las membranas, para lo cual esta tecnología instala un sistema de difusores de aire bajo la base de las membranas que producen un flujo de burbujas gruesas que peinan la superficie arrastrando los excesos de fango adheridos.

La aireación de las membranas se produce mediante un sistema propio patentado que permiten una limpieza de las conducciones mediante impulsos vigorosos. El sistema comprende una tubería central desde donde se abren vías secundarias en las que se instalan difusores bajo la base de las membranas. Para producir la limpieza del sistema y prevenir el atascamiento por el fango la tubería central está conectada a una válvula exterior, que se abre brevemente para producir intensos reflujos que limpian el sistema de aireación (Shino *et al.*, 2004; Judd, 2011).

El proceso de filtración es monitorizado mediante un medidor de presión transmembrana (TMP) que indica la resistencia a la filtración que presenta, por lo tanto asesora del grado de ensuciamiento que sufren estas. Cuando la presión transmembrana es alta se pone en peligro la integridad del sistema, por lo tanto se hacen necesarios sistemas de limpieza. Uno de los sistemas de limpieza que presenta esta tecnología consiste en mantener en relax las membranas mientras se suministra aire en la base de la membrana para eliminar los excesos de fango. Pero este sistema no consigue eliminar algunos tipos de ensuciamiento, por lo que cuando no se consigue revertir los excesos de TMP es necesario realizar limpiezas químicas con reactivos como ácido o hipoclorito de sodio, en la que la solución del reactivo es introducida dentro de los cartuchos de membrana, empapando el módulo desde el interior para limpiar la superficie de esta (Le-Clech *et al.*, 2006; Judd, 2011).

Kubota es una compañía que lleva más de 20 años en el mercado de las membranas (Shino *et al.*, 2004), tiempo en el que ha sacado al mercado una gran variedad de productos, que han sido brevemente explicados en el apartado 1.1 de evolución histórica. El producto comercial de mayor éxito de esta compañía es la membrana

denominada Tipo 510, que es un panel plano de 0,5x1m con 6mm de grosor que aporta una superficie efectiva de membrana de 0,8 m<sup>2</sup> (Pearce, 2008; Judd, 2011). Estas membranas son montadas en módulos que agrupan entre 75 y 200 paneles de membranas y que constituyen la unidad básica de filtrado (Judd, 2011).

Estos módulos se pueden presentar comercialmente en piso sencillo, que consiste en uno de estos trenes de filtración en el que se insertan los paneles de membranas. En el año 2002, Kubota lanzó una evolución de este sistema con el diseño del piso doble, en el que sobre la estructura del tren de membranas de piso sencillo se añadía un segundo tren de membranas, de forma que se duplica la superficie de membrana para un mismo tamaño de planta, y una mejor eficiencia del proceso de limpieza por aire, al peinar el doble de superficie de membrana con los mismos difusores, de forma que se reduce un 30% las necesidades específicas de aireación (figura 1.2) (Pearce, 2008; Judd, 2011).

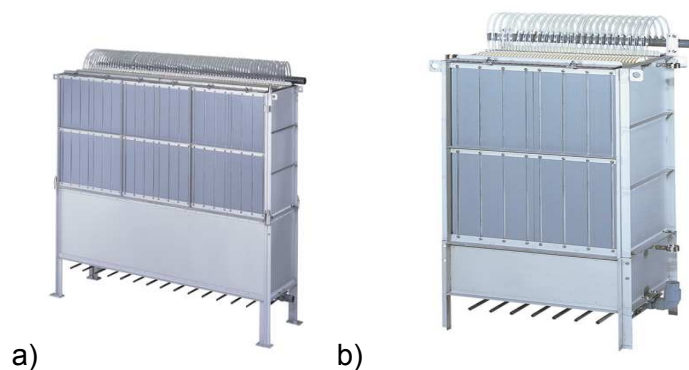


Figura 1.2. Configuración del módulo de membranas en piso sencillo (a) y doble (b).

Posteriormente se presentó en 2009 una evolución de esta membrana, el Tipo 515, que presenta mayor longitud, de 1,5m, y una mayor área de membrana, de 1,45 m<sup>2</sup>. Esto sumado a algunas mejoras en el diseño de los bastidores, como son la incorporación de dos salidas de permeado para mejorar la eficiencia hidrodinámica del proceso de extracción (Pearce, 2008; Judd, 2011).

Este tipo de membranas presentan la ventaja de los menores costes de producción comparados con los sistemas de fibra hueca. Sin embargo, la densidad de

empaquetado es significativamente menor que en esta tecnología lo que conlleva una ventaja comparativa en el caso de pequeñas y medianas plantas, pero una desventaja al subir el tamaño (Pearce, 2008). Otra gran ventaja sobre la fibra hueca es que no se atascan con fibras y pelo como si que le sucede en los módulos de fibra hueca (Judd, 2002).

#### **1.4.3.- Membrana De Fibra Hueca De Ultrafiltración Zenon-GE**

Zenon-GE forma parte de la sección Water and Process Technology de la compañía General Electric. Produce membranas de fibra hueca de ultrafiltración y está considerada una de los mayores productores mundiales de membranas.

Esta tecnología emplea membrana de fibra hueca en el rango de la ultrafiltración, con un tamaño medio de poro de en torno a los 0,04  $\mu\text{m}$ . Es una membrana moderadamente hidrofóbica (Pearce, 2008) con una trenza textil interior recubierta de una película de membrana de PVDF. Esta construcción le confiere a la membrana una alta resistencia requerida para operar en condiciones de altas concentraciones de sólidos como las encontradas en los MBR.

Las características que presenta la superficie de membrana van a determinar fuertemente el proceso de trabajo de esta, también en la tecnología de fibra hueca. Esta membrana está fabricada en polivinilideno fluorado (PVDF), mediante un proceso de hilado húmedo (wet spinning) o mediante por separación de fases inducida por temperatura (TIPS) (Lloyd and Kinzer, 1990; Bottino *et al.*, 1991). Este proceso productivo permite una amplia variedad en las características de las membranas, como la densidad de poros, eligiendo las condiciones de hilado (Pearce, 2007), pero una mayor unidimensionalidad de los poros que los producidos mediante hilado en seco (Judd, 2011).

El PVDF presenta una hidrofobicidad media, que indica que presenta poca afinidad por el agua y una mayor afinidad por los compuestos del fango, lo que provoca que una membrana con una superficie hidrofóbica presente mayores tendencias al

ensuciamiento de membrana (Yu *et al.*, 2005; Sun *et al.*, 2006). Para mejorar las condiciones de hidrofiliidad de la membrana se somete a estas a un post-tratamiento en el que se modifica este estado y se dota a la membrana de unas condiciones más hidrofílicas que eviten su rápida colmatación por coloides y sustancias orgánicas, disminuyendo así su tendencia al ensuciamiento pero manteniendo ciertas características hidrofóbicas del material original, ya que los aditivos que la dotan de mayor hidrofiliidad tienden a debilitar la estructura (Fontanova *et al.*, 2006; Pearce, 2007; Judd, 2011).

Miles de estas fibras dispuestas en vertical se fijan a módulos plásticos que confieren la estructura, pegadas a estos módulos con resinas de poliuretano. Las fibras están unidas al módulo por la parte superior e inferior, manteniendo una movilidad lateral en su longitud. Este movimiento es posible ya que el material de las membranas, el PVDF, es un compuesto muy flexible (Pearce 2007; Pearce 2008).

Entre las fibras que componen la membrana quedan espacios por los que circula el fango, que rodea completamente las fibras y el proceso de filtrado se produce de fuera a dentro mediante succión provocada por bomba o por gravedad. Los sólidos quedan retenidos en la superficie produciendo un permeado libre de sólidos. Este permeado, tras atravesar la barrera que supone la membrana, circula por el interior de esta y es evacuado por las dos fijaciones del pelo de la membrana, tanto por la parte superior como por la inferior. Este sistema de doble vía de evacuación evita sobrepresiones en la longitud de la membrana evitando la necesidad de un largo recorrido del agua por el interior de esta. Tras recogerlo el permeado es recolectado en una tubería central y bombeado a un tanque de acumulación de permeado, en el cual se acumula una parte del agua producida desde el que se toma para los procesos de limpieza y el resto es evacuado fuera de la instalación (Judd, 2011). En el circuito de permeado se instala un medidor de la presión transmembrana (TMP) que se registra en el circuito, que asesora de la presión que sufren estas en el proceso de producción, de forma que se pueda actuar en caso de aumentos y peligro estructural sobre las membranas.

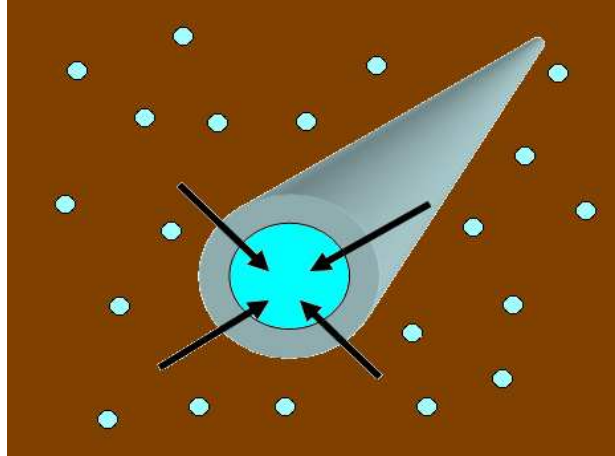


Figura 1.3. Configuración de una membrana de GE.

El proceso de producción de esta tecnología consiste en periodos de producción relativamente cortos (5-10 minutos) seguidos de breves periodos de relax o retrolavado, que actúan como mecanismo de limpieza. Tanto los tiempos de filtración como de relax o retrolavado son programables, dependiendo de las condiciones de trabajo a las que se someta a la planta. En el relax la filtración es detenida y se mantiene las membranas bajo un flujo de burbujas gruesas que retiran los excesos de fango en su superficie, mientras que los retrolavados inyectan parte del permeado producido a contracorriente para retirar los sólidos de los poros y superficie de membrana.

Esta tecnología por tanto necesita de procesos de limpieza de la membrana para evitar acumulaciones excesivas en la superficie, que consisten en aireación de membranas y limpiezas por retrolavados.

En cuanto a la aireación como mecanismo de limpieza es necesario suministrar aire en burbuja gruesa desde la base de las membranas que peina la superficie de estas arrastrando el fango adherido a su superficie, y mejora la circulación del fango entre las membranas para evitar ensuciamientos (Judd, 2011). Zenon-GE presenta un sistema patentado de aireación secuencial, en el cual las soplantes que suministrar aire a las membranas no están funcionando continuamente, sino que se programan periodos de funcionamiento y parada de estas, programable en función de las



necesidades de cada momento por caudal producido y ensuciamiento de las membranas (Pearce, 2008; Judd, 2011).

En cuanto a los retrolavados consiste en introducir permeado en sentido contrario para retirar la torta de sólidos que se forma en la superficie. Forma parte de los procesos básicos de producción, de forma que los ciclos forman con un tiempo de producción de permeado de X minutos programables con un caudal de producción Q seguido de un periodo de limpieza, de contralavado con X segundos y un caudal Q programable que suele ser superior al de producción. El permeado necesario para llevar a cabo los procesos de retrolavado se toma del tanque de acumulación de permeado, un tanque en el circuito de agua de salida en el cual se acumula un cierto volumen del agua producida para introducirlo a contracorriente en la limpieza de membranas.

Además de estos procesos físicos de limpieza, las membranas cuando la presión transmembrana no se puede recuperar demandan limpiezas químicas. Las limpiezas aplicables a este tipo de membrana varían según las necesidades del operador, tanto en el tiempo de aplicación, concentración de reactivos como de los reactivos empleados, ya que la membrana viene fabricada en un material como el PVDF que presenta una buena resistencia a los productos químicos (Pearce, 2007). Los reactivos más comunes empleados son derivados del cloro, principalmente hipoclorito y compuestos ácidos, como el ácido cítrico y oxálico, mientras que la frecuencia, tiempo de contacto y concentración de reactivo se suelen diferenciar en limpiezas de mantenimiento y limpiezas exhaustivas, en la que la primera de ellas es de menor intensidad para eliminar el ensuciamiento de la membrana durante el proceso y la segunda es una limpieza mucho más intensiva en la eliminación de compuestos. Estas limpiezas suelen venir definidas por las características y condiciones del proceso que se esté usando en producción, experiencia de operador y las recomendaciones que sobre ellas ofrece Zenon-GE (Le-Clech *et al.*, 2006; Yang *et al.*, 2006; Judd, 2011).

En el apartado 1.1 de evolución histórica se hace una breve repaso por los productos comerciales sacados a lo largo del tiempo que esta compañía ha ofrecido sus membranas en el mercado. El producto comercial de más éxito de la compañía para el tratamiento de aguas residuales es la serie de membranas ZeeWeed 500, de la cual la más empleada es la ZeeWeed 500D. Se trata de una membrana que incorpora fibras

de diámetro externo de 1,9 mm y diámetro interno de 0,8 mm, una altura de módulo completo de 2,198 m y un área de membrana por módulo de 34,4m<sup>2</sup> (Pearce, 2008; Judd, 2011). Estas membranas son montadas en casetes de entre 16 a 48 membranas, con una densidad de empaquetado de 253 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> (Judd, 2011).

Esta tecnología presenta ventajas de una alta densidad de empaquetamiento, lo cual proporciona grandes superficies de filtrado en poco volumen. Además su sistema de aireación cíclica permite ahorros en aire añadido, por lo que adquiere ventaja al aumentar el tamaño de la instalación y la cantidad de agua a tratar (Pearce, 2008; Judd, 2011).

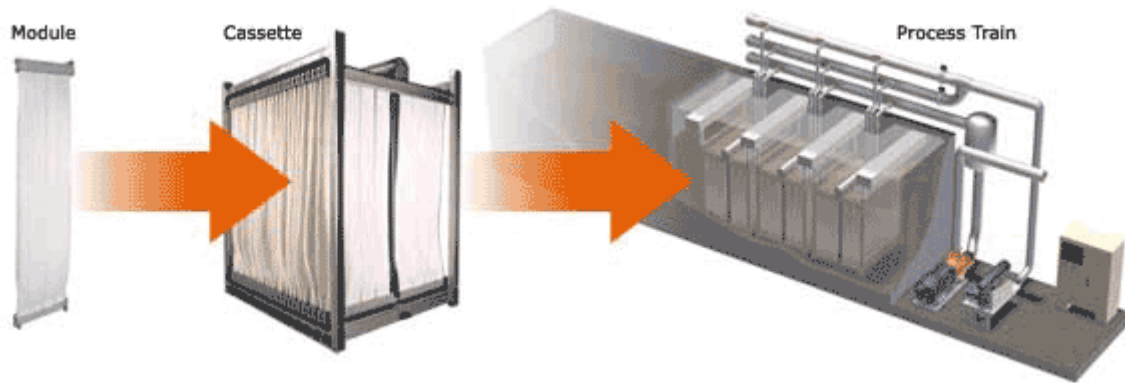


Figura 1.4. Configuración de módulo de membranas de GE ([www.gewater.com](http://www.gewater.com)).

## ***2.- OBJETIVOS***

---



## 2.- OBJETIVOS

---

Los sistemas MBR son hoy día una alternativa viable en el tratamiento de aguas residuales urbanas, siendo cada vez más la tecnología de elección debido a las múltiples ventajas que presentan. Sin embargo, esta tecnología sigue en desarrollo, a tenor de la gran producción científica que hoy día se genera en torno a estos sistemas de tratamiento de aguas.

Para el desarrollo de esta tecnología (aplicada al tratamiento de aguas residuales), hay que incidir en las condiciones operacionales para obtener una calidad de efluente adecuada para su reutilización, para minimizar la producción de fango y para mejorar sus características, entre otros aspectos. La tecnología que se utilice debe presentar un comportamiento adecuado frente a variaciones de temperatura y de carga contaminante, siendo imprescindible tener en cuenta estas condiciones de trabajo a la hora de definir los parámetros de proceso, que afectarán tanto al diseño como a la explotación de los sistemas MBR.

Es por ello que se plantea este trabajo de investigación *“Aplicación de biorreactores de membrana al agua residual urbana. Consideraciones para la modificación de parámetros de proceso”*, cuyo objetivo principal es: Establecer las condiciones operacionales para el tratamiento de aguas residuales urbanas mediante sistemas MBR para obtener un efluente y un fango reutilizables en las diferentes circunstancias que puedan presentarse.

Para alcanzar este objetivo principal es imprescindible trabajar con un sistema MBR a escala industrial, con un importante control operacional, el cual se alimentará con agua residual urbana trabajando en continuo, experimentando situaciones reales de operación. Mediante el empleo de este sistema y en estas condiciones de trabajo se perseguirán los siguientes objetivos secundarios que permitirán alcanzar el objetivo principal de la investigación:

- A) Comparar las dos principales tecnologías MBR (Fibra hueca y membrana plana) para determinar si sus condiciones operacionales pueden afectar a la calidad del efluente y fango purgado en iguales condiciones de trabajo (calidad de influente y variables de proceso).
  
- B) Evaluar la influencia de las variables de proceso y operacionales (Temperatura, carga contaminante, tiempo de retención celular, tiempo de retención hidráulico y altura de lámina de agua) sobre la calidad de los efluentes obtenidos mediante sistemas MBR en base al contenido en materia orgánica y nitrógeno.
  
- C) Evaluar la influencia de las variables de proceso y operacionales (Temperatura, carga contaminante, tiempo de retención celular, tiempo de retención hidráulico y altura de lámina de agua) sobre la producción de fango y composición del fango purgado en sistemas MBR.
  
- D) Valorar el efecto de las condiciones operacionales sobre la evolución de la presión transmembrana en sistemas MBR.
  
- E) Valorar el comportamiento de los sistemas MBR frente a la eliminación de los metales pesados, analizando su influencia sobre la calidad final del efluente y fango purgado.

Para la consecución de estos objetivos se partirá de una condiciones de operación preestablecidas para sistemas MBR y que se aplican habitualmente en su explotación, como son el empleo de elevados tiempos de retención celular y elevados tiempos de retención hidráulico, lo que favorece la calidad del efluente obtenido a la vez que minimiza problemas de atascamiento en membranas

## ***3.- MATERIALES Y MÉTODOS***

---





### 3.- MATERIALES Y MÉTODOS

---

#### 3.1.- Descripción De Instalaciones Experimentales.

Las instalaciones experimentales empleadas en la investigación son dos biorreactores de membrana sumergida (MBR), configuradas en pre-desnitrificación y con una distribución similar, diferenciándose en la membrana, (fibra hueca de ultrafiltración y membrana plana de microfiltración) y en la capacidad de tratamiento.



Figura 3.1. Vista general de las dos instalaciones experimentales.

Ambas plantas se encuentran instaladas en la estación depuradora de aguas residuales de Granada Sur (EDAR Sur), en el Camino de Purchil de Granada. La alimentación a dichas instalaciones se realiza con agua residual urbana de la ciudad de Granada tomada tras el pretratamiento, mediante una bomba sumergida en el canal de salida del desarenador-desengrasador. El influente empleado está exento de arenas, grasas, residuos sólidos urbanos y partículas de tamaño superior a 3 mm, tamaño de exclusión del tamiz ubicado en la EDAR-Sur.

La bomba de alimentación (P-00), es una bomba sumergible capaz de bombear 16,8 m<sup>3</sup>/h de agua residual, la cual es conducida mediante tuberías de PET enterradas para evitar grandes variaciones en la temperatura del agua, hasta un tamiz rotatorio de 4 cepillos, con una malla de 1 mm de paso. Tras el tamiz el agua cae a un tanque de acumulación de influente de 1m<sup>3</sup> de capacidad máxima, desde el que se bombea el agua al interior de las instalaciones experimentales.



Figura 3.2. EDAR Sur de Granada con detalle de punto de instalación de las plantas experimentales.

Para la recogida de derrames y vertidos en los alrededores de la superficie donde se instalan las plantas hay una canaleta de rechazos que vierte a un pozo donde hay instalada una bomba de 20 m<sup>3</sup>/h de capacidad que recoge todos los reboses, derrames y baldeos y los bombea al canal de pretratamiento.

### ***3.1.1.- Planta Experimental Con Membranas De Ultrafiltración.***

La instalación con membranas de ultrafiltración (tecnología GE) está formada por tres biorreactores en configuración de predesnitrificación: un biorreactor anóxico, un biorreactor aireado y un tanque de membranas. El tanque de membranas es lo que determina la tecnología MBR, y en este caso la planta está dotada de membrana de fibra hueca de ultrafiltración. Las características técnicas de la membrana se recogen en la tabla 3.1.

Tabla 3.1. Características de las membranas de ultrafiltración.

Número de módulos	3
Superficie por módulo	31,58 m <sup>2</sup>
Superficie total de membrana	94,74 m <sup>2</sup>
Dimensiones del modulo (H x W x D)	2091 x 844 x 56 mm
Caudal nominal de la membrana	20 L/m <sup>2</sup> h
Máximo Peso/Peso húmedo de las membranas	19 kg / 26 kg
Material de la membrana	Poliviniliden fluoruro (PVDF)
Propiedades superficiales de la membrana	No iónica e hidrofílica
Configuración	Fibra Hueca “Fuera-Dentro”
Tamaño nominal del poro de la membrana	0,034 μm
Presión transmembrana operacional	0,07 a 0,7 bar
Presion transmembrana maxima	0,83 bar
Temperatura máxima	40°C
Rango de pH	5 a 9.5

La planta tiene instalado un tren de tres membranas (figura 3.3), lo cual da una superficie total de filtración de 94,74 m<sup>2</sup>. El tamaño medio de poro es de 0,034 μm, lo cual la sitúa en el rango de las membranas de ultrafiltración, mientras que la configuración dentro-fuera indica que el fango rodea la membrana y el permeado la atraviesa desde el exterior hacia el interior, saliendo desde el interior de la fibra hueca a las canalizaciones de permeado.

La figura 3.4 describe el diagrama de proceso de la instalación experimental con membranas de ultrafiltración. La alimentación a la planta se realiza desde el tanque del tamiz al tanque anóxico mediante una bomba con husillo excéntrico de 5 m<sup>3</sup>/h de capacidad (P-01). Esto le confiere a la instalación una configuración en pre-desnitrificación. El tanque anóxico se encuentra enterrado, siendo el punto más bajo de la instalación. Está fabricado en PRFV y tiene una capacidad de 10 m<sup>3</sup> siendo esta regulable mediante el control de la altura de la lámina de agua.

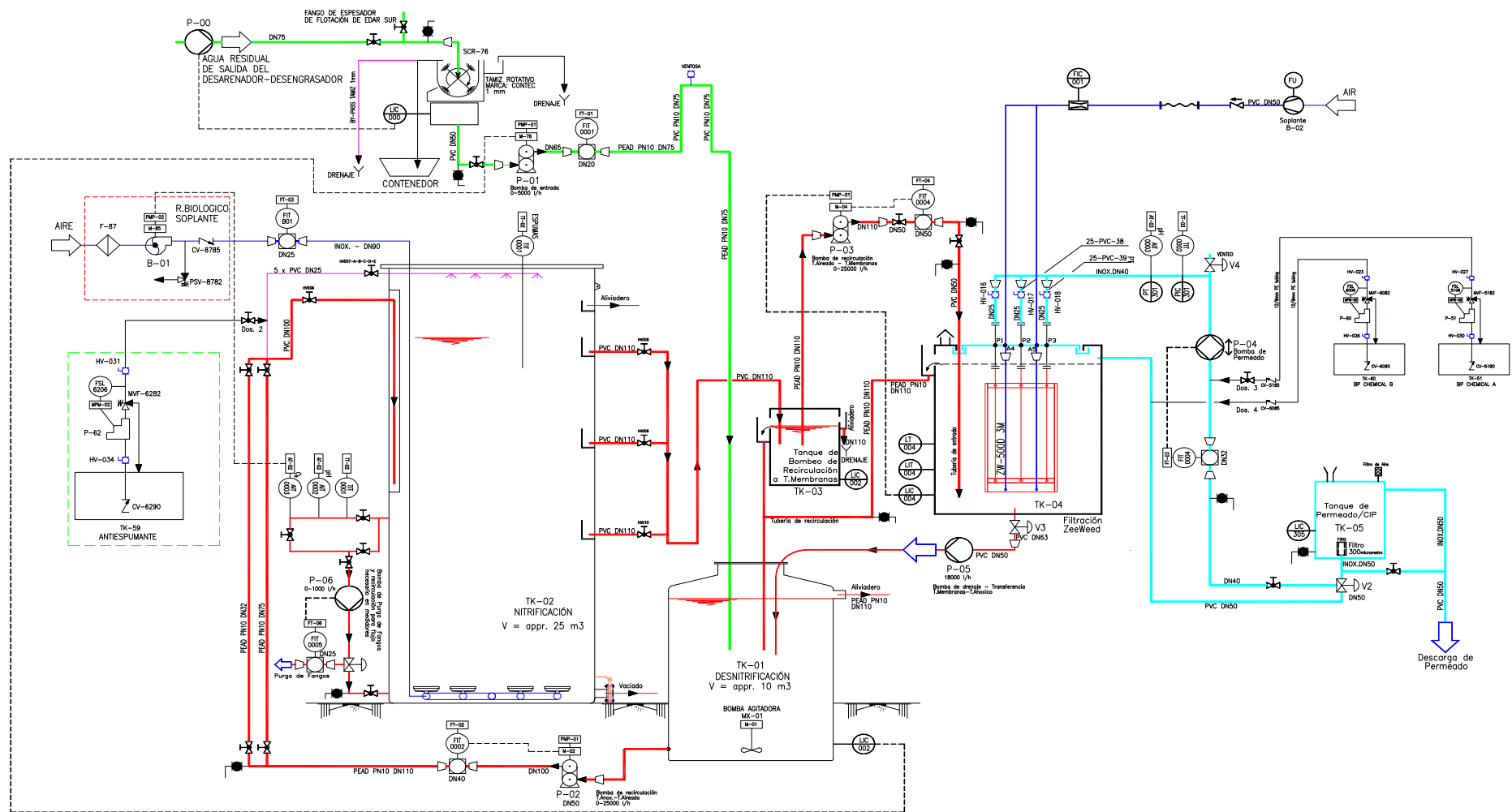


Figura 3.4. Diagrama de proceso de la planta de ultrafiltración (GE).

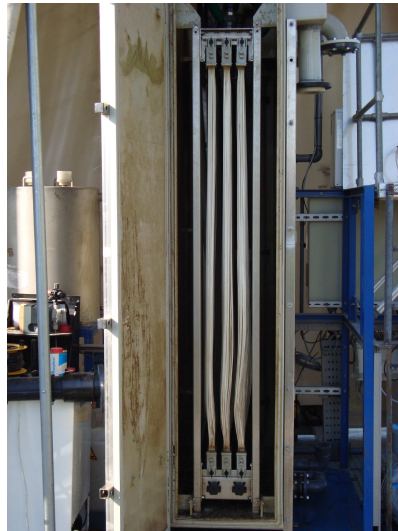


Figura 3.3. Membranas instaladas dentro del tanque de membranas.

Dentro del tanque anóxico se ha ubicado una bomba sumergida de 25 m<sup>3</sup>/h de capacidad cuya función es agitar el fango de forma que se produzca una mezcla correcta entre el fango y el influente, además de para evitar la sedimentación de los flóculos en el reactor. Desde este punto el fango es bombeado al reactor aireado mediante una bomba de husillo excéntrico de 25 m<sup>3</sup>/h de capacidad (P-02).

El fango puede ser introducido en el tanque aireado mediante dos mecanismos, ya sea mediante un sistema de aspersion (figura 3.5) instalado en la parte alta del reactor o por una entrada directa por tubería que lleva el fango hasta la zona baja del tanque. El sistema de aspersion está conformado por tuberías de PVC con unos difusores de pulverización de fango (Spraying System) para evitar la formación de espumas.



Figura 3.5. Duchas sobre el tanque aireado y detalle de boquilla.

El tanque aireado está fabricado en PRFV, es de sección circular y cuenta con capacidad máxima de 25 m<sup>3</sup>. La altura de la lámina de agua es regulable a tres alturas (2,5, 3,75 y 5m) con válvulas manuales en los reboses de cada altura. Además tiene un rebose de seguridad en la parte superior para evitar derrames de fango.

Alrededor de este tanque se instaló un circuito externo alimentado con fango aireado donde se incorporaron los medidores y sensores acoplados al reactor (figura 3.6). Para mediciones en continuo de este fango hay instalados en el circuito sensores de pH, oxígeno disuelto y temperatura. Este circuito es alimentado por una bomba (P-06) de 1m<sup>3</sup>/h de capacidad nominal que toma fango del tanque aireado y lo pasa por el circuito de sensores para después devolverlo al mismo reactor aireado. En el circuito hay conectada una válvula neumática de tres vías a partir de la cual se permite realizar las purgas de fango programadas. Esta válvula mantiene abierta la recirculación sobre el tanque como procedimiento normal, pero cuando se activa el temporizador de las purgas de fango esta válvula cierra el circuito de recirculación y abre la salida del fango al exterior, vertiendo aguas abajo sobre el canal de entrada de la EDAR. Esto permite a la vez que se realizan las purgas de fango del sistema se mantenga una recirculación de fango fresco sobre los sensores en continuo.



Figura 3.6. Circuito de sensores y bomba de purga.

La oxigenación necesaria para estimular el crecimiento y la capacidad oxidativa de los microorganismos se consigue gracias a una soplante (B-01) que aporta el aire y a una parrilla de difusores de aire de burbuja fina situada en la parte inferior del reactor, que es la encargada de distribuir uniformemente el aire en el interior del reactor (figura 3.7).





Figura 3.7. Soplante y parrilla de difusores en tanque aireado.

La soplante B-01 suministra el oxígeno necesario para las reacciones biológicas en el reactor aireado mediante el bombeo de aire al interior del tanque. Se trata de una soplante de émbolos rotativos con una capacidad de  $120 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , la cual se encuentra ubicada en el interior de una caja acústica.

El aire es introducido en el tanque aerobio a través de difusores de membrana de E.P.D.M./silicona que proporciona burbuja fina al fango, presentando una granulometría de paso de  $60 \mu\text{m}$  y admitiendo caudales entre  $2$  y  $6 \text{ Nm}^3/\text{h}$ . Los difusores se encuentran ubicados en el fondo del reactor para garantizar una mejor transferencia de aire y favorecer la agitación, evitando que existan zonas no aireadas que posibiliten la decantación del fango.

Para evitar los potenciales problemas de generación de espumas y pérdidas de fango en el reactor aerobio, se ha instalado un medidor de espumas en la parte superior del tanque que controla una bomba dosificadora de reactivo antiespumante, que es una mezcla de hidrocarburos ligeros que reducen la tensión superficial y disminuyen la cantidad de espumas presentes en el fango activo (Foamtrol AF 1440E, suministrado por GE). El depósito de antiespumante (TK-59) debe ser llenado con una mezcla agua-antiespumante al 50% y desde ahí la mezcla se dosifica y se bombea (P-62) hacia el interior del biorreactor a través de los sistemas de aspersion en caso de necesidad.

Desde el tanque aireado y mediante rebose, el fango en exceso sale por la salida de la altura seleccionada y pasa al tanque de membranas. Para las alturas de  $3,75$  o  $5$  metros el paso es directo, mientras que para la altura de  $2,5 \text{ m}$ , el fango cae en un

tanque de bombeo intermedio de  $0,9 \text{ m}^3$  de capacidad. Desde este tanque la bomba P-03, de tornillo helicoidal excéntrico de  $25 \text{ m}^3/\text{h}$  de capacidad trasvasa el fango al tanque de membranas.

El fango es introducido en el tanque de membranas desde la parte baja para que el paso del fango a lo largo de la superficie de las membranas dificulte la fijación de sólidos en su superficie. En dicho tanque se produce la separación sólido/líquido, lo cual es ayudado mediante una aireación de las membranas para evitar su bloqueo.

El tanque de membranas de unos  $2 \text{ m}^3$  de capacidad está fabricado en polipropileno. Las membranas que contiene están conectadas a un colector de evacuación de permeado, en el que mediante la bomba de filtración (P-04), reversible de  $8 \text{ m}^3/\text{h}$  de caudal nominal, se provoca la succión necesaria para forzar el paso del fango a través de la membrana.

Tras atravesar la membrana, el permeado producido es enviado al tanque de contralavado, con un volumen de  $0,2 \text{ m}^3$  cuya misión es almacenar el permeado para los contralavados regulares de las membranas realizados a contracorriente mediante la bomba reversible de filtración. El agua sobrante sale del tanque de contralavado por gravedad mediante la tubería de rebose hacia el lugar de vertido (a la entrada de la EDAR Sur Churriana).

En el tanque de membranas hay instalados varios sensores, entre ellos uno de pH, que mide en continuo y también hay instalado un sensor de nivel que mide la altura de la lámina de agua en el tanque. En la tubería de permeado hay un medidor de presión transmembrana que indica la presión en el interior de las membranas y salida de las membranas cuenta con una válvula neumática que realiza una operación de apertura-cierre de unos segundos para romper el sifón que se forma en la tubería.

El exceso de fango del tanque de membranas rebosa directamente al reactor anóxico por gravedad, de forma que se cierra el ciclo dentro de la instalación experimental. Para posibilitar el drenaje del tanque de membranas existe una salida de drenaje con una bomba centrífuga de  $21 \text{ m}^3/\text{h}$  de capacidad máxima, P-05, que permite trasvasar la biomasa contenida en este tanque al reactor anóxico, o bien al canal de desagüe ya que la conducción está terminada en tubería flexible.



Las membranas ZeeWeed tienen que estar peinadas por aire de forma intermitente, para prevenir que el fango activo obture la superficie de la membrana. El aire proviene de una soplante (B-02) con una capacidad de 102 Nm<sup>3</sup>/h, a través de dos colectores de aire situados en la base de las membranas, dando así la posibilidad de airear cíclicamente.

La permeabilidad de las membranas se reduce a medida que aumenta su tiempo de funcionamiento, sin poderse recuperar únicamente mediante contralavados. Por ello es necesario realizar limpiezas de mantenimiento de forma regular. Estas limpiezas consisten en lavar las membranas a contracorriente con soluciones de hipoclorito sódico (limpieza biocida) ó solución de ácido cítrico (limpieza ácida). Los reactivos son añadidos mediante dos bombas dosificadoras (P-60 y P-51) (caudal nominal de las bombas 11 L/h).

Las limpiezas con hipoclorito incluyen a su vez dos variedades según el tanque de membranas esté vacío o lleno de agua limpia. En las dos limpiezas el procedimiento es el mismo, se inyecta el permeado a contracorriente en el que se ha dosificado hipoclorito en concentración suficiente como para obtener una concentración de 100-150 mg/L en el tanque de membranas, lo cual supone una concentración en permeado de 1000-1500 mg/L. Se inyecta este permeado a contracorriente en periodos de contralavado-paro, de forma que se mantenga la solución en contacto con la membrana un tiempo antes de incorporar el siguiente contralavado.

La limpieza con hipoclorito a tanque vacío está encaminada a mantener controlada la contaminación microbiana de la cara limpia de la membrana, ya que el reactivo estaba menor tiempo en contacto con las membranas, mientras que la limpieza a tanque lleno esta encaminada a reducir el ensuciamiento de la membrana, el reactivo está en mayor tiempo de contacto con ellas y se trabaja filtrando y contralavando. Las limpiezas a tanque vacío se realizan de forma programada semanalmente o cada dos semanas, mientras que las limpiezas a tanque lleno son llevadas a cabo según aumente la presión transmembrana.

En la limpieza ácida se emplea ácido cítrico que se disuelve en el tanque de permeado. En esta limpieza se busca eliminar las posibles incrustaciones que se hayan podido producir en la superficie de la membrana, que se disuelven al disminuir el pH. Para ello se añaden 4 kg de ácido cítrico en el permeado para obtener una concentración de 2 g/L en el tanque de membranas. Para esta limpieza se drena la

biomasa y se rellena con agua el tanque de membranas, y se inyecta la solución de ácido cítrico mediante contralavados en ciclos de contralavado-paro para aumentar el tiempo de contacto de la solución con la superficie de membrana. La solución se mantiene en contacto con las membranas un tiempo, tras lo cual se drena y se vuelve al funcionamiento cotidiano. Esta limpieza se realiza en paralelo con la de hipoclorito a tanque lleno.

Con el fin de proporcionar el aire comprimido necesario para el funcionamiento de las válvulas neumáticas, se ha instalado también un compresor (JUN-AIR, mod. 40 2000 40P), regulado para trabajar entre 6 y 8 bar y con una capacidad de desplazamiento de 10,76 m<sup>3</sup>/h. Para eliminar la humedad del aire del compresor, se dispone además de un deshumidificador o secador frigorífico (IMCOINSA, mod. 0Y306), capaz de trabajar con 35,4 m<sup>3</sup>/h de aire.

### **3.2.2.- Planta Experimental Con Membranas De Microfiltración**

La instalación experimental con membranas de microfiltración está formado por tres biorreactores en los que se realizan funciones complementarias: un reactor anóxico, un reactor aireado y el reactor de membranas. El tanque de membranas es lo que determina la tecnología MBR, y en este caso la planta está dotada de membrana plana de microfiltración (tabla 3.2), suministrada por la empresa Kubota. Estas membranas, denominadas FS50 de piso simple, están fabricadas en polietileno clorado.

Tabla 3.2. Características de las membranas de microfiltración.

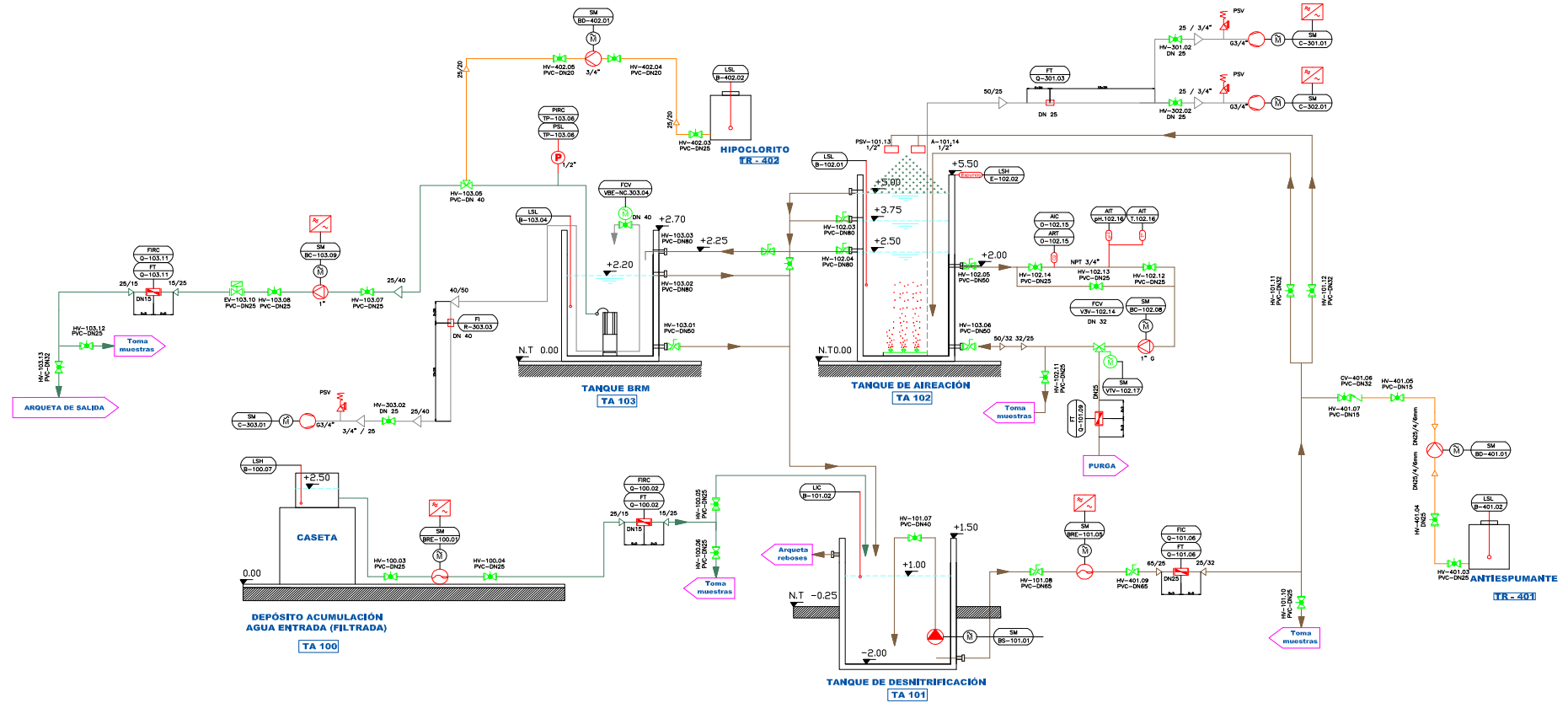
Fabricante de las membranas	KUBOTA
Número de cartuchos por módulo	50
Superficie de filtración por cartucho	0,8 m <sup>2</sup>
Superficie total de membrana por módulo	40 m <sup>2</sup>
Caudal medio teórico de filtración por superficie de membrana	0,6 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /día (a 20°C)
Caudal medio de permeado diario (por módulo)	24 m <sup>3</sup> /d
Caudal máximo teórico de filtración por superficie de membrana	1,2 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /día (a 20°C)

Caudal máximo de permeado diario (por módulo)	48 m <sup>3</sup> /d
Depresión de operación	20 kPa
Temperatura máxima	40 °C
pH de operación	3 – 11
Material de la membrana	Polietileno Clorado
Dimensiones por módulo (Ancho x Largo x Alto)	880 x 3100 x 3580 mm

La bomba de influente (BRE-100-01) bombea el agua desde el tanque de influente que se encuentra bajo el tamiz hasta el interior de la instalación. Se trata de una bomba de tornillo excéntrico de hasta 3m<sup>3</sup>/h de capacidad, la cual introduce el efluente a tratar dentro del tanque anóxico, que es un reactor fabricado en PRFV de 4 m<sup>3</sup> de capacidad máxima que se encuentra semienterrado, siendo el punto más bajo de la instalación. Dentro del tanque hay una bomba agitadora (BS-101-01) de funcionamiento intermitente de 20 m<sup>3</sup>/h que favorece la mezcla del influente con el fango y mantiene en suspensión los flóculos. Desde este punto el fango activo es bombeado al reactor aireado mediante una bomba de tornillo de 8 m<sup>3</sup>/h de capacidad.

El reactor aireado, con una capacidad máxima de 20 m<sup>3</sup>, está fabricado en PRFV presenta salidas a tres alturas diferentes, 2,5, 3,75 y 5 metros. La parte superior del tanque cuenta con un aliviadero de seguridad.

La entrada de fango en este tanque se puede hacer por dos vías, una de ellas es mediante tubería que introduce el fango por debajo de la línea de agua y otra es mediante un sistema de aspersion (Spraying System) instalado en la parte superior del reactor (figura 3.9), la cual puede ser usada para contener las espumas generadas. Se puede utilizar una o las dos vías de fango mediante apertura o cierre de válvulas manuales en la tubería.



Nombre del proceso	Bomba de entrada	Bomba sumergible	Bomba de recirc/purga	Bomba dosificadora	Compressor aireación	Compressor desnitrificación	Compressor BRM	Bomba Dosificadora	Bomba permeado	Bomba centrífuga
Nombre	BRE-100.01	BS-101.01	BRE-101.05	BD-401.01	C-301.01	C-302.01	C-303.01	BD-402.01	BC-103.09	BC-101.08
Medio	Agua Residual	Fango	Fango	Antiespumante	Aire	Aire	Aire	HIPOCLORITO SÓLIDO	Permeado	Fango
Caudal	1,2 m <sup>3</sup> /h	8	3,2	7-10 l/min	25	25	42,5	1000 l/h	0,5-2	2-7
Altura	m.c.a. 30	4	30	1-12 bar	1 bar	1 bar	1 bar	3	15-3	2-12
Potencia del motor	P=4kW	0,37	1,5	23,9 W	1,3	1,3	2,2	100	0,85	0,37
Revoluciones	n=1/min	426	2.900	276	1.500	1.500	1.500	2.850	1.395	2900
Voltaje	V	400	400	100-240	400	400	400	220	400	400
Frecuencia	Hz	50	50	50	30-60	30-60	30-60	50	50	50
Fabricante	MEDFRANQ	BLOCK	MEDFRANQ	SEKO	BECKER	BECKER	BECKER	TORRES	KSB	BLOCK
Modelo	EG 210 C/PS	DBLUESOM	LG 400 C/FR	TEKNA EVO AKL 800	DT 4,25K	DT 4,25K	DT 4,40K	HCM-TSLX	EZ-2/1	SIL 2S KS T
Impulsor	HUSILLO EXCÉNTRICO	-	-	-	Rotativo de paletas	Rotativo de paletas	Rotativo de paletas	-	Anillo líquido	Turbina abierta
Otro	Variador de Frecuencia	-	Variador de Frecuencia	-	Variador de Frecuencia	Variador de Frecuencia	-	-	Variador de Frecuencia	-

Figura 3.8. Diagrama de proceso de la planta de microfiltración (Kubota).



Figura 3.9. Sistema de aspersión de fango en tanque aireado de la instalación de microfiltración.

La oxigenación necesaria para estimular el crecimiento y la capacidad oxidativa de los microorganismos se consigue gracias al aire procedente de dos soplantes, (B-401-01-02) que es distribuido uniformemente gracias a una parrilla de difusores de membrana ITT Sanitaire de 9 pulgadas, fabricado en una mezcla de E.P.D.M. con un rango entre 0,8 y 7 Nm<sup>3</sup>/h por disco, que aportan burbuja fina situada en la parte inferior del reactor. La capacidad de aireación es de 25 Nm<sup>3</sup>/h de aire cada soplante.

Desde el reactor aireado se desvía una conducción que hace circular el fango a través de un circuito donde hay instalados sensores de oxígeno disuelto y pH (figura 3.10). Estos electrodos están incorporados a un circuito de recirculación del fango aireado que funciona mediante bomba centrífuga (DC-102-08) y desde el cual se realizan las purgas programadas. Esta bomba, con un caudal máximo de 6,6 m<sup>3</sup>/h trabaja en continuo para mantener flujo en los sensores. Para la purga una válvula eléctrica de tres vías abre la salida de fango durante el tiempo programado.

Al igual que en la instalación con membranas de ultrafiltración, en la parte superior del reactor aireado hay instalado un sensor de espumas, mediante el cual se activa la dosificación del reactivo antiespumante (Foamtrol AF 1440E).



Figura 3.10. Circuito de fango de la instalación de microfiltración con la ubicación de los electrodos.

El fango activo pasa desde el tanque aireado al tanque de membranas mediante rebose por gravedad. El tanque de membranas está fabricado en PRFV y tiene una capacidad de  $3,9 \text{ m}^3$ . En este tanque se produce la separación sólido/líquido mediante membrana de microfiltración, para lo que cuenta con un módulo de membranas planas (figura 3.11) a través del cual pasa el permeado mediante la fuerza de succión ejercida por una bomba centrífuga (BC-103-09) de permeado de  $1,5 \text{ m}^3/\text{h}$  de capacidad máxima.



Figura 3.11. Módulo de membranas de microfiltración instalado.

El módulo de membranas se compone de 50 paneles con doble cara de membrana cada cual posee su propio colector de permeado que confluye en una tubería general de permeado, la cual cuenta con un medidor de presión transmembrana. Este equipo nos asesora del grado de ensuciamiento que presentan las membranas mediante la

presión diferencial detectada en el circuito. El efluente producido es evacuado de la instalación al canal de salida de la EDAR-Sur.

El concentrado de fango es recirculado al tanque anóxico por gravedad mediante rebose introduciendo el fango en exceso por debajo de la línea de agua.

En el tanque de membranas cuenta con aporte de aire mediante una soplante (C-303-01) cuya misión es reducir el enlodamiento de la membrana y facilitar el proceso de filtración. La capacidad máxima de la soplante es de 40 Nm<sup>3</sup>/h.

Como equipamiento periférico de esta instalación hay dos tanques de reactivos químicos que pueden ser necesarios en el proceso de trabajo de la planta. Se trata de un tanque de hipoclorito para limpiezas químicas y un tanque de antiespumante. Ambos están fabricados en polietileno blanco y disponen de 0,25 m<sup>3</sup> de capacidad cada uno conectados por tuberías a sus correspondientes bombas dosificadoras.

El hipoclorito es usado cuando la planta demanda una limpieza química debido a la excesiva presión transmembrana. Mediante una bomba centrífuga (BD-402-01) de 3,7 m<sup>3</sup>/h se añade el reactivo al interior de las membranas a través de la tubería de permeado. Para suministrar el hipoclorito es necesario abrir una válvula manual de tres vías situada en la salida de las membranas, en la parte alta del tanque de membranas de forma que cierre la vía de salida del permeado y abra la entrada para el reactivo de limpieza.

Las limpiezas químicas con hipoclorito en la planta de microfiltración han sido similares a las de la planta de ultrafiltración. En esta instalación se realizan limpiezas a tanque lleno, en la que no se evacúa la biomasa del reactor. Se introduce una solución al 0,5% de hipoclorito en el interior de las membranas mediante el circuito de extracción de permeado, de forma que el hipoclorito limpie las membranas desde dentro. Se deja actuar un tiempo y se vuelve a poner la planta en funcionamiento. La solución de hipoclorito es extraída por la succión de la bomba y evacuada como permeado.

El reactivo antiespumante (una mezcla de hidrocarburos ligeros comercializado por GE) se prepara diluido al 50% en agua y se dosifica mediante una bomba de pistón (BD-401-01) capaz de aportar un caudal máximo de 10 L/h.

## 3.2.- Control Del Proceso

### 3.2.1.- Instrumentación

#### 3.2.1.1.- Instrumentación De La Planta De Ultrafiltración

En la instalación piloto con membranas de ultrafiltración se han instalado una serie de sensores para llevar un control en continuo sobre el proceso. En concreto cuenta con sensores de nivel de lámina de agua, sensores de pH, oxígeno disuelto y temperatura, medidor de presión transmembrana, sensores de detección de espumas y caudalímetros tanto de agua/fango como de aire.

Los tanques anóxico, de membranas y de permeado cuentan con sensores de nivel sumergibles,

- Sensor de nivel sumergible (FLYGT mod LTU 501) en el biorreactor anóxico. Su funcionamiento se basa en un sensor de presión piezorresistivo cuya resistencia eléctrica varía al aumentar la presión, emitiendo una señal de corriente a 4-20 mA proporcional al nivel medido. Esto permite diseñar un lazo de control en el que se establece como punto de consigna un nivel determinado y, en función de la señal enviada por el sensor, se actúa sobre el variador de frecuencia de la bomba que aporta el agua residual al tanque anóxico. El rango de temperaturas medias para las que está calibrado este sensor es de 0 a 70°C, y sus dimensiones son 35 x 135 mm. Una vez instalado no necesita calibraciones posteriores, sólo necesita mantenimiento de limpieza.
- Sensor de nivel sumergible (Endress and Hauser) en el tanque de membranas. El funcionamiento de este sensor es exactamente igual al anterior. Mediante este sensor se controla el funcionamiento de la bomba que aporta fango desde el tanque intermedio hacia el tanque de membranas, para la altura de 2,5 m.
- Sensor de nivel sumergible (Endress and Hauser) en el tanque de permeado, con consigna para el contralavado.



Además de estos sensores de nivel sumergibles, existen boyas de nivel en otros dos tanques:

- Boya de máximo y mínimo nivel en el tanque situado bajo el tamiz, cuya señal controla a la bomba sumergible instalada en el canal de la EDAR que aporta agua al interior de las instalaciones.
- Boyas de máximo y de mínimo nivel en el tanque intermedio, que determinan el nivel de fango en este tanque y regulan el funcionamiento de la bomba de entrada al tanque de membranas.

En el circuito de recirculación y purga de fango del reactor aireado se han instalado tres sensores (ROSEMOUNT) para medir la temperatura, pH y oxígeno disuelto en el fango. Todos estos sensores están diseñados para ser utilizados en medios acuosos sucios y requieren calibraciones periódicas y mantenimiento de limpieza. La tabla 3.3 resume las características técnicas de cada uno de estos sensores:

Tabla 3.3. Características técnicas de los sensores instalados en el circuito de purga del reactor aireado.

	TEMPERATURA	pH	OXÍGENO DISUELTO
MODELO	248HANAU2NSQ4	TUpH 396P-02-10-55	0499ADO-54
SENSOR/ELECTRODO	PT100 385	Platino	Amperométrico cubierto de membrana permeable al O <sub>2</sub>
TEMPERATURA, °C	0 – 100	0 – 100	0 – 50
PRESIÓN, kPa	---	100 – 1135	0 – 549 (abs.)
CONDUCTIVIDAD MÍNIMA, μS/cm	---	100	---
CARCASA	Acero inoxidable	Polipropileno	PVC
RANGO DE MEDIDA	(-200) - 850	0 – 14	0-20 ppm (mg/L)
CONEXIÓN	---	Rosca macho 1”	Rosca macho 1”

PRECISIÓN	$\pm 0,2$ °C	$\pm 0,2$	$\pm 0,2$ ppm
CAUDAL L/min	---	---	3,8-19

Para maximizar la vida útil de estos sensores, el cristal de los electrodos debe estar sumergido en medio acuoso en todo momento, tanto en la línea de flujo como durante su almacenamiento.

En el caso del sensor de oxígeno disuelto, se trata de un electrodo amperimétrico cubierto por una membrana permeable al gas que envuelve un cátodo de oro. El ánodo de plata y la solución electrolítica (Cloruro de Potasio) completan el circuito interno. Durante su funcionamiento, el oxígeno se difunde hacia el cátodo a través de la membrana, se aplica un voltaje al cátodo que reduce el oxígeno a hidróxido y como consecuencia de esta reacción se produce una determinada corriente entre el cátodo y el ánodo. Esta corriente es medible y directamente proporcional a la velocidad con la que el oxígeno alcanza al cátodo y, por consiguiente, proporcional a la concentración de oxígeno. Dado que la velocidad de difusión del oxígeno a través de la membrana depende de la temperatura, la respuesta del sensor debe ser corregida. Una termorresistencia PT100 mide la temperatura y el sensor corrige automáticamente cambios en la permeabilidad de la membrana debidos a variaciones en la temperatura. Con la lectura de la concentración de O<sub>2</sub> en fango se crea un lazo de control que active o pare la soplante biológica para mantener unos valores fijados de O<sub>2</sub> en el fango.

Para la medida de la temperatura es necesario utilizar un transmisor (ROSEMOUNT 248), ya que los termopares y termorresistencias producen señales proporcionales a la temperatura medida de muy bajo nivel y es necesario un transmisor que convierta estas señales en señales estándar 4-20 mA.

Los tres sensores descritos anteriormente envían sus correspondientes señales al controlador SOLU COMP II, (ROSEMOUNT). Éste puede ser programado y permite la

comunicación digital necesaria para la recogida en continuo de las medidas tomadas por los sensores.

Como mantenimiento se requieren limpiezas frecuentes para evitar depósitos y ensuciamientos de los electrodos de medición, cuya frecuencia vendrá determinada por el ensuciamiento que estos sufran, siendo habitualmente diaria.

En cuanto a la calibración, el sensor de pH se calibra mediante patrones de 4 y 7 de pH con una frecuencia de una vez al mes, de forma que aseguremos la corrección de la medida.

El sensor de oxígeno requiere calibraciones en base a una disolución de concentración cero de  $O_2$  disuelto, que se obtiene añadiendo bisulfito sódico al agua, con el que se marca el punto mínimo de presencia de oxígeno y el siguiente punto se hace con una calibración al aire saturado de agua introduciendo las correcciones de presión atmosférica. El equipo viene calibrado de fábrica y se ha recalibrado según necesidad.

En el tanque de membranas se han instalado, además del sensor de nivel, un sensor de pH sumergido en el interior del tanque y un sensor de presión que mide la presión en la línea de permeado para proteger a las membranas de presiones demasiado altas.

El sensor de pH (Endress and Hauser, mod Dipsys CPA111) envía su señal al transmisor (Endress and Hauser mod. Liquisys M CPM223). Éste, a su vez, transmite al sistema de automatización y control de la planta la señal de pH que le llega del sensor.

El sensor de presión (Endress and Hauser mod. Cerabar T), capaz de medir la presión del permeado gracias a un sensor piezoeléctrico. Esta medida es indicativa del estado de las membranas, ya que un valor de presión demasiado elevado suele indicar que éstas están sucias y que su permeabilidad se ha visto mermada. Las características más destacadas de este sensor se indican en la tabla 3.4.

Tabla 3.4. Características del sensor de presión del circuito de permeado de la planta de ultrafiltración.

PRECISIÓN	0,5%
Temperatura de proceso	Entre -40 y 100 °C
Temperatura ambiente	Entre -40 y 85 °C
Rango de medida	1 – 400 bar
Máxima sobrepresión	600 bar
Protección	IP65

En la parte superior del reactor aireado se ha instalado un sensor de nivel (Endress and Hauser, mod. Liquicap M FTI) que indica la generación de espumas en el interior del tanque. Se trata de un detector de nivel capacitivo, cuyo principio de funcionamiento se basa en que la sonda y las paredes del depósito, de material conductivo, forman un condensador eléctrico. Cuando la sonda está en contacto con aire se mide un determinado valor de capacidad inicial bajo, pero esta capacidad se incrementa a medida que el líquido va cubriendo a la sonda.

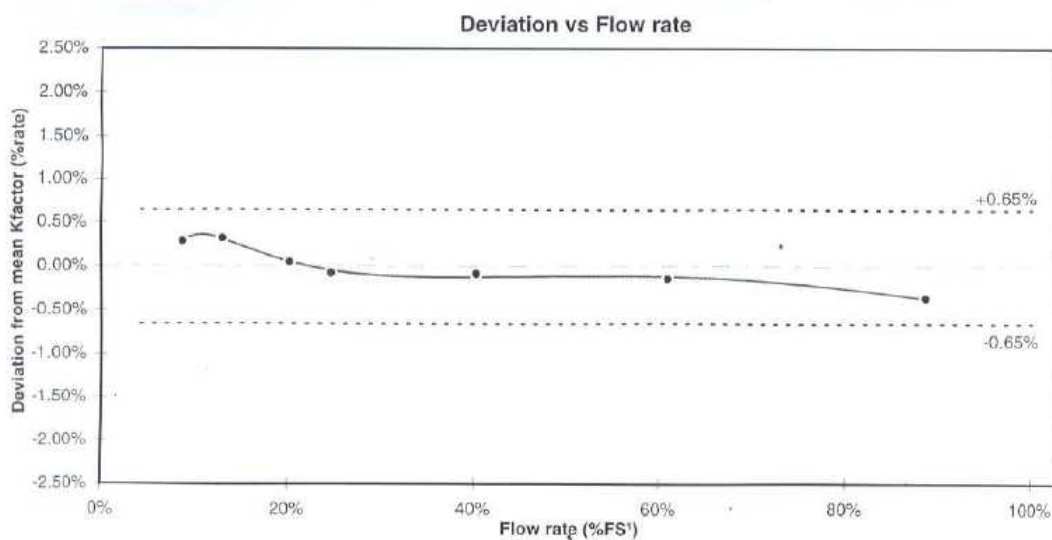
Para controlar el caudal de aire procedente de cada una de las soplantes que alimentan al biorreactor aireado y al tanque de membranas. Se utiliza en el primer caso un caudalímetro tipo vortex (Rosemount mod. 8800D) y en el segundo caso un rotámetro (Stübbe) capaz de medir entre 0 y 50 Nm<sup>3</sup>/h de aire. El principio de funcionamiento del caudalímetro de aire tipo vortex está basado en la generación de vórtices aguas abajo cuando el fluido es atravesado por un cuerpo. Estos vórtices dan lugar a variaciones de presión que pueden ser medidas mediante un sensor piezoeléctrico. El resultado de la medida se obtiene gracias a que la velocidad de flujo

es proporcional a la frecuencia de formación de vórtices. Los datos obtenidos por el caudalímetro son enviados a un convertidor que genera una corriente de 4-20 mA. La tabla 3.5 resume las principales características del medidor de caudal tipo vortex.

Tabla 3.5. Características del caudalímetro de aire tipo vortex de la instalación con membranas de ultrafiltración.

Material carcasa	Aluminio bajo en cobre
Material recubrimiento	Poliuretano
Material cuerpo	Acero inoxidable forjado 316L y acero inoxidable fundido CF-3M
Factor K	289,09
Sensor de temperatura	Termopar tipo N
Temperatura máxima, °C	232
Presión máxima, MPa	1,9
Caudal máximo, Nm <sup>3</sup> /h	75

La figura 3.12 muestra la curva de calibración correspondiente a este caudalímetro y la tabla 3.6 muestra los datos obtenidos para esta calibración.



Calibration conditions:  
 Water temperature = 73.8 °F ( 23.2 °C ), water density = 62.271 lb/ft<sup>3</sup> ( 997.48 kg/m<sup>3</sup> )  
<sup>1</sup>100% flow rate = 25 ft/sec ( 7.62 m/s ) in schedule 40 pipe.

Figura 3.12: Curva de calibración del caudalímetro de aire tipo vortex de la planta de ultrafiltración.

El resto de medidores de caudal que han sido instalados en la planta experimental con membranas de ultrafiltración son caudalímetros electromagnéticos, tres de la marca

Rosemount modelo 8732/8705 y dos de la marca Endress and Hauser modelo Promag. Este tipo de caudalímetros basan su funcionamiento en la Ley de inducción de Faraday, ya que un conductor moviéndose en el interior de un campo magnético constante genera una tensión eléctrica fácilmente medible.

Tabla 3.6. Datos para la calibración del caudalímetro tipo vortex de la planta de ultrafiltración.

Run #	Flow rate % FS <sup>1</sup>	Velocity ft/s	Velocity m/s	Reynolds number	Flow rate US gpm	Flow rate m <sup>3</sup> /hr	Deviation % rate
1	88.7%	22.2	6.76	193,662	60	13.6	-0.36%
2	60.9%	15.2	4.64	133,102	41	9.3	-0.14%
3	40.3%	10.1	3.07	87,925	27	6.2	-0.08%
4	24.6%	6.2	1.87	53,733	17	3.8	-0.07%
5	20.2%	5.1	1.54	44,123	14	3.1	0.05%
6	13.0%	3.3	0.99	28,466	9	2.0	0.32%
7	8.6%	2.2	0.66	18,843	6	1.3	0.29%

Los caudalímetros de la marca Rosemount se utilizan para medir el caudal de agua residual que entra en el reactor anóxico tras pasar por el tamiz, para medir el caudal de fango que circula desde el reactor anóxico hasta el reactor aireado y para medir el caudal de fango purgado desde este último reactor. Cada uno de ellos lleva acoplado un transmisor de la misma marca modelo 8732. (tablas 3.7 y 3.8)

Tabla 3.7. Características de los caudalímetros electromagnéticos Rosemount modelo 8705, instalados en la planta de ultrafiltración.

Tipo	Electromagnético	
Material carcasa	Aluminio bajo en cobre	
Material recubrimiento	Poliuretano	
Material electrodo	Acero inoxidable 316L	
Cond. mínima ( $\mu\text{S}/\text{cm}$ )	5	
Diámetro de la tubería, mm (pulg.)	FT-01 y FT-06: 15 (1/2)	
	INPUT	OUTPUT
Tensión máxima, V	40	5
Máxima corriente, mA	500	0,20
Máxima potencia	20 W	1 mW
Temperatura máxima, °C	177	

Rango de temperatura ambiente, °C	FT-01 y FT-06: Entre -40 y 74
Presión máxima, MPa	1,96 (a 38°C)
Velocidad límite de flujo, m/s	10

Tabla 3.8. Características del transmisor Rosemount 8732 instalado en la planta de ultrafiltración.

Material carcasa	Aluminio bajo en cobre
Material recubrimiento	Poliuretano
Conductividad mínima del fluido, $\mu\text{S}/\text{cm}$	5
Tensión c.a., V	90-250
Velocidad de transmisión, pulsos/s	Entre 0 y 10000
Rango de velocidad de flujo, m/s	Entre 0,01 y 10
Tiempo de respuesta máximo (señal de	50
Estabilidad, %	$\pm 0,1$
Temperatura máxima, °C	177
Rango de temperatura ambiente, °C	Entre -40 y 74

En cuanto a los caudalímetros instalados en planta de la marca Endress and Hauser, el primero de ellos mide el caudal de fango que entra al tanque de membranas y el segundo mide el caudal de permeado a la salida de este mismo tanque. Ambos son caudalímetros electromagnéticos y sus principales características se recogen en la tabla 3.9.

Tabla 3.9. Características de los caudalímetros electromagnéticos Endress and Hauser Instalados en la planta de ultrafiltración.

	ENTRADA A TANQUE DE	PERMEADO
Modelo	Promag 50 W	Promag 30 A
Material carcasa	Poliuretano	PFA
Material revestimiento	Poliuretano	Poliuretano
Factor K	0,7486/0	0,8479/4
Conductividad mínima ( $\mu\text{S}/\text{cm}$ )	5	5
Diámetro nominal, mm	40	25
Temperatura máxima, °C	50	130
Rango de temperatura °C	Entre - 20 y 60	Entre - 20 y 60
Presión nominal, bar	40	16
Máximo error de medida, %	0,5	0,5

### 3.2.1.2 Instrumentación De La Planta De Microfiltración

Al igual que la instalación experimental con membranas de ultrafiltración, la instalación con membranas de microfiltración cuenta con una serie de sensores para llevar un control en continuo similar sobre el proceso.

En el interior del reactor anóxico se ha instalado un sensor de nivel sumergible (Endress and Hauser mod. Waterpilot FMX167) cuya señal es la variable de entrada en un lazo de control diseñado para controlar la bomba de alimentación de agua residual. Su funcionamiento se basa en un sensor de presión piezorresistente (tabla 3.10) cuya resistencia eléctrica varía al aumentar la presión, emitiendo una señal de corriente a 4-20 mA proporcional al nivel medido. La figura 3.13 muestra un esquema del principio de funcionamiento del sensor, donde 1 es la célula cerámica de medida y 2 es el tubo de compensación de la presión. El mantenimiento de este equipo exige su limpieza, no siendo necesario recalibrarlo.

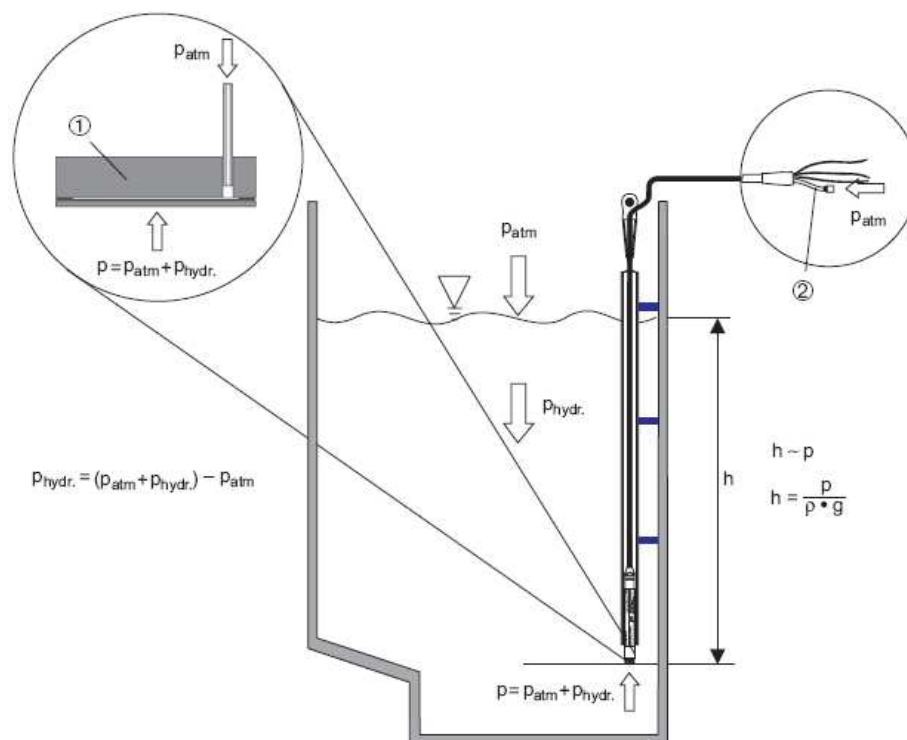


Figura 3.13: Principio de funcionamiento del sensor de nivel instalado en el reactor anóxico de la planta de microfiltración.



Tabla 3.10. Características del sensor de nivel instalado en el reactor anóxico de la planta de microfiltración

Señal de salida	4-20 mA
Diámetro exterior	42 mm
temperatura de proceso	Entre -10 y 70°C
temperatura ambiente	Entre -10 y 70°C
Máximo error de medida	0.2%
Sobrepresión	40 bar

En la parte superior del reactor aireado se ha instalado un sensor de nivel que indica la generación de espumas en el interior del tanque. Se trata de un detector de nivel capacitivo (Endress and Hauser, mod. Liquicap M FTI) cuyo principio de funcionamiento se basa en que la sonda y las paredes del depósito (de material conductivo) forman un condensador eléctrico. Cuando la sonda está en contacto con aire se mide un determinado valor de capacidad inicial bajo, pero esta capacidad se incrementa a medida que el líquido va cubriendo a la sonda. La figura 3.14 esquematiza su funcionamiento.

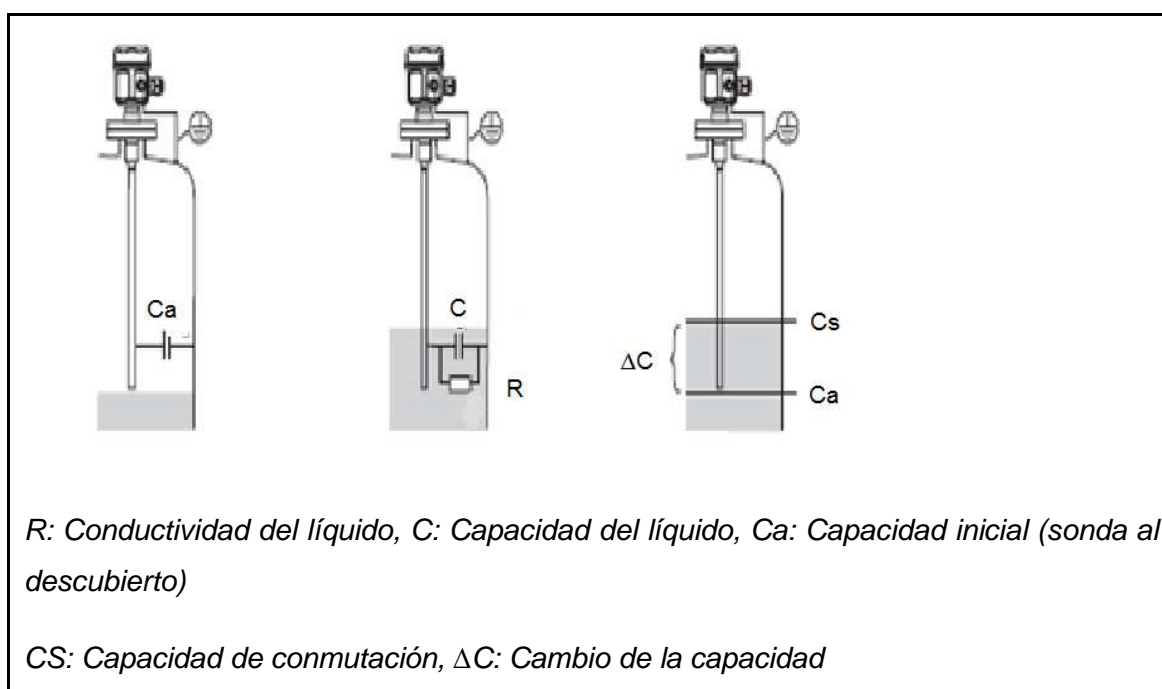


Figura 3.14. Principio de funcionamiento del detector de espumas instalado en la planta de microfiltración.

En el circuito de purga y recirculación del reactor aireado se han instalado dos sensores (ENDRESS and HAUSER) para medir el pH, temperatura, y oxígeno disuelto en el fango. Cada uno de ellos está conectado a un transmisor (ENDRESS and HAUSER mod Liquisys M COM223/253), especialmente diseñado para plantas de tratamiento de aguas residuales y que permite la comunicación digital necesaria para la recogida en continuo de las medidas tomadas por los sensores. La tabla 3.11 resume las características de estos sensores.

Tabla 3.11. Características de los transmisores instalados en el circuito de purga de la planta de microfiltración.

SEÑAL ENTRADA Y SALIDA	4-20 mA	
RANGO DE MEDIDA	OXÍGENO DISUELTO	pH
	0-20 ppm(mg/L)	Entre -2 y 16
PRECISIÓN	± 0,01 ppm	0.01 pH
RANGO DE Tª AMBIENTE, °C	Entre -10 y 55	
RANGO DE HUMEDAD RELATIVA	0-95% sin condensación	
MATERIAL DE LA CARCASA	Policarbonato	

El mantenimiento requerido por estos instrumentos requiere mantener limpios los sensores y llevar a cabo su calibración con relativa frecuencia.

En la tubería de salida del tanque de membranas se ha instalado un sensor de presión (ENDRESS and HAUSER mod. Cerabar M) que mide la presión en la línea de permeado con el fin de conocer el estado de las membranas y protegerlas de presiones demasiado altas. Las características técnicas más destacadas se reflejan en la tabla 3.12.

Tabla 3.12. Características del sensor de presión instalado en la tubería de permeado de la planta de microfiltración.

Señal de salida	4-20 mA
temperatura de proceso	Entre -40 y 100°C
temperatura ambiente	Entre -40 y 85°C
Máximo error de medida	0.2%
Sobrepresión límite	60 bar

Para conocer el caudal de aire procedente de las soplantes que airean al reactor aerobio se emplea un caudalímetro tipo vortex (Endress and Hauser mod. Proline Prowirl 72). La tabla 3.13 resume las principales características de este medidor de caudal que debe instalarse a una distancia mínima en cualquier dirección de 100 mm y con una longitud de tubería recta de alimentación igual o superior a 15 veces su diámetro nominal y una distancia de tubería recta a la salida de 5 veces su diámetro nominal.

Tabla 3.13. Características del caudalímetro tipo vortex instalado en el reactor aireado de la planta de microfiltración.

Diámetro nominal	DN25
Señal de salida	4-20 mA
Material carcasa	Aluminio
Material cuerpo y bridas	Acero inoxidable
Rango de temperatura, °C	Entre -40 y 70

La línea de aire cuenta con un medidor de temperatura de aire (Endress and Hauser mod. Omnigrad M TR10) capaz de medir temperaturas comprendidas entre -200 y 600°C.

Para la medida del caudal de aire que se aporta para aireación de las membranas se utiliza un rotámetro (Stübbe) capaz de medir entre 0 y 60 Nm<sup>3</sup>/h de aire.

El resto de medidores de caudal que han sido instalados en la planta piloto de microfiltración son caudalímetros electromagnéticos (Endress and Hauser). En total son cuatro caudalímetros que miden el caudal de entrada de agua residual a la planta piloto, el caudal de fango recirculado desde el reactor anóxico hacia el reactor aireado, el caudal de fango purgado y el caudal de efluente o permeado. Para medir los caudales de agua de entrada a planta y permeado se utiliza el modelo Promag P, mientras que para la medida de fango se utiliza el modelo Promag W. Las principales características de ambos modelos se recogen en la tabla 3.14.

Tabla 3.14. Características de los caudalímetros electromagnéticos empleados en la planta de microfiltración.

Señal de entrada/salida	4-20 mA	
	ENTRADA DE AGUA RESIDUAL Y	FANGO RECIRCULADO Y
Modelo	Promag 50P	Promag 50W
Material carcasa	PTFE	PU
Material electrodos	1.4435 316L	1.4435 316L
Factor K	0.8663/21	0.7289/-11 y 0.7407/2,
Conductividad mínima $\mu\text{S}/\text{cm}$	5	5
Diámetro nominal, mm	25	25
Rango de temperatura $^{\circ}\text{C}$	Entre -10 y 60	Entre -10 y 60
Rango de temperatura $^{\circ}\text{C}$	Entre -10 y 130	Entre -10 y 50
Presión nominal, bar	40	40
Máximo error de medida, %	0,5	0,5

### **3.2.2 Automatización Y Control**

Todos los sensores y medidores de flujo de las dos instalaciones experimentales emiten una serie de datos, de los que se lleva un control en continuo, almacenándose en el gestor de bases de datos los valores medidos cada segundo, por lo que para cada uno de ellos se obtienen 86400 datos por día. Parte de las medidas realizadas actúan sobre el funcionamiento de procesos y bombas mediante la programación informática de procedimientos.

Se ha previsto en cada planta de un sistema de automatización y control basado en el control mediante un PLC (controlador lógico programable) y un sistema de supervisión basado en SCADA Intouch (Wonderware). En el caso de los PLC el sistema está

compuesto por PLC Siemens comunicado por Ethernet con el SCADA Intouch, un generador de aplicaciones HMI (interfaz hombre-máquina) destinadas a la automatización industrial, control de procesos y supervisión. El sistema SCADA instalado además del sistema de supervisión tradicional Intouch en su versión 10, incluye las herramientas de bases de datos Insql, (SQL adaptado industrial) y Active Factory para la elaboración de informes en entornos Web.

Estos equipamientos de ambas plantas van conectados a un PC central desde donde se trabaja, para posibilitar el funcionamiento cotidiano, así como la adquisición y el manejo de datos obtenidos en continuo. Cuenta con las siguientes licencias de software:

- Intouch ver 10.0 3k p con I/O server Runtime (1).
- Wonderware Historian personal 100 tags v.9.
- Active Farctory per named user ver 9.2.

Cada segundo se reciben datos de todos los caudalímetros instalados tras cada bomba o soplante, de los sensores de O<sub>2</sub>, temperatura, pH, presión transmembrana y de los medidores de nivel en tanques. La cantidad de datos que se acumulan diariamente y el número tan elevado de variables obliga a gestionar una cantidad de datos muy importante. La única manera de manejarlos es mediante un software específico de gestión de datos, en nuestro caso "Active Factory". A través de este programa se gestionan, se tratan estadísticamente, se obtienen gráficas, y en resumen, se trabaja con todos los datos para facilitar la labor de discusión y obtención de conclusiones. Pero ese volumen de datos no es manejable fuera de esos entornos, por lo que es necesario aumentar su frecuencia de recolección de forma que disminuyamos el número de datos diarios a 40.000 y estos sean exportables para trabajar en el entorno de Office (Excel), que presenta una limitación en el número de valores que puede manejar.

Las plantas están totalmente automatizadas, por lo que para un correcto funcionamiento es necesario establecer una serie de consignas de funcionamiento a seguir y ciertos lazos de control.

Para la bomba instalada en el canal de la EDAR, que introduce el agua dentro del sistema, su control está basado en niveles máximos y mínimos en el tanque del tamiz, de forma que introduzca agua al llegar al nivel mínimo y pare al llegar al nivel máximo de agua.

En el caso de las bombas de entrada, que introducen el influente dentro de las instalaciones, para la planta de ultrafiltración la bomba sigue un funcionamiento definido por las consignas de nivel en el tanque anóxico, de forma que se fija una altura como valor medio que tiende a buscarse, un nivel mínimo en el que la bomba de entrada arranca para introducir más influente y un nivel máximo de parada de bombeo. Sin embargo en el caso de la planta de microfiltración la bomba sigue una consigna de caudal fijada en el PLC que la bomba sigue según los caudales medidos por el caudalímetro. A su vez también está controlada por los niveles del reactor anóxico de forma similar al de la otra instalación, con niveles intermedios de consigna, niveles máximos de parada y mínimos de arranque.

En cuanto a las bombas de trasiego tanque anóxico-tanque aireado ambas funcionan siguiendo una consigna marcada en PLC basadas en el caudal de permeado producido, del tipo  $XQ$ , en el que  $Q$  representa el caudal de permeado y  $X$  un número entero que multiplica el caudal. Se ha trabajado con  $7Q$  en el caso de ultrafiltración y  $4Q$  en el caso de microfiltración. La bomba viene regulada para ajustar a esta consigna por las lecturas registradas en los caudalímetros instalados a continuación de estas. Además, y como medida de seguridad en las instalaciones, las bombas pueden ser arrancadas-detenidas por niveles de seguridad en tanque anóxico, de forma que si baja por debajo de un determinado nivel para las bombas para que no drenen el tanque anóxico y vuelven a arrancar al alcanzar otra consigna de nivel.

Para las bombas de trasiego del anóxico-aireado el funcionamiento es igual a las anteriores, de forma que el caudal de entrada y salida al reactor aireado es el mismo. Las bombas ajustan al caudal seleccionado mediante caudalímetros que controlan su funcionamiento. En el caso de la planta de ultrafiltración, que lleva incorporado un tanque de bombeo intermedio para este trasiego, la bomba viene a su vez controlada como medida de seguridad por dos boyas de nivel, máximo y mínimo, que arrancan la bomba o la paran, respectivamente si no hay suficiente fango en el tanque de bombeo.

El circuito de purga cuenta con válvulas de tres vías neumáticas o eléctricas. Estas válvulas están programadas para activarse a una determinada hora del día para permitir la salida de un volumen de fango medido mediante caudalímetro. En el momento que se alcanza el volumen marcado por consigna la válvula vuelve a actuar cerrando la purga y manteniendo la recirculación del fango aireado por los sensores.

Las bombas de permeado son las responsables de forzar al agua a atravesar las membranas. Estas bombas funcionan según tiempos, de forma que se puede programar en SCADA los tiempos de filtración y de procesos de limpieza, sean contralavados o relajación de membranas. A su vez, como medida de seguridad su funcionamiento viene controlado por los medidores de presión transmembrana (TMP) que controlan la presión a la salida de la membrana. Si esta presión sube por encima de niveles marcados como de seguridad paran las bombas de permeado para asegurar la integridad de las membranas. Además presentan otra medida de seguridad, de forma que si el nivel de lámina de agua baja por debajo de una altura prefijada la bomba de permeado se detiene hasta que alcance un nivel definido como seguro.

En el caso de algunos problemas operativos, como la presencia de espumas en el reactor aireado, también activa un sistema de control. Si el detector de espumas instalado en las partes superiores de ambos reactores aireados detecta conductividad por espumas activa la bomba de antiespumante, que suministra este reactivo hasta que deja de detectarse esta alarma.

Las soplantes biológicas también vienen reguladas por lazos de control. En este caso su funcionamiento viene definido por la concentración de oxígeno disuelto en el fango activo, medido por el sensor de oxígeno. En el SCADA se programan dos consignas de oxígeno disuelto, máximo y mínimo, de forma que cuando se detecten concentraciones en el mínimo la soplante arranque para suministrar aire hasta que se alcance el nivel definido como máximo, momento en el que la soplante detiene su funcionamiento. También se puede trabajar con las soplantes sin necesidad de control por parte del sensor de oxígeno, en este caso se marcan consignas de tiempo arrancada y de parada.

Para la soplante que suministra aire para las membranas de ultrafiltración, su funcionamiento viene marcado por tiempos, de forma que se fijan los periodos de funcionamiento del equipo y los periodos de paro.

Como medida de seguridad global, si la planta detecta algún problema que afecta a su funcionamiento, como pueden ser niveles bajos en los tanques que no se han resuelto por los bombeos, entra en modo de funcionamiento de “stand-by”, que consiste en parar la filtración, mantener las recirculaciones en marcha y mantener las soplantes en funcionamiento continuo. Esto se hace para proteger los procesos biológicos y las membranas en caso de problemas, y se sale de este modo en el momento que se resuelve el problema que se alejaba del funcionamiento marcado.

Todas estas bombas y equipos vienen dotados de variadores de frecuencia de forma que permitan modular el funcionamiento de los equipos buscando sus consignas.

### 3.3.- Fase Experimental

#### **3.3.1.- Variables De Proceso**

Las principales variables consideradas a lo largo del periodo transcurrido en la investigación han sido de tipo modificable como el tiempo de retención celular (SRT), tiempo de retención hidráulica (HRT) y altura de lámina de agua (h) y variables no controlables como la temperatura y la carga contaminante.

##### *3.3.1.1.- Variables Modificables*

Tiempo de Retención Celular (SRT): es un factor de gran influencia en el correcto funcionamiento de las instalaciones de depuración. Consiste en el tiempo que los microorganismos responsables del proceso depurador son retenidos como biomasa en el interior de los reactores biológicos.



$$SRT = \frac{V_{reactores}}{Q_{purga}}$$

Para controlar este parámetro se fija el caudal de purgas del sistema. Para ello se marcó una consigna de volumen a la bomba de purga, lo cual se controla mediante caudalímetro. Los datos recogidos por este sensor son enviados al SCADA y almacenados y gestionados en base de datos, de forma que se puede llevar un control total de los caudales purgados.

Inicialmente se planteó trabajar con un valor de SRT de 20 días para hacer un estudio comparativo entre instalaciones con membranas de ultrafiltración y membranas de microfiltración, tras lo cual se fue modificando el valor de SRT, aumentando sus valores llegando a tener SRT de hasta 43 días.

Tras la puesta en marcha de cada una de las instalaciones la purga se mantuvo cerrada hasta alcanzar la biomasa el valor de SRT deseado. Tras esto se pasó a un tiempo de espera de un mes más, tras lo cual se comenzó a realizar muestreos cuyos datos se han empleado en los estudios comparativos. Esta misma operación se ha realizado siempre que se procedió a una nueva puesta en marcha de un biorreactor, lo cual ha sucedido para la instalación con membranas de ultrafiltración en dos ocasiones más tras la puesta en marcha inicial.

Tiempo de Retención Hidráulico (HRT): es una de las variables que puede afectar a la capacidad de depuración de las instalaciones. Es el tiempo que se tiene el influente retenido en el interior de la instalación. Depende del caudal de agua aportada y del volumen total de los reactores.

$$HRT = \frac{V_{reactores}}{Q_{influyente}}$$

Para controlar este parámetro se fija el valor del caudal del permeado producido y la purga, las cuales afectan al caudal de influente (instalación de ultrafiltración) o bien se fija un valor de influente que definirá el valor de permeado (instalación de microfiltración). Para mantener este control las bombas de permeado o de influente, así como las de purga funcionan con una consigna de caudal, que se controla con

caudalímetro. Estos datos de caudal de agua se envían al SCADA, se almacenan y procesan por el gestor de la base de datos para llevar un seguimiento en continuo.

La instalación con membranas de microfiltración ha mantenido constante un valor de HRT de 35 horas, mientras que la instalación con membranas de ultrafiltración ha oscilado entre 32 y 40 horas.

Altura de la lámina de agua (h): influye en la tasa de transferencia de oxígeno ya que se trata de la altura de la lámina de agua. Los reactores biológicos aireados se diseñaron con la posibilidad de trabajar a tres alturas distintas, a 2,5, 3,75 y 5 metros instalando vertederos a esas alturas. Para trabajar con una u otra se abren o cierran las válvulas manuales colocadas en cada vertedero, de forma que se permita la salida del fango por la altura que queremos trabajar manteniendo cerradas el resto.

#### *3.3.1.2 Variables No Modificables*

Temperatura: sobre la temperatura de las plantas, al estar a la intemperie no es posible incidir, por lo que las variaciones en esta son debidas a los cambios estacionales y climáticos. Para el control de la temperatura del fango activo de las plantas se ha dispuesto de medidores de temperatura en continuo en la línea de recirculación de fango del tanque aeróbico. La señal emitida por dicho medidor es recogida en el PLC de la instalación que transmite al PC donde queda registrado mediante el software SCADA. Dicha información es procesada mediante un gestor de bases de datos que las almacena y procesa, para posteriormente categorizarlas.

Se han considerado cuatro categorías de temperatura, catalogando cada día en función de su media, máxima y mínima registradas. Saltos puntuales de temperatura no se han considerado como variaciones en las fases, considerando para ello periodos más largos. Las diferentes categorías consideradas son:

- Temperatura baja: < 15°C
- Temperatura media baja 15-20 °C

- Temperatura media alta 20-25 °C
- Temperatura alta >25 °C

El efecto de la variación de carga se puede analizar para los estudios a una altura de 3,75

Carga contaminante: Es una de las características de las aguas residuales urbanas, la cual depende de su variabilidad en la concentración y en el volumen que se genera, tanto a nivel horario, diario y estacional. Esto motiva que el influente a la instalación presente unas características muy variables. El hecho de que en la investigación se trabaje con agua residual urbana real hace imposible el control sobre la carga de entrada, pero es necesario controlar este parámetro dado que su variación puede condicionar los periodos de ensayo a comparar. Para tener bajo control este parámetro se realizan determinaciones analíticas para ver la concentración en DQO del influente diario, que junto con los datos del caudal de entrada de influente a la planta podemos obtener el valor de kg de DQO diarios que entran a las plantas. Dado que cada instalación cuenta con un volumen de reactores diferentes, los valores de carga se analizarán a modo de carga volumétrica (Kg DQO/d m<sup>3</sup>). Para considerar las diferentes fases en torno a esta variable se han tenido también en cuenta la concentración en DBO<sub>5</sub> y la concentración en sólidos en suspensión.

### **3.3.2. Toma De Muestras**

Para el análisis y control de las instalaciones es necesario llevar un control analítico diario mediante el cual chequeemos el funcionamiento de los procesos. Estas medidas analíticas precisan de un proceso de recolección, conservación y transporte de muestras desde la EDAR hasta el laboratorio de Tecnologías del Medio Ambiente y el Instituto del Agua de la Universidad de Granada donde serán analizadas.

Las muestras que se recogen cada día para su posterior análisis son:

- 1 L de muestra compuesta de influente.

- 1 L de muestra compuesta de efluente de la instalación de ultrafiltración.
- 1 L de muestra compuesta de efluente de la instalación de microfiltración.
- 100 mL de muestra puntual de efluente de la instalación de ultrafiltración, tomada en condiciones de esterilidad.
- 100 mL de muestra puntual de efluente de la instalación de microfiltración, tomada en condiciones de esterilidad.
- 100 mL de fango activo de cada reactor biológico.

Las muestras de influente y efluentes son tomadas como muestras compuestas, es decir, que se toman de forma que representen las 24 horas del día. Como están siendo recogidas en continuo para evitar su evolución se mantienen en frigorífico a 4°C hasta el momento de su recogida.

Para la toma de influente, sobre la tubería de impulsión tras el tamizado se ubica una toma de agua controlada por una electroválvula, la cual se acciona por un temporizador que permite el paso de influente tres segundos cada media hora, acumulándose la muestra en una botella de cristal de 5L de capacidad, ubicada en un frigorífico a 4°C y en la oscuridad. La tubería de toma de muestra es de PET negro, la cual queda vacía tras la toma

La toma de los efluentes de ambas instalaciones se realiza mediante la desviación de parte del agua producida de las conducciones de salida a un grifo que mediante goteo continuo permite acumular efluente en sendas botellas de cristal de 5L de capacidad en frigorífico a 4°C y en la oscuridad.

Para la toma de muestra puntual de efluente de cada una de las plantas, existen tomamuestras en las conducciones del permeado desde los cuales se pueden recoger en condiciones de esterilidad, empleando botes estándar de plástico estériles.

Las muestras de fango son tomadas de forma puntual, en el momento de la recolección. Las muestras de 1 litro se toman en botellas de plástico de boca ancha perfectamente limpias, mientras que las muestras de 100 mL se toman en botes estándar de plástico estériles.

En el caso de las muestras de fango de la instalación de ultrafiltración, los tres tanques tienen sistemas de toma de muestra manual. En el caso de recogida de fango anóxico hay un tomamuestras instalado en las conducciones de bombeo entre el tanque anóxico y el aireado. Para el fango aireado existe un tomamuestras en la tubería entre reactor aireado y el de membranas y el muestreo de fango activo del tanque de membranas se realiza a través de un tomamuestras ubicado en el rebose desde este tanque al anóxico.

Para la instalación de microfiltración, las muestras de fango a recoger son las mismas que para la de ultrafiltración. Para la toma de fango activo anóxico existe un punto de toma de muestras en la tubería de bombeo entre este tanque y el aireado. En este caso el fango activo del tanque aireado se toma en un tomamuestras ubicado en el circuito de recirculación y purga de fango, y para obtener fango del tanque de membranas se toma directamente accediendo a la parte superior del tanque.

Una vez que se toman las muestras, estas son transportadas inmediatamente en nevera portátil para mantener la temperatura e impedir que evolucionen en el transporte. Las muestras son analizadas en el momento de llegada al laboratorio, no transcurriendo más de una hora en procesarse.

Las muestras compuestas tanto de influente como de efluente fueron analizadas para DQO (filtrable y no filtrable), DBO<sub>5</sub> (filtrable y no filtrable), sólidos en suspensión (totales y volátiles), pH, conductividad, nitrógeno total, NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, Fósforo Total y PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>.

Sobre las muestras puntuales de los efluentes se analizaron los siguientes parámetros de control, color, turbidez, bacterias aerobias totales, *E. coli*, colifagos y distribución de partículas.

Las muestras de cada uno de los reactores biológicos se analizaron para el contenido de sólidos en suspensión (MLSS) tanto totales como volátiles y para ciertos periodos para nitrógeno total y fósforo total.

Para ciertos periodos de la investigación se han realizado controles de metales pesados tanto en el influente, efluente y fangos activos.

### 3.4.- Metodología Analítica

#### **3.4.1.- Demanda Química De Oxígeno (DQO).**

La DQO se determinó empleando el método de oxidación ácida con dicromato a reflujo cerrado y determinación espectrofotométrica en comparación con patrón de ftalato (APHA, 1992).

Los reactivos necesarios para llevar a cabo este método fueron una solución oxidante de dicromato potásico 0.0167 M ( $\text{Cr}_2\text{O}_7\text{K}_2$ ) con adición de 40 g/L de sulfato de mercurio ( $\text{HgSO}_4$ ), ácido sulfúrico al 98% con adición de 6,6 g/L de sulfato de plata ( $\text{Ag}_2\text{SO}_4$ ), y una solución madre de ftalato ácido de potasio 1 mg  $\text{O}_2/\text{mL}$  ( $\text{HOOC}_6\text{H}_4\text{COOK}$ ) siguiendo la relación de oxidación del ftalato (1 g de ftalato: 1.176 g de  $\text{O}_2$ ).

La metodología empleada para analizar la DQO es la de oxidación a reflujo cerrado, en la cual se añaden a unos tubos de oxidación de vidrio con tapón roscado 3 mL de muestra, 2 mL de solución oxidante y 4 mL de la solución ácida. Se cierran los tubos, se agitan y se dejan 2 horas en un bloque térmico a 150°C.

Posteriormente, en la valoración final, se empleó el método espectrofotométrico, donde se compara la absorbancia del Cromo (III) obtenido tras la oxidación con una

curva patrón expresada en mg O<sub>2</sub>/L de DQO. En este método, una vez oxidada la muestra se determina la absorbancia a 600 nm de longitud de onda en el espectrofotómetro, obteniendo el dato de DQO al aplicarle la ecuación de la recta obtenida mediante el patrón.

La curva patrón para la calibración se realizó a partir de la solución madre de ftalato, mediante diluciones seriadas en matraces aforados de 100 mL, como se refleja en la tabla 3.15. Se despreciaron aquellas regresiones cuyo coeficiente de correlación resultó ser inferior a  $r^2 = 0.999$ . Como blanco se empleó agua destilada exenta de materia orgánica.

Tabla 3.15. Curva patrón para D.Q.O.

Concentración	5	10	15	30	50	100	300	500	700	1000
mL patrón	0,5	1	1,5	3	5	10	30	50	70	100
mL Ag. Destilada	99,5	99	98,5	97	95	90	70	50	30	0

Para la determinación de la DQO disuelta se empleó el método de la oxidación por dicromato indicado anteriormente con una filtración previa de la muestra a través de filtros de 0,45 µm.

### **3.4.2.- Demanda Biológica De Oxígeno (5 Días) (DBO<sub>5</sub>)**

Para la determinación de la DBO<sub>5</sub> se empleó el método manométrico (APHA, 1992). Este método determina de forma indirecta el consumo de oxígeno en la muestra, mediante la medida de la caída de presión en un frasco herméticamente cerrado. En esta determinación, el oxígeno es aportado por el aire retenido en el interior de la botella.

El equipo manométrico está compuesto por un bote de cristal de color topacio para evitar interferencias causadas por la luz, un imán, un receptáculo para NaOH en la junta tórica de goma, un tapón con manómetro incorporado y un agitador magnético.

Para la determinación se introdujo un volumen determinado de muestra dentro del frasco, junto con un imán, y se incorporó en la boca de la botella el receptáculo de goma en el que se añaden unas lentejas de NaOH y se cierra con el manómetro.

Al colocar la botella con el imán sobre el agitador magnético, este provoca el giro del imán, lo que facilita la difusión del oxígeno del aire a la muestra, al igual que la difusión al aire del CO<sub>2</sub> producido por la respiración. El consumo de oxígeno provoca una caída de presión al retirar un volumen de gas del aire, pero esta caída de presión se ve compensada por el CO<sub>2</sub> generado, el cual es retenido por su reacción con el NaOH aportado al receptáculo. De este modo la caída de presión es directamente proporcional al consumo de oxígeno, lo cual es registrado y cuantificado por el manómetro.

Junto con los procesos biológicos que intervienen en la obtención de la DBO, realizados por bacterias heterótrofas aerobias, pueden darse otros realizados por bacterias autótrofas como son las bacterias nitrificantes. En este proceso se consume también oxígeno sin que suponga un consumo de materia orgánica, por lo que si se produce nitrificación los valores de DBO<sub>5</sub> serán superiores a los reales. Para evitar esta interferencia se inhibió el proceso de nitrificación empleando como agente inhibidor la N-aliltiurea, añadiendo unas gotas de una disolución de 5 g/L.

Para determinar el volumen de muestra que debemos añadir, partimos de un dato previo, como es la DQO, y la relación existente entre DBO<sub>5</sub>/DQO (factor de biodegradabilidad), para estimar la cantidad de DBO<sub>5</sub> y por tanto el volumen a añadir de muestra. Una vez estimado el valor de DBO<sub>5</sub> se puede conocer el volumen a añadir consultando la tabla de volúmenes proporcionada por el fabricante del equipo manométrico. Esta estimación permite asegurar que hay suficiente oxígeno en el interior de la botella como para biodegradar la materia orgánica presente en la muestra.

Antes de la puesta en marcha, la muestra se debe atemperar a 20°C, para lo cual se introduce la botella de DBO<sub>5</sub> en el interior del frigotermostato al menos 30 minutos antes de poner en marcha el sistema. Transcurridos los 30 minutos, se cerraron los tapones, ajustando a "0" el manómetro. Se dejó incubar durante 5 días a 20°C en oscuridad, tomando las lecturas diarias. Una vez obtenida la lectura final se aplicó la siguiente expresión para calcular la DBO<sub>5</sub>:



$$DBO_5 \text{ (mg O}_2\text{/L)} = \text{DBO medida en 5 días} \times F$$

El valor de “F” dependerá del volumen de agua puesto en la botella (tabla 3.16).

Tabla 3.16. Volúmenes de muestra a añadir según D.B.O.<sub>5</sub> estimada y factor de corrección (F) a aplicar en cada caso.

DBO5 estimada	Volumen	F
0 – 35	432	1
35 - 70	365	2
70 – 175	250	5
175 – 350	164	10
350 – 700	97	20
700 – 1750	43.5	50
1750 - 3500	22.7	100

Para la determinación de la DBO<sub>5</sub> disuelta se empleó el mismo método manométrico indicado anteriormente, con una filtración previa de la muestra a través de filtros de 0,45 µm.

### **3.4.3.- Sólidos En Suspensión Totales.**

Para determinar la concentración de sólidos en suspensión en las muestras se utilizó el método de filtración-secado-pesada según lo descrito por APHA (1992). Se trata de un proceso de separación sólido-líquido mediante evaporación, separando los sólidos de la fase acuosa mediante filtración, con filtros de tamaño de poro 0,45 µm.

Una vez seleccionados los sólidos se procede a la eliminación del agua retenida introduciendo los filtros en estufa a 105 °C durante una hora. Tras este tiempo se enfrían en el interior de un desecador y posteriormente se realiza la determinación gravimétrica del filtro. Introducimos nuevamente el filtro en la estufa durante 15 minutos, se enfrían y se pesa, repitiendo esta operación hasta obtener un peso constante. La medida se expresa en mg/L mediante la siguiente expresión.

$$SS \text{ (mg/L)} = \frac{P_f - P_i}{Vol}$$

Donde:

- Pi: Peso tara del filtro (mg)
- Pf: Peso final tras la desecación (mg)
- Vol: Volumen de muestra (L)

Previamente a la determinación de los sólidos en suspensión del agua debemos preparar los filtros para su tarado, para lo cual procedemos a la limpieza de estos, con el objetivo de arrastrar las fibras sueltas y estabilizar el peso de los filtros. Para esto se hace pasar a través de él tres volúmenes de agua, y posteriormente los ponemos a secar una hora en la estufa de 105 °C. Tras esto se dejan reposar en el desecador, se pesan y se vuelven a meter en la estufa a 105 °C, se enfrían y se pesan. Se repite la operación hasta que el peso se mantenga estable.

#### **3.4.4.- Sólidos En Suspensión Volátiles.**

Los sólidos en suspensión volátiles se ha analizado mediante el método de filtración-secado-pesada descrito anteriormente añadiendo una fase más de incineración en horno mufla (APHA, 1992).

La determinación se basa en la pérdida de peso de una muestra de sólidos por su incineración, introduciendo los filtros secos en una mufla a 550 °C, de manera que los compuestos orgánicos se volatilizan tras su combustión, pasando a CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O, y la materia inorgánica permanece como materia fija. Para conocer los valores de sólidos volátiles se aplica la siguiente expresión:

$$SSv (mg/L) = \frac{P_{ti} - P_{ai}}{Vol}$$

Donde:

- P<sub>ti</sub>: Peso tras la incineración (mg)
- P<sub>ai</sub>: Peso antes de la incineración (mg)
- Vol: Volumen de muestra (L)

### **3.4.5.- Conductividad.**

Para la determinación de la conductividad se utilizó el método electrométrico, empleando para ello un conductivímetro con compensación automática de temperatura (Crison, mod. CM 35) al que se le realizan semanalmente calibraciones a 147  $\mu\text{S}/\text{cm}$ , 1413  $\mu\text{S}/\text{cm}$  y 12,88  $\text{ms}/\text{cm}$ .

La conductividad del agua es la expresión numérica que refleja su capacidad para conducir la corriente eléctrica. Este valor dependerá de la concentración y tipo de iones presentes en la muestra, movilidad, valencia y concentraciones relativas, así como de la temperatura. El método de medida se realiza mediante un proceso electrométrico, en el cual se determina la resistencia mediante una célula de conductividad de dimensiones conocidas. El valor obtenido se expresa en conductancia o el valor inverso de la resistencia.

Para su determinación, se sumergía el conductivímetro en la muestra de agua residual, manteniendo agitación leve, hasta que el valor leído en la pantalla se estabilizase.

### **3.4.6.- pH**

Para la determinación del pH se utilizó un pH-metro (Crison mod. pH 25) con calibraciones semanales a 4,01, 7 y 9,21. El pH (potencial de hidrógeno) es una medida de la acidez o alcalinidad de una disolución. El pH indica la concentración de iones hidrógeno  $[\text{H}^+]$  presentes en el agua, expresando este valor en pH, como el logaritmo negativo en base 10 de esta concentración de iones.

Para su determinación se sumergía el pH-metro en el agua residual en agitación leve hasta que se estabilizaba la medida de la pantalla.

### **3.4.7.- Color.**

El análisis del color real se realizó mediante espectrofotometría siguiendo la norma española UNE-EN ISO 7887:1995, en la que, sobre las muestras filtradas (0.45  $\mu\text{m}$ ),

se determina la absorbancia a 3 longitudes de onda:  $\lambda (1) = 436 \text{ nm}$ ;  $\lambda (2) = 525 \text{ nm}$ ;  $\lambda (3) = 620 \text{ nm}$ .

En este método de medición de color interfieren considerablemente las partículas, por lo que antes del análisis de cada muestra, estas son retiradas mediante un proceso de filtración a través de los filtros de  $0.45 \mu\text{m}$ . Para la medida de absorbancia de la muestra a cada una de las longitudes de onda necesarias se ajustó el equipo a cero utilizando agua ópticamente pura. Posteriormente se introdujo la muestra y se procedió a la medida, utilizando un espectrofotómetro Ultravioleta-visible (Helios). El cálculo del coeficiente de absorción espectral (absorción por paso de luz)  $\alpha(\lambda)$  se expresa de la siguiente forma:

$$\alpha(\lambda) = \frac{A}{d} \cdot f$$

Donde:

- A Absorbancia de la muestra a la longitud de onda  $\lambda$ .
- d Paso de luz a través de la cubeta.
- f Factor utilizado para obtener el coeficiente espectral, en metros recíprocos (f=1000).

#### **3.4.8.- Turbidez.**

La determinación de la turbidez en el laboratorio se realizó siguiendo la técnica descrita por Gómez y Hontoria (2003) sobre muestras filtradas ( $0,45 \mu\text{m}$ ), a  $650 \text{ nm}$  de longitud de onda empleando para ello un turbidímetro (Dinko).

Para medir la absorbancia de la muestra filtrada, primero se calibró el equipo mediante una recta patrón de formacina y posteriormente se analizaron las muestras con el equipo una vez calibrado, introduciendo las muestras a analizar en las cubetas específicas del equipo, perfectamente limpias, seleccionando el rango de medida más acorde con la turbidez esperada.

Para preparar la suspensión madre de formacina se disuelven  $10 \text{ g}$  de hexametilentetramina ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{N}_4$ ) sobre  $100 \text{ mL}$  de agua destilada, y  $1 \text{ g}$  de sulfato de hidracina ( $\text{N}_2\text{H}_6\text{SO}_4$ ) sobre  $100 \text{ mL}$  de agua. Se trasvasan  $5 \text{ mL}$  de cada una de estas

dos suspensiones a un matraz de 100 mL, dejando reposar la solución 24 horas a 25 °C. Tras el tiempo se enrasa obteniendo una solución madre de 400 UNT a partir de la cual se obtienen las diluciones que precisa el turbidímetro.

#### **3.4.9.- Análisis De Distribución De Partículas.**

El análisis de distribución de partículas permite analizar el tamaño, distribución y abundancia de las partículas presentes en las muestras de efluente de ambas plantas. El analizador de partículas con el cual se ha llevado a cabo la investigación se compone de dos módulos de medición. El primero de los módulos es el LiQuilaz LS S02, que mide mediante difracción de rayo laser partículas comprendidas entre los tamaños de 0,2 y 2  $\mu\text{m}$ , y el segundo módulo que incluye el equipo es un medidor LiQuilaz HW E20, que mide por extinción de rayo de luz partículas en el agua de tamaños comprendidos entre 2 y 125  $\mu\text{m}$ .

La muestra es recogida por un tomamuestras que inyecta 5 mL de agua a través de los sensores, pasando primero por el sensor más sensible, que mide las partículas de 0,2-2  $\mu\text{m}$  y después atraviesa el medidor que mide las partículas de 2 a 125  $\mu\text{m}$ . Los resultados son registrados por el software del equipo que procesa los datos y agrupa la cantidad de partículas medidas por tamaños.

#### **3.4.10.- Nitrógeno ( $\text{NO}_3^-$ , $\text{NO}_2^-$ , $\text{NH}_4^+$ )**

Para la determinación de las diferentes formas del nitrógeno presentes en las muestras ( $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{NO}_2^-$ ,  $\text{NH}_4^+$ ) se ha utilizado la técnica del electrodo ión-selectivo, la cual consiste en tres tipos distintos de electrodos que determinan la presencia de cada una de las principales formas de nitrógeno presentes en el agua.

Para el método del electrodo selectivo de nitrato 4500- $\text{NO}_3^-$ -D (APHA, 1992) se utilizó un electrodo Orion 9307BNWP y un sensor selectivo que desarrolla un potencial eléctrico a través de una membrana situada sobre un intercambiador iónico. El electrodo responde a la actividad del ión  $\text{NO}_3^-$  entre 0.6–6.000 mg de  $\text{NO}_3^-$  N/L.

La medición de  $\text{NO}_3^-$  en el agua de entrada y de salida se realizó mediante el uso de electrodos de medición.

Para la determinación de la concentración de nitrato, es necesario combinar el electrodo de ión selectivo con un electrodo de referencia. Para lo cual se utiliza el modelo 402-75 de Labprocess, un electrodo de referencia con doble puente. El sistema de referencia está constituido por una disolución de AgCl con electrolito de KCl. Para la reducción de interferencias y mayor precisión de medida se utiliza una solución de sulfato amónico ((NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) (ISA, Ionic Stress Adjuster).

Se toman 50 mL de muestra en un vaso de precipitado y se le añade 1 mL de solución ISA, se colocan sobre un agitador magnético a bajas revoluciones para que se produzca la correcta mezcla. Se introducen los electrodos y se espera un minuto, tras el cual se ha estabilizado y se toma la medida.

Para el método del electrodo selectivo de amoníaco 4500-NH<sub>3</sub> F (APHA, 1992) se utiliza un electrodo combinado Orion 9512BNWP (*Ammonia Gas Sensing Combination*), que posee un electrodo selectivo de cloruro de amonio con una membrana hidrófoba semi-permeable que permite el paso del amonio gas, éste reacciona provocando un potencial eléctrico que es registrado por un sensor interno. El electrodo 9512BNWP es combinado y no requiere electrodo de referencia externo, permitiendo determinaciones a concentraciones entre 0.03–1.400 mg de NH<sub>3</sub>-N/L.

EL principio de este método se basa en la conversión del amoníaco disuelto (NH<sub>4</sub>OH) a NH<sub>3</sub>. Para ello, se añade una base fuerte (NaOH) que eleve el pH por encima de 11, el NH<sub>3</sub> atraviesa la membrana y es registrado por el electrodo interno. Para la determinación analítica se toman 50 mL de muestra en un vaso de precipitado, se colocan sobre un agitador magnético a bajas revoluciones y se introduce el electrodo. Se le añade 1 mL de una solución de NaOH 10 N, elevando el pH por encima de 11 y se registra la medida cuando se ha estabilizado.

En cuanto a la determinación de nitrito, este método es similar al aplicado para la determinación de nitrato pero con el electrodo selectivo Crisson 96-64, el cual desarrolla un potencial a través de una membrana polimérica sobre un intercambiador iónico. El electrodo responde a la actividad del ión NO<sub>2</sub><sup>-</sup> entre 0.5 y 460mg de NO<sub>2</sub>-N/L. Como electrodo de referencia se utiliza el modelo 402-75 de Labprocess, un electrodo de referencia con doble puente. El sistema de referencia está constituido por una disolución de AgCl con electrolito de KCl. Como ajustador de fuerza iónica se utiliza una solución de sulfato amónico ((NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>). La reducción de interferencias se realiza mediante una solución de sulfato de plata (Ag<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>).

Para la determinación analítica se toman 50 mL de muestra en un vaso de precipitado y se le añade 2 mL de solución supresora de interferencias y 1 mL de ajustador de fuerza iónica, se colocan sobre un agitador magnético a bajas revoluciones para que se produzca la correcta mezcla. Se introducen los electrodos y se esperan cinco minutos, tras el cual se ha estabilizado la medida.

Cada uno de los electrodos debe calibrarse previamente en concentraciones de 1, 10 y 100 mg/L de cada ión, calculando la curva a partir de la cual se determina la concentración de iones presentes en la muestra.

#### **3.4.11.- Determinación Del Nitrógeno Total.**

Para la determinación del nitrógeno total se procedió a oxidar todas las formas de nitrógeno presentes en las muestras a nitrato tal como se refleja en Gómez y Hontoria (2003), y posteriormente se determinó este compuesto por medio kits analíticos de nitratos (Merck).

Para la oxidación se utilizó una disolución altamente oxidante compuesta por (cantidades por litro de disolución):

- 14 g de hidróxido sódico (NaOH)
- 30 g de ácido bórico ( $H_3BO_3$ )
- 50 g de persulfato potásico ( $K_2S_2O_8$ )

Para la puesta en marcha del método se tuvo en cuenta la cantidad de mezcla oxidante que añadir en la muestra, el tiempo de oxidación a 1 atmósfera y dilución de la muestra para que la concentración de nitrato quede en el rango de medida del cromatógrafo iónico, siendo las condiciones óptimas de análisis para las muestras analizadas en el presente trabajo las siguientes:

- Dilución de 5/50 para el influente (5 mL de muestra enrasados a 50 mL con agua destilada) y de 1/50 para el fango activo.
- Volumen de mezcla oxidante de 7 mL en 50 mL de la dilución anterior.
- Tiempo de oxidación en autoclave de 45 minutos a 1 atmósfera de presión.

Tras la oxidación, teniendo ya todas las formas de nitrógeno en forma de nitrato, se dejó enfriar la muestra y se procedió al análisis.

La determinación analítica se basa en método fotométrico de transformación de nitratos con el DMP (2,6-dimetilfenol) en 4-nitro-2,6-dimetilfenol en medio ácido. Este compuesto tiene un color rosáceo, y se determina la concentración de nitrato mediante un método colorimétrico, midiendo el color de la muestra a 340 nm. Una vez obtenida la absorbancia se compara el dato en una recta de calibración realizada previamente con concentraciones conocidas de  $\text{NO}_3^-$  a las que se somete al mismo tratamiento que las muestras de Nt. La recta de calibración empleada se realizó con las concentraciones de  $\text{NO}_3^-$  que se muestran en la tabla 3.16.

Tabla 3.16. Concentraciones de la recta de calibración de  $\text{NO}_3^-$

Concentración $\text{NO}_3^-$	5	10	30	50	70	100
Concentración N- $\text{NO}_3^-$	1,128	2,256	6,768	11,28	15,792	22,56

#### **3.4.12.- $\text{PO}_4^{3-}$**

La determinación de ortofosfato ( $\text{PO}_4^{3-}$ ) en influente y efluentes se realiza mediante una modificación del método colorimétrico del ácido vanado-molibdofosfórico 4500-P C (APHA, 1992). Se basa en el proceso de formación, bajo condiciones ácidas, de ácido vanadomolibdofosfórico de color amarillo; éste se origina por la reacción entre el fosfato y el molibdato amónico en presencia de vanadio. Por lo tanto, se origina una solución de color amarillo, cuya intensidad varía en función de la concentración de fosfato.

Para la determinación del ortofosfato presente en el influente y el efluente es necesario regular el pH de la muestra hasta 8,5 mediante la adición de NaOH. La medida se ve fuertemente afectada por la turbidez en la muestra, por lo que se filtra previamente a través de membranas de 0,45  $\mu\text{m}$ . Se añaden varias gotas de fenolftaleína y si aparece coloración rosácea se añade gota a gota ácido clorhídrico hasta que desaparezca el color, tras lo cual se añade un pequeño exceso. Tras el ajuste del pH se añaden el reactivo vanadato-molibdato y se enrasa con agua destilada. Diez minutos después, se procede a medir la absorbancia a 470 nm marcando el 0 con una muestra de agua destilada sometida al mismo tratamiento.



Para determinar la concentración se empleó una recta de calibración con concentraciones conocidas de P desde 0,5 hasta 15 mg P/L. Para la determinación de P del influente fue necesario diluir la muestra a la mitad.

#### **3.4.13.- Determinación De Fósforo Orgánico.**

Para la determinación del fósforo orgánico, se realizó una digestión de la muestra que transformará el P a ortofosfato. Se realiza esta determinación a muestras del influente, efluentes y fangos de ambas plantas. El efluente no se diluye mientras que el influente se diluye con agua destilada al 50% y el fango activo al 5%.

Se toman 50 ml de la muestra, (diluida o sin diluir), se añade una gota de fenolftaleína y si aparece coloración rosácea, se añade gota a gota ácido sulfúrico hasta que desaparezca, entonces se le añade 1 mL de solución ácida ( $H_2SO_4$  al 30%) y 0,4g de persulfato amónico ( $(NH_4)_2S_2O_8$ ). Se autoclavan las muestras a 121 °C durante 30 minutos. Las muestras son llevadas a pH 8,5 mediante adición NaOH y filtradas a través de filtros de 0,45  $\mu m$ . Se añade una gota de fenolftaleína y se decolora (si hace falta) con HCl gota a gota. A partir de aquí se toman 30 ml de muestra y se actúa de igual manera que para la determinación del ortofosfato expuesta anteriormente.

#### **3.4.14.- Metales Pesados.**

Los metales estudiados tanto en influente como en el fango activo y efluentes fueron Be, Sc, V, Cr, Mn, Co, Ni, Cu, Zn, As, Se, Y, Mo, Cd, In, Sn, Sb, Ba, Au, Tl, Pb, Bi, Th, U, Sr y Ti, lo cual supone una amplia representación de los posibles elementos presentes en un agua residual urbana.

Al influente y fango activo se les determinaron la concentración de sólidos totales presentes, desecando la muestra en estufa a 105°C. Una vez desecado se raspan los sólidos depositados y se calcinan en horno mufla a 550°C. Tras obtener las cenizas se trituran en un mortero de ágata de forma que quede un polvo fino homogéneo. En las muestras de efluente se determinaron las concentraciones de metales pesados directamente en las muestras líquidas.

Las muestras son digeridas con una mezcla de ácidos fuertes, ( $\text{HNO}_3 + \text{HF}$ ; 2:3), en una vasija recubierta de teflón a alta temperatura ( $180^\circ\text{C}$ ) y alta presión (200 p.s.i.) durante 30 minutos. Después es evaporado y diluido en una dilución en 100 mL al 4% de  $\text{HNO}_3$ .

Las muestras son introducidas en un espectrómetro de masas con fuente de ionización por antorcha de plasma (ICP-MS) (Perkin Elmer Sciex Elan 5000) usando una calibración interna (Rodio) y patrones multi-elementales estándar para calibración en dilución con 10% de  $\text{HNO}_3$ . La fiabilidad de resultados es de un  $\pm 5\%$ .

#### **3.4.15.- *Escherichia coli*.**

La detección y recuento de *E.coli* se basa en que las bacterias coliformes pueden crecer en medio aerobio y anaerobio facultativo en presencia de sales biliares. *E.coli* es un microorganismo que pertenece al grupo de los coliformes fecales que se caracterizan por su capacidad de crecer a  $44.5^\circ\text{C}$ .

Para su determinación se ha empleado el método de filtración por membrana UNE-EN-ISO 9308-1:2001. Este método se basa en la filtración de una determinada cantidad de agua a través de membranas estériles con tamaño de poro de  $0,45 \mu\text{m}$  y posterior incubación de las mismas en placas con medios de cultivo selectivos diferenciales.

En cuanto a los medios de cultivo y los reactivos, se utilizaron constituyentes de calidad uniforme y productos químicos de calidad analítica reconocida. Como diluyente se utilizó una solución salina con una concentración de 0,9 % en cloruro sódico, previamente esterilizada en un autoclave a  $112^\circ\text{C}$ , a media atmósfera de presión durante 30 minutos.

Se utilizó el método rápido reflejado en la norma, que utiliza como medio de cultivo TBA (Agar triptonato de sales biliares) y TSA (Agar triptonato de soja) que se combina en una misma placa.

La composición del TBA es:

Triptona.....	20 g.
Sales biliares.....	1,5 g.

Agar.....	20 g.
Agua Destilada.....	1 L

Los componentes del TSA son:

Triptona.....	5,0 g.
Extracto de levadura.....	2,5 g.
Glucosa.....	1,0 g.
Agar.....	15,0 g.
Agua Destilada.....	1 L

Se disolvieron los ingredientes de ambos medios en el agua por calentamiento. De ser necesario se ajusta el pH, de modo que tras la esterilización tenga un valor de  $7,2 \pm 0.1$  a  $25^{\circ}\text{C}$ . Se prepara sobre matraces independientes para cada medio, y se esterilizan en autoclave a  $121 \pm 3^{\circ}\text{C}$  durante 15 minutos. Se deja enfriar cada medio hasta  $50 \pm 5^{\circ}\text{C}$  y se reparte en las placas, primero se vierte el TBA, se deja enfriar hasta temperatura ambiente, y posteriormente se vierte el TSA fundido sobre este, formando una capa no inferior a 5 mm. Estas placas de doble capa deben prepararse inmediatamente antes de cada análisis.

Para la determinación analítica, se filtraron muestras de 100 mL para el efluente a través de membranas estériles de  $0,45 \mu\text{m}$ , colocando esta membrana sobre la placa ya preparada e incubando la muestra a  $36 \pm 2^{\circ}\text{C}$  durante 4 horas, y posteriormente a  $44 \pm 2^{\circ}\text{C}$  durante 20 horas.

Tras la incubación, se contaron las colonias formadas sobre la membrana y se obtuvo el resultado de coliformes fecales. Luego se colocó la membrana en un disco de papel de filtro, saturado con reactivo de indol y se irradió con una lámpara ultravioleta, durante un tiempo de 10 a 30 min, dependiendo del desarrollo del color. Se contaron todas las colonias de color rojo en la membrana y se consideraron como *E. coli*.

#### **3.4.16.- Colifagos Somáticos.**

Se trata de un indicador de tipo viral que se determinó por el método de la doble capa de Adams (1959) modificado (Gómez y Hontoria, 2003) empleando como cepa hospedadora *E. coli* C (ATCC 13706).

Los colifagos son un grupo heterogéneo de bacteriófagos, en cuanto a su morfología, que afectan a cepas del grupo de los coliformes; su hospedador tipo son cepas de *E. coli* C. El pequeño tamaño y la simplicidad estructural son características esenciales de los virus. Su tamaño oscila entre 25 nm y 300nm (Ingraham and Ingraham, 1998).

El procedimiento consistió en inocular *E. coli* C en TSB (caldo de tripticasa soja), a partir de un cultivo de mantenimiento en TSA, y posteriormente se incubó a 30 °C durante las 18 horas previas a la realización del análisis. Las muestras se diluyeron cuando fue necesario hasta un volumen final de 10 mL, y se les añadieron 5 mL de cloroformo con el fin de eliminar las bacterias contenidas en la muestra.

Posteriormente se dejó la muestra en reposo durante 20 minutos a temperatura ambiente, introduciéndose a continuación en un baño a 47 °C durante 10 minutos, tras los cuales se separó la fase acuosa. Paralelamente se fundieron tubos con medio TSA y se mantuvieron a sobrefusión a 47°C en un baño termostato.

Sobre los 10 mL de la muestra (fase acuosa) se le añadieron 2 mL del cultivo de *E. coli* C y 10 mL del medio TSA fundido; se agitó para homogeneizar la suspensión y finalmente se vertió todo el volumen repartido en 3 placas Petri que contenían medio TSA sólido. Tras 3 minutos en reposo, las placas se incubaron a 37°C durante 24 horas. El recuento se expresó como unidades formadoras de placas de lisis por ml de muestra (ufp/mL).

#### **3.4.17.- Bacterias Aerobias Cultivables A 22 °C.**

Consiste en realizar un recuento de las bacterias aerobias heterótrofas mesófilas presentes en una muestra de agua tras hacerlas crecer en la superficie de un medio de cultivo sólido. De los diferentes métodos aplicables se ha empleado el del filtro de membrana, el cual permite trabajar con una mayor variedad de volúmenes, aplicando diluciones seriadas.

Las diluciones seriadas se realizan mediante el uso de tubos con solución salina al 0,9%. El medio de cultivo empleado para estas determinaciones fue un agar nutritivo como el medio comercial Tripticasa Soja Agar (TSA), preparadas en placas Petri.

El examen de aerobios se inició inmediatamente después de la toma de las muestras. Se filtró 1 ml disuelto en 9 ml de solución salina (0,9%) para facilitar la homogeneización de la muestra en todo el filtro, utilizando un filtro de membrana (0,45  $\mu\text{m}$ ). Después de la filtración, se colocó la membrana sobre una placa de TSA e incubó a  $22 \pm 1^\circ\text{C}$  durante un periodo de 48h. Una vez realizada la incubación se contaron todas las colonias aparecidas sobre la superficie de la placa, expresados los resultados como ufc/mL. Se despreciaron aquellas placas que no presentaron un valor de colonias entre 10 y 200 ufc.

### 3.5.- Análisis Estadístico

Todos los datos obtenidos a lo largo de la fase experimental se sometieron a un tratamiento estadístico asistido por ordenador dado el carácter comparativo de los estudios realizados en la investigación.

Las fases de estudio obtenidas son comparadas en base a los parámetros controlados durante el estudio. Dicho análisis comparativo se basa en un análisis de varianza (ANOVA) de una vía, siendo la variable dependiente el parámetro a estudiar y la independiente la fase de estudio. De esta forma determinamos la presencia de diferencias estadísticamente significativas entre grupos en base a los parámetros a estudio. Además se obtuvo el Test de Rangos Múltiples (t de Student) para determinar las fuentes de variación entre fases de los análisis ANOVA de una vía.

Para el tratamiento estadístico de los datos obtenidos se emplearon los programas de Microsoft Excel y STATGRAPHICS Versión 3.0 bajo licencia de la Universidad de Granada.

## ***4.- RESULTADOS***

---



#### 4.- RESULTADOS

---

##### 4.1.- FASES DEL ESTUDIO.

La planta experimental con membranas de ultrafiltración entró en operación el día 12 de marzo de 2009, comenzando a registrar datos tras diversas pruebas y ajustes el día 7 de abril de 2009. Desde ese momento ha estado operativa hasta el día 3 de febrero de 2010, fecha en la que se para con el objeto de proceder a realizar diversas operaciones de mantenimiento, toma de muestra sobre membrana y reparaciones. La instalación entra nuevamente en operación el 23 de febrero de 2010 operando en continuo hasta una nueva parada para reparación y toma de muestras de membranas el 11 de febrero de 2011. La instalación permanece parada hasta su nueva puesta en marcha el 17 de mayo, muestreándose hasta el 1 de agosto de 2011. Hay pues un periodo de 756 días en los que se ha trabajado en diversas conformaciones y se ha avanzado en diversos objetivos.

La planta experimental con membranas de microfiltración entró en operación el día 3 de agosto de 2009, comenzando los registros de datos el día 12 de agosto de 2009. Desde este momento la planta ha estado operativa sin necesidad de paradas forzosas, contando hasta el momento del fin de los diferentes periodos de estudio con un total de 728 días de trabajo continuados en los que se han ensayado diferentes conformaciones para conseguir los objetivos de la investigación, complementando los trabajos realizados con la otra instalación experimental.

Las principales variables consideradas a lo largo del periodo transcurrido en la investigación, como se describió en el apartado de materiales y métodos han sido:

- Variables modificables, como el tiempo de retención celular (SRT), tiempo de retención hidráulica (HRT) y altura de lámina de agua (h).
- Variables no controlables como la temperatura y la carga contaminante.



De las variables modificables, la altura de lámina de agua en la planta de ultrafiltración ha variado entre los 3,75 m y los 2,5 m, mientras que para la planta de microfiltración, se empezó trabajando a 3,75 m para posteriormente hacer un cambio de configuración hacia la altura máxima, a 5 m. Durante todo este tiempo se ha mantenido constante el HRT, con ligeras variaciones. De las tres variables modificables es el SRT la que se ha modificado conformando de este modo diversas fases del estudio. Las variables no modificables se han analizado con el objeto de evaluar su incidencia en el proceso, determinando estas nuevas fases de estudio.

#### ***4.1.1.- Análisis de la evolución de la temperatura.***

Para el control de la temperatura del fango activo de la planta con membranas de ultrafiltración se instaló de un medidor de temperatura en continuo en la línea de recirculación de fango del tanque aeróbico. La señal emitida por dicho medidor es recogida en el PLC de la instalación que transmite al PC donde queda registrado. Dicha información es procesada mediante el gestor de bases de datos. El procesado de la información permite obtener para cada día un registro máximo, mínimo y medio. A partir de dichos registros se divide el periodo de investigación en diferentes fases en función de la temperatura del fango activo, considerando 4 fases diferentes consideradas como:

- < 15 °C temperatura fría.
- 15-20 °C temperatura media.
- 20-25 °C temperatura templada.
- > 25°C temperatura cálida.

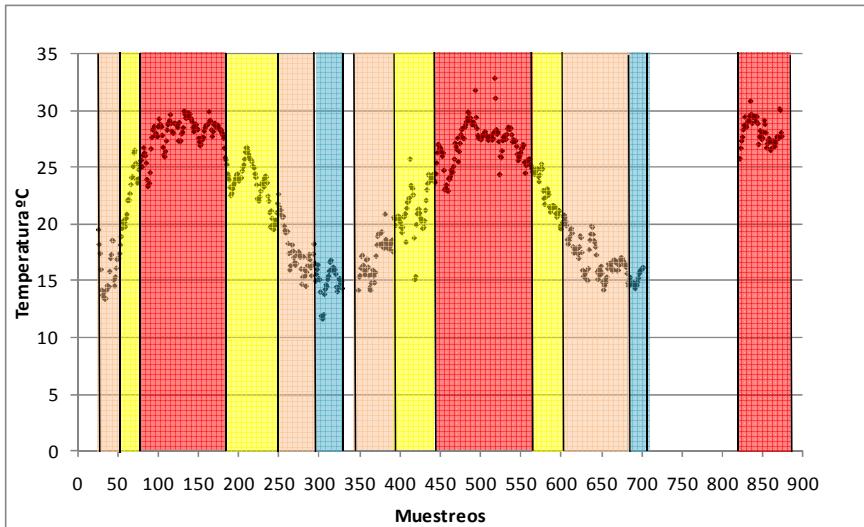


Figura 4.1. Evolución de la temperatura del fango activo en la planta experimental con membranas de ultrafiltración.

La figura 4.1 refleja los periodos a comparar en el análisis del comportamiento de la instalación con membranas de ultrafiltración, obteniéndose un total de 13 fases de estudio en base a la temperatura. Destacan los periodos vacíos de febrero de 2010 y febrero a junio de 2011, en el que la instalación estuvo parada por reparación y mantenimiento.

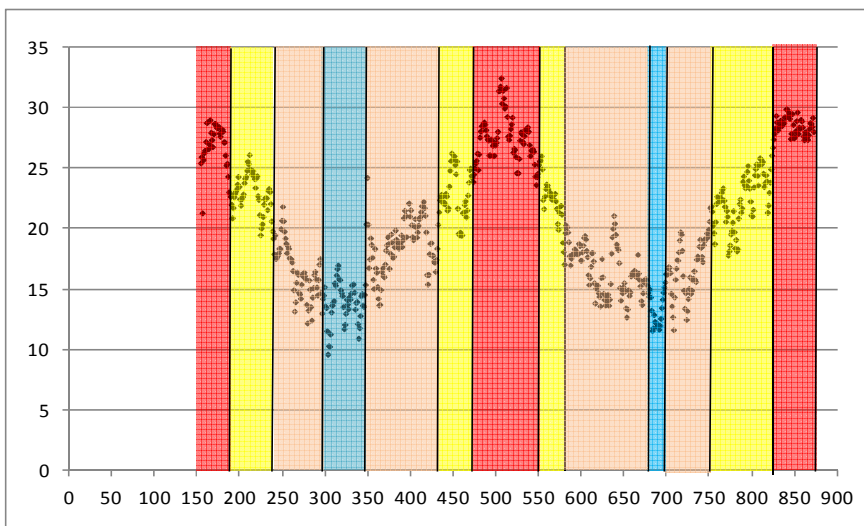


Figura 4.2. Evolución de la temperatura del fango activo en la planta experimental con membranas de microfiltración.

De igual modo para la planta con membranas de microfiltración se realizó un procesado de la información cuyos registros se reflejan en la figura 4.2, obteniéndose un total de 13 fases de investigación comparable según la temperatura. Hay que destacar que los valores medios registrados para la planta con membranas de ultrafiltración fueron ligeramente inferiores para los meses de altas temperatura y superiores para los meses de bajas temperatura a los de la planta con membranas de microfiltración (figura 4.3). Estas diferencias son debidas al menor volumen de planta y al menor diámetro de las conducciones de la instalación con membranas Kubota, lo cual provoca un calentamiento mayor en los meses de alta temperatura y un enfriamiento mayor para los meses de baja temperatura.

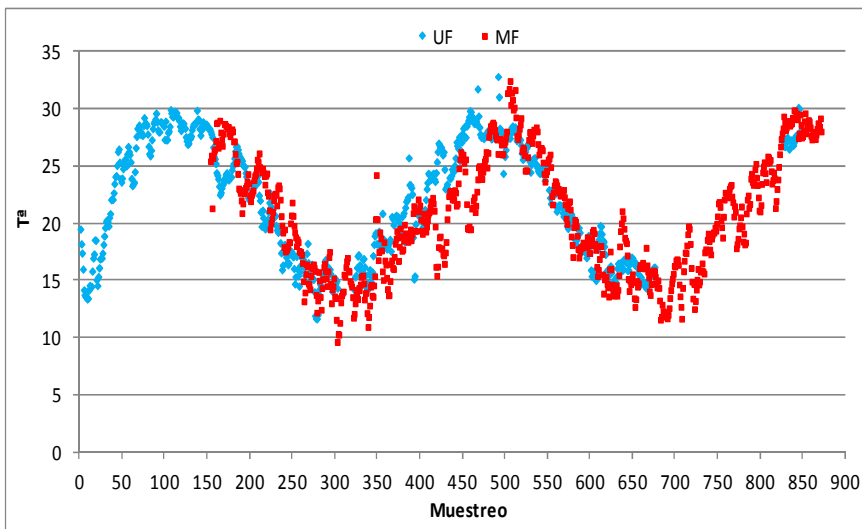


Figura 4.3. Comparativa de temperaturas medias del fango activo en las plantas experimentales.

La tabla 4.1 muestra los diferentes periodos de investigación generados en base a la evolución de la temperatura para la instalación con membranas de ultrafiltración, así como el muestreo correspondiente a cada caso. Dichos periodos se han considerado en base a los valores medios obtenidos a lo largo de los más de dos años de trabajo, así como los máximos y mínimos.

Tabla 4.1. Fraccionamiento de los periodos de investigación en base a la variable temperatura para la instalación con membranas de ultrafiltración.

Periodo		Temperaturas °C
Inicio	Fin	
7/4/2009 (27)	13/5/2009 (63)	15- 20
14/5/2009 (64)	11/6/2009 (92)	20 – 25
12/6/2009 (93)	13/9/2009 (186)	>25
14/9/2009 (187)	22/11/2009 (256)	20 – 25
23/11/2009 (257)	6/1/2010 (301)	15 – 20
7/1/2010 (302)	3/2/2010 (329)	<15
23/2/2010 (349)	7/4/2010 (392)	15 – 20
8/4/2010 (393)	30/5/2010 (445)	20 – 25
31/5/2010 (446)	25/9/2010 (563)	>25
26/9/2010 (564)	7/11/2010 (606)	20 – 25
8/11/2010 (607)	22/1/2011 (682)	15 – 20
23/1/2011 (683)	11/2/2011 (702)	<15
11/6/2011 (822)	1/8/2011 (873)	>25

La tabla 4.2 muestra los diferentes periodos de investigación generados en base a la evolución de la temperatura para la instalación con membranas de microfiltración, así como el muestreo correspondiente a cada caso. Para cada planta hay diferencias entre los inicios y finales de cada fase de estudio, motivadas por la diferente temperatura del fango activo, debido a los factores indicados anteriormente.

Tabla 4.2. Fraccionamiento de los periodos de investigación en base a la variable temperatura para la instalación con membranas de microfiltración.

Periodo		Temperaturas °C
Inicio	Fin	
12/8/2009 (154)	13/9/2009 (186)	> 25
14/9/2009 (187)	3/11/2009 (237)	20 – 25
4/11/2009 (238)	30/12/2009 (294)	15 – 20
31/12/2009 (295)	20/2/2010 (346)	< 15
21/2/2010 (347)	16/5/2010 (431)	15 – 20
17/5/2010 (432)	3/7/2010 (479)	20 – 25
4/7/2010 (480)	16/9/2010 (554)	>25
17/9/2010 (555)	9/10/2010 (577)	20 – 25
10/10/2010 (578)	20/1/2011 (681)	15 – 20
21/1/2011 (682)	6/2/2011 (697)	<15
7/2/11 (698)	7/4/2011 (757)	15-20
8/4/2011 (758)	11/6/2011 (823)	20-25
12/6/2011 (824)	1/8/2011 (874)	>25

#### **4.1.2.- Análisis de la evolución del tiempo de retención hidráulico (HRT).**

El tiempo de retención hidráulico (HRT) es una de las variables que puede afectar a la capacidad de depuración de los sistemas MBR.

Al inicio de la investigación en la planta de membranas de ultrafiltración hubo una cierta fluctuación en los valores de HRT, tal como se puede apreciar en la figura 4.4. Estas fluctuaciones fueron puntuales motivadas por modificaciones en las purgas o la presencia de fugas. Para un primer periodo la instalación experimental con

membranas de ultrafiltración presentó un HRT medio de  $40,7 \pm 4,15$  h cambiando las condiciones de trabajo el 11 de septiembre de 2009 (muestreo 241), mediante el incremento del caudal a tratar en la planta.

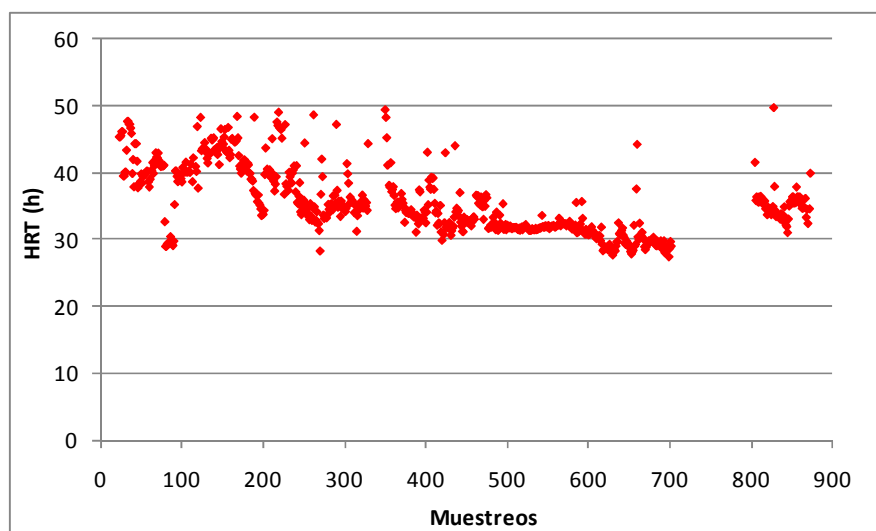


Figura 4.4. Evolución del tiempo de retención hidráulico para la instalación con membranas de ultrafiltración.

Las nuevas condiciones de trabajo dan lugar a un nuevo HRT en este caso de  $35,2 \pm 3,22$  h, las cuales se mantienen hasta el 29 de junio de 2010 (475) donde se incrementa nuevamente el caudal de trabajo, llegando a un valor de HRT de  $31,1 \pm 1,77$  h que se mantiene hasta la parada de la planta por mantenimiento, el 12 de febrero de 2011 (703). Al volver a poner en funcionamiento la planta, el 20 de mayo de 2011 (800) tras las reparaciones, se fijó un HRT de en torno a 35 h de retención. Finalmente se pueden distinguir tres fases diferentes de trabajo (Tabla 4.3), ya que dos de ellas, la situada entre los días 242 a 475 y entre 800 y 873 no presentaron diferencias estadísticamente significativas entre ellas.

Diversos problemas como la presencia de fugas en la instalación, lo que ha supuesto una pérdida de agua y un incremento en la purga real, así como los problemas ocasionados por el arrastre de aire en la succión del permeado han causado variaciones en el caudal influente. La realización de balances de caudales en la instalación, gracias al sistema de control, registro y manejo de datos nos han permitido

definir perfectamente las diferentes fases del trabajo, las cuales quedan claramente reflejadas en la evolución representada mediante la figura 4.5.

Tabla 4.3. Fraccionamiento de los periodos de investigación en base a la variable HRT para la instalación con membranas de ultrafiltración.

Periodo		HRT (h)
Inicio	Fin	
3/4/2009 (23)	7/11/2009 (241)	$40,72 \pm 4,14$
8/11/2009 (242)	29/6/2010 (475)	$35,19 \pm 3,22$
30/6/2010 (476)	12/2/2011 (703)	$32,7 \pm 0,26$
20/5/2011 (800)	1/8/2011 (873)	$35,33 \pm 2,6$

Con respecto a la instalación con membranas de microfiltración se trató de ajustar el HRT a un valor próximo a 35 horas, observándose diferentes variaciones provocadas principalmente por las fugas obtenidas. Para esta instalación se observan fluctuaciones mucho menores que las registradas para la planta de ultrafiltración debido a que los problemas de caudal por el arrastre de aire en el permeado fueron menores. El HRT medio obtenido ha sido de  $36,27 \pm 1,82$  h.

La figura 4.5 muestra la evolución temporal del HRT para la instalación con membranas de microfiltración, siendo los valores coincidentes con el periodo que va desde el muestreo 242 al 475 con los valores alcanzados en la planta de ultrafiltración entre los muestreos 242 a 475 y 800 a 873.

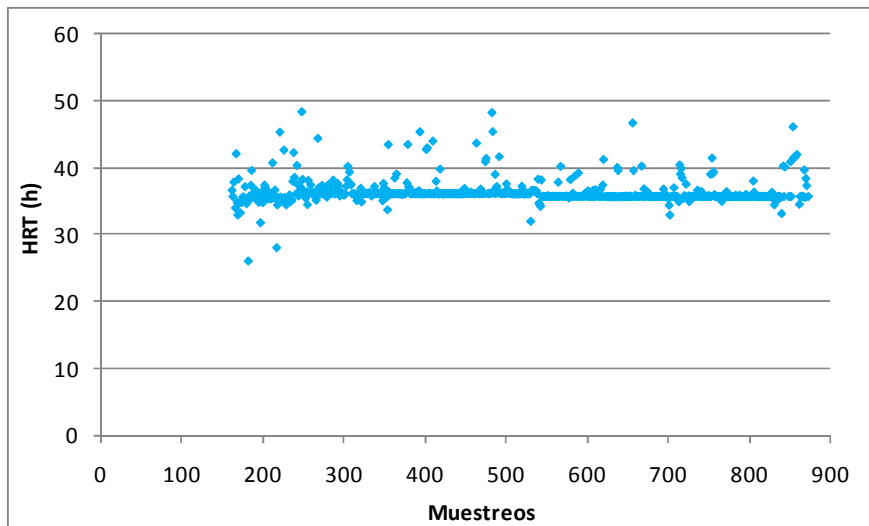


Figura 4.5. Evolución del tiempo de retención hidráulico para la instalación con membranas de microfiltración.

#### **4.1.3.- Análisis de la evolución del tiempo de retención celular (SRT).**

El tiempo de retención celular (SRT) es una de las variables más influyentes en el proceso de fangos activos. Esta variable es dependiente directamente de la purga de fangos y dado que las instalaciones han sufrido una serie de fugas de biomasa, especialmente en las primeras fases de trabajo, el SRT ha variado, alterando los valores previstos en el estudio.

Los problemas operativos, que dificultan el control del SRT de las instalaciones experimentales, se trataron de solucionar realizando inicialmente un balance de caudales en la instalación, lo cual permitió conocer el volumen de purga real, el cual fue considerado como una media arrastrada a lo largo de todos los días de operación de la planta con realización de purga. Para los días en los que la instalación no realizó purga, el valor de SRT se consideró coincidente con los días de operación transcurridos.

Mediante esta forma de cálculo del SRT, los valores obtenidos reflejan varios periodos bien definidos. El inicial, con un valor medio en torno a los 20 días de SRT, al que sigue otro periodo en torno a 35 días. Tras esta fase, se trató de ajustar la planta a



valores de SRT de 30 días, hasta que llegó la parada obligada por mantenimiento y reparación de la instalación. Tras este parón, se ajustaron los valores de SRT a una media de 43 días (figura 4.6).

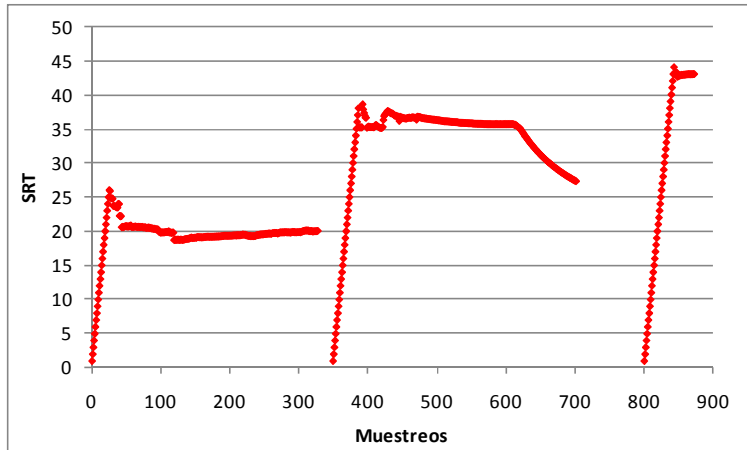


Figura 4.6. Evolución del SRT para la instalación con membranas de ultrafiltración.

Para la instalación con membranas de microfiltración la variabilidad fue mayor (figura 4.7), pasando por un primer periodo con valores medios de 20 días de SRT, coincidentes con la planta con membranas de ultrafiltración, seguido de un periodo de evolución que finaliza en un cambio de altura del reactor biológico. Los valores continuaron en progresión ascendente, la cual se ralentiza conforme la instalación llega a los valores nominales fijados. Esto lleva a contar en la evolución con diferentes fases de ensayo, según SRT, lo que permite hacer el estudio sobre la influencia del SRT en el proceso biológico.

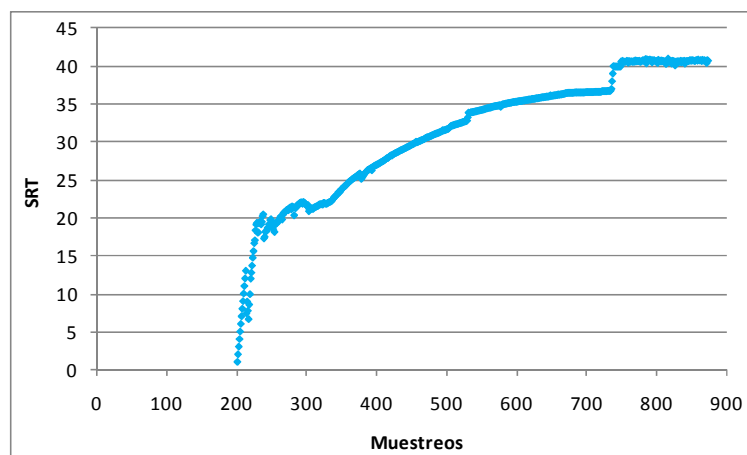


Figura 4.7. Evolución del SRT para la instalación con membranas de microfiltración.

La tabla 4.4 muestra los diferentes periodos de investigación generados en base a la evolución de la temperatura y el valor de SRT medio alcanzado para la instalación con membranas de ultrafiltración, así como el muestreo correspondiente a cada caso.

Tabla 4.4. Periodos de investigación en base a las variables SRT y temperatura para la instalación con membranas de ultrafiltración.

Periodo		Temperaturas °C	SRT (d)
Inicio	Fin		
7/4/2009 (27)	13/5/2009 (63)	15- 20	21,6 ± 1,3
14/5/2009 (64)	11/6/2009 (92)	20 – 25	20,6 ± 0,064
27/5/2009 (77)	13/9/2009 (186)	> 25	19,45 ± 0,6
14/9/2009 (187)	22/11/2009 (256)	20 – 25	19,4 ± 0,1
23/11/2009 (257)	6/1/2010 (301)	15 – 20	19,8 ± 0,08
7/1/2010 (302)	3/2/2010 (329)	< 15	20,0 ± 0,065
23/2/2010 (349)	7/4/2010 (392)	15 – 20	Inestable
8/4/2010 (393)	21/6/2010 (467)	20 – 25	36,4 ± 0,85
22/6/2010 (468)	25/9/2010 (563)	>25	36,1 ± 0,31
26/9/2010 (564)	7/11/2010 (606)	20 - 25	35,7 ± 0,26
8/11/2010 (607)	1/12/2010 (630)	15 – 20	Inestable
2/12/2010 (631)	22/1/2011 (682)	15 – 20	30,76 ± 1,47
23/1/2011 (683)	11/2/2011 (702)	<15	27,87 ± 0,36
3/7/2011 (843)	1/8/2011 (872)	>25	42,94 ± 0,048

La tabla 4.5 muestra los diferentes periodos de investigación generados en base a la evolución de la temperatura y SRT para la instalación con membranas de microfiltración, así como el muestreo correspondiente a cada caso.

Tabla 4.5. Fraccionamiento de los periodos de investigación en base al SRT y temperatura para la instalación con membranas de microfiltración.

Periodo		Temperaturas °C	SRT (d)
Inicio	Fin		
12/8/2009 (154)	13/9/2009 (186)	> 25	Inestable
14/9/2009 (187)	3/11/2009 (237)	20 – 25	18,9 ± 0,87
4/11/2009 (238)	30/12/2009 (294)	15 – 20	20,2 ± 1,27
31/12/2009 (295)	20/2/2010 (346)	< 15	22,0 ± 0,64
21/2/2010 (347)	16/5/2010 (431)	15 – 20	26,3 ± 1,48
17/5/2010 (432)	3/7/2010 (479)	20 – 25	29,8 ± 0,62
4/7/2010 (480)	23/8/2010 (530)	>25	31,9 ± 0,61
24/8/2010 (531)	16/9/2010 (554)	>25	34,1 ± 0,23
17/9/2010 (555)	9/10/2010 (577)	20 – 25	34,5 ± 0,23
10/10/2010 (578)	20/1/2011 (681)	15 – 20	35,75 ± 0,47
21/1/2011 (682)	6/2/2011 (697)	<15	36,52 ± 0,012
7/2/11 (698)	7/4/2011 (757)	15-20	37,8 ± 1,66
8/4/2011 (758)	11/6/2011 (823)	20-25	40,65 ± 0,14
12/6/2011 (824)	1/8/2011 (874)	>25	40,65 ± 0,14

Finalmente, para poder manejar estos grupos comparativos se agruparon los valores obtenidos del SRT en seis categorías caracterizadas por SRT de 20, 25, 30, 35, 40 y 43 días.

#### **4.1.4.- Variación de la altura de lámina de agua.**

Durante el primer año de investigación las instalaciones experimentales mantuvieron una altura de lámina de agua de 3,75 metros, ensayando diferentes conformaciones

de temperatura, SRT y HRT. Durante la segunda anualidad se procedió a la variación de la altura de la lámina de agua, de forma que la instalación con membranas de ultrafiltración permaneció a 3,75 m para posteriormente pasar a 2,5 m en el último periodo de estudio tras el parón por mantenimiento, mientras que la instalación con membranas de microfiltración, incrementó su altura hasta los 5 metros el 24 de agosto de 2010.

#### ***4.1.5.- Análisis de la evolución de la carga contaminante.***

Una de las características de las aguas residuales urbanas es su variabilidad en la concentración y en el volumen que se genera, tanto a nivel horario, diario y estacional. Esto motiva que el influente presente características muy variables en base a la carga contaminante, dado que los caudales de aportación se mantuvieron constantes durante toda la investigación.

En base a esto se hace preciso evaluar las características de la carga contaminante para los principales parámetros de control (DQO, DBO<sub>5</sub> y Sólidos en Suspensión), con el objeto de apreciar diferencias entre las fases del estudio a comparar dado que las características del agua residual de entrada a las instalaciones puede modificar las capacidades depurativas de las plantas. La existencia de fuertes variaciones en las cargas contaminantes puede condicionar los periodos de ensayo a comparar, debiendo tener por lo tanto en cuenta las variaciones de carga. Dado que cada planta cuenta con un volumen de reactores diferentes, para ser comparables los valores de carga contaminante se analizarán a modo de carga volúmica (Kg/d m<sup>3</sup>).

La figura 4.8 refleja las variaciones de carga para el parámetro DQO, para el cual se aprecia una importante variabilidad en la carga que soporta cada planta. Dicha carga es similar para ambas instalaciones experimentales, sin diferencias estadísticamente significativas ( $p= 0,8754$ ) entre los valores obtenidos de cada instalación.

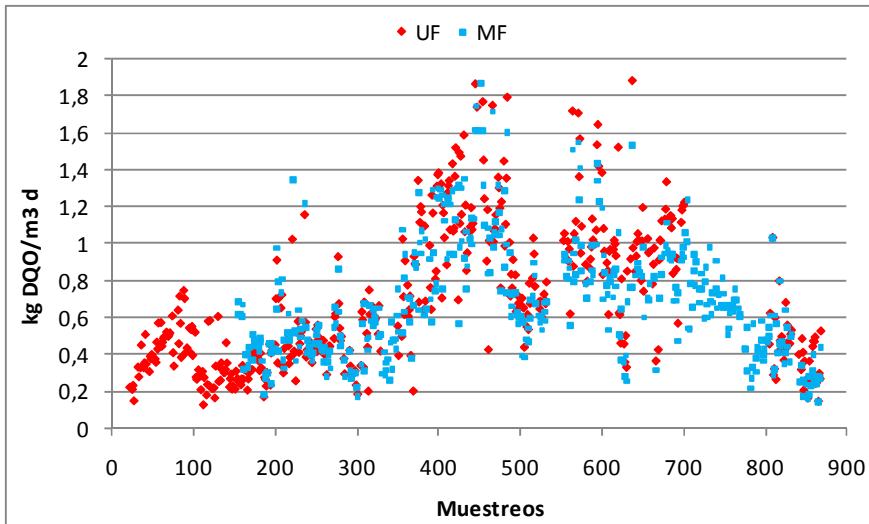


Figura 4.8. Variación de la carga contaminante en DQO para las dos instalaciones experimentales.

Dado que los estudios realizados con la planta con membranas de ultrafiltración, presentaban variaciones en el HRT, los caudales de aportación de influente variaron a lo largo del estudio. Sin embargo, los cambios de caudal no se reflejan en el estudio comparativo al no apreciarse diferencias estadísticas significativas ( $p\text{-valor}=0,8754$ ), debiendo ser la calidad del influente el parámetro determinante en las variaciones de carga.

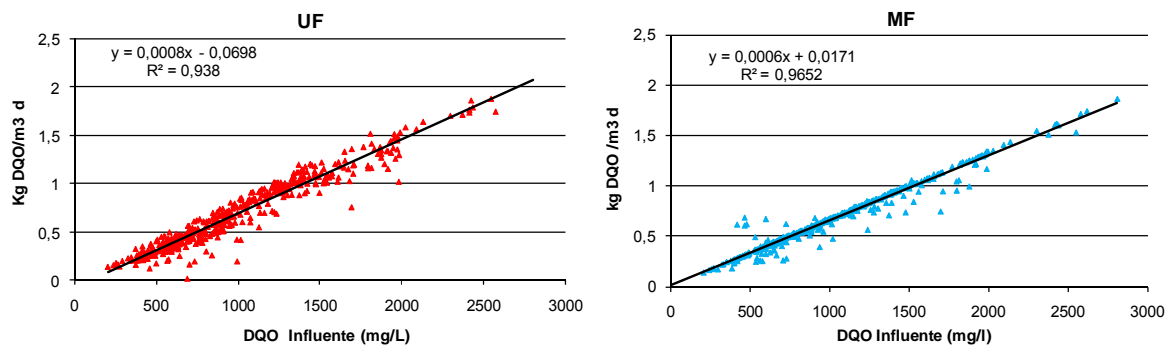


Figura 4.9. Variación de la carga contaminante en DQO en función de la concentración en el influente.

La figura 4.9 muestra las variaciones de carga contaminante respecto a la calidad del influente, ajustándose a una regresión lineal. Esto muestra que es la calidad del influente la responsable de las variaciones de carga, razón por la que debemos considerar cinco periodos para la planta de ultrafiltración y cuatro para la de microfiltración, tal como se refleja en la tabla 4.6.

Tabla 4.6. Fraccionamiento de los periodos de investigación en base a la variable carga de DQO para ambas instalaciones.

Periodo		Microfiltración	Ultrafiltración
Inicio	Fin		
7/4/2009 (27)	13/9/2009 (186)	(1) $0,36 \pm 0,13$	
14/9/2009 (187)	18/3/2010 (372)	(2) $0,50 \pm 0,19$	(6) $0,50 \pm 0,19$
19/3/2010 (373)	11/7/2010 (487)	(3) $1,08 \pm 0,29$	(7) $1,15 \pm 0,29$
12/7/2010 (488)	23/4/11 (773)	(4) $0,92 \pm 0,08$	(8) $0,77 \pm 0,22$
24/4/11 (774)	1/8/2011 (874)	(5) $0,42 \pm 0,17$	(9) $0,40 \pm 0,16$

Si realizamos una comparativa entre cada una de las fases del estudio, obtenemos diferencias estadísticamente significativas, tal como sería esperable en base a las variaciones de concentración del influente. A estas diferencias debemos añadir también diferencias de cargas entre las plantas entre los muestreos 488 y 773 (tabla 4.6) motivado por las variaciones de tiempo de retención hidráulico para la instalación con membranas de ultrafiltración, apreciándose diferencias estadísticamente significativas ( $p= 0.0000$ ) entre periodos tal como se refleja en el test de rangos múltiples mostrado en la tabla 4.7.

Tabla 4.7. Test de Rangos Múltiples para los diferentes periodos de cargas obtenidos con las instalaciones de microfiltración y ultrafiltración.

Fase	Media	Grupos homogéneos LSD Test
1	0,366187	a
2	0,5047	bc
3	1,15284	f
4	0,918177	e
5	0,423702	ab

6	0,513767	c
7	1,08771	f
8	0,77152	d
9	0,398789	a

Al obtener los grupos homogéneos podemos agrupar las fases en cinco categorías. La primera, con una media de  $0,4 \text{ kg/m}^3\text{d}$  engloba a las fases 1,5 y 9. La segunda categoría, con media de  $0,5 \text{ kg/m}^3\text{d}$  agrupa a las fases 2 y 6. La tercera con una media de  $0,77 \text{ kg/m}^3\text{d}$  es la fase 8, mientras que la cuarta, con  $0,92 \text{ kg/m}^3\text{d}$  es la fase 4. La quinta categoría identificada engloba a las fases 3 y 7 con una carga media de  $1,1 \text{ kg/m}^3\text{d}$ .

Al igual que para la carga en DQO, la carga en  $\text{DBO}_5$  (figura 4.10) y SS (figura 4.11) presentaron una variabilidad similar a lo largo de los días de estudio, obteniéndose las mismas fases descritas anteriormente para la DQO.

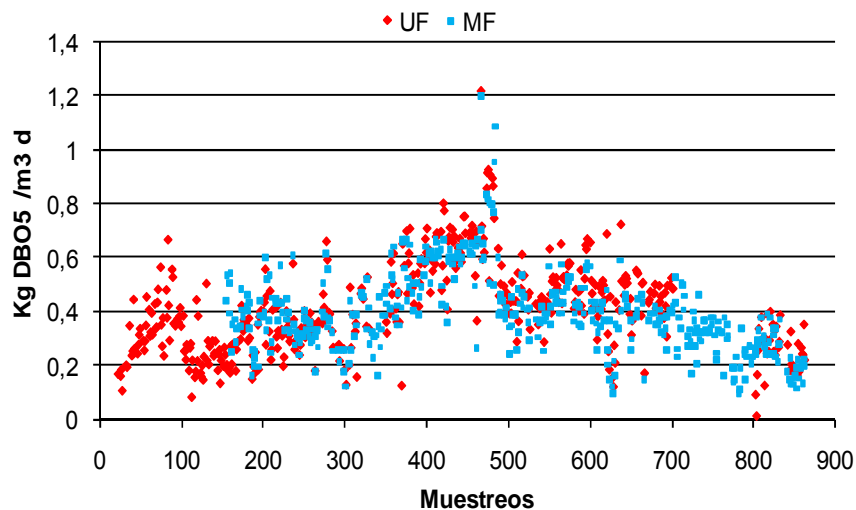


Figura 4.10. Variación de la carga contaminante en  $\text{DBO}_5$  de biorreactor para las dos instalaciones experimentales.

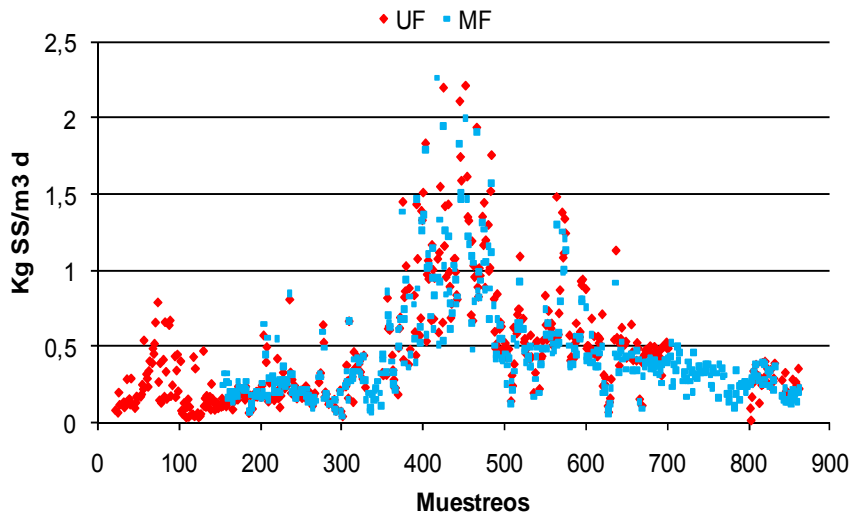


Figura 4.11. Variación de la carga contaminante en SS por  $\text{m}^3$  de biorreactor para las dos instalaciones experimentales.

#### 4.1.6.- Estudio comparativo.

Durante los primeros meses se avanzó con las plantas en paralelo, buscando trabajar en las mismas condiciones para comprobar la influencia del tipo de instalación, y tras ese periodo de estudio se procedió a trabajar con cada planta independientemente, ya que los resultados obtenidos permitieron avanzar de forma simultánea con las dos instalaciones experimentales al no observarse influencias de la tecnología empleada sobre la actividad biológica desarrollada.

Al margen del estudio comparativo entre plantas se han alcanzado diferentes condiciones de trabajo, las cuales se analizarán de forma comparativa en este estudio. De la evolución de las variables se pueden hacer las siguientes consideraciones:

- Altura de lámina de agua: La planta con membranas de ultrafiltración se ha variado entre la altura de 3,75 m y la de 2,75 m, mientras que la planta con membranas de microfiltración varió su altura entre los 3,75 m y los 5 m.



- HRT, ha sido constante para la instalación con membranas de microfiltración en valores en torno a 36 horas, mientras que la planta con membranas de ultrafiltración ha presentado tres fases diferentes (32, 35 y 40 h).
- Temperatura, ha presentado las variaciones esperables dividiéndolas en 4 intervalos de comparación, <15, 15-20, 20-25 y >25.
- SRT, para la instalación con membranas de ultrafiltración se han ensayado intervalos a 20, 30, 35 y 43 días, mientras que la instalación con membranas de microfiltración ha trabajado a 20, 25, 30, 35 y 40 días.
- Carga contaminante: se había mantenido sin grandes oscilaciones durante la primera anualidad, pero al inicio de la segunda anualidad experimentó un incremento considerable debido a la variación de las características del influente, bajando nuevamente hasta registrar valores diferentes para cada instalación experimental. Posteriormente volvió a descender a valores inferiores en los que no se detectaban diferencias entre las dos instalaciones.

Las tablas 4.8 y 4.9 presentan las diferentes fases a comparar en el estudio.

Tabla 4.8. Intervalos de comparación y sus características durante el periodo de estudio para la planta de ultrafiltración.

Fase	Inicio	Fin	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>
1	7/4/09 (27)	13/5/09 (63)	3,75	20	40	15-20	0,4
2	14/5/09 (64)	11/6/09 (92)	3,75	20	40	20-25	0,4
3	12/6/09 (93)	13/9/09 (186)	3,75	20	40	> 25	0,4
4	14/9/09 (187)	7/11/09 (241)	3,75	20	40	20-25	0,5
5	8/11/09 (242)	22/11/09 (256)	3,75	20	35	20-25	0,5
6	23/11/09 (257)	6/1/10 (301)	3,75	20	35	15-20	0,5

7	7/1/10 (302)	3/2/10 (329)	3,75	20	35	< 15	0,5
8	8/4/10 (393)	30/5/10 (445)	3,75	35	35	20-25	1,1
9	31/5/10 (446)	29/6/10 (475)	3,75	35	35	> 25	1,1
10	30/6/10 (476)	11/7/10 (487)	3,75	35	32	> 25	1,1
11	12/7/10 (488)	25/9/10 (563)	3,75	35	32	> 25	0,92
12	26/9/10 (564)	7/11/10 (606)	3,75	35	32	20-25	0,92
13	2/12/10 (631)	22/1/11 (682)	3,75	30	32	15-20	0,92
14	23/1/11 (683)	11/2/11 (702)	3,75	30	32	< 15	0,92
15	3/7/11 (843)	1/8/11 (873)	2,5	43	35	> 25	0,4

Tabla 4.9 Intervalos de comparación y sus características durante el periodo de estudio para la planta de microfiltración.

Fase	Inicio	Fin	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>
16	14/9/09 (187)	3/11/09 (237)	3,75	20	35	20-25	0,5
17	4/11/09 (238)	30/12/09 (294)	3,75	20	35	15-20	0,5
18	31/12/09 (295)	20/2/10 (346)	3,75	20	35	<15	0,5
19	21/2/10 (347)	18/3/10 (372)	3,75	25	35	15-20	0,5
20	19/3/10 (373)	16/5/10 (431)	3,75	25	35	15-20	1,1
21	17/5/10 (432)	23/6/10 (469)	3,75	30	35	20- 25	1,1
22	24/6/10 (470)	11/7/10 (487)	3,75	30	35	> 25	1,1
23	12/7/10 (488)	23/8/10 (530)	3,75	30	35	> 25	0,77
24	24/8/10 (531)	16/9/10 (554)	5	35	35	>25	0,77
25	17/9/10 (555)	9/10/10 (577)	5	35	35	20-25	0,77
26	10/10/10 (578)	20/1/11 (681)	5	35	35	15-20	0,77
27	21/1/11 (682)	6/2/11 (697)	5	35	35	<15	0,77

28	7/2/11 (698)	7/4/11 (757)	5	40	35	15-20	0,77
29	8/4/11 (758)	24/4/11 (774)	5	40	35	20-25	0,77
30	25/4/11 (775)	11/6/11 (823)	5	40	35	20-25	0,4
31	12/6/11 (824)	1/8/11 (874)	5	40	35	>25	0,4

Finalmente se distinguen 31 fases de estudio diferentes en base a las cinco variables de nuestro estudio, a partir de las cuales comenzaremos a analizar la influencia de cada una de ellas en los diferentes aspectos reflejados en los objetivos de la investigación.

- La influencia de la Temperatura puede analizarse de forma continuada para las fases 24 al 27 (24/8/2010 – 6/2/2011), así como para otros intervalos con variaciones de tres fases continuadas (1 al 3, 5 al 7 y 16 al 18) o bien dos fases continuadas. Hay pues diferentes circunstancias con variaciones ascendentes y descendentes de temperatura.
- El HRT se puede comparar para los estudios a una altura de 3,75 m a intervalos de dos fases (4-5 y 9-10), existiendo dos situaciones de comparación con diferentes características para el resto de variables.
- El SRT se puede comparar para los estudios a una altura de 3,75 m a intervalos de dos fases, existiendo tres situaciones de comparación (6-19, 8-21, y 9-22) con diferentes características para el resto de variables. También es posible comparar otras dos situaciones para una altura de 5 m (25-29 y 26-28)
- El efecto de la variación de carga se puede analizar para los estudios a una altura de 3,75 m a intervalos de dos fases, existiendo cuatro situaciones de comparación (2-4, 10-11, 19-20 y 22-23) con diferentes características para el resto de variables. También es posible comparar las fases 29 y 30 para una altura de 5 m.

Independientemente de los diferentes estudios comparativos para cada variable específica, podemos hacer un seguimiento de la instalación para la totalidad de las fases analizadas, lo que nos permitirá descartar la influencia de determinadas variables sobre aspectos como la eliminación de materia orgánica, nitrificación, características del fango, etc.

#### 4.2.- CARACTERIZACIÓN DEL INFLUENTE

Las plantas experimentales se alimentan de agua residual urbana real procedente del pretratamiento de la EDAR-Granada-Sur. Estos equipos requieren un pretratamiento del influente para eliminar elementos groseros, tipo basuras, arenas y grasas que pudiesen dañar las membranas. La estación depuradora Granada-Sur cuenta con un pretratamiento convencional con tamizado de 3 mm y desarenado-desengrasado, razón por la que la toma de agua se realizará desde el canal de salida del pretratamiento, alimentando directamente a las plantas experimentales.

Dado que las membranas de ultrafiltración (tecnología GE-Zenon) precisan de un tamizado adicional de 1 mm, para cumplir con las especificaciones requeridas por el fabricante, y con la idea de que las dos instalaciones trabajasen con el mismo influente, todo el agua residual se tamizó por este tamaño, alimentando posteriormente a las dos instalaciones experimentales.

El pozo de entrada de la EDAR-Sur recibe los reboses de diferentes elementos de la planta de tratamiento, destacando los procedentes del espesado, digestión anaeróbica y secado, así como vertidos externos traídos a la planta mediante camión cisterna (fosas sépticas, lixiviados, etc). Estos rechazos incrementan la carga contaminante del agua residual empleada en la investigación.

Durante toda la investigación se ha analizado diariamente las principales características del influente, dada su influencia en el proceso. Esta caracterización ha consistido en un análisis diario de DQO, DBO<sub>5</sub>, sólidos en suspensión, Nt, Pt, pH y conductividad.

La evolución de la DQO se muestra en la figura 4.12. En ella se aprecia una gran variabilidad de los valores registrados para este parámetro a lo largo de la investigación, presentando un valor medio de  $965,02 \pm 461,5$  mgO<sub>2</sub>/L, con mínimos de 204 mgO<sub>2</sub>/L y máximos de hasta 2806 mgO<sub>2</sub>/L. Esto nos indica que el agua tratada es un agua que presenta una alta carga contaminante con una importante variabilidad en su concentración.

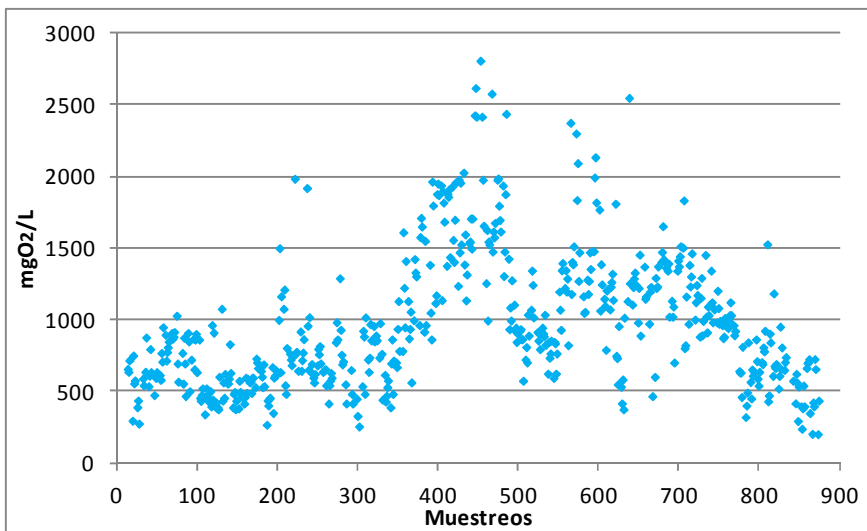


Figura 4.12. Evolución de la concentración de DQO en el influente.

Al principio del periodo de muestreo se registraron valores de DQO típicos para aguas residuales urbanas (Ronzano y Dapena, 1995), con concentraciones en torno a los 500 - 600 mgO<sub>2</sub>/L. Sin embargo, hacia el día 350 de muestreo se observa un notable incremento en el grado de contaminación por DQO en el agua de entrada, en el que se detectan los picos de DQO más altos. A partir del día 500 de muestreo los valores bajaron, volvieron a ascender para mantenerse en medias más altas, por encima de los 1000 mg O<sub>2</sub>/L, hasta que vuelven a descender a valores similares a los iniciales, hacia el día 760. Estas variaciones en la carga contaminante han definido las diferentes fases de carga contaminante, tal como se ha analizado en el apartado anterior.

Durante el estudio se ha filtrado el influente a través de filtros de fibra de vidrio de 0,45 µm para separar la fracción particulada de la filtrable. Al realizar este filtrado se quedan retenidos en el filtro la fracción correspondiente a los sólidos suspendidos del influente (X), mientras que pasan a través del filtro la fracción filtrable, compuesta principalmente de la materia oxidable soluble y coloidal.

En la figura 4.13 se muestra la distribución de la DQO entre DQO particulada ( $X_{inf}$ ) y DQO filtrable ( $S_{inf}$ ). La distribución media de estas dos fracciones a lo largo de la investigación se ha distribuido en un 64,44% representado en la  $X_{inf}$ , con un valor medio de 669,5  $mgO_2/L$  con máximos de 2607,33  $mgO_2/L$  y mínimos de 69,14  $mgO_2/L$ , mientras que la fracción soluble,  $S_{inf}$ , ha representado el 35,56% de la DQO de entrada, con un valor medio global de 292  $mgO_2/L$ , detectándose valores máximos de 800  $mgO_2/L$  y mínimos de 98,67  $mgO_2/L$ . Se aprecia como la fracción particulada ha sufrido más variaciones que la fracción soluble, observándose como en los periodos de trabajo con alta carga contaminante, era la fracción  $X_{inf}$  la que se incrementaba, mientras que  $S_{inf}$  se ha mantenido mucho más estable a lo largo del tiempo.

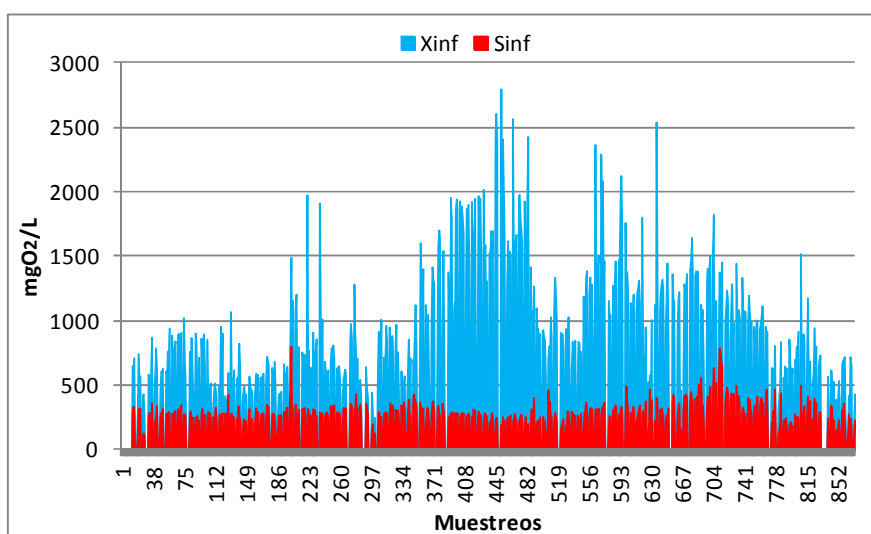


Figura 4.13. Distribución de la DQO en sus componentes particulada y soluble a lo largo de la investigación.

Las fracciones biodegradables e inertes de la DQO pueden ser estimadas haciendo uso de los valores de  $DBO_5$ . De este modo, las fracciones  $X_{inf}$  y  $S_{inf}$  a su vez se pueden dividir en biodegradables o no biodegradables, según si los microorganismos presentes en el agua son capaces de utilizarlas como fuente de carbono o no. De esta forma obtenemos que la fracción particulada se puede subdividir a su vez en biodegradable ( $X_{inf b}$ ) y no biodegradable ( $X_{inf u}$ ), al mismo tiempo que la DQO soluble se dividirá en soluble biodegradable ( $S_{inf b}$ ) y no biodegradable ( $S_{inf u}$ ).

El cálculo de  $X_{inf b}$  se realiza multiplicando el valor de la  $DBO_5$  particulada por un factor de 1,66, mientras que la  $X_{inf u}$  se obtiene por la diferencia de  $X_{inf b}$  y  $X_{inf}$ , ya que esta es la suma de estas dos fracciones. La  $DBO_5$  es un parámetro estimativo que tan solo

representa una fracción de la totalidad de la materia orgánica biodegradable de la muestra. La totalidad es medible mediante la denominada  $DBO_u$  la cual puede estimarse para aguas residuales urbanas en base a un factor de 1,46 (Ronzano y Dapena, 1995). La  $DBO_u$  no es directamente transformable en DQO, ya que parte de la materia orgánica oxidable químicamente no es biodegradable, se adopta pues un factor de conversión de 1,14 de modo que para transformar  $DBO_5$  en DQO se adopta un factor de 1,66 (Ronzano y Dapena, 1995).

$$X_{inf\ b} = DBO_5 \text{ particulada} \times 1,46 \times 1,14 = DBO_5 \text{ particulada} \times 1,66$$

$$X_{inf} = X_{inf\ b} + X_{inf\ u}$$

En cuanto a la  $X_{inf\ b}$ , en el influente de entrada a las instalaciones supuso un 71,3% de la fracción particulada, lo que supone un 45,81% de la DQO total, mientras que la  $X_{inf\ u}$  representó un porcentaje del 28,7% de la  $X_{inf}$ , y un 18,56% de la DQO de entrada.

La  $S_{inf\ b}$  se calculó con un procedimiento similar, alcanzando un 92,3% de la  $S_{inf}$ , lo cual representa un 32,87% de la DQO total, mientras que la fracción no biodegradable fue mucho menor, representando un 7,7% de la  $S_{inf}$ , y un 2,76% sobre el valor global medio de DQO.

Por lo tanto, la DQO biodegradable supondrá un 78,68% de la DQO total y la DQO no biodegradable un 21,32%. En la figura 4.14 se aprecia la distribución de la DQO en estas cuatro fracciones a lo largo del periodo de investigación.

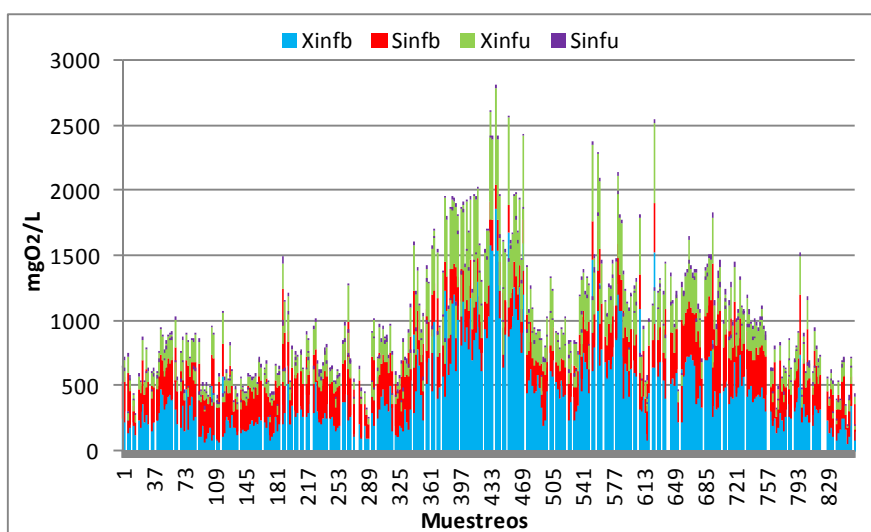


Figura 4.14. Distribución de las fracciones de DQO

La evolución de los valores de  $\text{DBO}_5$  a lo largo de la investigación se muestran en la figura 4.15. Al igual que en la DQO, se aprecia una alta variabilidad a lo largo de tiempo de los resultados para este parámetro, obteniéndose un valor medio de  $449,92 \pm 199,92 \text{ mgO}_2/\text{L}$ , con valores máximos de  $1230 \text{ mgO}_2/\text{L}$  y mínimos de  $100 \text{ mgO}_2/\text{L}$ . La evolución de la carga contaminante para la  $\text{DBO}_5$ , fue similar a la de la DQO, en la que al inicio de la investigación se detectaron valores de  $\text{DBO}_5$  habituales para las aguas residuales urbanas, pero a partir del muestreo 350 se produjo un gran aumento de la carga contaminante, por encima de lo habitual incluso en las que se registra alta contaminación, en base a la caracterización tipo reflejada por Ronzano y Dapena (1995) o por Henze *et al.* (2008).

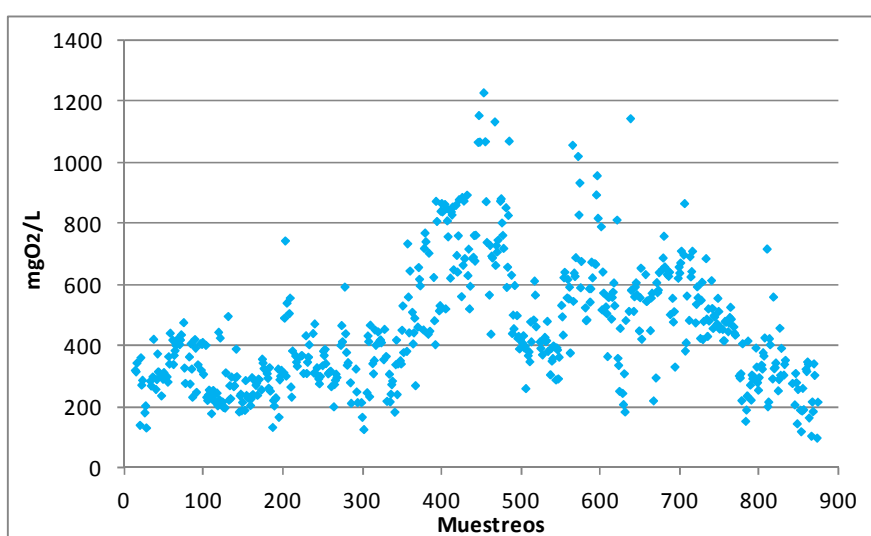


Figura 4.15. Evolución de la concentración de  $\text{DBO}_5$  en el influente.

En la figura 4.16 se muestra la distribución a lo largo de la investigación de la fracción particulada y filtrable de la  $\text{DBO}_5$ . La fracción particulada presentó un valor medio de  $287,57 \text{ mgO}_2/\text{L}$ , lo que supone un 58,9% de la  $\text{DBO}_5$  total, mientras que la fracción filtrable tuvo un valor medio de  $162,35 \text{ mgO}_2/\text{L}$  con un porcentaje del 41,1% con respecto al total.

Se observa como en los periodos en los que la contaminación era mayor la fracción particulada aumentó su concentración y su importancia frente a la fracción soluble, que llega a ser mayoritaria en periodos con un grado de contaminación menor. La fracción soluble presenta una estabilidad en el tiempo mucho mayor que la fracción particulada, que sufrió variaciones muy importantes a lo largo de la investigación.



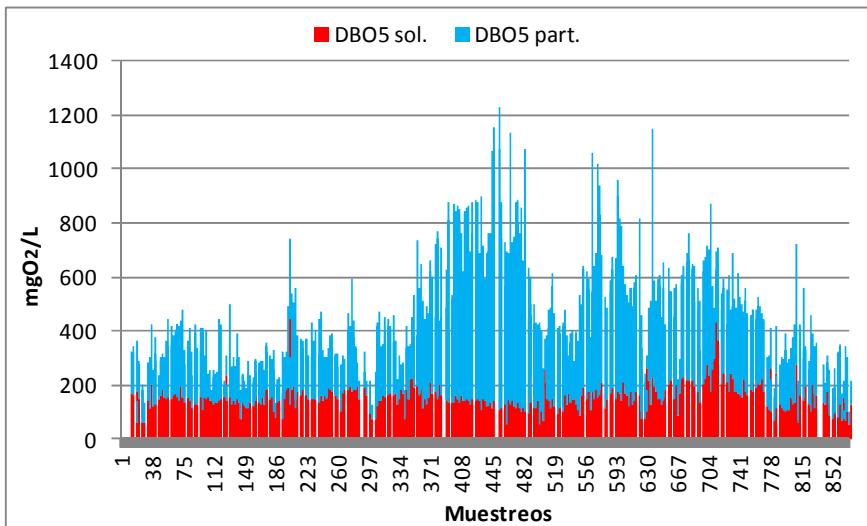


Figura 4.16. Distribución de la DBO<sub>5</sub> en sus componentes particulada y soluble a lo largo de la investigación.

Con los valores de DQO y DBO<sub>5</sub> obtenemos el ratio entre DQO/DBO<sub>5</sub>, que asesora del grado de biodegradabilidad del agua a tratar. En este caso se obtuvieron resultados que oscilaron entre mínimos de 1,88 y máximos de 2,28, presentando un valor medio de 2,11. En la figura 4.17 se observa la evolución a lo largo del tiempo de este factor.

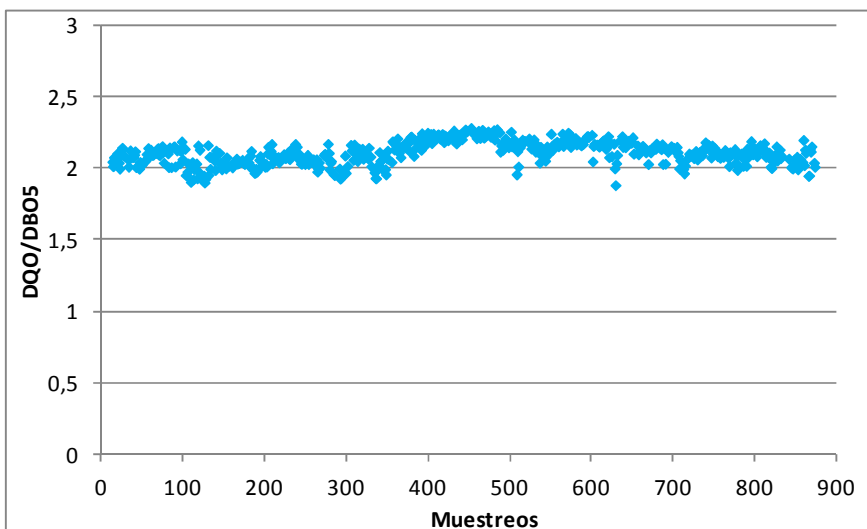


Figura 4.17. Evolución del ratio DQO/DBO<sub>5</sub> a lo largo del tiempo.

Otra de las características más significativas del agua residual es la concentración de sólidos en suspensión. Se ha estudiado este parámetro a lo largo del tiempo de investigación, en el que los valores obtenidos han oscilado entre los 48 mg/L y los 3400 mg/L, con un valor medio calculado en  $610,77 \pm 519,17$  mg/L (figura 4.18). Esto supone un agua con una enorme variabilidad en la concentración de sólidos en

suspensión, con periodos en los que se registró un grado de contaminación muy alto para este parámetro.

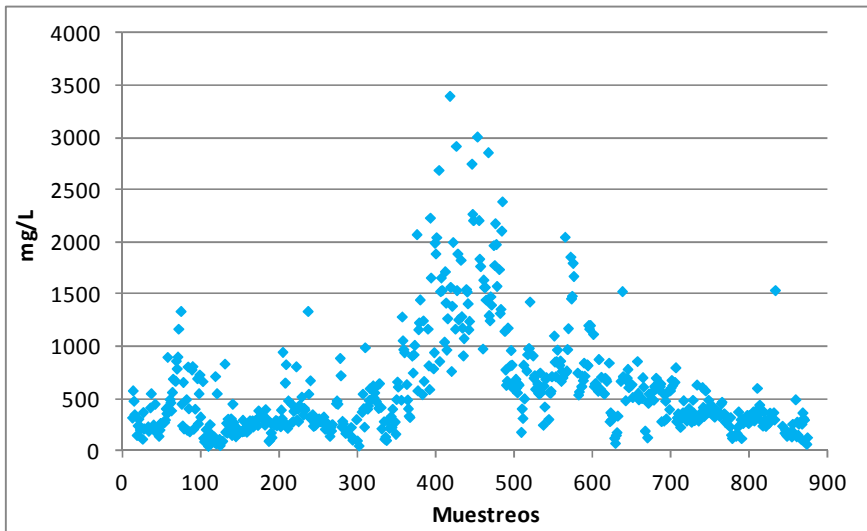


Figura 4.18. Evolución de la concentración de sólidos en suspensión en el influente.

En la figura 4.18 volvemos a ver como en torno al muestreo número 350 se produjo un incremento sustancial en la contaminación del influente, al igual que lo sucedido para los parámetros de DQO y  $DBO_5$ , que modifica totalmente las características del agua.

Para la caracterización de los sólidos en suspensión en el agua debemos fraccionar estos inicialmente en sólidos inertes ( $S.S_{inf,ig}$ ) y sólidos volátiles. Esta segunda fracción a su vez se puede separar en sólidos en suspensión volátiles biodegradables ( $S.S_{inf,b}$ ) o no biodegradables ( $S.S_{inf,u}$ ), que son calculados a partir de la DQO particulada biodegradable o no biodegradable, dividiendo esta entre 1,48, valor estándar establecido por Marais y Ekama (1976) para un agua residual urbana.

$$S.S_{inf,b} = X_{inf,b} / 1,48$$

$$S.S_{inf,u} = X_{inf,u} / 1,48$$

En la figura 4.19 se muestran los valores de sólidos en suspensión separados en las tres componentes indicadas.

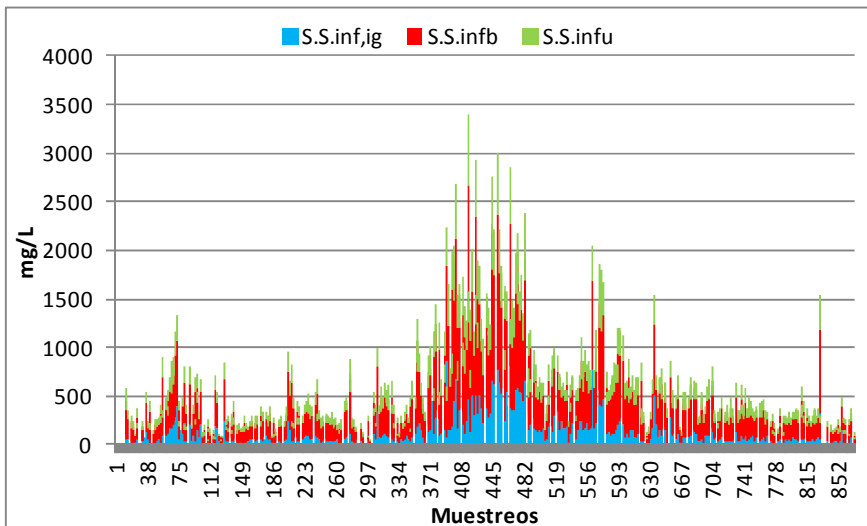


Figura 4.19. Distribución de los sólidos en suspensión en sus componentes inorgánica, biodegradable y no biodegradable.

La distribución de estas tres fracciones ha ido oscilando en el tiempo, de forma que la concentración media de la fracción mineral fue de 144,15 mg/L, que representaría un porcentaje medio sobre el valor de S.S. totales del 20,12%. La fracción orgánica ha supuesto un valor medio de 465,63 mg/L, con un porcentaje sobre el total del 79,88%, que a su vez se ha fraccionado en 331,4 mg/L de la fracción biodegradable, con un porcentaje promedio del 56,94% sobre el total de sólidos y una concentración media de sólidos inertes de 133,41 mg/L, que representan una fracción del 22,94% del total.

El nitrógeno presente en el influente a las plantas es otra de las variables importantes para la caracterización de un agua residual.

En la figura 4.20 se observa las concentraciones de Nt detectadas en el influente a las plantas. En ella se observa que los valores de Nt detectados fueron muy diversos, sin seguir el patrón que se ha repetido anteriormente para las variables de DQO, DBO<sub>5</sub> y S.S. Se aprecia como al principio se detectaron valores elevados, por encima de 80 mg/L, mientras que posteriormente se descendió a valores en torno a 70 mg/L para luego volver a ascender. Los valores medios obtenidos fueron de  $81,07 \pm 34,36$  mg/L, con valores mínimos de 20,88 mg/L y máximos de hasta 158,99 mg/L.

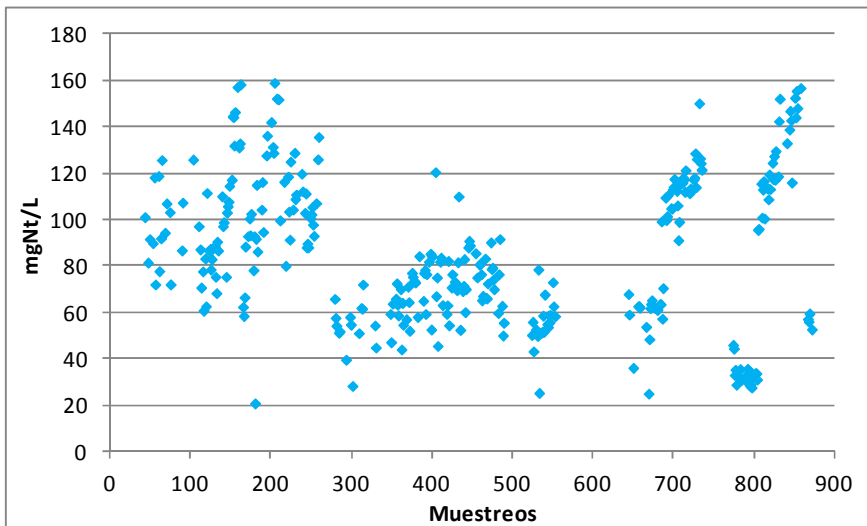


Figura 4.20. Evolución de los valores de Nt en influente

El reparto del porcentaje medio del N total en el influente en sus componentes se refleja en la figura 4.21, en la que se observa como la mayoría del nitrógeno, un 96,7%, está en las formas de Norg y  $\text{NH}_4^+$ , las formas que componen el Nitrógeno total Kjeldahl (NTK), con un 3,3% en forma de  $\text{NO}_3^-$  y un 1% como  $\text{NO}_2^-$ .

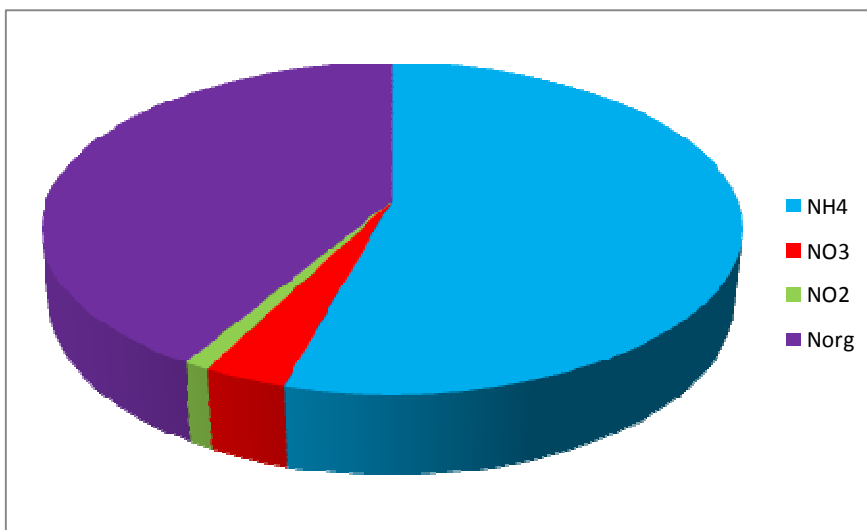


Figura 4.21. Distribución del Nt en sus componentes.

La relación entre  $\text{DQO}/\text{Nt}$  indica el grado de riqueza en nitrógeno de la materia oxidable del influente. El valor medio registrado para este factor fue de 13,13 con máximas que alcanzaron los 37 y mínimas de 1,67. Por lo tanto vemos una muy alta variabilidad en este factor debido a las diferencias registradas tanto en los valores de  $\text{DBO}_5$  como de Nt a lo largo de la investigación.

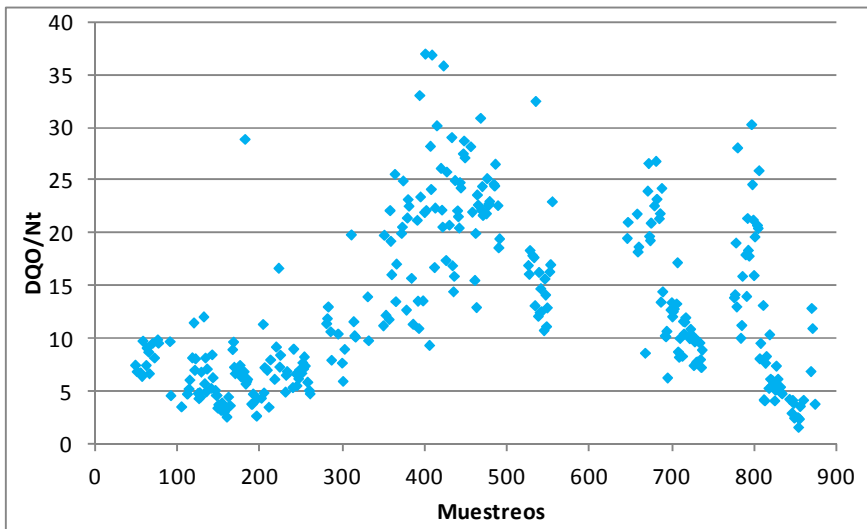


Figura 4.22. Evolución de la ratio  $DBO_5/Nt$  a lo largo de la investigación.

En cuanto a otro de los nutrientes presentes en el agua residual, los resultados de  $P_t$  presentes en el influente se muestran en la figura 4.23.

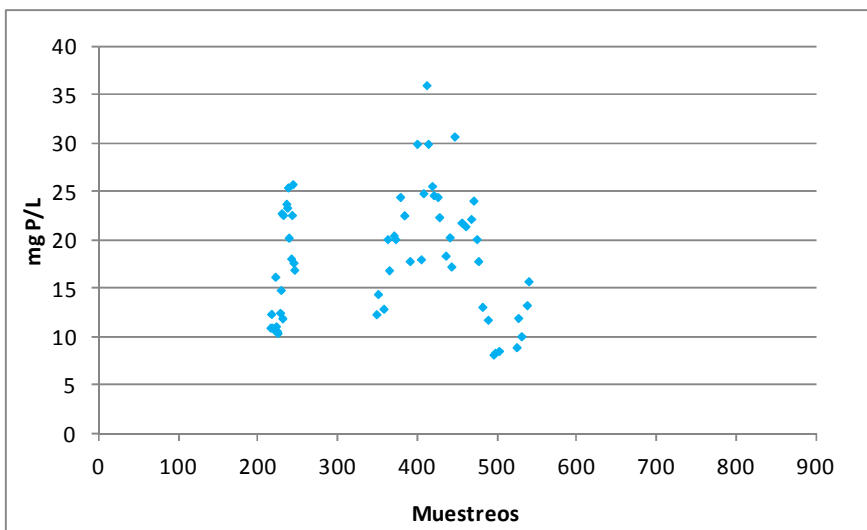


Figura 4.23. Evolución de los valores de  $P_t$  a lo largo de la investigación.

En cuanto a los valores de  $P$  también se ha apreciado una alta variabilidad temporal, en los que se han registrado valores mínimos de 8,19 mg/L y máximos de 36 mg/L, presentando un valor medio de  $18,27 \pm 6,37$  mg  $P_t/L$ .

Si disgregamos estos valores de  $P_t$  en sus componentes vemos como predomina la fracción de ortofosfato ( $PO_4^{3-}$ ) con un 87,5%, mientras que la fracción de  $P_{org}$  es mucho menor, con un 12,5% (figura 4.24).

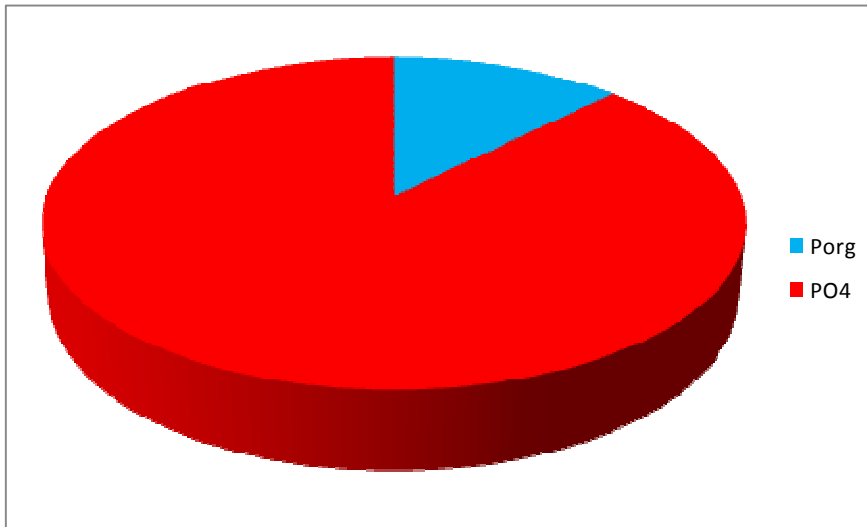


Figura 4.24. Distribución del Pt en sus componentes.

Al representar la ratio DQO/Pt para determinar la riqueza en P del influente vemos que se obtienen valores medios de 69,58, con máximos y mínimos de 122,33 y 24,2, respectivamente (figura 4.25).

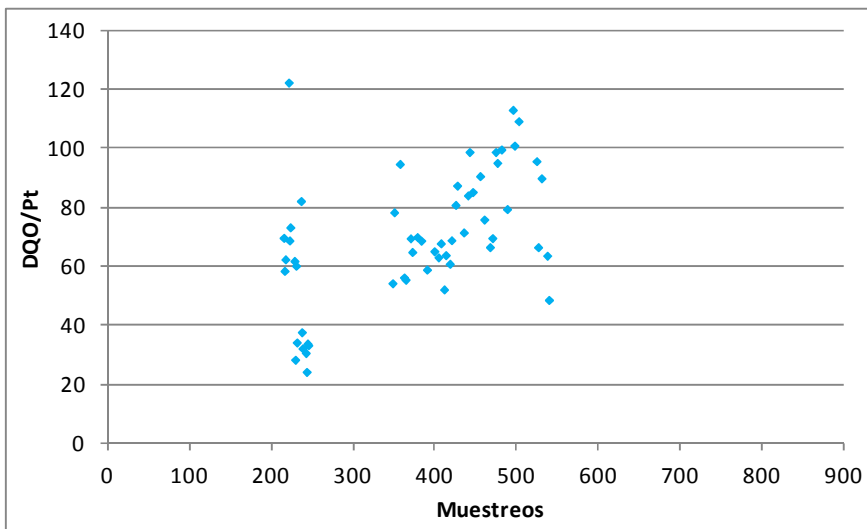


Figura 4.25. Evolución de la ratio DQO/Pt a lo largo de la investigación.

El pH del agua de entrada se situó en un valor medio de  $7,37 \pm 0,27$ , oscilando entre mínimas de 6,76 y máximas de 8,8 (figura 4.26). El pH registrado fue muy estable a lo largo del tiempo, sin variaciones significativas, con pH en torno a la neutralidad, habitual en aguas residuales urbanas (Henze, 1992).

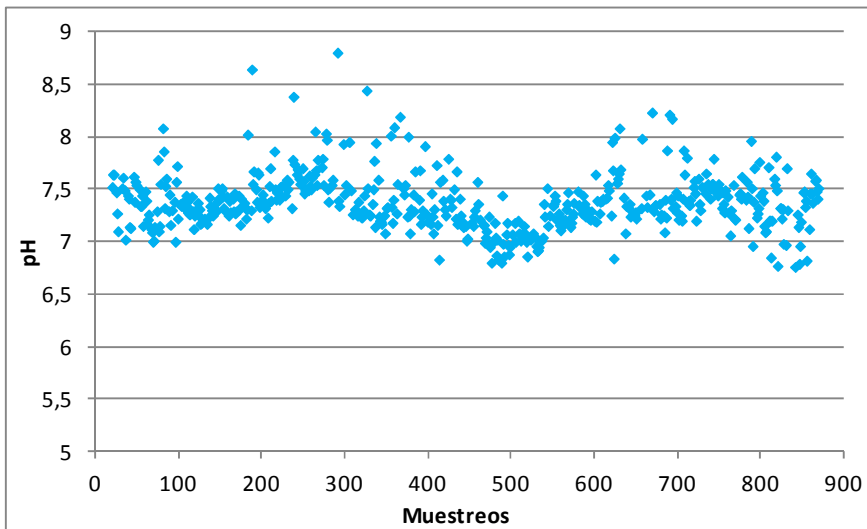


Figura 4.26. Evolución de los valores de pH a lo largo de la investigación.

Para la conductividad del influente si que se aprecian mayores diferencias, con una media de  $971,26 \pm 150,98 \mu\text{S}/\text{cm}$ , registrándose mínimas de 354 y máximas de 1528  $\mu\text{S}/\text{cm}$ , como se aprecia en la figura 4.27.

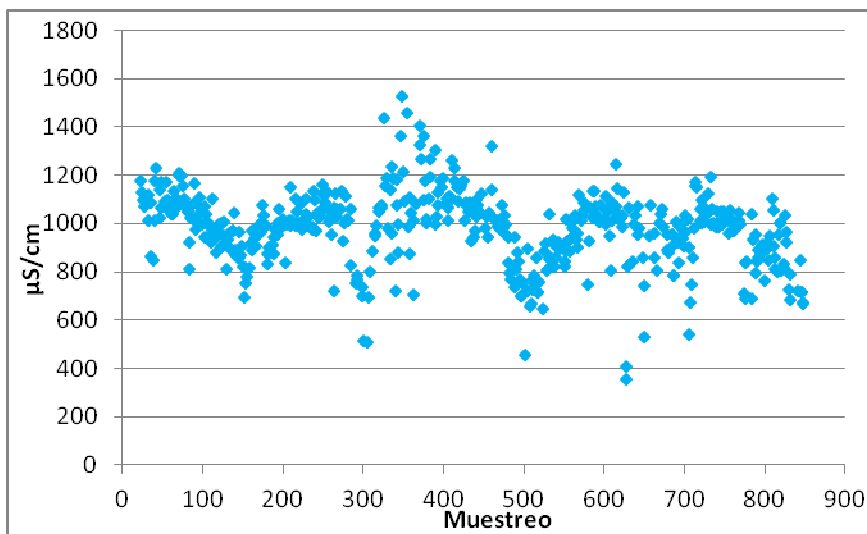


Figura 4.27. Evolución de la conductividad en el influente a lo largo de la investigación.

Para este parámetro si que se aprecian variaciones en el tiempo, para el día 350 de muestreo se detectaron incrementos en la conductividad del influente, para posteriormente descender registrandose mínimos para el día 500, y después volver a estabilizarse en valores en torno a los  $1000 \mu\text{S}/\text{cm}$ , muy similares a los registrados en el inicio de los muestreos.

Además de la caracterización de muestras compuestas diarias se ha caracterizado el agua de entrada de forma horaria, es decir, su evolución a lo largo de un día. Esta caracterización ha evaluado los cambios que sufre el influente a las plantas a lo largo de un día de trabajo, analizando las condiciones que presenta en DQO, sólidos en suspensión, pH y conductividad en cuatro muestreos diferentes a lo largo de la investigación.

La evolución horaria de la DQO ha variado dependiendo del día de muestreo. Como norma general se observa un ligero descenso en las horas nocturnas, y un incremento en las horas del día en las que la actividad humana es más activa, pero con variaciones de poca importancia. Los valores de DQO detectados fueron bastante estables a lo largo del tiempo, con especial incidencia en el muestreo del día 2/6/2009 en la que la DQO mostró una alta estabilidad horaria.

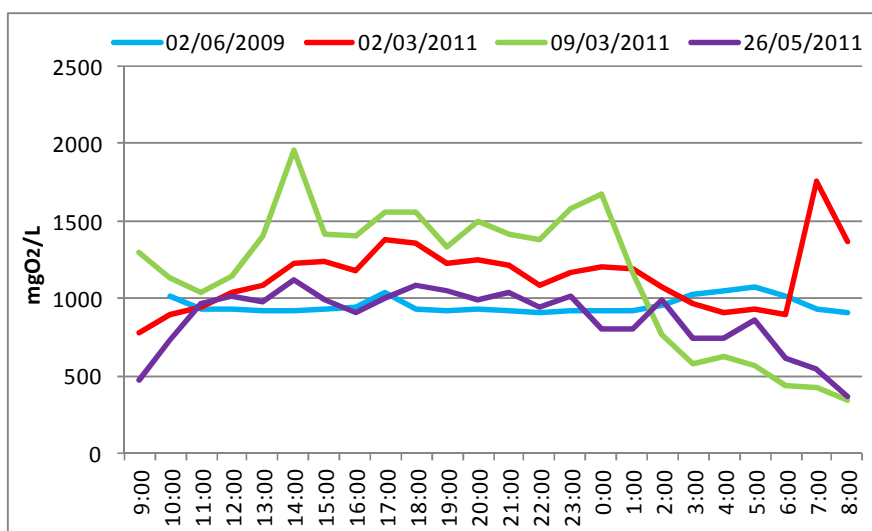


Figura 4.28. Evolución horaria de los valores de la DQO.

Si observamos estos resultados para la DQO soluble (figura 4.29) vemos que las variaciones son más marcadas que en el caso de la DQO total, con descensos en la concentración a partir de las 00:00-1:00 de la noche en la que la actividad de la ciudad es mínima para volver a comenzar el ascenso a primeras horas de la mañana, hasta alcanzar máximos entre las 18:00 y las 20:00 de la tarde, en la que hay una alta actividad doméstica y comercial.



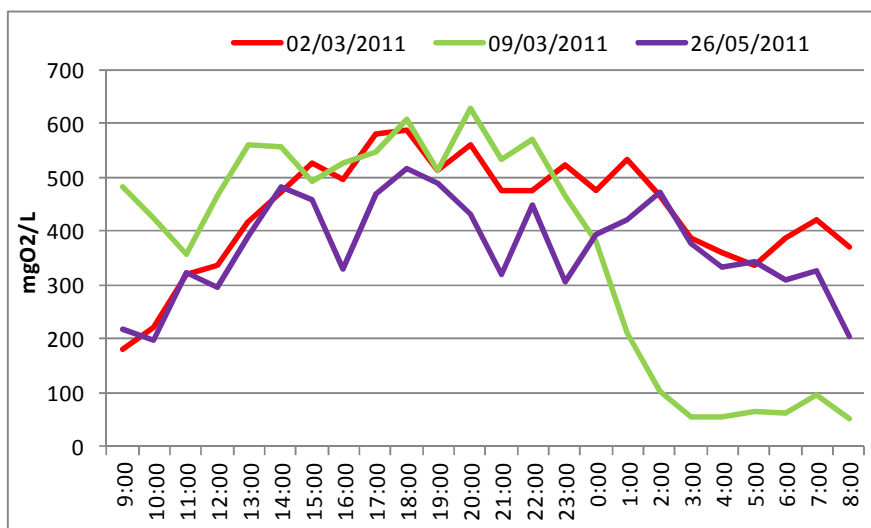


Figura 4.29. Evolución horaria de los valores de la DQO soluble.

Observando los datos obtenidos estos mismos días para el parámetro de los sólidos en suspensión observamos, en la mayoría de los muestreos, una alta estabilidad en este tipo de contaminación, en los que apenas se observa variación horaria salvando la aparición de picos horarios puntuales. Sin embargo en el muestreo del día 2/6/2009 si que se generan altas diferenciaciones horarias, con picos muy marcados como los registrados a las 9:00 y de madrugada, sobre las 4:00 y 5:00, en los que no es frecuente estos picos de sólidos debido a la menor actividad humana.

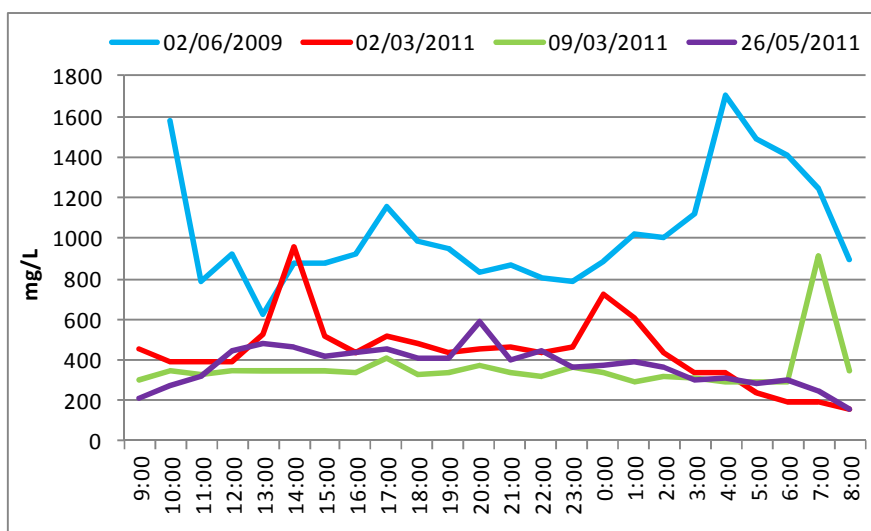


Figura 4.30. Evolución horaria de los valores de sólidos en suspensión.

Viendo estos mismos datos en el caso de los sólidos en suspensión inertes, se observa una tendencia similar, con poca variabilidad horaria y la presencia de los mismos picos puntuales que en los sólidos en suspensión totales. Sin embargo se ven matizadas las concentraciones de sólidos en el muestreo del día 2/6/2009, en los que

se ve disminuida con respecto a los muestreos del resto de los días tanto su concentración media como los picos que generaba de madrugada, indicando un importante porcentaje de materia orgánica en esos picos.

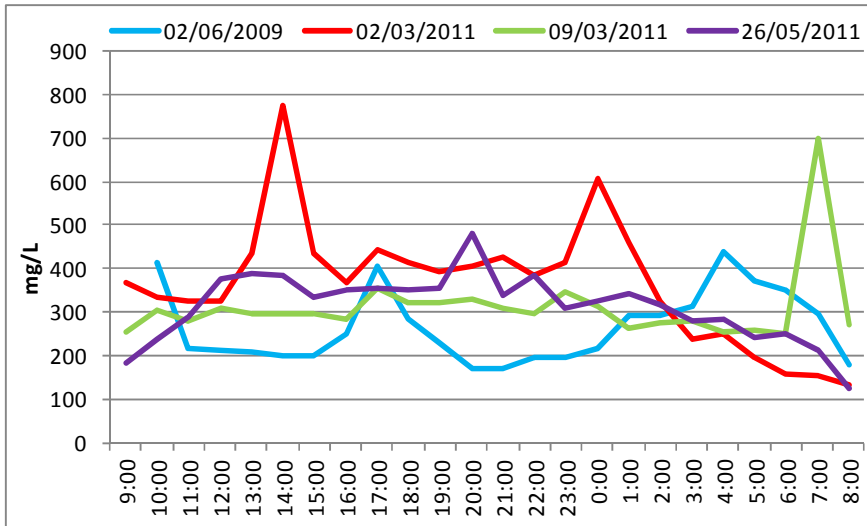


Figura 4.31. Evolución horaria de los valores de sólidos en suspensión fijos.

En cuanto al pH, al igual que en el caso de su evolución temporal a lo largo de la investigación se observa una alta estabilidad en lo relativo a este parámetro, apreciándose un ligero descenso del pH para las horas de tarde y de nuevo un ligero incremento en las horas nocturnas, aunque en cualquiera de los casos oscilando en valores de menos de un orden de magnitud.

En todos los muestreos se obtienen valores cercanos a la neutralidad, siendo el muestreo del día 2/6/2009 el que mostró valores más elevados, con una media de 8,02, mientras que el resto de los muestreos todos tienen medias por debajo de 8, en torno a 7,4.

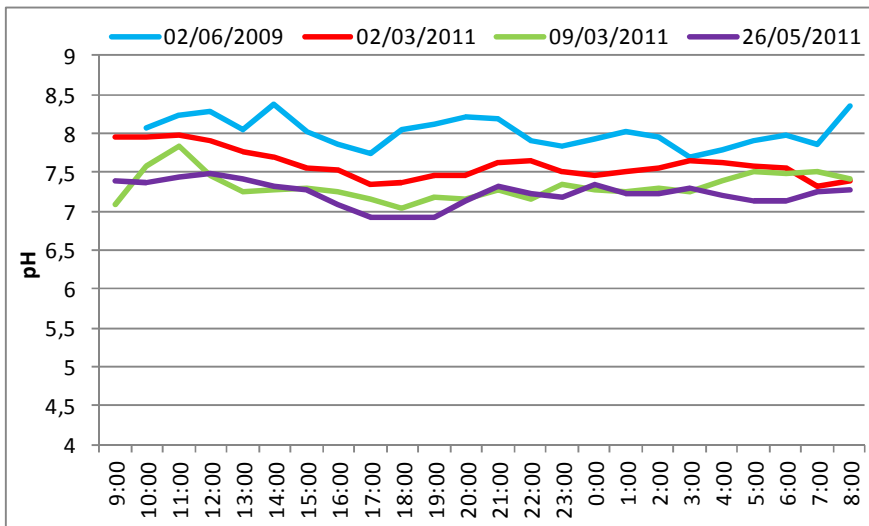


Figura 4.32. Evolución horaria de los valores de pH.

Para la conductividad en estos análisis horarios observamos una variabilidad poco marcada salvo en el caso del muestreo del 9/3/2011, con valores en torno a los 1000 mS/cm. En este caso de este día concreto detectó una alta variación horaria, con un brusco descenso a partir de las 00:00 de la noche hasta valores mínimos de hasta 376 mS/cm después de haber alcanzado valores máximos de 1302 mS/cm.

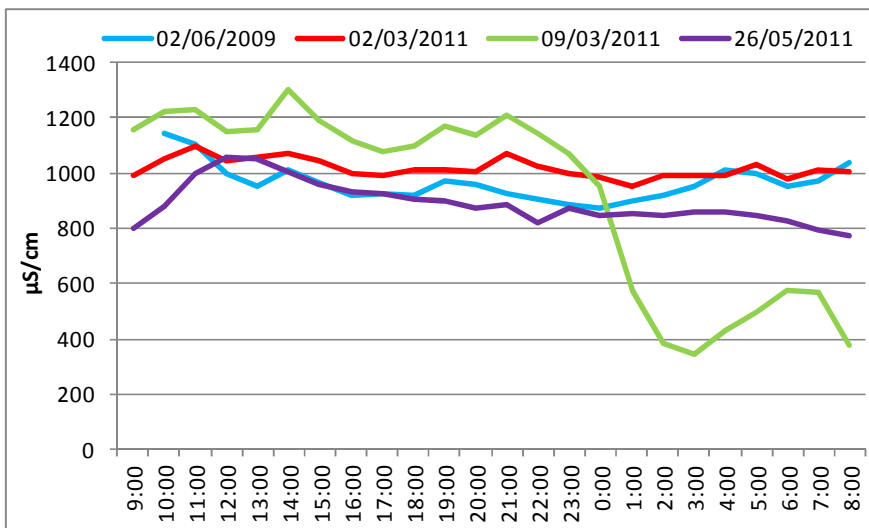


Figura 4.33. Evolución horaria de los valores de conductividad.

#### 4.3.- COMPARATIVA ENTRE PLANTAS

Tras la puesta en marcha de la instalación experimental con membranas de microfiltración se comenzó a trabajar adaptándola a las características operacionales

de la instalación con membranas de ultrafiltración. De este modo se da respuesta a un objetivo claro del trabajo de investigación como es evaluar si la tecnología de membranas y sus condiciones operacionales marcan diferencias en el rendimiento de la instalación. Para ello se fijaron en las dos instalaciones en paralelo las mismas condiciones de trabajo en cuanto a SRT, HRT y altura de lámina de agua. Dado que ambas plantas se alimentan con el mismo tipo de influente y que están ubicadas en el mismo recinto, las variaciones de temperatura y carga contaminante también eran similares.

Las condiciones del ensayo se realizaron en todas las circunstancias para una altura de lámina de agua de 3,75 m, un SRT de 20 días y un HRT de 35 horas. La carga contaminante fue de 0,5 Kg DQO/m<sup>3</sup> d, mientras que la temperatura osciló entre < 15°C y 25 °C, realizándose el análisis comparativo para tres situaciones diferentes de temperatura. Estos ensayos transcurrieron entre los días 187 y 346, no realizándose de forma paralela, ya que las condiciones de cada planta experimental hacían que los valores de temperatura se diferenciase entre plantas algunos grados.

Teniendo en cuenta estas premisas, las fases 5, 6 y 7 obtenidas mediante la planta de ultrafiltración y las fases 16, 17 y 18 obtenidas mediante la planta de microfiltración fueron las fases a analizar, cuyas características se resumen en la tabla 4.10.

Tabla 4.10. Características de las fases obtenidas en la comparación entre plantas.

Fase	Inicio	Fin	H (m)	SRT (d)	HRT (h)	T <sup>a</sup> (°C)	Kg DQO/d m <sup>3</sup>
5	8/11/09 (242)	22/11/09 (256)	3,75	20	35	20-25	0,5
6	23/11/09 (257)	6/1/10 (301)	3,75	20	35	15-20	0,5
7	7/1/10 (302)	3/2/10 (329)	3,75	20	35	< 15	0,5
16	14/9/09 (187)	3/11/09 (237)	3,75	20	35	20-25	0,5
17	4/11/09 (238)	30/12/09 (294)	3,75	20	35	15-20	0,5
18	31/12/09 (295)	20/2/10 (346)	3,75	20	35	<15	0,5

En este primer apartado comparamos las instalaciones en lo referente a biomasa en las instalaciones y calidad del efluente considerando parámetros de calidad como DBO<sub>5</sub>, DQO y eliminación de nitrógeno, que a su vez se dividió en las fases de nitrificación y desnitrificación. Para la comparativa no se han tenido en cuenta las diferencias de temperatura entre fases, ya que esto afectó por igual a cada instalación, analizándose en el apartado 4.4.

La concentración de sólidos en suspensión en los reactores biológicos de ambas plantas durante el periodo de comparación entre tecnologías presentó valores similares con una media de  $5,3 \pm 0,1$  g/L para microfiltración y  $5,7 \pm 0,13$  g/L para ultrafiltración. A pesar de la similitud entre las concentraciones medias, se obtienen diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,0284) entre los valores registrados para cada planta experimental.

Los valores registrados no fueron constantes a lo largo de todo el periodo de estudio, sufriendo oscilaciones (figura 4.34) motivadas principalmente por alteraciones en la calidad del influente, así como por reajustes en las purgas. Las oscilaciones fueron paralelas en ambas plantas si tenemos en cuenta que el periodo comparativo comienza antes en la instalación de microfiltración y posteriormente en la instalación de ultrafiltración.

El contenido en sólidos volátiles para la instalación de la planta de microfiltración representa el 74,8 % del total de los MLSS, con una concentración media de  $3,97 \pm 0,08$  g/L, mientras que para la instalación de ultrafiltración alcanzan el 73,7 % con una concentración media de  $4,24 \pm 0,1$  g/L. Hay pues una mayor concentración de sólidos volátiles en el fango activo de la instalación de ultrafiltración, aunque a diferencia de los obtenidos para los valores de MLSS, no existen diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,0501). Si se obtienen diferencias estadísticamente significativas para la concentración de sólidos inertes ( $p$ -valor= 0,0009) con concentraciones medias de  $1,33 \pm 0,025$  y  $1,44 \pm 0,032$  g/L para las instalaciones de micro y ultrafiltración, respectivamente.

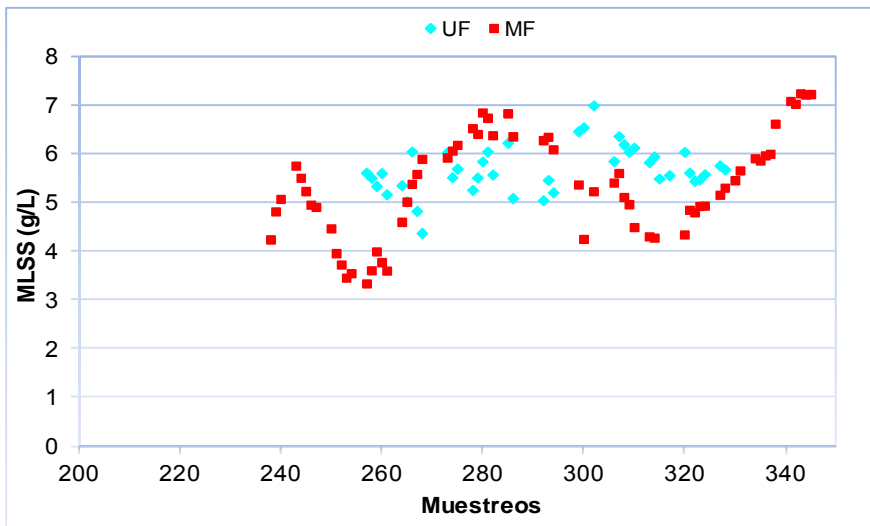


Figura 4.34. Evolución de los MLSS para las instalaciones de microfiltración y ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnologías

Durante el periodo de comparación, las purgas se establecieron en base al SRT, considerando la siguiente expresión adecuada para un sistema MBR como el empleado en la investigación (Wen *et al.* 1999; Huang *et al.* 2001).

$$SRT = \frac{V}{Q_w} \quad \begin{array}{l} V: \text{Volumen del reactor biológico} \\ Q_w: \text{Caudal de purga} \end{array} \quad \text{Eq. 4}$$

Dichas purgas a pesar de establecerse para un valor constante fluctuaron en diversas ocasiones debido a alteraciones mecánicas en los bombeos y problemas con el control, a pesar de lo cual fueron controladas en volumen en todo momento. La purga fue realizada desde el reactor aerobio, por lo que se ha considerado la concentración de sólidos en el fango activo contenido en dicho reactor para calcular la concentración de sólidos purgada en cada caso.

El incremento diario de biomasa en un reactor biológico puede estimarse para un sistema estable teniendo en cuenta el aporte de sólidos inorgánicos y sólidos orgánicos no biodegradables, así como la generación de biomasa heterótrofa a partir de la materia orgánica biodegradable, teniendo en cuenta las pérdidas por endogénesis, más el incremento de biomasa autótrofa, a partir del consumo de amonio. Todo esto queda recogido en la ecuación N° 5 obtenida a partir de un balance

de masas en un sistema de fangos activos considerando tanto la fracción orgánica e inorgánica (Hence *et al.* 2008) y partiendo de las premisas del modelo N° 1 de la IWA (Henze *et al.* 1987).

$$P_{X,T} = \left[ \frac{Q_i Y_h (S_0 - S_e)}{1 + b_h SRT} \right] + \left[ \frac{f_h b_h Q_i Y_h (S_0 - S_e) SRT}{1 + b_h SRT} \right] + \left[ \frac{Q_i Y_n (NO_x)}{1 + b_n SRT} \right] + Q_i \times SS_{org,u} + Q_i \times SS_{ing}$$

Eq. 5

$P_{X,T}$ : Producción diaria de fangos	$f_h$ : Residuo de la fracción endógena no biodegradable (0,2)
$S_0$ : DQO del influente	$NO_x$ : Nitrógeno nitrificado
$S_e$ : DQO del efluente	$Y_n$ : tasa de crecimiento de autótrofos
$Q_i$ : Caudal de influente	$b_n$ : Constante de endogénesis para autótrofos
$Y_h$ : tasa de crecimiento de heterótrofos	$SS_{org,u}$ : Sólidos en suspensión volátiles no biodegradables
$b_h$ : Constante de endogénesis para heterótrofos	$SS_{ing}$ : Sólidos en suspensión inorgánicos

Mediante esta expresión se puede determinar teóricamente la generación de biomasa en los reactores biológicos a comparar, durante el periodo de comparación, basándonos en las condiciones de trabajo preestablecidas, así como en las concentraciones de influente y efluente diarias.

La figura 4.35 muestra la evolución de las purgas para la instalación de ultrafiltración durante el periodo de comparación, registrándose una purga media diaria de  $5,61 \pm 0,24$  Kg TSS/d, con valores máximos de 7,8 Kg TSS/d así como días sin purga registrada. Dichas oscilaciones fueron motivadas por alteraciones en los equipos de bombeo y control, así como por reajuste para compensar purgas inadecuadas.

Los cálculos teóricos realizados para esta instalación, en base a las características del influente y variables operacionales son reflejados igualmente en la figura 4.35, con un valor medio diario de  $5,08 \pm 0,32$  Kg TSS/d, calculándose máximas de 10,9 Kg TSS/d y mínimas de 1,8 Kg TSS/d, en base principalmente de las oscilaciones diarias en la carga contaminante del influente

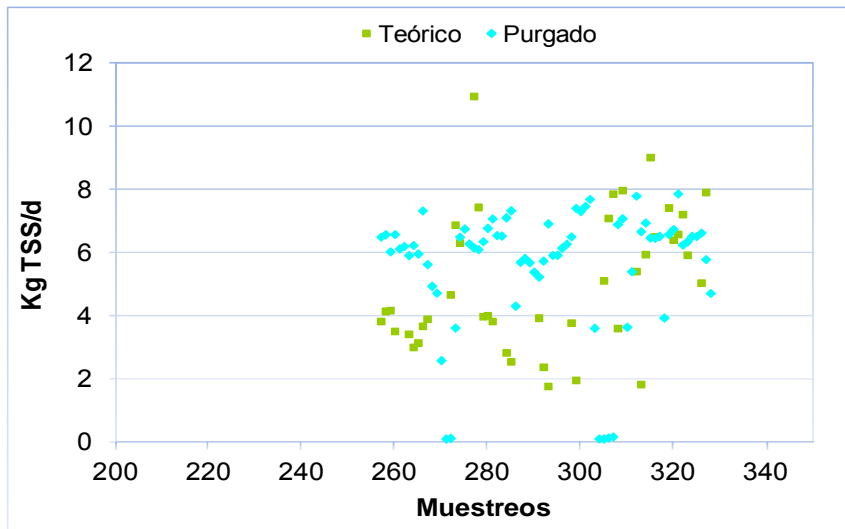


Figura 4.35. Materia seca purgada diariamente y cálculo teórico para la instalacion de ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnologías

El análisis de varianza realizado sobre los valores teóricos y reales de la purga diaria muestra que no existen diferencias estadísticamente significativas ( $p\text{-valor} = 0,1806$ ), tal como se grafica en el diagrama de cajas correspondiente (figura 4.36), obteniéndose una mayor dispersión de datos para los valores teóricos, lo que muestra una significativa variabilidad en las características del influente.

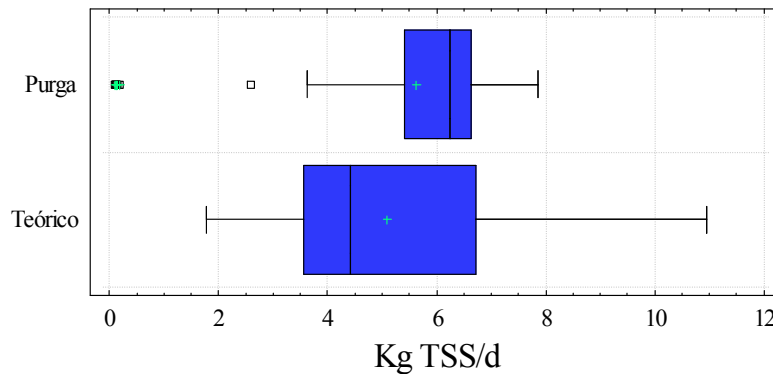


Figura 4.36. Análisis de varianza para la purga teórica y real para la instalacion de ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnologías

La figura 4.37 muestra la evolución de las purgas para la instalación de microfiltración durante el periodo de comparación, registrándose una purga media diaria de  $2,27 \pm 0,13$  Kg TSS/d, con valores máximos de 4,5 Kg TSS/d así como días sin purga



registrada. Nuevamente las oscilaciones fueron motivadas por alteraciones en los equipos de bombeo y control, así como por reajuste para compensar purgas inadecuadas, aunque estos problemas operacionales fueron menores para la instalación de microfiltración con respecto a los registrados en la otra planta.

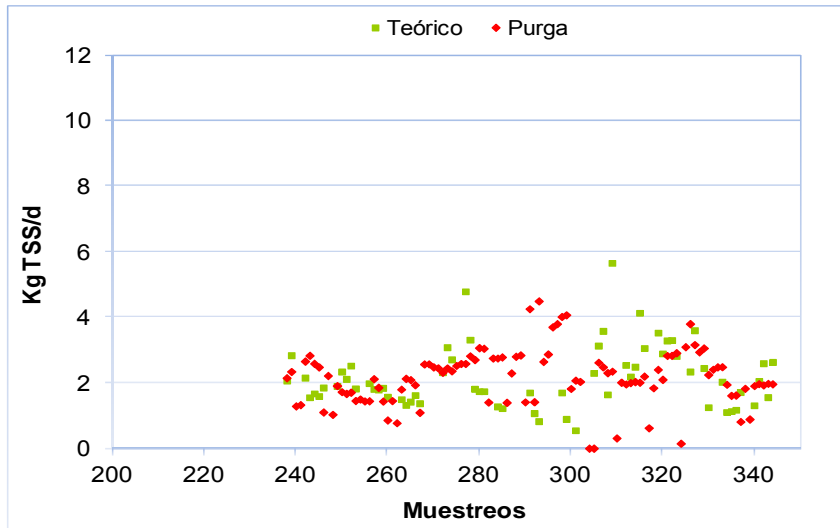


Figura 4.37. Materia seca purgada diariamente y cálculo teórico para la instalación de microfiltración durante el periodo de comparación de tecnologías

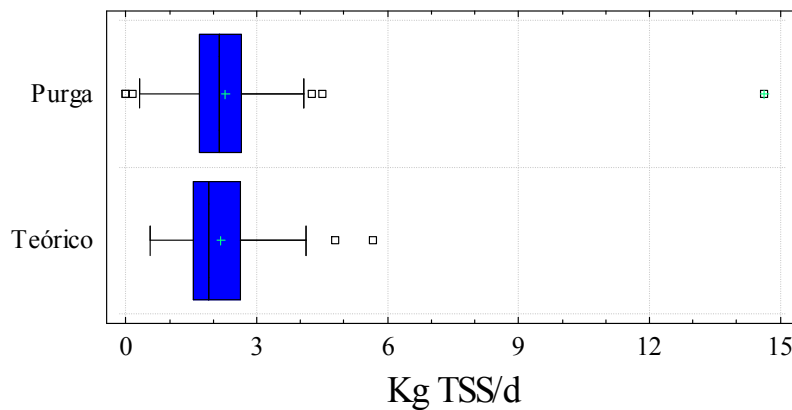


Figura 4.38. Análisis de varianza para la purga teórica y real para la instalación de microfiltración durante el periodo de comparación de tecnologías

Los cálculos teóricos realizados para esta instalación, en base a las características del influente y variables operacionales son reflejados igualmente en la figura 4.37, con un valor medio diario de  $2,16 \pm 0,15$  Kg TSS/d, calculándose máximas de 5,7 Kg TSS/d y

mínimas de 0,55 Kg TSS/d, en base a las oscilaciones diarias en la carga contaminante del influente, tal como se indicó para la instalación de ultrafiltración.

El análisis de varianza realizado sobre los valores teóricos y reales de la purga diaria muestra que no existen diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor = 0,5766), tal como se grafica en el diagrama de cajas correspondiente (figura 4.38). El ajuste de los datos teóricos y reales para la instalación de microfiltración fue mayor que para la de ultrafiltración, debido a la existencia de menor número de problemas operacionales.

Con respecto a la  $DBO_5$ , los efluentes procedentes de ambas instalaciones presentaron concentraciones significativamente bajas, con valores medios de  $2,03 \pm 0,19$  y  $1,4 \pm 0,15$  mg  $O_2/L$  para la instalación con membranas de ultrafiltración y microfiltración respectivamente.

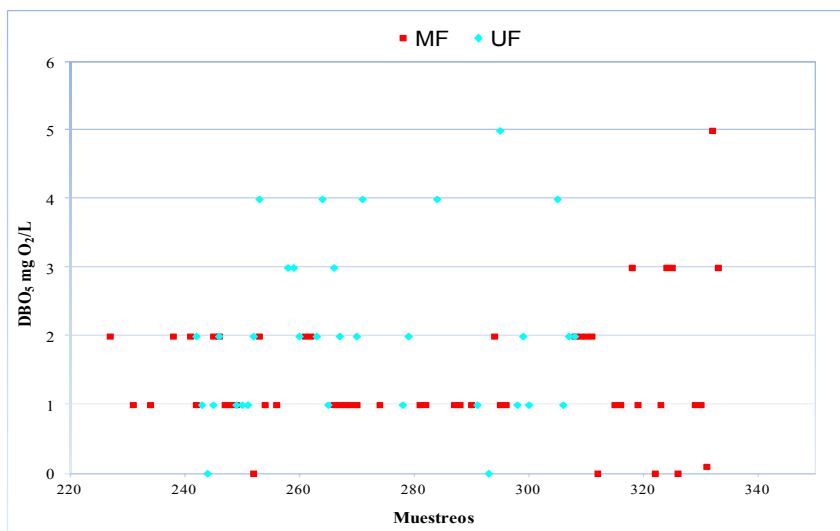


Figura 4.39. Evolución de los datos de  $DBO_5$  para las instalaciones de microfiltración y ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnología.

Para ambas instalaciones se registraron muestreos con ausencia total de  $DBO_5$  (figura 4.39), representando estos el 7% del total para ultrafiltración, mientras que alcanzaban el 10 % para la planta de microfiltración. Es destacable también que el valor máximo alcanzado fue de 5 mg  $O_2/L$  en una situación puntual. Con estas concentraciones de

salida se alcanzan rendimientos medios de reducción de la  $DBO_5$  del 99,5 % para las dos instalaciones.

Con respecto al análisis estadístico, se registraron diferencias estadísticamente significativas entre las instalaciones ( $p$ -valor= 0,0116) siendo ligeramente inferiores los valores medios registrados para la instalación de microfiltración. El test de rangos múltiples, a partir del cual se representa el diagrama de cajas (figura 4.40), muestra que ambos grupos de comparación presenta valores medios similares, destacando la instalación de ultrafiltración al presentar determinado número de muestreos con concentraciones más elevadas que las habituales para la instalación de microfiltración.

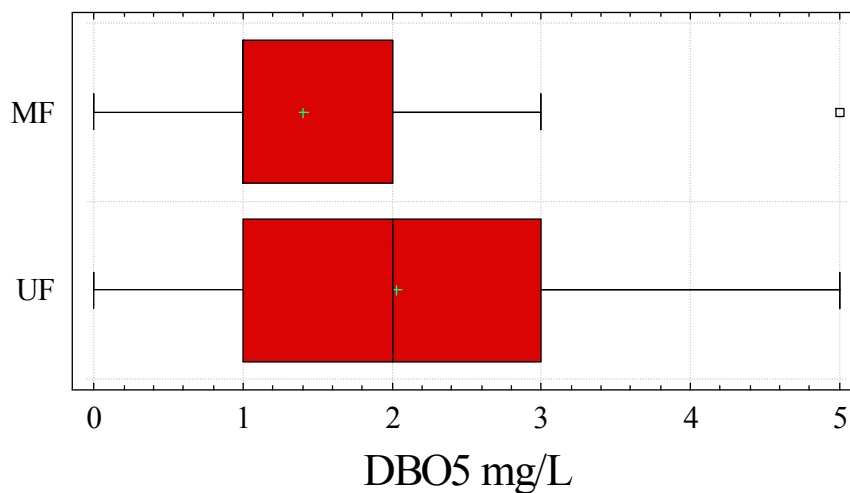


Figura 4.40. Análisis estadístico de la  $DBO_5$  para las instalaciones de microfiltración y ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnologías.

En base a los resultados obtenidos podemos considerar que ambas instalaciones producen agua de calidad similar en lo referente a las  $DBO_5$ , aunque la instalación de ultrafiltración presenta concentraciones ligeramente más elevadas

Partiendo de los datos analíticos del influente, podemos hacer una estimación de la concentración de  $DBO_5$  en nuestro efluente. Ya que la separación sólido/líquido se realiza en el rango de ultrafiltración, el efluente carecerá de sólidos en suspensión y la mayor parte de los coloides quedarán también retenidos. Debido a esto podemos

considerar que la  $DBO_5$  presente en el efluente se corresponderá con parte de la fracción disuelta no biodegradada.

Partiendo de los trabajos de Eckenfelder (1991) sobre la eliminación biológica de materia orgánica, Ronzano y Dapena (1995) dedujeron la siguiente expresión para calcular la fracción soluble de  $DBO_5$  en el efluente (para un sistema MBR será la totalidad de la  $DBO_5$  presente en el efluente) de un sistema de fangos activos.

$$DBO_{5E} = \frac{DBO_{5SI}}{1 + \left( \frac{Y_h \times K_T}{b_h + \frac{1}{SRT}} \right)}$$

Eq. 1

$DBO_{5E}$ :  $DBO_5$  soluble del efluente  
 $DBO_{5SI}$ :  $DBO_5$  soluble del influente  
 $Y_h$ : tasa de crecimiento de heterótrofos  
 $b_h$ : Constante de endogénesis para heterótrofos  
 $K_T$ : Factor de degradabilidad  
 $SRT$ : Tiempo de retención celular

De esta expresión conocemos el valor de  $SRT$  que ha sido constante durante las fases en las que comparamos tecnologías ( $SRT = 20$  d), aunque para cada instalación hay pequeñas variaciones puntuales. El resto se trata de constantes estequiométricas y cinéticas cuyos valores se han definido por diferentes investigadores a la hora de modelizar sistemas de fangos activos.

En este sentido la tasa de crecimiento de microorganismos heterótrofos ( $Y_h$ ) ha sido definida por diversos autores (Henze *et al.* 1987; Eckenfelder, 1991) oscilando sus valores entre 0,6 y 0,73, optando por un valor de 0,71 mg SSV/mg  $DBO_5$ , (Ronzano y Dapena, 1995) tratándose de una constante estequiométrica cuyo valor es invariable frente a la temperatura (Henze *et al.* 2008).

La constante de endogénesis para heterótrofos ( $b_h$ ) representa el decaimiento de la masa activa y es dependiente de la temperatura en base a la ecuación de Arrhenius, presentando a 20 °C un valor estándar para aguas residuales urbanas de 0,24 d<sup>-1</sup> (Henze *et al.*, 2008)

$$b_{hT} = b_{h20} \times 1,029^{(T-20)} \quad \text{Eq. 2}$$

El factor de degradabilidad, también definido como coeficiente de eliminación de sustrato es dependiente de la temperatura en base a la ecuación de Arrhenius, presentando un valor de  $3 \text{ d}^{-1}$  para una temperatura de  $20 \text{ }^\circ\text{C}$  (Eckenfelder, 1991; Ronzano y Dapena, 1995).

$$K_T = K_{T15} \times 1,04^{(T-15)} \quad \text{Eq. 3}$$

La fracción soluble de la materia orgánica biodegradable presente en el agua residual es variable según el tipo de agua, oscilando entre el 5 y el 26 % del total de la DQO presente en el influente (Henze *et al.* 2008). Si transformamos el valor de DQO en  $\text{DBO}_5$ , partiendo del factor 1,66 determinado en el apartado 4.2, tendremos que el influente puede contener una concentración media de  $\text{DBO}_5$  rápidamente biodegradable entre 21,5 y 112  $\text{mg O}_2/\text{L}$ .

Considerando el valor mínimo de  $\text{DBO}_5$  soluble en el influente, los valores calculados para el efluente serían muy similares para las dos instalaciones y próximos a los registrados analíticamente con una media de 2,27  $\text{mg O}_2/\text{L}$  para ultrafiltración y 2,29  $\text{mg O}_2/\text{L}$ , para microfiltración, mientras que si consideramos los valores máximos para la  $\text{DBO}_5$  soluble en el influente, los valores calculados serían de 11,8  $\text{mg O}_2/\text{L}$  para ultrafiltración y 11,9  $\text{mg O}_2/\text{L}$ , para microfiltración.

Independientemente del contenido de  $\text{DBO}_5$  soluble en el influente, los valores teóricos son mucho más próximos entre si que los valores reales, a pesar de las leves diferencias registradas entre las plantas para la temperatura y el SRT.

Con respecto a la DQO, los efluentes procedentes de ambas instalaciones presentaron concentraciones muy bajas, con valores medios de  $22,4 \pm 1,46$  y  $23,8 \pm 1,2 \text{ mg O}_2/\text{L}$  para la instalación con membranas de ultrafiltración y microfiltración respectivamente.

Todas las muestras presentaron valores de DQO, con máximos puntuales de 58 mg O<sub>2</sub>/L y mínimos de 5,3 mg O<sub>2</sub>/L (figura 4.41). Con estas concentraciones de salida se alcanzan rendimientos medios de reducción de la DQO del 96,5 % para las dos instalaciones.

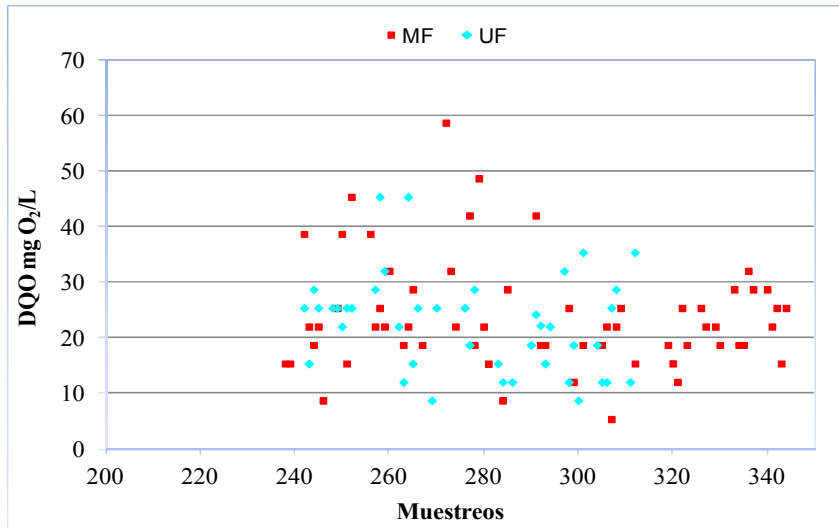


Figura 4.41. Evolución de los datos de DQO para las instalaciones de microfiltración y ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnología

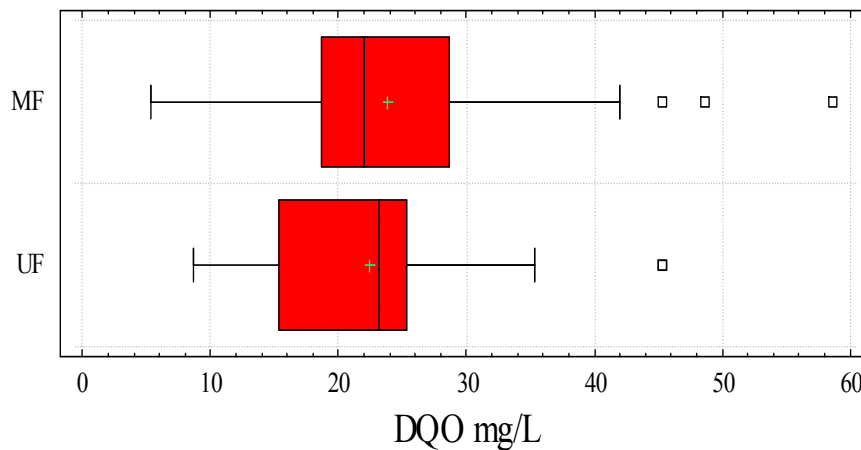


Figura 4.42. Análisis de varianza para la DQO para las instalaciones de microfiltración y ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnologías

Con respecto al análisis estadístico, no se registraron diferencias estadísticamente significativas entre las instalaciones ( $p$ -valor= 0,4630) siendo ligeramente inferiores los valores medios registrados para la instalación de ultrafiltración. El test de rangos

múltiples, a partir del cual se representa el diagrama de cajas (figura 4.42), muestra que ambos grupos de comparación presenta valores medios muy similares, siendo ambos grupos de comparación homogéneos.

El sistema de separación sólido/líquido mediante membranas no permite escapar del fango activo las fracciones particuladas y coloidales, por lo que la DQO presente en el efluente pertenece a la fracción soluble. Una de las fracciones que nos encontraremos en la salida es la fracción soluble no biodegradable, la cual ha sido calculada en la sección 4.2., representando aproximadamente un 2,7 % del total de la DQO del influente, lo que alcanza un valor en torno a 19,5 mg O<sub>2</sub>/L.

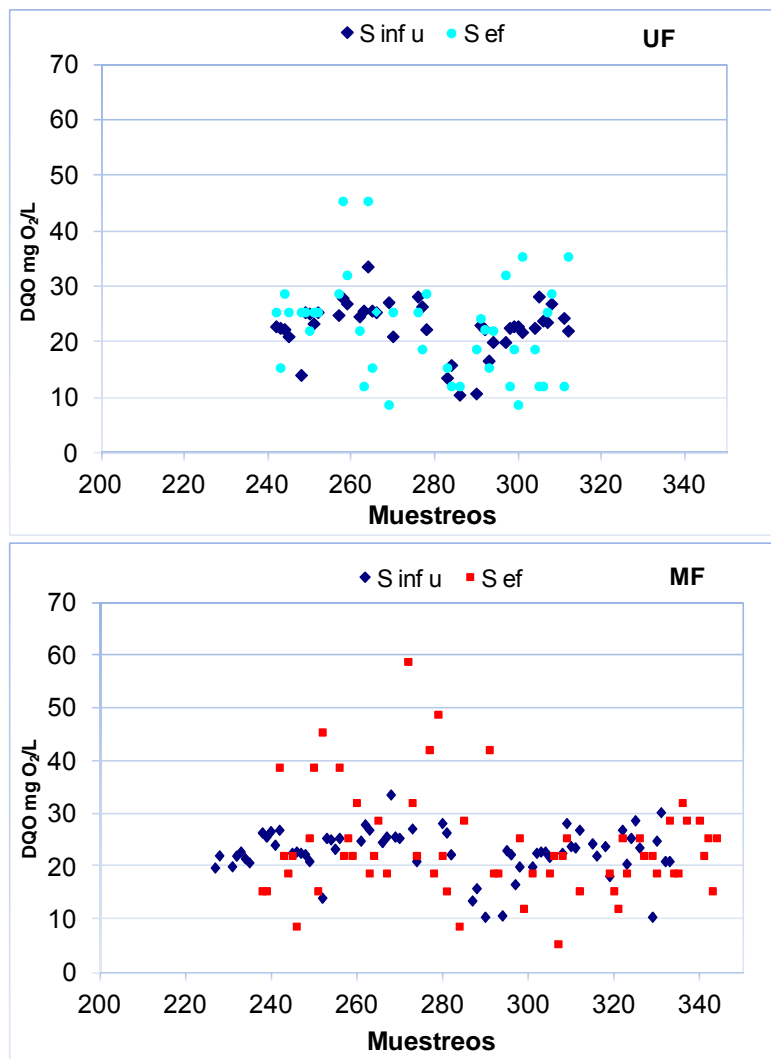


Figura 4.43. Evolución de la DQO en los efluentes ( $S_{ef}$ ) y la DQO soluble inerte del influente ( $S_{inf u}$ ) para las instalaciones de microfiltración y ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnologías.

La figura 4.43 muestra la evolución de la DQO de ambos efluentes frente a la concentración de DQO soluble no biodegradable del influente para las dos instalaciones experimentales, apreciándose una evolución muy paralela con escasas diferencias en cuanto a la concentración.

Valorando la gráfica 4.43 de forma puntual, se puede apreciar muestreos en los que el valor de DQO del efluente es inferior a la DQO soluble no biodegradable, otros casos son muy similares y en otros aparece mayor concentración de DQO para el efluente que la fracción soluble no biodegradable del influente. Sin embargo, para el periodo de comparación el valor medio de DQO en ambos efluentes osciló en torno a 23 mg O<sub>2</sub>/L, lo que supone una concentración que excede en 4 mg O<sub>2</sub>/L a la concentración de DQO soluble no biodegradable del influente, quedando representado el resto por la fracción soluble no biodegradada medible mediante DBO<sub>5</sub>.

Durante el periodo de estudio el nitrógeno aportado a las dos instalaciones presentó una concentración media de 76,6 ± 26,6 mg N/L, con una importante variabilidad, con máximas de 126 mg N/L y mínimas de 28,4 mg N/L.

El efluente obtenido para la instalación microfiltración, presentó una concentración media de 22,7 ± 7,6 mg N/L, con máximas de hasta 43, 5 mg N/L y mínimas de 6,5 mg N/L. Esto supone un rendimiento medio del 70 %, aunque las concentraciones finales son muy elevadas, estando compuestas principalmente de NO<sub>3</sub><sup>-</sup>.

Para la instalación de ultrafiltración el efluente obtenido presentó una concentración media de 45,4 ± 8,1 mg N/L, con máximas de hasta 56,3 mg N/L y mínimas de 33,5 mg N/L. Esto supone un rendimiento medio del 40 %, estando el efluente principalmente compuesto por NO<sub>3</sub><sup>-</sup>. Hay claramente diferencias estadísticamente significativas (p-valor= 0.0001) para el contenido en nitrógeno de los efluentes procedentes de cada una de las instalaciones a comparar, destacando por su menor rendimiento la instalación de ultrafiltración (figura 4.44).



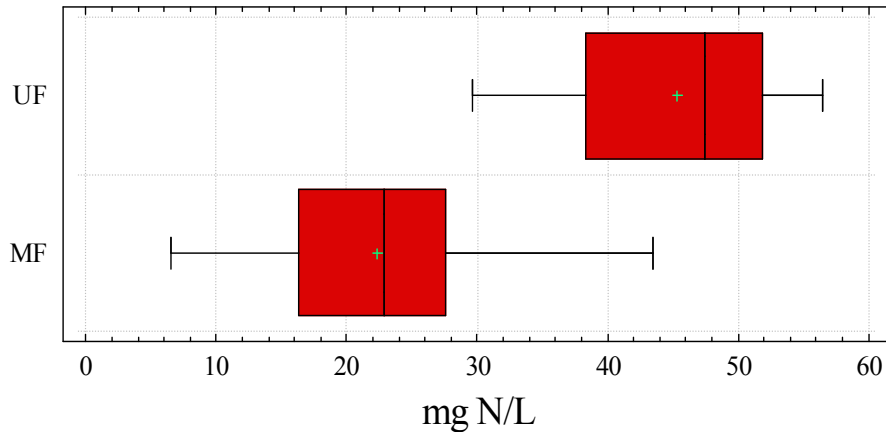


Figura 4.44. Análisis de varianza sobre el Nitrógeno total en los efluentes de las instalaciones de microfiltración y ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnologías.

Del total del nitrógeno presente en los efluentes, entre el 3 y el 2 % se corresponde con amonio, con concentraciones medias de  $0,68 \pm 0,15$  mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L para la planta de ultrafiltración con máximas de hasta 4 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L y mínimas de 0,06 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L. por otro lado la instalación microfiltración presentó valores medios de amonio en el efluente de  $0,68 \pm 0,12$  mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L con máximas de hasta 3,3 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L y mínimas de 0,03 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L (figura 4.45).

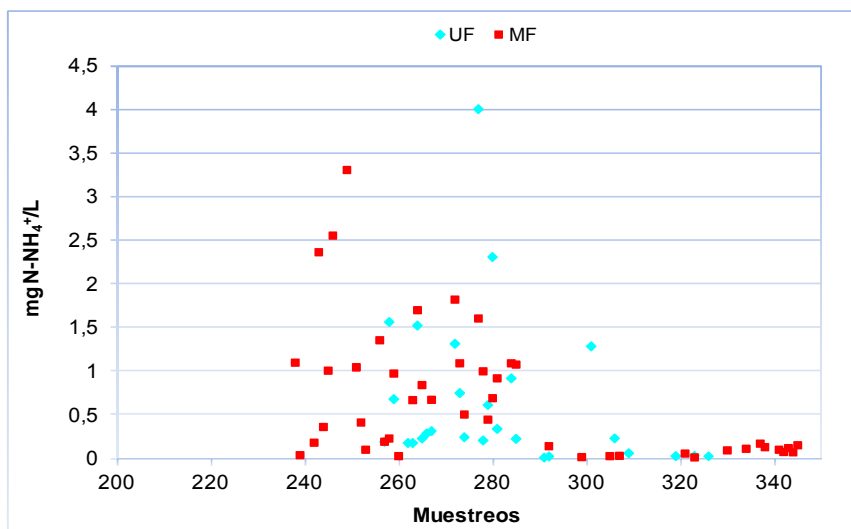


Figura 4.45. Evolución del N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> en los efluentes para las instalaciones de microfiltración y ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnologías.

Para la concentración de amonio en el efluente, no se detectaron diferencias estadísticamente negativas entre las instalaciones (p-valor= 0,9935), tal como puede apreciarse en el diagrama de cajas correspondiente (figura 4.46).

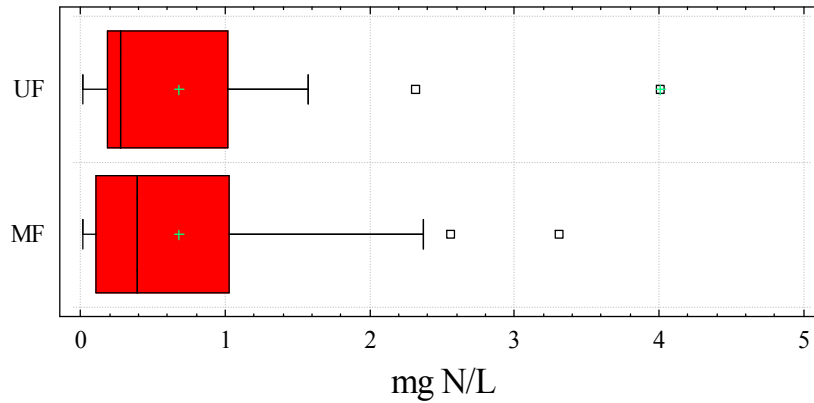


Figura 4.46. Análisis de varianza sobre el  $\text{NH}_4^+$  en el efluente de las instalaciones de microfiltración y ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnologías.

Una de las componentes del nitrógeno en los efluentes de aguas residuales es el denominado nitrógeno soluble no biodegradable, cuya concentración en el influente es considerada como el 3 % del nitrógeno total (Henze *et al.* 2008). Esta fracción que alcanzaría una concentración media en el influente de 2,2 mg N- $\text{NH}_4^+$ /L, superior a lo registrado en los efluentes.

Ekama and Wentzel (2008) propusieron una expresión simplificada a partir de un balance de nitrificación en sistemas de fangos activos para determinar el SRT mínimo bajo el cual no se produciría nitrificación.

$$SRT_m = \frac{1}{\mu_{AmT}(1 - f_{xt}) - b_{AT}} \quad \text{Eq. 6}$$

La tasa máxima de crecimiento específico ( $\mu_{Am}$ ) para bacterias autótrofas (nitrificantes) es dependiente de la temperatura, alcanzando un valor de 0,33  $\text{d}^{-1}$  para una temperatura de 20 °C (Ekama and Wentzel, 2008)

$$\mu_{AmT} = 0,33 \times 1,123^{(T-20)} \quad \text{Eq. 7}$$

La constante de endogénesis ( $b_A$ ) para bacterias autótrofas (nitrificantes) es también dependiente de la temperatura, alcanzando un valor de  $0,04 \text{ d}^{-1}$  para una temperatura de  $20^\circ\text{C}$  (Ekama and Wentzel, 2008).

$$b_{AT} = 0,04 \times 1,029^{(T-20)} \quad \text{Eq. 8}$$

Es importante considerar las zonas dedicadas a la nitrificación dentro de los reactores, ya que tan solo será posible destinar una parte de la biomasa a la nitrificación. Para ambas instalaciones el volumen anóxico considerado fue del 25 %, por lo que  $f_{xt}$  alcanza un valor de 0,25.

Para estas condiciones de trabajo y teniendo en cuenta que la temperatura máxima en los estudios comparativos fue de  $20^\circ\text{C}$  y la mínima registrada fue de  $13^\circ\text{C}$ , los SRT mínimos para nitrificación estarían entre 4,8 y 13 días, por lo que dado que los estudios comparativos entre instalaciones se realizaron para un SRT de 20 días, es esperable una nitrificación completa para ambas instalaciones.

Para valorar la desnitrificación, en la que se obtendrán diferencias entre las instalaciones, dadas las diferencias estadísticamente significativas observadas para las concentraciones finales de nitrógeno total en los efluentes, se debe valorar la asimilación de nitrógeno por la biomasa. La presencia de nitrógeno en la biomasa se considera un 10 % del total (Henze *et al*, 2008), por lo que podemos calcularlo a partir de las concentraciones de biomasa purgadas diariamente, ya que al tratarse de un sistema estable, estas se corresponden a la nueva biomasa generada.

La figura 4.47 muestra la evolución del nitrógeno asimilado por la biomasa con valores medios para la instalación de ultrafiltración de  $30,4 \pm 1,8 \text{ mg N/L}$  y de  $26,8 \pm 1,5 \text{ mg N/L}$  para la instalación de microfiltración, sin detectarse diferencias estadísticamente significativas ( $p\text{-valor} = 0,802$ ), tal como puede apreciarse en el diagrama de cajas

representado en la figura 4.48. Estas concentraciones de asimilación suponen en torno al 34-38 % del total del nitrógeno influente.

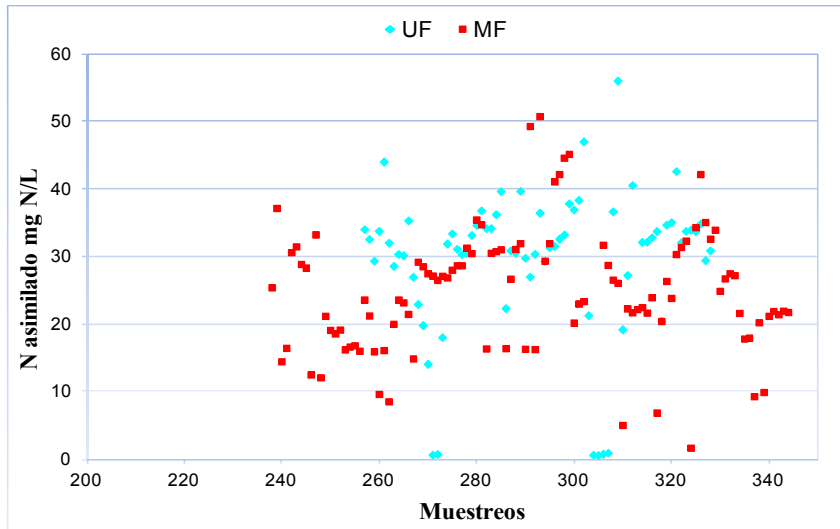


Figura 4.47. Evolución del nitrógeno asimilado en la biomasa para las instalaciones de microfiltración y ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnologías.

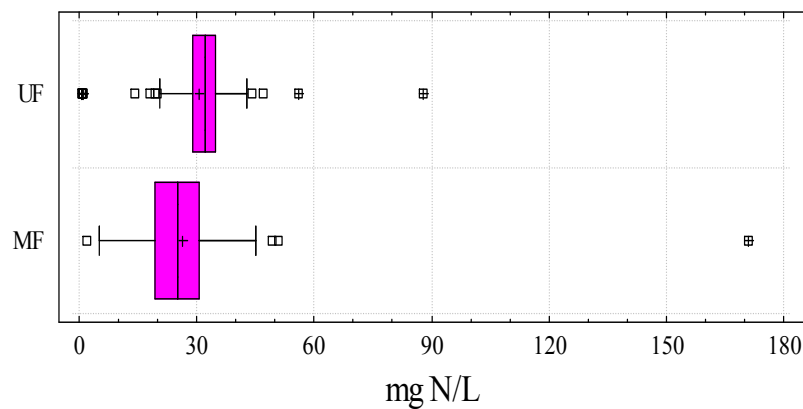


Figura 4.48. Análisis de varianza sobre el nitrógeno asociado a la biomasa en las instalaciones de microfiltración y ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnologías.

La fracción de nitrógeno desnitrificable será la resultante de restarle al nitrógeno total del influente el nitrógeno soluble inerte, el nitrógeno acumulado en la biomasa y el nitrógeno no nitrificable. Teniendo en cuenta los resultados anteriormente expuestos la concentración de nitrógeno oxidado oscilará entre 45 y 50 mg N/L para ambas instalaciones.

En cuanto a la capacidad de desnitrificación existen diferencias de partida entre las dos instalaciones, dado que no todo el nitrato producido en los tanques aireados alcanza los tanques anóxicos, sino que una parte sale por el efluente, definido por los ratios de recirculación. Es posible establecer un balance a partir del cual conocer la cantidad de nitrato presente en los efluentes de cada instalación motivado por la recirculación.

$$N_{red} = N_{ox} \times \frac{R}{1 + R} \quad \text{Eq.9}$$

$N_{red}$ : Nitrógeno que se desnitrificará  
 $N_{ox}$ : Nitrógeno oxidado  
 R: factor de recirculación en tanto por 1

La instalación con membranas de ultrafiltración, cuenta con una recirculación de 7 veces el caudal de permeado ( $R = 7$ ), por lo que el 87,5% del nitrato es susceptible de oxidarse en la instalación, por lo que el 12,5 % saldrá en forma de nitrato. Para la instalación de microfiltración, con una recirculación de 4 veces el caudal de permeado ( $R = 4$ ), el 80% del nitrato es susceptible de oxidarse en la instalación, por lo que el 20% saldrá en forma de nitrato.

Hay pues una concentración de nitrato remanente en la salida para las dos instalaciones que oscilará entre 6 y 7 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L para la planta de ultrafiltración y entre 9 y 10 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L en la instalación de microfiltración, a lo que se le sumará la concentración de NH<sub>4</sub><sup>+</sup> soluble inerte. Sin embargo las concentraciones de nitrógeno en el efluente son superiores en el caso de la planta de ultrafiltración pero para microfiltración hay periodos en los que las concentraciones son claramente superiores y en otras en las que se acerca más a los límites posibles de desnitrificación, tal como se aprecia en la figura 4.45, por lo que en general ambos sistemas no tienen capacidad de desnitrificación completa, especialmente la instalación de ultrafiltración, pero para la instalación de microfiltración hay periodos en los que se ha aproximado a este límite de desnitrificación.

Con el objeto de conocer la capacidad máxima de desnitrificación de las instalaciones experimentales, se aplica la ecuación cinética (Ekama and Wentzel, 2008) a través de la cual podemos conocer la concentración eliminable de N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>.

$$D_{p1} = S_{bi} \left[ \frac{f_{sb's} (1 - f_{cv} Y_h)}{2,86} + \frac{K_2 f_x Y_h SRT}{(1 + b_H SRT)} \right] \quad \text{Eq. 10}$$

$$K_2 = 0,101 \times 1,08^{(T-20)} \quad \text{Eq. 11}$$

$D_{p1}$ : Potencial de desnitrificación primaria

$f_x$ : Fracción de fango anóxico

$S_{bi}$ : DQO biodegradable del influente

$K_2$ : Segundo ratio específico de desnitrificación

$f_{sb's}$ : Fracción de DQO rápidamente biodegradable con respecto a la biodegradable del influente

$b_H$ : Constante de endogénesis para heterótrofos

SRT: Tiempo de Retención Celular

$f_{cv}$ : relación VSS/COD

$Y_h$ : Tasa de generación de biomasa heterótrofa

La aplicación de esta expresión nos indica que la máxima concentración de  $\text{N-NO}_3^-$  a reducir en el sistema es de 34 mg N/L en estas fases de trabajo, por lo que restaría una concentración en torno a 11-16 mg N/L sin desnitrificar para ambos sistemas, valor superior a la concentración residual que escapa mediante recirculación aunque próxima en la planta de microfiltración, en la que hay una menor diferencia, estando por lo tanto ambos sistemas limitados en la capacidad de eliminación de nitrógeno, principalmente la instalación de ultrafiltración.

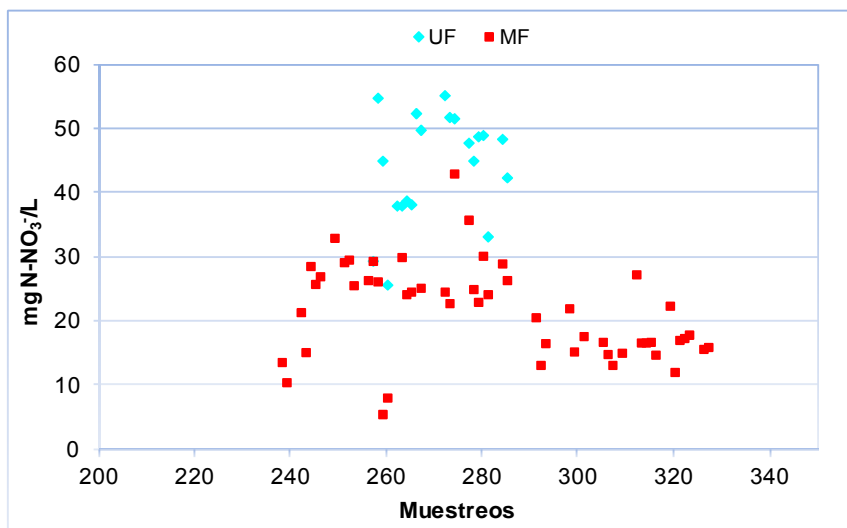


Figura 4.49. Evolución del  $\text{N-NO}_3^-$  en el efluente de las instalaciones de microfiltración y ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnologías.

Los datos obtenidos para la concentración de nitrato en el efluente de salida muestran rendimientos en desnitrificación inferiores a los teóricos, con una concentración de nitrato para el efluente procedente de la instalación de microfiltración de  $21,5 \pm 7,3$  mg N-NO<sub>3</sub>/L con máximas de 43 mg N-NO<sub>3</sub>/L y mínimas de 5,54 mg N-NO<sub>3</sub>/L, mientras que para la instalación de ultrafiltración se registra una media de  $44,2 \pm 12,3$  mg N-NO<sub>3</sub>/L con máximas de 55 mg N-NO<sub>3</sub>/L y mínimas de 25 mg N-NO<sub>3</sub>/L (figura 4.49),

La principal diferencia entre las dos instalaciones es la presencia de oxígeno residual en el tanque anóxico motivado por el arrastre de oxígeno disuelto desde el tanque de membranas a través de la recirculación. Estas concentraciones son bajas, aunque ligeramente superiores para la instalación de ultrafiltración, tal como se puede apreciar en la figura 4.50.

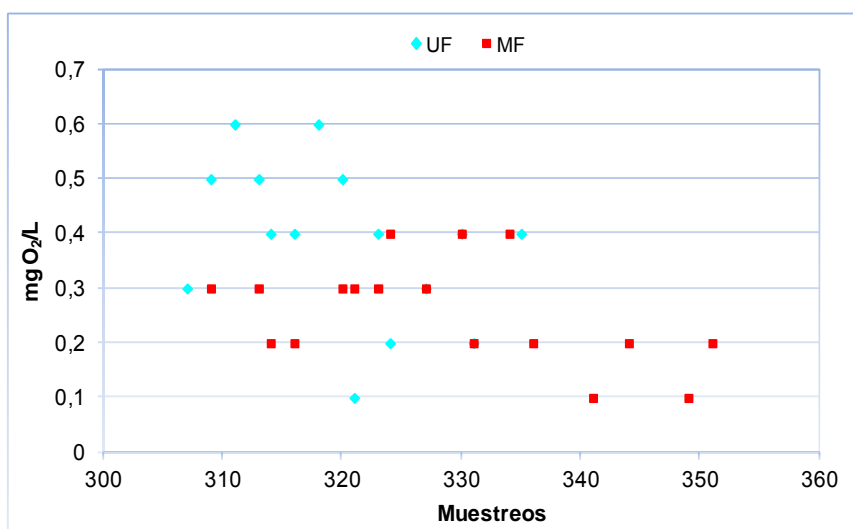


Figura 4.50. Evolución del oxígeno disuelto en el tanque anóxico de las instalaciones de microfiltración y ultrafiltración durante el periodo de comparación de tecnologías.

#### 4.4.- INFLUENCIA DE LAS VARIABLES DE PROCESO EN LA CALIDAD DEL EFLUENTE.

En este apartado se evalúan la influencia de las variables estudiadas en la calidad del efluente, en lo relativo a los valores de DQO, DBO<sub>5</sub> y nitrógeno, en las formas de N-

$\text{NH}_4^+$  y  $\text{N-NO}_3^-$ . Para ello se determinan las fases que son comparables, en las que todas las características son iguales excepto por la variable a estudiar.

Para la DQO se observa en la figura 4.51 la evolución de los resultados obtenidos a lo largo de la investigación en los valores de DQO de los efluentes de ambas instalaciones.

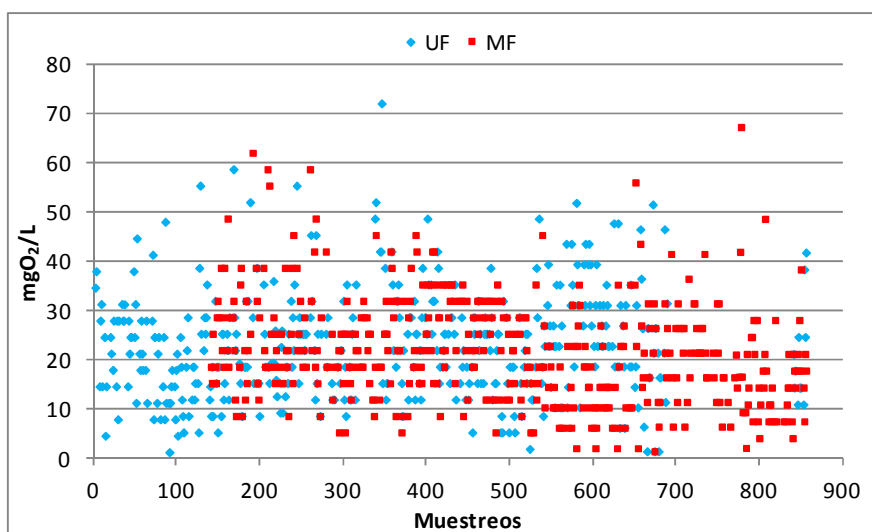


Figura 4.51. Evolución de los valores de DQO en el efluente de ambas instalaciones.

En esta figura se observa que los efluentes han presentado valores de DQO por debajo de los requeridos en el R.D. 509/96 en el que se regula la calidad de las aguas residuales urbanas tratadas, donde se fija una concentración máxima de vertido de 125 mgO<sub>2</sub>/L. Los valores medios obtenidos fueron de 22 mgO<sub>2</sub>/L, registrándose máximos puntuales de 72 mgO<sub>2</sub>/L y mínimos de 1,5 mgO<sub>2</sub>/L. Esto supone un rendimiento medio en torno al 97% o superior para la práctica totalidad de las fases analizadas.

El análisis de varianza realizado sobre los datos de DQO agrupados por fases muestra que existen diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor = 0,00001), por lo que hay cierto efecto de las variables de proceso analizadas en la mayor o menor concentración de DQO en el efluente. Aplicando el test de mínimas diferencias significativas (LSD), podemos agrupar las diferentes fases (figura 4.52), valorando de esta forma el efecto de cada variable



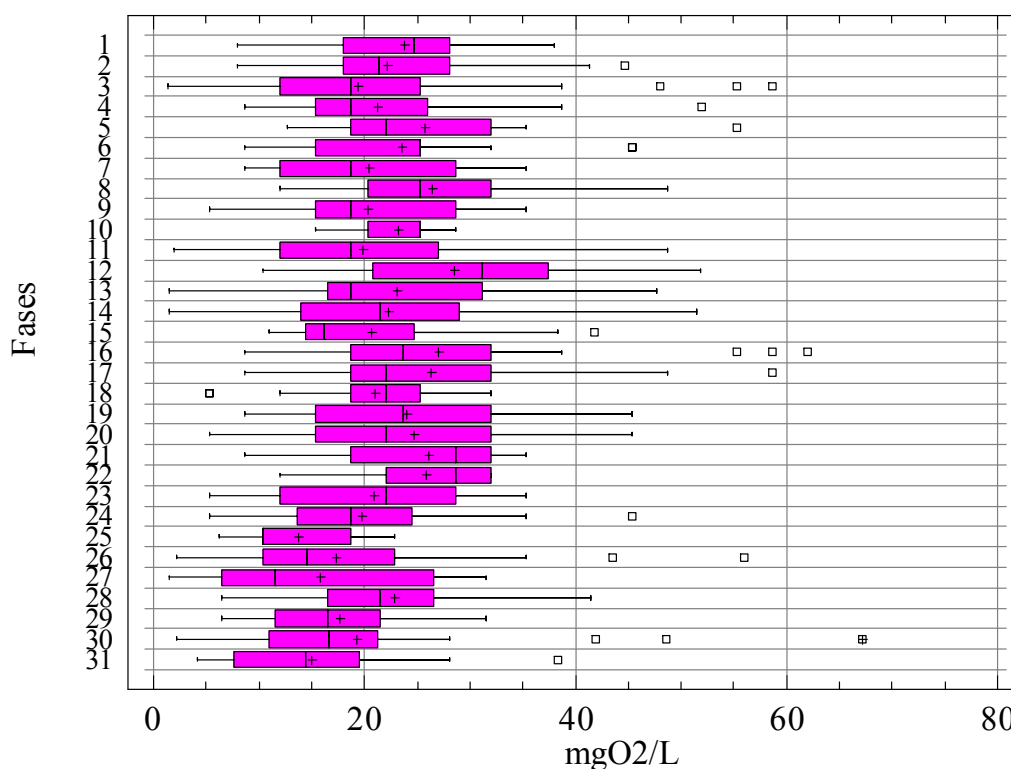


Figura 4.52. Diagrama de cajas para el test de mínimas diferencias significativas entre fases para la DQO.

De forma general se puede destacar que las fases 24 en adelante muestran concentraciones más bajas de DQO, destacando en este caso como principal variable de cambio la altura de lámina de agua, la cual se incrementó en estas fases, siendo necesario un análisis más concreto para valorar el efecto individual de cada variable.

Estos mismos análisis se realizaron sobre el parámetro DBO<sub>5</sub> cuya evolución temporal a lo largo de la investigación se refleja en la figura 4.53.

Nuevamente se aprecian concentraciones de DBO<sub>5</sub> muy bajas en los efluentes para todas las fases analizadas, muy por debajo de los requeridos en el R.D. 509/96, en el que se fija un máximo de 25 mgO<sub>2</sub>/L. Los valores medios registrados están en torno a 2,5 mgO<sub>2</sub>/L, registrándose máximos puntuales de 12 mgO<sub>2</sub>/L así como muestreos con ausencia total de DBO<sub>5</sub>. Los rendimientos medios registrados están en torno al 99,5 %.

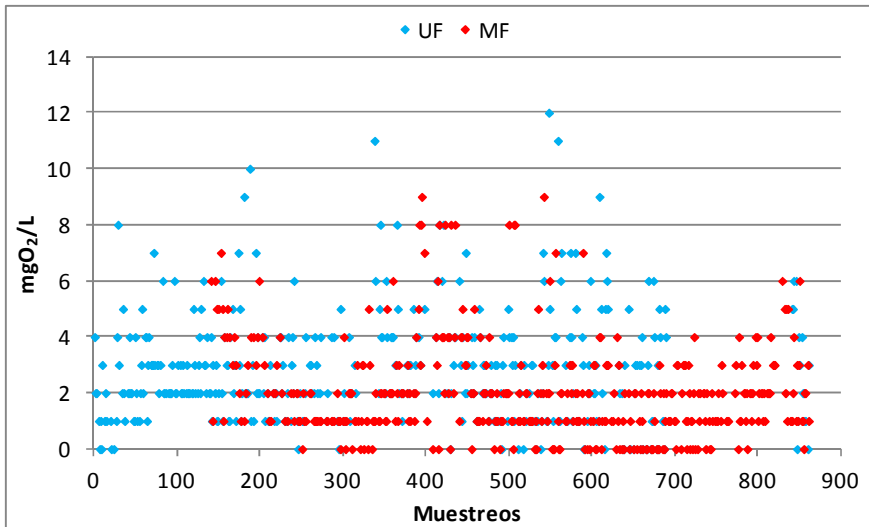


Figura 4.53. Evolución de los valores de DBO<sub>5</sub> en el efluente de ambas instalaciones.

A pesar de los elevados rendimientos, el análisis de varianza realizado sobre los datos de DBO<sub>5</sub> agrupados por fases muestra que existen diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,00001), por lo que hay cierto efecto de las variables de proceso analizadas en la mayor o menor concentración de DBO<sub>5</sub> en el efluente. Aplicando el test de mínimas diferencias significativas (LSD), podemos agrupar las diferentes fases (figura 4.54), valorando de esta forma el efecto de cada variable

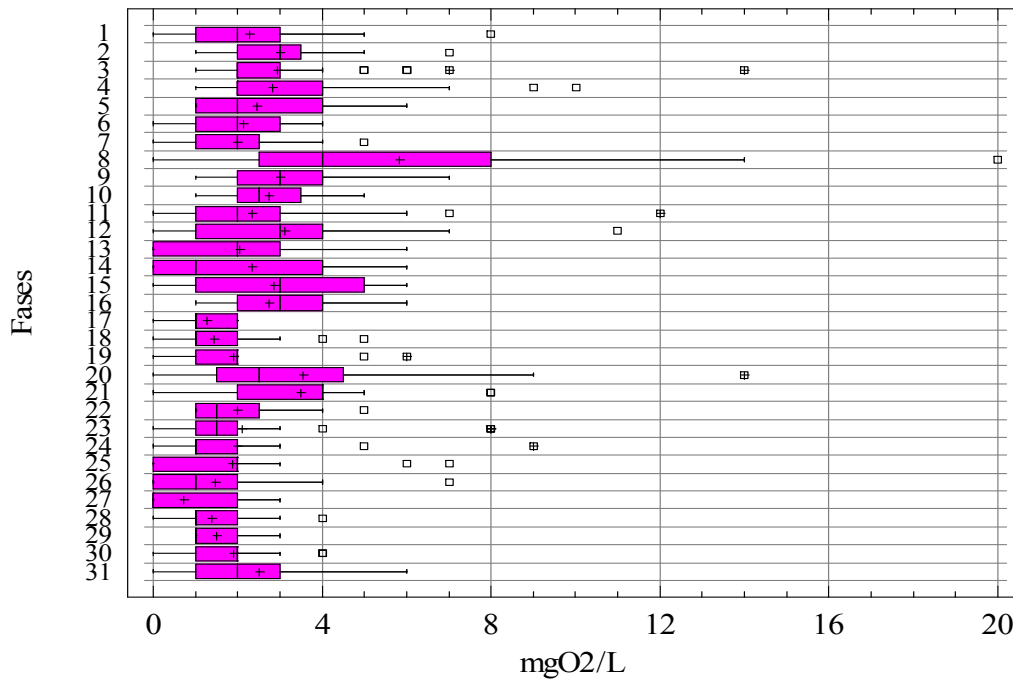


Figura 4.54. Diagrama de cajas para el test de mínimas diferencias significativas entre fases para la DBO<sub>5</sub>.

Los valores obtenidos para la  $DBO_5$  son más homogéneos que para la DQO, aunque también es visible como a partir de la fase 24 (incremento de la altura de la lámina de agua) las concentraciones son más bajas. Nuevamente es recomendable un análisis más concreto para valorar el efecto individual de cada variable.

El valor medio para la concentración de  $N-NH_4^+$  en el efluente está en torno a 1 mg N/L, aunque se registran valores máximos puntuales de hasta 36 mg N/L, (figura 4.55) concentrándose los valores elevados en las fases 8 y 20, en las que se registró un importante cambio en la carga contaminante.

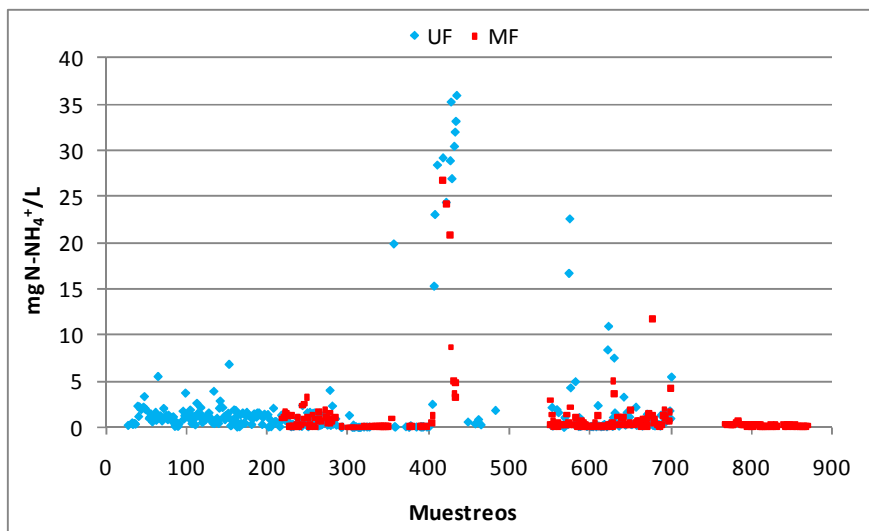


Figura 4.55. Evolución de la concentración de  $N-NH_4^+$  en el efluente de ambas instalaciones.

Los resultados de valores medios y distribución por fases obtenido mediante el test de mínimas diferencias significativas (figura 4.56) indican una gran homogeneidad de valores aún a pesar de detectarse diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,00001), debido a las dos fases se desmarcan claramente del resto.

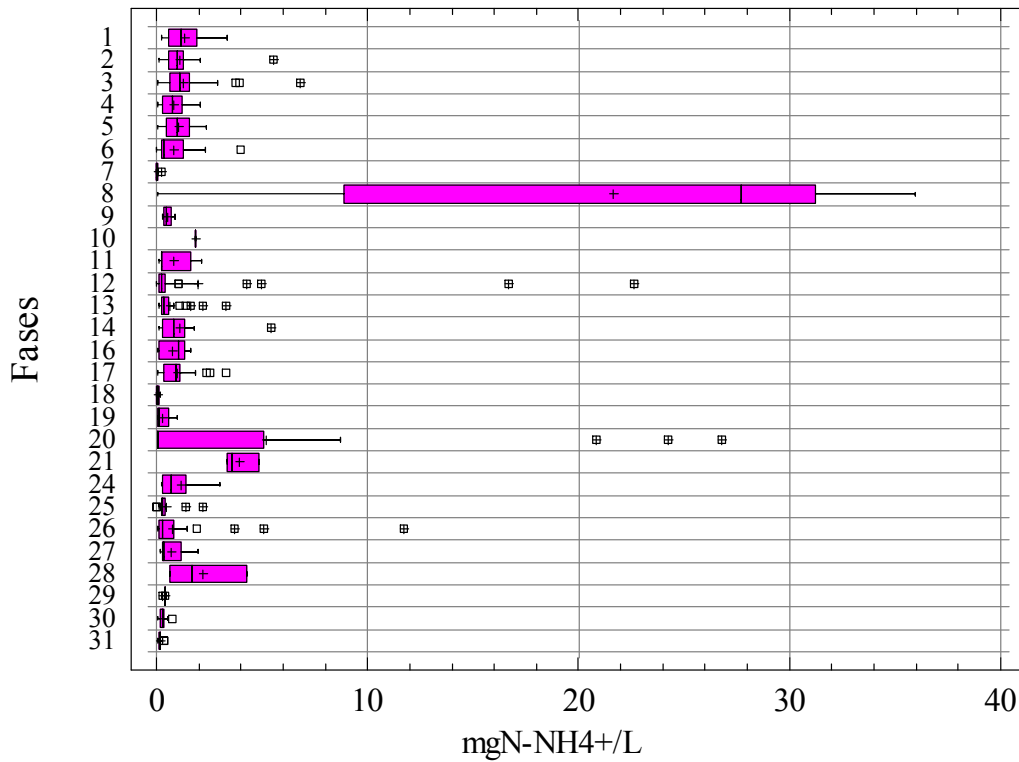


Figura 4.56. Diagrama de cajas para el test de mínimas diferencias significativas entre fases para el  $\text{N-NH}_4^+$ .

El valor medio obtenido por fases en la investigación para la concentración de  $\text{N-NO}_3^-$  presenta una alta variabilidad, motivado por la disparidad de datos registrados con máximas de hasta 65  $\text{mg N-NO}_3^-/\text{L}$  y mínimas próximas a 0  $\text{mg N-NO}_3^-/\text{L}$  (figura 4.57).

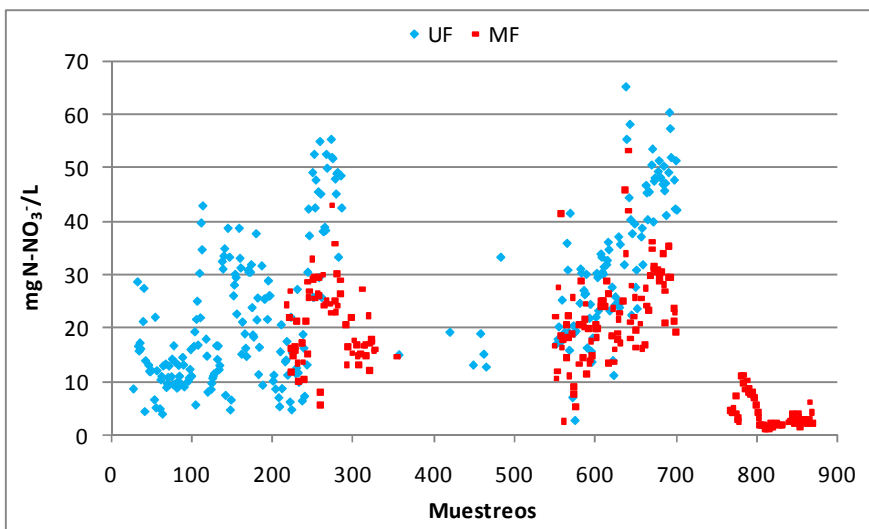


Figura 4.57. Evolución de la concentración de  $\text{N-NO}_3^-$  en el efluente de ambas instalaciones.

La concentración de  $\text{NO}_3^-$  en el efluente es el parámetro con mayor variabilidad de todos los analizados, tal como se aprecia en el análisis estadístico por fases (figura 4.58), en el que se aprecian diferencias estadísticamente significativas ( $p\text{-valor}=0,00001$ )

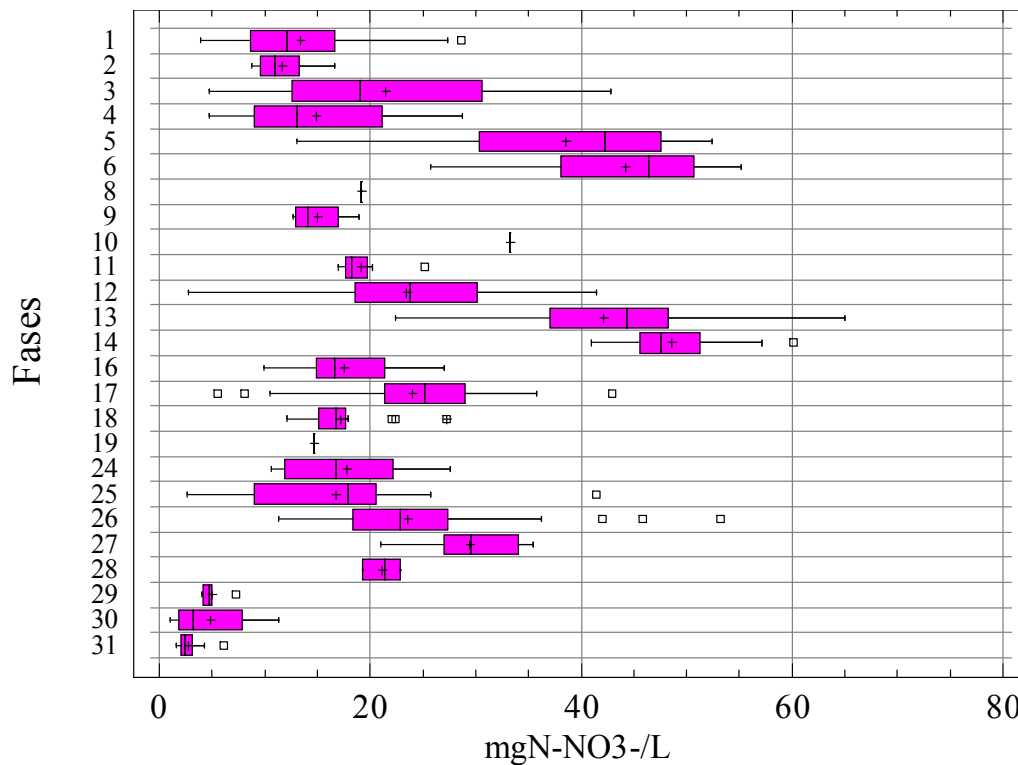


Figura 4.58. Diagrama de cajas para el test de mínimas diferencias significativas entre fases para el  $\text{NO}_3^-$ .

#### 4.4.1. Influencia De La Temperatura En La Calidad Del Efluente

En este apartado se determina la influencia de la temperatura sobre la calidad de los efluentes. Para ello se seleccionan las fases que son comparables, en las que todas las características son iguales salvo en la temperatura, que varía entre las fases a comparar, a las que se les aplica un análisis estadístico para determinar si existen diferencias estadísticamente significativas.

El análisis sobre temperaturas puede hacerse sobre los cuatro grupos considerados en el estudio para las fases 24, 25, 26 y 27, realizadas con la instalación de

microfiltración, en el periodo comprendido entre el 24 de agosto de 2010 hasta el 6 de febrero de 2011 en el que la temperatura del fango activo evolucionó de forma descendente desde valores superiores a 25 °C hasta valores inferiores a 15 °C. Durante este periodo el SRT fue de 35 días, el HRT de 35 horas y el valor medio de carga fue de 0,77 Kg DQO/d m<sup>3</sup>

Al aplicarle el estudio estadístico sobre los valores registrados en el efluente de DQO no se aprecian diferencias estadísticamente significativas entre las fases ( $p$ -valor = 0,4304), quedando todas ellas encuadradas en el mismo grupo homogéneo (tabla 4.11) según el test de mínimas diferencias significativas.

Tabla 4.11. Características de las fases 24 a 27 y distribución por grupos homogéneos para la DQO del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DQO (mg/L)	Grupos homogéneos
24	5	35	35	>25	0,77	19,71 ± 10,4	a
25	5	35	35	20-25	0,77	13,74 ± 6,1	a
26	5	35	35	15-20	0,77	17,36 ± 10,8	a
27	5	35	35	<15	0,77	18,16 ± 10,9	a

Los valores de DQO alcanzados para cada una de las fases son inferiores a los esperados en base a la concentración de DQO soluble no biodegradable del influente (figura 4.59), fracción de la que existe cierta retención en el sistema. Para las fases 24 y 27 no se apreciaron diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor = 0,673 y 0,301 respectivamente) entre la DQO del efluente y esta fracción soluble no biodegradable del influente, pudiendo asumir que prácticamente la totalidad de la DQO del efluente se corresponde con esta fracción. Para las fases 25 y 26 si hay diferencias estadísticas ( $p$ -valor= 0,0001), siendo la DQO del efluente menor que la DQO no biodegradable del influente.

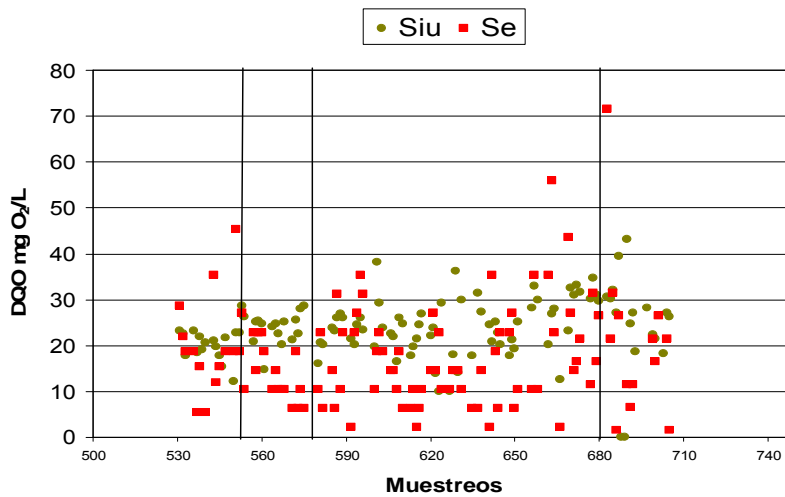


Figura 4.59. Evolución de la DQO del efluente para las fases a comparar y su comparación con la DQO soluble no biodegradable del influente.

Si se realiza el mismo estudio para los valores de  $DBO_5$  en el efluente, se observa que no hay diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,1809) en el estudio global, mientras que el test de mínimas diferencias significativas agrupa las fases a comparar en diferentes niveles de homogeneidad, de modo que conforme descende la temperatura de la biomasa la concentración de  $DBO_5$  en el efluente es menor (tabla 4.12).

Tabla 4.12. Características de las fases 24 a 27 y distribución por grupos homogéneos para la  $DBO_5$  del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	$T^a$	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	$DBO_5$ (mg/L)	Grupos homogéneos
24	5	35	35	>25	0,77	$2,0 \pm 2,1$	b
25	5	35	35	20-25	0,77	$1,87 \pm 2,1$	ab
26	5	35	35	15-20	0,77	$1,48 \pm 1,3$	ab
27	5	35	35	<15	0,77	$0,73 \pm 1,1$	a

Si se tiene en cuenta la ecuación de Eckenfelder (Eq N° 1) y los valores teóricos de materia orgánica soluble biodegradable (Henze *et al.* 2008), se estima la

concentración teórica de  $\text{DBO}_5$  de salida, la cual presenta valores muy superiores a los determinados analíticamente, tal como sucedía en el análisis comparativo entre instalaciones (tabla 4.13).

Tabla 4.13. Características de las fases 24 a 27 y distribución por grupos homogéneos para la  $\text{DBO}_5$  teórica del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	$\text{DBO}_5$ min (mg/L)	$\text{DBO}_5$ max (mg/L)	Grupos homogéneos
24	5	35	35	>25	0,77	2,63 ± 0,21	13,6 ± 1,1	a
25	5	35	35	20-25	0,77	3,87 ± 0,27	20,16 ± 1,4	b
26	5	35	35	15-20	0,77	3,50 ± 0,11	18,22 ± 0,58	b
27	5	35	35	<15	0,77	3,56 ± 0,28	18,53 ± 1,5	b

Al analizar la tendencia de los valores teóricos, hay diferencias estadísticamente significativas entre temperaturas ( $p$ -valor= 0,0001), sin embargo las fases se agrupan de forma diferente, de forma que a mayor temperatura menor concentración, aunque para temperaturas inferiores a 25°C no se aprecia diferencias estadísticas, agrupándose las fases en el mismo grupo de homogeneidad.

El análisis de varianza para la concentración de amonio en los efluentes muestra que no existen diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor=0,7743) entre las fases analizadas.

Tabla 4.14. Características de las fases 24 a 27 y distribución por grupos homogéneos para la concentración de  $\text{N-NH}_4^+$  del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	$\text{N-NH}_4^+$ (mg/L)	Grupos homogéneos
24	5	35	35	>25	0,77	1,13 ± 1,14	a



25	5	35	35	20-25	0,77	0,44 ± 0,54	a
26	5	35	35	15-20	0,77	0,74 ± 1,61	a
27	5	35	35	<15	0,77	0,68 ± 0,6	a

El test de mínimas diferencias significativas agrupa todas las fases dentro del mismo grupo de homogeneidad, a pesar de las diferencias observadas para los valores medios (tabla 4.14).

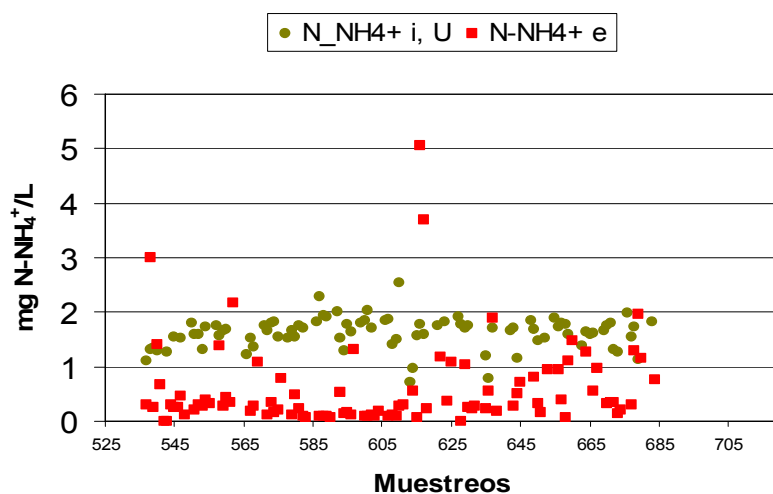


Figura 4.60. Evolución del  $\text{N-NH}_4^+$  del efluente para las fases a comparar y nitrógeno soluble no biodegradable del influente.

El nitrógeno soluble no biodegradable del influente presentó un valor medio para esta fase del estudio de  $1,61 \pm 0,28$  mg  $\text{N-NH}_4^+$  (figura 4.60), valor superior a los determinados en los diferentes efluentes, por lo que la presencia de amonio en el efluente se debe principalmente a esta componente del agua de entrada.

El SRT mínimo para nitrificación según la expresión simplificada de Ekama and Wentzel (2008) (Eq N° 6) muestra valores que oscilan entre 2,2 d para las temperaturas máximas y 13,7 d para las temperaturas mínimas, razón por la que la nitrificación fue completa para todas las temperaturas al trabajar a SRT de 35 d. Esto confirma que el  $\text{NH}_4^+$  del efluente procede del soluble no biodegradable del influente.

Para los valores de nitrato en el efluente si se apreciaron diferencias estadísticamente significativas mediante el análisis de varianza ( $p$ -valor= 0,0006), agrupándose cada una de las fases en un grupo homogéneo diferente según el test de mínimas diferencias significativas (tabla 4.15).

Tabla 4.15. Características de las fases 24 a 27 y distribución por grupos homogéneos para la concentración de  $\text{N-NO}_3^-$  del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
24	5	35	35	>25	0,77	17,8 ± 7,13	a
25	5	35	35	20-25	0,77	16,69 ± 9,49	ab
26	5	35	35	15-20	0,77	23,6 ± 7,81	b
27	5	35	35	<15	0,77	29,4 ± 4,75	c

Entre estos resultados se observa como en las dos fases con mayor temperatura se obtienen menores concentraciones de nitrógeno en forma de nitrato, encuadrándose en el mismo grupo, mientras que al disminuir la temperatura va incrementándose las concentraciones en el efluente, obteniéndose el peor resultado para la fase 27 con temperaturas en la biomasa inferiores a 15 °C.

El sistema de microfiltración en el que se analizan las fases a comparar presenta menor recirculación, lo que facilita la salida de nitrato en el efluente. Sin embargo, durante este periodo de la investigación el potencial de desnitrificación, en base a la ecuación cinética propuesta por Ekama and Wentzel (2008) (Eq. N° 11) fue muy elevado, debido a la mayor concentración de materia orgánica disponible, ya que el sistema trabajó con valores de carga de 0,77 Kg DQO/d m<sup>3</sup>.

Otro conjunto de fases en las que es posible analizar el efecto de la temperatura en el proceso MBR son las fases 1, 2 y 3 con variaciones de temperatura desde 15 °C hasta valores superiores a 25 °C. Para este conjunto de fases el valor de HRT fue superior con un valor de 40 horas, el SRT fue de 20 días, la carga contaminante presentaba

valores de 0,44 Kg DQO/d m<sup>3</sup> y la altura de la lámina de agua en el reactor aerobio era de 3,75 m. Se trata pues de unas condiciones totalmente diferentes a las de las fases anteriormente analizadas.

Para estas tres nuevas fases, no se registraron en cuanto al parámetro DQO diferencias estadísticamente significativas, con un p-valor de 0,1408. Todas las fases se agrupan en un mismo grupo homogéneo (tabla 4.16).

Tabla 4.16. Características de las fases 1 a 3 y distribución por grupos homogéneos para la DQO del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DQO (mg/L)	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	24,51 ± 7,5	a
2	3,75	20	40	20-25	0,4	21,74 ± 10,24	a
3	3,75	20	40	> 25	0,4	19,51 ± 11,29	a

Nuevamente se aprecia que no hay incidencia significativa de la temperatura en la DQO, aunque se aprecia una mejora de la calidad del efluente conforme asciende la temperatura, el cual está marcado por la calidad del influente ya que la concentración de DQO soluble no biodegradable sigue una tendencia similar.

Los valores de DQO alcanzados para cada una de las fases son en este caso similares a los esperados en base a la concentración de DQO soluble no biodegradable del influente, no apreciándose diferencias estadísticamente significativas entre la DQO del efluente y la DQO soluble no biodegradable del influente (p-valor = 0,1501; 0,9284 y 0,3937 respectivamente). Esto indica que la  $S_e$  se corresponde con la  $S_{inf,u}$ .

Hay que destacar que para este grupo de fases,  $S_e$  fue superior a las obtenidas para las fases 24 a 27 en la que se apreciaba diferencias estadísticas entre  $S_e$  y  $S_{inf,u}$ , registrándose valores más bajos para  $S_e$ .

En cuanto al parámetro  $DBO_5$ , en el estudio estadístico entre fases tampoco se detectaron diferencias estadísticamente significativas en el global, con un p-valor de 0,0829, si bien entre las fases 1 y 3 sí que se apreciaron diferencias, quedando encuadrados en grupos homogéneos diferentes, como se muestra en la tabla 4.17.

Tabla 4.17. Características de las fases 1 a 3 y distribución por grupos homogéneos para la  $DBO_5$  del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	$DBO_5$ (mg/L)	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	$2,0 \pm 1,87$	a
2	3,75	20	40	20-25	0,4	$2,79 \pm 1,41$	ab
3	3,75	20	40	> 25	0,4	$2,69 \pm 1,4$	b

Para la  $DBO_5$  se observa como a una temperatura menor se obtienen mejores resultados medios, generando diferencias entre la fase 1 con temperatura de 15-20 y la fase 3, con >25 °C.

Si se tiene en cuenta nuevamente para estas fases la ecuación de Eckenfelder (Eq N° 1) y los valores teóricos de materia orgánica soluble biodegradable (Henze *et al.* 2008), se estima la concentración teórica de  $DBO_5$  de salida (tabla 4.18).

Tabla 4.18. Características de las fases 1 a 3 y distribución por grupos homogéneos para la  $DBO_5$  teórica del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	$DBO_5$ min (mg/L)	$DBO_5$ max (mg/L)	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	$2,11 \pm 0,1$	$11,01 \pm 0,5$	b
2	3,75	20	40	20-25	0,4	$2,4 \pm 0,12$	$12,5 \pm 0,6$	a
3	3,75	20	40	>25	0,4	$1,73 \pm 0,06$	$9,01 \pm 0,3$	a

Los valores teóricos presentan diferencias estadísticamente significativas entre temperaturas ( $p$ -valor = 0,0001), agrupándose al igual que para las fases 24 a 27 de forma descendente conforme sube la temperatura. Es destacable que las concentraciones teóricas calculadas son inferiores a las de las fases 24 a 27, motivado principalmente por la concentración inferior en la carga contaminante.

En cuanto a la concentración de  $\text{N-NH}_4^+$  en el efluente el estudio estadístico entre fases no detecta diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,8197), quedando encuadrados en el mismo grupo homogéneo las tres fases, como se muestra en la tabla 4.19.

Tabla 4.19. Características de las fases 1 a 3 y distribución por grupos homogéneos para la concentración de  $\text{N-NH}_4^+$  del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	1,3 ± 0,81	a
2	3,75	20	40	20-25	0,4	1,12 ± 1,17	a
3	3,75	20	40	> 25	0,4	1,28 ± 1,04	a

El nitrógeno soluble no biodegradable del influente presentó un valor medio para esta fase del estudio de  $1,2 \pm 0,3$  mg  $\text{N-NH}_4^+$ , concentración similar a la determinada en los efluentes. Los valores alcanzados para cada una de las fases son en este caso similares a los esperados en base a la concentración de nitrógeno soluble inerte del influente, no apreciándose diferencias estadísticamente significativas entre la concentración del efluente y el nitrógeno soluble inerte del influente ( $p$ -valor= 0,8726; 0,5732 y 0,2160 respectivamente).

El SRT mínimo para nitrificación según la expresión simplificada de Ekama and Wentzel (2008) (Eq N° 6) muestra para las fases 1 a 3 que los valores oscilan entre 1,69 d para las temperaturas máximas y 7,75 d para las temperaturas mínimas, razón por la que la nitrificación fue completa para todas las temperaturas al trabajar a SRT

de 20 d. Nuevamente el  $\text{NH}_4^+$  del efluente procede de la fracción soluble no biodegradable del influente.

En lo referente a la presencia de nitrato, las fases 1, 2 y 3 se realizaron con la instalación con membranas de ultrafiltración, cuya eficacia puede ser mayor que microfiltración al tener mayor grado de recirculación, pero presentaba mayores problemas por oxígeno residual. La tabla 4.20 muestra que se aprecian diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor=0,0001), por temperaturas diferenciándose la fase nº 3 con respecto a las otras dos, con mayores concentraciones a pesar de tener una temperatura mayor.

Tabla 4.20. Características de las fases 1 a 3 y distribución por grupos homogéneos para  $\text{N-NO}_3^-$  en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	13,38 ± 6,91	a
2	3,75	20	40	20-25	0,4	11,7 ± 2,28	a
3	3,75	20	40	> 25	0,4	21,46 ± 10,03	b

Si valoramos las capacidades de desnitrificación en base a la ecuación cinética propuesta por Ekama and Wentzel (2008) (Eq. Nº 11), esta es inferior que para las fases 24 a 27, dado que el sistema trabaja con menor carga orgánica, especialmente para la fase 3 en la que a pesar de tener mayor temperatura la disponibilidad de materia orgánica rápidamente biodegradable fue inferior. La tendencia mostrada por la capacidad de desnitrificación es similar al comportamiento de las fases descritas anteriormente.

Otro conjunto de fases en las que es posible analizar el efecto de la temperatura en el proceso MBR son las fases 16, 17 y 18 con variaciones de temperatura desde 25 °C hasta valores inferiores a 15 °C. Para este conjunto de fases el valor de HRT fue de 35 horas, el SRT se mantuvo en 20 días, la carga contaminante presentaba valores de

0,5 Kg DQO/d m<sup>3</sup> y la altura de la lámina de agua en el reactor aerobio fue de 3,75 m. Se trata pues de unas condiciones similares al anterior conjunto de fases con un descenso en el HRT y un leve incremento en la carga contaminante.

En cuanto al estudio sobre la calidad referida a la DQO, se determinó que no se apreciaron diferencias estadísticamente significativas, con un p-valor= 0,0673. Se observa en la tabla 4.21 que las fases 16 y 18 generan grupos diferentes, mientras que la fase 17 se encuadra en los dos grupos.

Tabla 4.21. Características de las fases 16 a 18, y distribución por grupos homogéneos para DQO del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DQO (mg/L)	Grupos homogéneos
16	3,75	20	35	20-25	0,5	27 ± 13,41	b
17	3,75	20	35	15-20	0,5	26,34 ± 11,89	ab
18	3,75	20	35	< 15	0,5	21,06 ± 6,63	a

Para estos grupos de fases se ve que al disminuir la temperatura se obtenían valores medios de DQO inferiores, y que para la fase de < 15 °C se obtuvo un valor muy bueno de calidad, que marcaba diferencias con los anteriores. Esto contradice a lo reflejado en las fases 1, 2 y 3, en las que al aumentar la temperatura disminuían los valores de DQO.

Al comparar los valores de S<sub>e</sub> con los calculados para el S<sub>inf u</sub>, con 28,34 mg/L, vemos que no se generan diferencias significativas en ninguna de las fases (p-valores= 0,2659; 0,2345 y 0,7110 respectivamente) que indica que la DQO detectada en el efluente se corresponde con la fracción soluble no biodegradable que entra en el influente.

Si observamos los resultados para la DBO<sub>5</sub> vemos que se aprecian diferencias estadísticamente significativas, con un p-valor= 0,00001. En este caso se observa que es la fase 16 la que constituye un grupo homogéneo con respecto a las otras dos.

Los valores medios obtenidos para cada grupo de fases, junto con los grupos homogéneos en los que quedan encuadrados se aprecian en la tabla 4.22.

Tabla 4.22. Características de las fases 16 a 18 y distribución por grupos homogéneos para DBO<sub>5</sub> del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	Grupos homogéneos
16	3,75	20	35	20-25	0,5	2,59 ± 1,37	b
17	3,75	20	35	15-20	0,5	1,66 ± 0,53	a
18	3,75	20	35	< 15	0,5	1,63 ± 1,22	a

Para la DBO<sub>5</sub> vuelve a suceder algo similar a lo ocurrido en las fases a estudio anteriores, de forma que se mejora la calidad al disminuir la temperatura, obteniendo en el primer grupo un valor medio superior a los otros dos, con temperaturas inferiores, que tienen calidades excelentes para este parámetro.

Si obtenemos la concentración de DBO<sub>5</sub> teórica para las condiciones de estas tres fases vemos en la tabla 4.23 que los valores de la teóricos son mucho más aproximados a los valores reales detectados que los registrados en fases anteriores, presentando diferencias significativas entre ellos (p-valor= 0,00001) y se ajusta al patrón de grupos homogéneos obtenidos en los valores medidos en el efluente, en el que la concentración de DBO<sub>5</sub> disminuía al disminuir la temperatura, al contrario de lo sucedido en los grupos de fases anteriores.

Tabla 4.23. Características de las fases 16 a 18 y distribución por grupos homogéneos para DBO<sub>5</sub> teórica del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	DBO <sub>5</sub> teórica (mg/L)	Grupos homogéneos
16	3,75	20	35	20-25	0,5	2,59 ± 1,37	3,78 ± 2,3	b
17	3,75	20	35	15-20	0,5	1,66 ± 0,53	2,21 ± 0,58	a



18	3,75	20	35	< 15	0,5	1,63 ± 1,22	2,21± 0,69	a
----	------	----	----	------	-----	-------------	------------	---

Para el parámetro de la nitrificación se estudiaron las concentraciones de  $\text{N-NH}_4^+$  en efluentes, en las que se detectaron diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor=0,00001), que se agrupan en las fases que se muestran a continuación (tabla 4.24).

Tabla 4.24. Características de las fases 16 a 18 y distribución por grupos homogéneos para  $\text{N-NH}_4^+$  en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
16	3,75	20	35	20-25	0,5	0,77 ± 0,64	b
17	3,75	20	35	15-20	0,5	0,96 ± 0,78	b
18	3,75	20	35	< 15	0,5	0,06 ± 0,06	a

En este caso las fases se agrupan de forma que la fase 18 constituye un grupo homogéneo independiente con unos resultados mejores que en las fases anteriores.

Si realizamos para estas fases el cálculo del nitrógeno soluble no biodegradable obtenemos un valor medio de 2,37 mg/L, valor por encima de las concentraciones de  $\text{N-NH}_4^+$  registradas para las tres fases, por lo que las concentraciones residuales de N en efluente vienen de esta componente, presentando la planta incluso capacidad de retirada del agua de este compuesto no biodegradable.

El SRT mínimo para producirse la nitrificación de los compuestos de N para las condiciones detectadas en estas fases osciló entre los 2,49 días para las temperaturas más cálidas de las fases y mínimos de 12,76 en los días más fríos, en torno a 13°C 10 °C. El SRT medio que se obtuvo en esta fase se sitúa en 20 d por lo que la nitrificación no se ve limitada por la T<sup>a</sup> y el SRT.

Para el proceso de la desnitrificación el estudio estadístico arroja que existen diferencias significativas entre ellas ( $p$ -valor=0,0003), quedando agrupadas por fases según se muestra en la tabla 4.25.

Tabla 4.25. Características de las fases 16 a 18 y distribución por grupos homogéneos para  $\text{N-NO}_3^-$  en efluente.

Fase	H	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
16	3,75	20	35	20-25	0,5	17,57 ± 4,91	a
17	3,75	20	35	15-20	0,5	24,05 ± 7,86	b
18	3,75	20	35	< 15	0,5	17,15 ± 3,48	a

Se observa que las fases 16 y 18 presentaron concentraciones de nitrato más bajas que la 17, que presentó una T<sup>a</sup> intermedia a estas dos.

Estas fases se llevaron a cabo en la planta de microfiltración, que presenta una capacidad de retirada de nitrato menor, debido a las recirculaciones a la que es sometida.

La capacidad máxima de desnitrificación de las instalaciones se vio influenciada por la carga contaminante y las variaciones de temperatura, obteniéndose un valor medio de 43,98 mg N/L para la fase 16, 34,91 mg N/L para la 17 y 31,93 mg N/L para la 18, con valores similares a las fases estudiadas anteriormente ya que las cargas contaminantes fueron similares.

Entre las fases 13 y 14 se dio de nuevo igualdad en todos los parámetros salvo en la temperatura, que pasó de 15-20 °C en la fase 13 y <15 °C para la fase 14. En el resto hubo una total coincidencia, con 3,75 m de altura, 35 días de SRT, 32 horas en el HRT y una carga contaminante de 0,92 Kg DQO/d m<sup>3</sup>.

Si entramos a valorar el resultado de las concentraciones de DQO determinadas analíticamente en los efluentes y les realizamos el estudio estadístico sobre su varianza detectamos que no se aprecian diferencias estadísticamente significativas entre las dos fases (p-valor= 0,9795), como se observa en la tabla 4.26.

Tabla 4.26. Características de las fases 13 y 14, y su distribución por grupos homogéneos para DQO en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DQO (mg/L)	Grupos homogéneos
13	3,75	35	32	15-20	0,92	23,83 ± 12,09	a
14	3,75	30	32	<15	0,92	23,72 ± 15,34	a

Vemos como para las dos situaciones se obtienen medias de DQO muy similares, con grupos muy homogéneos como nos indica el p-valor registrado, de forma que en este caso la variación de temperatura no ha supuesto ningún cambio en la calidad de DQO de los efluentes.

Los valores de DQO alcanzados para cada una de las fases son en este caso similares a los esperados en base a la concentración de DQO soluble no biodegradable del influente, no apreciándose diferencias estadísticamente significativas entre la DQO del efluente y la DQO soluble no biodegradable del influente. Para la fase 13 se obtuvo un valor medio de  $S_{inf,u}$  de  $26,16 \pm 5,67$  mgO<sub>2</sub>/L (p-valor= 0,2161) y para la fase 14 una media de  $31,025 \pm 6,22$  mgO<sub>2</sub>/L (p-valor = 0,0492). Esto indica que la  $S_e$  se corresponde con la  $S_{inf,u}$  del influente, aunque los valores de estos son inferiores, lo que sugiere una cierta capacidad de retención de estos compuestos por la instalación. Al disminuir la temperatura aumenta la cantidad de  $S_{inf,u}$  que entra en el influente, sin embargo esto no afecta al rendimiento de la instalación, obteniendo efluentes de calidades muy similares a la fase anterior, con menos compuestos solubles no biodegradables.

Entre los valores de DBO<sub>5</sub> de estas mismas fases observamos que tampoco se aprecian diferencias estadísticamente significativas (p-valor= 0,6674), como vemos en el valor medio y grupos homogéneos en la tabla 4.27.

Tabla 4.27. Características de las fases 13 y 14, y distribución por grupos homogéneos para DBO<sub>5</sub> del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	Grupos homogéneos
13	3,75	35	32	15-20	0,92	2,04 ± 1,92	a
14	3,75	30	32	<15	0,92	2,33 ± 2,16	a

Se observa que los grupos obtienen medias muy similares también, con resultados ligeramente mejores para la fase menos fría. Si obtenemos mediante la ecuación nº 1 el valor de DBO<sub>5</sub> teórica del efluente observamos que los efluentes obtenidos presentan una menor concentración de DBO<sub>5</sub> que los teóricos. Estos valores a su vez, a pesar de ser más altos que los detectados analíticamente siguen el mismo patrón, sin diferencias estadísticamente significativas (p-valor=0,7253) y con unos valores medios muy similares, ligeramente más altos para la fase con temperatura más baja.

Tabla 4.28. Características de las fases 13 y 14, y distribución por grupos homogéneos para DBO<sub>5</sub> teórico en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	DBO <sub>5</sub> max(mg/L)	Grupos homogéneos
13	3,75	35	32	15-20	0,92	2,04 ± 1,92	3,76 ± 1,05	a
14	3,75	30	32	<15	0,92	2,33 ± 2,16	3,87 ± 0,69	a

Comparando los resultados de nitrificación obtenidos entre estas dos fases, en base a la concentración de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> se muestra que entre estos periodos de trabajo no se aprecian diferencias estadísticamente significativas (p-valor=0,1414).

Tabla 4.29. Características de las fases 13 y 14, y distribución por grupos homogéneos para N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
13	3,75	35	32	15-20	0,92	0,62 ± 0,71	a
14	3,75	35	32	<15	0,92	1,12 ± 1,4	a

Se aprecian en los valores medios recogidos de las fases que en la fase 14 en la que la temperatura es inferior se detectan concentraciones superiores de amonio, aunque siguen siendo concentraciones muy bajas de esta forma de nitrógeno en los efluentes.

En el cálculo del nitrógeno no nitrificable se obtienen medias de  $1,44 \pm 0,62$  mgN-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L y  $2,85 \pm 0,62$  mgN-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L para las fases 13 y 14 respectivamente, con diferencias estadísticamente significativas entre fases (p-valor=0,00001) y en cada fase entre el valor de amonio medido y la concentración de nitrógeno soluble no nitrificable en influente (p-valor= 0,0174 y 0,0003).

En todo caso el NH<sub>4</sub><sup>+</sup> medido en efluentes fue inferior al nitrógeno soluble no nitrificable, por lo que esta concentración de N en salida debe venir de esta componente, sobre la que las instalaciones presentaron capacidad de retención.

Este grado de nitrificación es debido a que al calcular el SRT necesario para oxidar los compuestos de N se obtiene que en estas condiciones, se necesitan entre 4,94 y 10,82 días de SRT según las temperaturas en las fases, valores inferiores al SRT con el que se ha trabajado, de 35 días, por tanto no presenta limitaciones en la nitrificación por este concepto.

Sobre la concentración de N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> en los efluentes, en el proceso de desnitrificación, se detectaron diferencias entre fases (p-valor=0,0441).

Tabla 4.30. Características de las fases 13 y 14, y distribución por grupos homogéneos para  $\text{N-NO}_3^-$  en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
13	3,75	35	32	15-20	0,92	42,1069	a
14	3,75	30	32	<15	0,92	48,6	a

En estas dos fases se obtuvieron resultados de concentraciones de  $\text{N-NO}_3^-$  altas, con alguno de los valores de nitrato más elevados de los registrados en el periodo de trabajo. Entre estos resultados, en la fase 13 con una temperatura superior se obtuvieron mejores resultados que en la siguiente fase.

Las fases se dieron en la instalación de ultrafiltración, con una mayor capacidad de eliminación de  $\text{N-NO}_3^-$  debido a la mayor tasa de recirculación entre tanques. Si vemos la capacidad de desnitrificación que se dieron en las plantas para estas condiciones obtenemos muy altas, de más de 60 mg N/L en ambas instalaciones, dado que la carga de DQO en entrada fue muy alta.

Entre las fases 30 y 31 se volvió a dar otro grupo comparativo, en las que también se obtuvieron características iguales entre ellas, oscilando la temperatura desde 20-25 en la fase 30 a más de 25 °C para la fase 31. El resto de las características fueron de una altura de 5m, 40 días de SRT, 35 h de HRT y 0,4 Kg DQO/d m<sup>3</sup>.

Si analizamos los resultados obtenidos para la DQO en ambas fases obtenemos que no se aprecian diferencias estadísticamente significativas entre ellas ( $p\text{-valor}=0,1054$ ), quedando encuadradas en el mismo grupo homogéneo (tabla 4.31).

Tabla 4.31. Características de las fases 30 y 31, y distribución por grupos homogéneos para DQO del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DQO (mg/L)	Grupos homogéneos
30	5	40	35	20-25	0,4	19,93 ± 13,77	a
31	5	40	35	>25	0,4	15,03 ± 7,9	a

Vemos como entre estas fases no se aprecian diferencias entre los resultados de DQO, pero aunque no determinen diferencias se observa que la fase 30 con temperatura inferior obtiene peores resultados que para la fase 31 que tiene una temperatura más alta.

Se obtuvieron valores medios de DQO soluble no biodegradable en el influente a las instalaciones en estas fases de  $19,92 \pm 7,53$  mgO<sub>2</sub>/L y  $17,68 \pm 6,15$  mgO<sub>2</sub>/L para las fases 30 y 31 respectivamente, valores muy similares a la DQO del efluente medidos analíticamente. Si comparamos las concentraciones de S<sub>inf u</sub> con los valores obtenidos de S<sub>e</sub> no se aprecian diferencias estadísticamente significativas (p-valores de 0,8292 y 0,1549), de forma que podemos asumir que la DQO que se registra en salida de planta es debida a la fracción soluble no biodegradable presente en el influente.

En estas mismas fases para la DBO<sub>5</sub> se observa que tampoco se generan diferencias estadísticamente significativas p-valor= 0,0668.

Tabla 4.32. Características de las fases 30 y 31, y distribución por grupos homogéneos para DBO<sub>5</sub> en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	Grupos homogéneos
30	5	40	35	20-25	0,4	1,9 ± 1,08	a
31	5	40	35	>25	0,4	2,57 ± 1,61	a

A pesar de no generarse diferencias significativas en el estudio estadístico vemos que los valores medios, dentro de que son valores muy bajos como a lo largo de toda la investigación, si que tienen diferencias entre ellas, con un mejor resultado para la fase con temperaturas más baja, la fase 30, que da unos valores excelentes de  $DBO_5$ .

Si obtenemos mediante la ecuación nº1 la  $DBO_5$  teórica esperada en el efluente según los trabajos de Eckenfelder (1991), en la tabla 4.33 se muestran los valores obtenidos, en los que se observan diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,0097) y se encuadran en grupos homogéneos diferentes.

Tabla 4.33. Características de las fases 30 y 31, y distribución por grupos homogéneos para  $DBO_5$  teórica del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	Tª	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	$DBO_5$ (mg/L)	$DBO_5$ máx (mg/L)	Grupos homogéneos
30	5	40	35	20-25	0,4	$1,9 \pm 1,08$	$2,03 \pm 0,67$	b
31	5	40	35	>25	0,4	$2,57 \pm 1,61$	$1,59 \pm 0,55$	a

Los valores de  $DBO_5$  teórica máximos son muy similares a los analíticos, incluso en la fase 31 fueron inferiores, lo que sugiere que para esa fase ha habido algún problema que ha limitado la capacidad depurativa de la planta.

En el caso de la nitrificación del proceso sí que se aprecian diferencias significativas entre ellas, con un  $p$ -valor de 0,0023. En estas fases se dan resultados muy homogéneos entre ellos y las concentraciones medias son bajas para ambas fases (tabla 4.34).

En este caso, a pesar de las muy bajas concentraciones de efluente generan diferencias significativas, con mejores resultados para la fase 31 con una temperatura más elevada.



Tabla 4.34. Características de las fases 30 y 31, y distribución por grupos homogéneos para N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
30	5	40	35	20-25	0,4	0,27 ± 0,14	b
31	5	40	35	>25	0,4	0,17 ± 0,07	a

Al calcular la fracción de nitrógeno soluble no nitrificable presente en el influente de estas fases se obtienen valores medios por fases de  $1,8 \pm 1,14$  mg N/L para la fase 30 y  $3,41 \pm 1,03$  mg N/L para la 31, con diferencias estadísticamente significativas entre ellas ( $p$ -valor= 0,00001). Si los comparamos con los valores obtenidos de amonio en efluentes observamos que para estas fases son muy superiores, por lo que podemos asumir que todo el N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> registrado en efluente proviene de esta fracción, para la cual las plantas mostraron capacidad de retirada del agua en estas condiciones, al igual que en las fases 13 y 14.

El SRT mínimo para nitrificación en estas plantas fue calculado en 6,17 días, en el momento de menor temperatura de la planta, y con 1,37 días para las mejores condiciones, siendo el SRT real con el que hemos trabajado muy superior a estos valores, de 40 días de media, no existiendo ninguna limitación a la nitrificación.

No se puede analizar el proceso de desnitrificación en estas fases dado que no hay datos suficientes para el estudio.

#### **4.4.2.- Influencia Del Tiempo De Retención Celular (SRT) En La Calidad Del Efluente.**

En este apartado se determina la influencia del SRT sobre la calidad de los efluentes. Para ello se seleccionan las fases que son comparables, en las que todas las características son iguales salvo en el SRT.

Las primeras fases comparables son la 17 con la 19, que mantuvieron todas las características iguales, con 3,75m de altura, 35 horas de HRT, 15-20°C y 0,5 Kg DQO/d m<sup>3</sup>, con un SRT que varió de 20 a 25 días.

En lo relativo a la comparación de la calidad de la DQO entre fases se obtiene que el cambio de SRT no produjo diferencias estadísticamente significativas entre fases (p-valor=0,4974). En la tabla 4.35 se aprecia los valores medios y su distribución por grupos homogéneos.

Tabla 4.35. Características de las fases 17 y 19, y su distribución por grupos homogéneos para DQO del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DQO (mg/L)	Grupos homogéneos
17	3,75	20	35	15-20	0,5	26,34 ± 11,88	a
19	3,75	25	35	15-20	0,5	24,04 ± 10,8	a

Los resultados obtenidos entre estas dos fases fueron muy similares para la DQO, lo que dio lugar a medias muy parecidas. No se determinó en este caso influencia del SRT en la calidad, si bien la fase con un SRT mayor dio un resultado ligeramente superior.

Si se observa las concentraciones de  $S_{inf u}$  del influente, se obtienen valores medios de  $24,2 \pm 3,46$  mgO<sub>2</sub>/L y  $25,07 \pm 4,52$  mgO<sub>2</sub>/L, para las fases 17 y 19 respectivamente, sin diferencias estadísticamente significativas entre ellas (p-valor= 0,4502). Si vemos estos datos en comparación con los valores de  $S_e$  medidos, en ninguna de las dos fases de estudio se obtienen diferencias significativas (p-valores= 0,3131 y 0,9161) por lo que todo el  $S_e$  detectado en los efluentes proviene del  $S_{inf u}$  del influente.

Para el parámetro DBO<sub>5</sub> si se aprecian diferencias estadísticamente significativas entre fases (p-valor=0,0440), mostrándose en la tabla 4.36 los resultados.

Tabla 4.36. Características de las fases 17 y 19, y su distribución por grupos homogéneos para DBO<sub>5</sub> en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	Grupos homogéneos
17	3,75	20	35	15-20	0,5	1,27 ± 0,53	a
19	3,75	25	35	15-20	0,5	1,89 ± 1,41	b

Vemos que para la DBO<sub>5</sub> se ve afectada por el cambio de SRT, aunque con resultados muy similares, y al contrario que en la DQO con medias ligeramente inferiores para un SRT de 20 días.

En base a los trabajos de Eckenfelder (1991) podemos calcular la DBO<sub>5</sub> teórica esperable en el efluente, que se muestra en la tabla XX. Para esta variable se vuelven a apreciar diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,00001), quedando encuadradas las fases en grupos homogéneos distintos. Esta diferencia en los valores teóricos de DBO<sub>5</sub> se debe a que para la fase 19, con mayor SRT se produjeron días de picos puntuales de DBO<sub>5</sub> en influente muy altos, que no supusieron un cambio en la carga orgánica pero que aumentaron la media de DBO<sub>5</sub> teórica causando diferencias significativas

Tabla 4.37. Características de las fases 17 y 19, y su distribución por grupos homogéneos para DBO<sub>5</sub> teórico del efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	DBO <sub>5</sub> max (mg/L)	Grupos homogéneos
17	3,75	20	35	15-20	0,5	1,27± 0,53	2,24± 0,56	a
19	3,75	25	35	15-20	0,5	1,89± 1,41	3,31± 0,88	b

Para estas fases vemos como los valores de DBO<sub>5</sub> registrados son menores a los esperados según el cálculo teórico, por lo que la planta tuvo mejores rendimientos de los esperados.

Para la comparación de los resultados de nitrificación para estas fases realizamos el mismo análisis estadístico que en los parámetros anteriores, resultando que no existen diferencias significativas entre ellas, con un p-valor de 0,1187. En la tabla 4.38 se observan las características que se han obtenido en estas fases.

Tabla 4.38. Características de las fases 17 y 19, y su distribución por grupos homogéneos para  $\text{N-NH}_4^+$  en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
17	3,75	20	35	15-20	0,5	0,96 ± 0,78	a
19	3,75	25	35	15-20	0,5	0,32 ± 0,43	a

En estas dos fases obtenemos unos muy buenos resultados de nitrificación, sin que se aprecien diferencias significativas entre fases causados por el cambio en el SRT. Sin embargo los resultados de concentración más bajos se dan en la fase 19, con SRT más altos, aunque sin generar diferencias significativas.

La concentración de nitrógeno soluble no biodegradable para estas fases se determinó en valores medios de  $2,61 \pm 0,78$  mg N/L y  $1,81 \pm 0,25$  mg N/L para las fases 17 y 19 respectivamente. En este caso se sigue el mismo patrón, con valores más elevados en la fase 17, sin embargo, los valores de amonio detectados en efluentes son inferiores al nitrógeno no biodegradable, por lo que se puede asumir que todo este amonio proviene de esta fracción del N quedando incluso una parte de esta retenida en las instalaciones.

En el potencial nitrificador de la instalación vemos que los días de retención celular necesarios para nitrificar los aportes recibidos en el influente fueron de mínimos de 14,66 días en situaciones más desfavorables y de 2,78 en las más favorables. Dado que el SRT fue de 20 días de media para una de las fases y de 25, este factor no ha supuesto ninguna limitación en el proceso nitrificador.

Para la desnitrificación entre fases se observa en la tabla 4.39 que la fase con un SRT más alto obtiene mejores resultados de desnitrificación, con diferencias estadísticamente significativas entre ellas (0,00001).

Tabla 4.39. Características de las fases 17 y 19, y su distribución por grupos homogéneos para  $\text{N-NO}_3^-$  en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
17	3,75	20	35	15-20	0,5	24,05 ± 7,86	b
19	3,75	25	35	15-20	0,5	11,29 ± 5,38	a

Se observa que la fase 19 tuvo mejor rendimiento de desnitrificación. Estas fases tuvieron lugar en la instalación de microfiltración, que tiene un potencial eliminador menor debido al grado de recirculación más bajo. Si observamos el potencial para este proceso en cada una de las fases vemos que en la segunda de ellas es mucho mayor, pasando de 34,69 mg/L a 52,12 mg/L debido al aumento del SRT para la segunda fase.

Las fases 25 y 29 presentaron coincidencia de variables, con un cambio en el SRT entre ellas, pasando de los 35 días de la 25 a los 40 días de la 29. El resto de las características fueron iguales, con 5 m de altura en la lámina de agua, 35 h de HRT, 20-25 °C y 0,77 Kg DQO/d m<sup>3</sup>.

Si analizamos los resultados obtenidos en cuanto a la DQO de los efluentes vemos que no se aprecian diferencias significativas entre ellas (p-valor=0,2195), cuyas características se muestran en la tabla 4.40.

En estas dos fases se obtuvieron resultados excelentes de calidad en cuanto a la DQO en ambas, siendo interesante resaltar que en la fase 25 se obtuvieron los mejores resultados en este parámetro de toda la investigación. En los dos periodos la calidad fue excelente, siendo ligeramente mejor para la fase 25, con SRT de 35 días.

Tabla 4.40. Características de las fases 25 y 29, y distribución por grupos homogéneos para DQO en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DQO (mg/L)	Grupos homogéneos
25	5	35	35	20-25	0,77	13,74 ± 6,1	a
29	5	40	35	20-25	0,77	17,61 ± 8,94	a

El  $S_{inf u}$  obtenido en las fases a estudio alcanza valores medios de  $23,55 \pm 3,39$  mgO<sub>2</sub>/L y  $28,05 \pm 5,43$  mgO<sub>2</sub>/L, en los que esta componente de la DQO del influente es mayor para la fase 29 con mayor SRT, con diferencias estadísticamente significativas entre ellos (p-valor= 0,0200). Los valores de  $S_{inf u}$  en ambas fases son mayores que los valores de  $S_e$  medidos, generando diferencias significativas para las dos fases (p-valor de 0,00001) de forma que se asume que todo el  $S_e$  medido proviene de la fracción de  $S_{inf u}$ , que incluso muestra un cierto grado de eliminación por la planta, que ya ha sido observado en fases anteriores.

En lo relativo a los resultados para DBO<sub>5</sub>, tampoco se obtuvieron diferencias estadísticamente significativas entre fases, con un p-valor= 0,6458 (tabla 4.41).

Tabla 4.41. Características de las fases 25 y 29, y distribución por grupos homogéneos para DBO<sub>5</sub> en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	Grupos homogéneos
25	5	35	35	20-25	0,77	1,87 ± 2,13	a
29	5	40	35	20-25	0,77	1,5 ± 0,75	a

En los resultados de este análisis podemos volver a ver que en estas dos fases se obtienen algunas de los mejores resultados de DBO<sub>5</sub> de todo el periodo investigador, con medias para este parámetro muy bajas. Sin embargo se ha obtenido una media ligeramente superior para la fase 29 con un SRT mayor, de 40 días.

En la tabla 4.42 se muestran los valores de  $\text{DBO}_5$  máxima teórica obtenida mediante las ecuaciones de Eckenfelder (1991), vemos que entre las dos fases se generan diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,0011), con un valor más bajo para la fase con un SRT mayor. En este caso, a diferencia de lo ocurrido en las fases 17 y 19, el influente fue más homogéneo por lo que los valores de  $\text{DBO}_5$  teóricos fueron los esperables con respecto a los cambios de SRT.

Tabla 4.42. Características de las fases 25 y 29, y distribución por grupos homogéneos para  $\text{DBO}_5$  teórica en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	$\text{DBO}_5$ (mg/L)	$\text{DBO}_5$ max (mg/L)	Grupos homogéneos
25	5	35	35	20-25	0,77	1,87± 2,13	4,46± 1,31	b
29	5	40	35	20-25	0,77	1,5 ± 0,75	2,76± 0,38	a

Se observa que los valores teóricos vuelven a ser superiores a los detectados analíticamente para las dos fases, aunque siguen un patrón similar y se generan concentraciones mayores de  $\text{DBO}_5$  en las fases con SRT más bajo.

Con respecto a las concentraciones detectadas de  $\text{N-NH}_4^+$  en los efluentes se observa que no se aprecian diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,7750) en la comparación de nitrificación. En la tabla 4.43 se muestran los resultados obtenidos.

Tabla 4.43. Características de las fases 25 y 29, y distribución por grupos homogéneos para  $\text{N-NH}_4^+$  en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	$\text{N-NH}_4^+$ (mg/L)	Grupos homogéneos
25	5	35	35	20-25	0,77	0,44 ± 0,54	a
29	5	40	35	20-25	0,77	0,38 ± 0,04	a

En ambas fases se observan medias de concentración de N en forma de  $\text{N-NH}_4^+$  muy bajas, sin que se puedan apreciar diferencias significativas, dándose una media ligeramente inferior para la fase con un SRT más alto y con una menor desviación de sus valores.

Al calcular la concentración de nitrógeno soluble no biodegradable presente en el influente de las dos fases se obtienen valores medios de  $1,58 \pm 0,16$  mg N/L y  $0,91 \pm 0,2$  mg N/L para las fases 25 y 29 respectivamente, generando diferencias estadísticamente significativas entre fases ( $p$ -valor= 0,00001) y entre valores de nitrógeno soluble no biodegradable y  $\text{N-NH}_4^+$  en el efluente, ( $p$ -valor= 0,00001 en ambos casos), con valores más bajos de amonio en efluente que las concentraciones en influente de nitrógeno soluble no biodegradable, por lo que se asume que tona el amonio del efluente proviene de esta fracción, que a su vez presenta cierta retención en el sistema.

El proceso de nitrificación no se ve limitado por el valor de trabajo de SRT, ya que en las condiciones de trabajo que se han presentado en estas fases se necesitan para nitrificación 6,46 días de SRT en las condiciones más desfavorables y 2,98 en las más favorables. Teniendo en cuenta que estas fases de trabajo presentaban SRT de entre 35 y 40 días se asegura que esto no ha supuesto un factor limitante en la oxidación de compuestos nitrogenados.

En el caso del proceso de desnitrificación se aprecian diferencias significativas en la comparación de la concentración de  $\text{N-NO}_3^-$  entre fases, con un  $p$ -valor obtenido de 0,0079. En la siguiente tabla (4.44) se muestran los valores medios obtenidos para las fases y su encuadre en grupos homogéneos tras el análisis estadístico de las varianzas.

Para este caso se aprecia una gran mejoría entre fases en cuanto al valor de  $\text{N-NO}_3^-$  en los efluentes, siendo la fase 29 una de las que obtuvieron mejores resultados de desnitrificación en todo el proceso. En la comparación entre ellas se observa como mejora sustancialmente en la fase 29, con mayor SRT, con respecto a la fase 25. El porcentaje de desnitrificación para la fase 29 fue del 80,42%, que se aproxima mucho



al máximo que se puede tener teniendo en cuenta las recirculaciones entre tanques para esta planta, que se situaría en un 80%, al darse en la planta de microfiltración.

Tabla 4.44. Características de las fases 25 y 29, y distribución por grupos homogéneos para  $\text{N-NO}_3^-$  en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
25	5	35	35	20-25	0,77	16,7 ± 9,49	b
29	5	40	35	20-25	0,77	4,99 ± 1,19	a

El potencial desnitrificador de los sistemas para estas fases fue alto, dado que se trabajó con una carga de influente alta, lo que permitió obtener valores medios de 87,48 mg/L en la fase 25 y 57,83 mg/L en la fase 29.

#### **4.4.3. Influencia Del Tiempo De Retención Hidráulico (HRT) En La Calidad Del Efluente.**

En este apartado se determina la influencia del HRT sobre la calidad de los efluentes. Para ello se seleccionan las fases que son comparables, en las que todas las características son iguales salvo en el HRT, que varía entre las fases a comparar, a las que se les aplica un análisis estadístico para determinar si existen diferencias estadísticamente significativas debidas al cambio de esta variable de proceso.

Entre la fase 4 y la 5 se dio una igualdad de variables excepto para la relativa al HRT, que varió desde las 40 horas de la fase 4 a las 35 de la fase 5. Para el resto de las variables se dio una coincidencia total, con 3,75m de lámina de agua, 20 días de SRT, 20-25 °C de temperatura y 0,5 Kg DQO/d m<sup>3</sup> de carga, teniendo lugar entre el 14/9/2009 y el 22/11/2009.

En referencia a la calidad del efluente con respecto al parámetro DQO vemos que de los datos obtenidos no se aprecian diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor=0,2175), mostrando las características y resultados en la tabla 4.45.

Tabla 4.45. Características de las fases 4 y 5, y distribución por grupos homogéneos para DQO en efluentes.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DQO (mg/L)	Grupos homogéneos
4	3,75	20	40	20-25	0,5	21,22 ± 9,65	a
5	3,75	20	35	20-25	0,5	25,7 ± 12,07	a

Para el parámetro de la DQO y en estas fases la variación del HRT no ha tenido influencia significativa para la calidad del efluente en este análisis, si bien en las medias sí que se genera una diferencia entre ellas, con un mejor resultado la fase 4 con un HRT mayor.

Si se calcula el  $S_{inf\ u}$  para estas dos fases comparativas obtenemos valores medios de  $23,6 \pm 8$  mgO<sub>2</sub>/L y  $23,51 \pm 2,49$  mgO<sub>2</sub>/L para las fases 4 y 5 respectivamente, sin que se generen diferencias estadísticamente significativas entre ellas ( $p$ -valor= 0,9728). Al comparar estos valores de  $S_{inf\ u}$  con los datos de  $S_e$  obtenidos analíticamente se demuestra que en la fase 4 con un HRT más alto el valor de DQO era inferior al  $S_{inf\ u}$  del influente, aunque sin diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,2744), mientras que para la fase 5 el valor calculado de  $S_{inf\ u}$  es inferior a los obtenidos de DQO en efluente, aunque de nuevo sin generar diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,6985).

Si analizamos los datos de DBO<sub>5</sub> para estas fases obtenemos que tampoco se observan diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,5971). En la tabla 4.46 se muestran sus características y análisis estadístico.

Tabla 4.46. Características de las fases 4 y 5, y distribución por grupos homogéneos para DBO<sub>5</sub> en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	Grupos homogéneos
4	3,75	20	40	20-25	0,5	2,83 ± 2,13	a
5	3,75	20	35	20-25	0,5	2,45 ± 1,63	a

En los resultados de DBO<sub>5</sub> se observa una gran homogeneidad entre estas dos fases, con resultados similares como se aprecia en los valores medios obtenidos, siendo ligeramente más alto para la fase 4 con HRT mayor.

En el cálculo de la DBO<sub>5</sub> teórica propuesto por Eckenfelder (1991) para estas fases obtenemos unos valores que se muestran en la tabla 4.47, que siguen un patrón similar a los valores reales medidos, no generan diferencias estadísticamente significativas entre ellos (p-valor= 0,4213) y encuadrándose en el mismo grupo homogéneo.

Tabla 4.47. Características de las fases 4 y 5, y distribución por grupos homogéneos para DBO<sub>5</sub> teóricos en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	DBO <sub>5</sub> max (mg/L)	Grupos homogéneos
4	3,75	20	40	20-25	0,5	2,83± 2,13	2,4 ± 0,94	a
5	3,75	20	35	20-25	0,5	2,45± 1,63	2,16 ± 0,25	a

Los valores de DBO<sub>5</sub> calculados son muy similares a los registrados analíticamente, sin que se produzcan diferencias estadísticamente significativas (p-valores de 0,2973 y 0,5657).

Para los resultados de nitrificación, al realizar el estudio estadístico entre los valores de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> obtenidos entre fases vemos que no se generan diferencias

estadísticamente significativas entre ellas, con un p-valor de 0,3065. Estos resultados se muestran en la tabla 4.48.

Tabla 4.48. Características de las fases 4 y 5, y distribución por grupos homogéneos para  $\text{N-NH}_4^+$  en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
4	3,75	20	40	20-25	0,5	0,8 ± 0,56	a
5	3,75	20	35	20-25	0,5	1,03 ± 0,75	a

Estas fases obtienen resultados medios muy similares, con unos resultados muy buenos para ambas fases, dándose unos resultados ligeramente mejores en la fase 4, con un HRT mayor.

La componente de nitrógeno soluble no biodegradable para estas fases se situó en valores medios de  $3,17 \pm 0,37$  mg N/L en fase 4 y  $2,96 \pm 0,24$  en fase 5. Ambos valores son significativamente más elevados que los medidos como amonio en el efluente, con diferencias significativas para ambas fases (p-valores= 0,00001). Por lo tanto el amonio presente en efluentes proviene de la fracción soluble no biodegradable, que a su vez presenta cierta retención en los sistemas, como hemos visto anteriormente en más fases a estudio tanto en estudios de temperatura como de SRT.

El SRT mínimo para nitrificación según la expresión simplificada de Ekama and Wentzel (2008) (Eq N° 6) muestra valores que oscilan entre 2,03 días para las temperaturas máximas y 5,14 días para las temperaturas mínimas, razón por la que la nitrificación fue completa para todas las temperaturas al trabajar a SRT de 20 días. Esto confirma que el  $\text{NH}_4^+$  del efluente procede del soluble no biodegradable del influente.

En cuanto al proceso de desnitrificación se obtienen diferencias estadísticamente significativas entre fases ( $p$ -valor= 0,00001), agrupándose en grupos homogéneos que se muestran en la tabla 4.49, en la que las fases 4 y 5 generan grupos independientes.

Tabla 4.49. Características de las fases 4 y 5, y distribución por grupos homogéneos para  $\text{N-NO}_3^-$  en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
4	3,75	20	40	20-25	0,5	14,86 ± 7,28	a
5	3,75	20	35	20-25	0,5	38,54 ± 12,2	b

Entre estas dos fases se ve como en la fase 5, con un HRT más bajo se incrementa sustancialmente la cantidad de nitratos en el agua, mientras que la fase 4 mantiene unos niveles más bajos. Estas fases se dieron en la instalación de ultrafiltración, que tiene unas tasas de recirculación más altas y por lo tanto una mayor capacidad potencial de eliminación de nitrato, ya que menor cantidad escapa en el efluente.

Durante este periodo de la investigación el potencial de desnitrificación, en base a la ecuación cinética propuesta por Ekama and Wentzel (2008) (Eq. N° 11) se mantuvo en niveles bajos debido a la concentración de materia orgánica disponible, ya que el sistema trabajó con valores de carga de 0,5 Kg DQO/d m<sup>3</sup>, obteniéndose medias por fases de 46,25 ± 15,19 mg/L en fase 4 y 38,57 ± 5,39 mg/L en la fase 5.

Entre las fases 9 y 10 se volvió a dar otro grupo comparativo, en el que el HRT varió desde las 35 horas que se registraron en la fase 9 a las 32 horas detectadas en la fase 10. El resto de las características fueron coincidentes, con 3,75 m de altura, 35 días de SRT, >25 °C y una carga de 1,1 Kg DQO/d m<sup>3</sup>.

Si vemos los resultados analíticos de DQO de estas fases y le aplicamos un estudio estadístico obtenemos que no se aprecian diferencias significativas entre fases, con un

p-valor de 0,3595, por lo tanto encuadradas dentro de un mismo grupo homogéneo (tabla 4.50).

Tabla 4.50. Características de las fases 9 y 10, y distribución por grupos homogéneos para DQO en efluente.

Fase	H	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DQO (mg/L)	Grupos homogéneos
9	3,75	35	35	> 25	1,1	20,33 ± 8,1	a
10	3,75	35	32	> 25	1,1	23,25 ± 5,02	a

Los valores medios de DQO en estas fases vuelven a ser resultados excelentes de depuración, sin generarse diferencias significativas en la calidad debido al cambio de HRT, pero sí que en la fase 9 con un mayor HRT se obtuvieron resultados medios menores, de casi tres puntos, y con una menor desviación en los valores, obteniendo un mismo comportamiento que las fases 4 y 5.

Al calcular el  $S_{inf u}$  del influente en estas fases obtenemos valores medios de  $17,94 \pm 3,11$  mgO<sub>2</sub>/L en la fase 9 y  $16,26 \pm 5,02$  mgO<sub>2</sub>/L en la 10. Ambos valores son inferiores a los de  $S_e$  registrados para las fases a estudio, con diferencias significativas para la fase 10 (p-valor= 0,0044) pero no para la fase 9 (p-valor= 0,2503). En ambos casos el  $S_{inf u}$  presente en los influentes sale en los efluentes sin quedar retenido, sino que además en la fase 10 con un HRT inferior hay otra fracción de DQO que también escapa en el efluente.

Para la DBO<sub>5</sub> entre fases tampoco se aprecian diferencias estadísticamente significativas (p-valor=0,7164), con los resultados de la división en grupos en la tabla 4.51.

Los valores medios de DBO<sub>5</sub> volvieron a indicar resultados muy similares entre fases, con una media ligeramente inferior para la fase 10, con HRT menores que en la fase 9.

Tabla 4.51. Características de las fases 9 y 10, y distribución por grupos homogéneos para DBO<sub>5</sub> en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	Grupos homogéneos
9	3,75	35	35	> 25	1,1	3,0 ± 1,71	a
10	3,75	35	32	> 25	1,1	2,75 ± 1,28	a

Al tener en cuenta la ecuación de Eckenfelder (Eq N° 1) y los valores teóricos de materia orgánica soluble biodegradable (Henze *et al.* 2008), se estima la concentración teórica de DBO<sub>5</sub> de salida presenta valores muy superiores a los determinados analíticamente, como se muestra en la tabla 4.52. Estos valores calculados siguen el mismo patrón que los obtenidos analíticamente, sin generarse diferencias estadísticamente significativas entre ellas (p-valor= 0,2648) quedando encuadradas en un mismo grupo homogéneo.

Tabla 4.52. Características de las fases 9 y 10, y distribución por grupos homogéneos para DBO<sub>5</sub> teórico en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	DBO <sub>5</sub> max (mg/L)	Grupos homogéneos
9	3,75	35	35	> 25	1,1	3,0 ± 1,71	5,58 ± 1,33	a
10	3,75	35	32	> 25	1,1	2,75 ± 1,28	4,98 ± 1,04	a

Comparando los valores teóricos con los obtenidos analíticamente observamos que se obtienen resultados mejores a los esperables, detectándose diferencias estadísticamente significativas en la comparación de los valores teóricos y reales en ambas fases (p-valores de 0,00001 y 0,0019 respectivamente).

Entre estas dos fases no se pueden realizar análisis sobre los datos de nitrificación y desnitrificación, ya que no existen suficientes datos para ello.

#### 4.4.4. Influencia De La Variación De Carga En La Calidad Del Efluente.

En este apartado se determina la influencia de las variaciones de carga sobre la calidad de los efluentes. Para ello se seleccionan las fases que son comparables, en las que todas las características son iguales salvo en la carga contaminante, que varía entre las fases a comparar, a las que se les aplica un análisis estadístico para determinar si existen diferencias estadísticamente significativas debidas al cambio de esta variable de proceso.

Entre las fases 19 y 20 se produjo un importante cambio de carga contaminante, pasando de entrar 0,5 kg DQO/d m<sup>3</sup> a 1,1 kg DQO/d m<sup>3</sup>. El resto de las variables se mantuvieron iguales entre fases, con 3,75 m, 25 días de SRT, 35 h de HRT y una temperatura entre 15-20°C.

En la concentración de DQO en los efluentes de las fases no se aprecian diferencias significativas entre fases (p-valor= 0,8397) a pesar del cambio drástico de carga contaminante en el influente.

Tabla 4.53. Características de las fases 19 y 20, y distribución en grupos homogéneos para DQO en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DQO (mg/L)	Grupos homogéneos
19	3,75	25	35	15-20	0,5	24,03 ± 10,79	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	24,65 ± 10,52	a

Se observa como los valores medios son muy similares entre fases, no apreciándose diferencias causadas por el incremento de carga.

Al valorar la concentración de DQO soluble inerte presente en el influente se puede observar que hay diferencias estadísticamente significativas entre fases (p-valor=



0,00001), con un valor medio inferior en la fase 20, con mayor carga contaminante, presentando un valor de  $21,25 \pm 2,43 \text{ mgO}_2/\text{L}$ , por una media de  $25,36 \pm 4,6 \text{ mgO}_2/\text{L}$  para la fase 19.

Estos valores son muy próximos a los registrados analíticamente para el  $S_e$ , siendo ligeramente más alto en la fase 19 el valor de la fracción soluble inerte del influente que la DQO del efluente, y al contrario en la fase 20, con una DQO del efluente mayor que esta fracción del influente, sin detectarse diferencias significativas para ninguna de las dos ( $p$ -valores= 0,6267 y 0,0561, respectivamente). Podemos asumir por tanto que la DQO que aparece en el efluente proviene de la fracción soluble inerte del influente.

En los análisis de  $\text{DBO}_5$  se establecen diferencias estadísticamente significativas, con un  $p$ -valor de 0,0410, y se engloban en grupos homogéneos diferentes (tabla 4.54).

Tabla 4.54. Características de las fases 19 y 20, y distribución por grupos homogéneos para  $\text{DBO}_5$  en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	$T^a$	Kg DQO/d $\text{m}^3$	$\text{DBO}_5$ (mg/L)	Grupos homogéneos
19	3,75	25	35	15-20	0,5	$1,89 \pm 1,41$	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	$3,23 \pm 2,52$	b

Para la  $\text{DBO}_5$  este cambio brusco de carga en el influente sí que determina una diferencia en los valores de este parámetro, que se aprecia claramente en las medias registradas para ambos periodos.

Si se tiene en cuenta nuevamente para estas fases la ecuación de Eckenfelder (Eq N° 1) y los valores teóricos de materia orgánica soluble biodegradable (Henze *et al.* 2008), se estima la concentración teórica de  $\text{DBO}_5$  de salida (tabla 4.55).

Tabla 4.55. Características de las fases 19 y 20, y distribución por grupos homogéneos para DBO<sub>5</sub> teórico en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	Grupos homogéneos
19	3,75	25	35	15-20	0,5	1,89 ± 1,41	3,25 ± 0,89	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	3,23 ± 2,52	4,87 ± 1,06	b

En el cálculo de la DBO<sub>5</sub> teórica se observa que sigue el mismo patrón que la medida analíticamente, agrupándose en los mismos grupos homogéneos en el test de rangos múltiples, aunque en este caso sí que se generan diferencias estadísticamente significativas (p-valor= 0,00001). Al comparar los valores de las fases entre sí se aprecia que en las dos se generan diferencias estadísticamente significativas (p-valor= 0,0011 y 0,0006).

Entre las fases 19 y 20 se da uno de los grandes cambios en la concentración de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> a lo largo de la investigación, obteniendo para la fase 20 uno de los peores resultados registrados. Sin embargo, y a pesar de la diferencias de valores medios no se aprecian diferencias estadísticamente significativas, como se muestra en la tabla 4.56, con un p-valor de 0,3186.

Tabla 4.56. Características de las fases 19 y 20, y distribución por grupos homogéneos para N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
19	3,75	25	35	15-20	0,5	0,32 ± 0,43	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	5,18 ± 9,39	a

Entre estas dos fases se aprecia una enorme diferencia en los valores medios, que no llega a generar diferencias estadísticamente significativas por la gran dispersión de valores en la fase 20, que registra un valor medio mucho más alto, para una carga orgánica significativamente más alta que en la fase anterior.

El nitrógeno soluble no nitrificable en estas fases alcanzaron valores medios de  $1,82 \pm 0,25$  mg N/L en la fase 19 y de  $2,19 \pm 0,41$  mg N/L en la fase 20. En el caso de la primera de ellas el valor de nitrógeno soluble no nitrificable es superior a las concentraciones de amonio medidas en efluentes, con diferencias significativas ( $p$ -valor= 0,00001), por lo que se puede asumir que el N en efluentes proviene de esta fracción, que se ve parcialmente retenida en el sistema. Sin embargo en la fase 20 los valores medios de  $\text{N-NH}_4^+$  en efluentes son superiores a los valores de nitrógeno no nitrificable, aunque no generan diferencias significativas ( $p$ -valor= 0,0782). La ausencia de diferencias viene de la alta variabilidad de valores de la fase 20, con rangos iniciales bajos y que posteriormente ascienden muy por encima del N no nitrificable de entrada, por lo que se debe asumir que ha ocurrido algún problema operativo durante esta fase de proceso que ha limitado la nitrificación.

El SRT mínimo para nitrificación según la expresión simplificada de Ekama and Wentzel (2008) (Eq N° 6) muestra valores entre 2,8 y 11,6 días de SRT como mínimo para poder nitrificar el N del influente. En estas fases se ha trabajado con 25 días de SRT, por lo que no supone un problema en el proceso de nitrificación.

Para la desnitrificación en estas fases no se han obtenido diferencias estadísticamente significativas entre ellas ( $p$ -valor= 0,4078), con los resultados que se muestran en la tabla 4.57.

Tabla 4.57. Características de las fases 19 y 20, y distribución por grupos homogéneos para  $\text{N-NO}_3^-$  en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
19	3,75	25	35	15-20	0,5	61,22 ± 8,4	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	65,19 ± 16,8	a

Para estas fases no se aprecia influencia de la carga orgánica en el proceso desnitrificador, con valores medios de nitratos en efluentes muy similares.

Estos periodos se llevaron a cabo en la planta con membranas de microfiltración, que presenta tasas de recirculación más bajas por lo que permite una mayor concentración de nitrato en el efluente.

Si valoramos las capacidades de desnitrificación en base a la ecuación cinética propuesta por Ekama and Wentzel (2008) (Eq. N° 11) se observa que fue muy superior en la fase con mayor carga de DQO biodegradable, la fase 20, al disponer de más materia orgánica necesaria para degradar el nitrato.

Otra fase con coincidencia de parámetros y cambio en las condiciones de carga orgánica en el influente fueron la 29 y 30. En este caso se vuelve a dar una confluencia de variables entre fases, con la salvedad de la carga contaminante que pasa desde 0,77 kg DQO/d m<sup>3</sup> en la fase 29 a 0,4 kg DQO/d m<sup>3</sup> en la fase 30. En resto de las variables permanecieron constantes en 5m, 40 días de SRT, 35 horas de HRT y 20-25 °C.

Para la DQO de salida en ambas fases, al realizar el estudio estadístico se observa que no se generan diferencias estadísticamente significativas entre fases, con un p-valor de 0,7294.

Tabla 4.58. Características de las fases 29 y 30, y distribución por grupos homogéneos para DQO.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DQO (mg/L)	Grupos homogéneos
29	5	40	35	20-25	0,77	17,61 ± 8,94	a
30	5	40	35	20-25	0,4	19,93 ± 13,77	a

En estas dos fases se obtienen resultados de calidad de DQO en efluente muy buenos, con valores medios bastante bajos, apreciándose un valor ligeramente más bajo para la fase 29, con una mayor carga orgánica.

La DQO soluble inerte del influente se situó en valores medios de  $28,05 \pm 5,43 \text{ mgO}_2/\text{L}$  y  $19,92 \pm 7,53 \text{ mgO}_2/\text{L}$  para las fases 29 y 30 respectivamente. Se aprecia como para la fase con mayor carga orgánica hay una mayor concentración de  $S_{inf u}$ , que sin embargo no se traduce en una mayor concentración de DQO soluble en el efluente, con diferencias significativas para la fase 29 entre estos dos valores ( $p\text{-valor} = 0,0086$ ). En la fase 30 ambos valores medios son casi iguales, sin diferencias significativas ( $p\text{-valor} = 0,8292$ ), por lo que se puede asumir que la DQO medida en efluentes proviene de la fracción inerte del influente.

Para el estudio sobre la  $\text{DBO}_5$  tampoco se detectaron diferencias significativas entre fases ( $p\text{-valor} = 0,3388$ ) a pesar de la variación de carga. En la tabla 4.59 se muestran las características obtenidas de las fases.

Tabla 4.59. Características de las fases 29y 30, y distribución por grupos homogéneos para  $\text{DBO}_5$  en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	$\text{DBO}_5$ (mg/L)	Grupos homogéneos
29	5	40	35	20-25	0,77	$1,5 \pm 0,76$	a
30	5	40	35	20-25	0,4	$1,9 \pm 1,08$	a

Para la  $\text{DBO}_5$ , en estos periodos se obtuvieron resultados muy buenos de calidad en cuanto a este parámetro, como se observa por los valores medios obtenidos. En estos además se ve que para la fase con carga contaminante más alta se obtuvo una media ligeramente inferior.

Si se tiene en cuenta la ecuación de Eckenfelder (Eq N° 1) y los valores teóricos de materia orgánica soluble biodegradable (Henze *et al.* 2008), se estima la concentración teórica de  $\text{DBO}_5$  de salida, la cual presenta valores muy superiores a los determinados analíticamente, como se aprecia en la tabla 4.60.

Tabla 4.60. Características de las fases 29 y 30, y distribución por grupos homogéneos para DBO<sub>5</sub> teórico en efluente.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	DBO <sub>5</sub> max (mg/L)	Grupos homogéneos
29	5	40	35	20-25	0,77	1,5± 0,76	2,76± 0,38	b
30	5	40	35	20-25	0,4	1,9± 1,08	2,03± 0,67	a

En este caso obtenemos diferencias significativas entre fases (p-valor= 0,0037) y distribución por grupos homogéneos diferentes para cada una de ellas, esperando una DBO<sub>5</sub> mayor en la fase con más carga orgánica.

En la comparación entre estas dos fases en base a los resultados de concentración de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> en los efluentes para el proceso de la nitrificación observamos que no se generan diferencias estadísticamente significativas entre ellas (p-valor= 0,0778), como podemos ver en la tabla 4.61.

Tabla 4.61. Características de las fases 29 y 30, y distribución por grupos homogéneos para N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> en efluentes.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
29	5	40	35	20-25	0,77	0,38 ± 0,04	a
30	5	40	35	20-25	0,4	0,27 ± 0,14	a

Los resultados obtenidos para estas dos fases en el caso de la nitrificación son excelentes, con concentraciones muy bajas de amonio en ambos casos, ligeramente mejores en la fase 30, con una carga más baja.

El nitrógeno soluble no biodegradable en el influente de ambas fases se situó en valores medios de 0,91 ± 0,2 mg N/L y 1,8 ± 1,14 mg N/L, para las fases 29 y 30

respectivamente, con valores mayores para la fase con menor carga, aunque sin generar diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,0344)

Estos valores son más elevados que los determinados analíticamente, marcando diferencias significativas en cada fase entre el valor de amonio en efluente y el de nitrógeno soluble no biodegradable ( $p$ -valores de 0,00001), por lo que el amonio del efluente provendrá de esta fracción, que a su vez queda parcialmente retenida en el sistema.

Para una completa nitrificación en estas fases, según la expresión simplificada de Ekama and Wentzel (2008), serían necesarios un valor mínimo de SRT de 6,46 días, valor ampliamente superado al trabajar con SRT de 40 días, por lo que esto no ha supuesto una limitación en la nitrificación.

Para los resultados de desnitrificación entre estas dos fases, según la concentración medida en los efluentes de  $\text{N-NO}_3^-$  vemos que tampoco se aprecian diferencias estadísticamente significativas entre fases ( $p$ -valor=0,9039), con resultados muy homogéneos entre ellas (tabla 4.62).

Tabla 4.62. Características de las fases 29 y 30, y distribución por grupos homogéneos para  $\text{N-NO}_3^-$  en efluentes.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
29	5	40	35	20-25	0,77	4,98833	a
30	5	40	35	20-25	0,4	4,81606	a

En estas dos fases se han alcanzado algunos de los mejores resultados de desnitrificación a lo largo de la investigación, obteniendo en ambos casos calidades de efluente en cuanto a  $\text{N-NO}_3^-$  que no suponen una limitación en el vertido del agua producida en ningún caso, dándose entre ellas resultados muy similares tanto en valor medio como su dispersión, sin verse modificadas por la variación de carga. Los rendimientos obtenidos en eliminación con respecto al N total en la entrada indican

que se aproximan al máximo de desnitrificación que se puede dar en estas instalaciones debido a las recirculaciones, de un 80%, valor que se alcanza en ambas fases. Si valoramos las capacidades de desnitrificación en base a la ecuación cinética propuesta por Ekama and Wentzel (2008), se aprecian diferencias entre medias de fases, ya que es dependiente de la carga biodegradable del influente, que fue mayor para la fase 29.

#### ***4.4.5.- Influencia De La Altura De La Lámina De Agua Sobre La Calidad Del Efluente.***

Para el estudio de la influencia de la altura de la lámina de agua sobre la calidad del efluente no se han generado situaciones de comparación entre fases, al no coincidir todas las variables salvo la altura en ningún caso.

### **4.5.- ESTABILIDAD DE LA BIOMASA**

En este apartado se evalúa la evolución de los sólidos en suspensión en el fango activo de las instalaciones experimentales, la fracción volátil de los MLSS y por tanto la ratio SSV/SST, para determinar la influencia de los parámetros del proceso en la estabilización del fango.

Para los MLSS se observa en la figura 4.61 la evolución a lo largo de la investigación para las dos instalaciones.

En la figura se observa la gran variabilidad de la concentración de sólidos en suspensión en el licor mezcla. Se ha obtenido una media global de 7,57 g/L, con una oscilación entre mínimas de 0,15 g/L en la puesta en marcha de la instalación tras una parada y vaciado y máximos de hasta 22,42 g/L en los momentos de máxima concentración de sólidos.



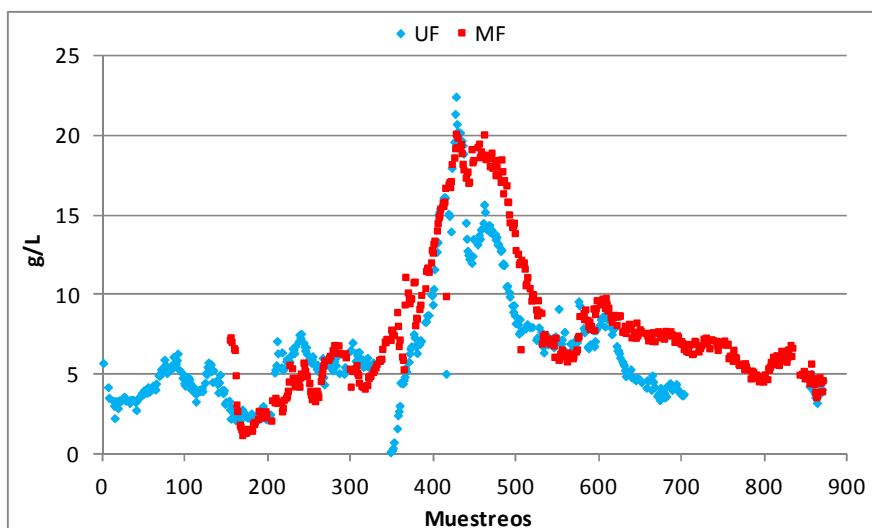


Figura 4.61. Evolución de los MLSS a lo largo de la investigación en ambas instalaciones.

El análisis de varianza realizado sobre los datos de MLSS agrupados por fases muestra que existen diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,00001), por lo que las variables de proceso estudiadas afectan en mayor o menor medida a la concentración de MLSS en los fangos de las instalaciones.

Tabla 4.63. Evolución de los MLSS por fases y distribución por grupos homogéneos.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	KgDQO/d m <sup>3</sup>	MLSS (gr/L)	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	3,72 ± 0,4	ab
2	3,75	20	40	20-25	0,4	5,37 ± 0,54	efg
3	3,75	20	40	>25	0,4	3,74 ± 1,1	a
4	3,75	20	40	20-25	0,5	4,92 ± 1,95	cde
5	3,75	20	35	20-25	0,5	6,31 ± 0,42	ghij
6	3,75	20	35	15-20	0,5	5,55 ± 0,51	efg
7	3,75	20	35	<15	0,5	5,91 ± 0,41	fgh
8	3,75	35	35	20-25	1,1	15,02 ± 4,1	o

9	3,75	35	35	>25	1,1	13,88 ± 0,83	ñ
10	3,75	35	32	>25	1,1	12,67 ± 0,67	nñ
11	3,75	35	32	>25	0,92	7,74 ± 1,11	lm
12	3,75	35	32	20-25	0,92	7,48 ± 0,88	kl
13	3,75	30	32	15-20	0,92	4,42 ± 0,53	bcd
14	3,75	30	32	<15	0,92	4,09 ± 0,28	abc
15	2,5	43	35	>25	0,4	4,1 ± 0,51	abc
16	3,75	20	35	20-25	0,5	3,49 ± 0,95	a
17	3,75	20	35	15-20	0,5	5,22 ± 1,12	ef
18	3,75	20	35	<15	0,5	5,46 ± 0,97	efg
19	3,75	25	35	15-20	0,5	8,1 ± 1,6	lm
20	3,75	25	35	15-20	1,1	13,76 ± 3,52	ñ
21	3,75	30	35	20-25	1,1	18,51 ± 0,78	p
22	3,75	30	35	>25	1,1	17,74 ± 0,7	p
23	3,75	30	35	>25	0,77	11,89 ± 2,56	n
24	5,0	35	35	>25	0,77	6,83 ± 0,53	hijk
25	5,0	35	35	20-25	0,77	6,55 ± 0,71	hijk
26	5,0	35	35	15-20	0,77	8,23 ± 0,75	m
27	5,0	35	35	<15	0,77	7,44 ± 0,18	jklm
28	5,0	40	35	15-20	0,77	6,84 ± 0,32	ijk
29	5,0	40	35	20-25	0,77	5,98 ± 0,3	efghi
30	5,0	40	35	20-25	0,44	5,37 ± 0,55	efg
31	5,0	40	35	>25	0,44	5,12 ± 0,89	def

Aplicando el test de mínimas diferencias significativas (LSD), podemos agrupar las diferentes fases (figura 4.62), valorando de esta forma el efecto de cada variable.

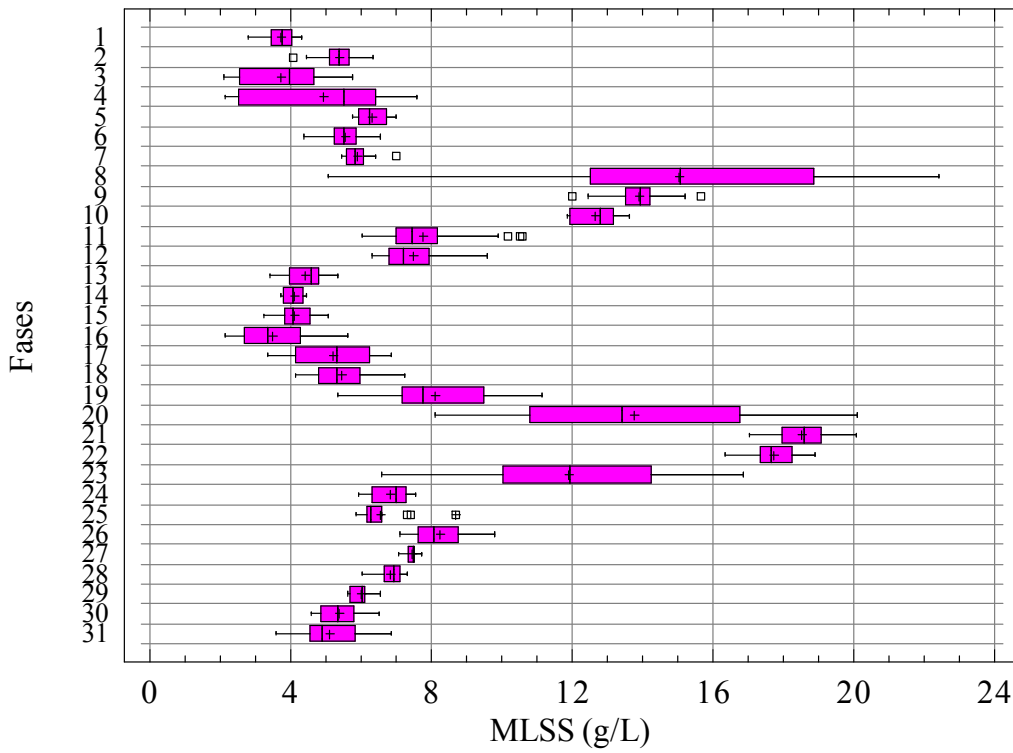


Figura 4.62. Diagrama de cajas para el test de mínimas diferencias significativas entre fases para los MLSS.

Estos diagramas vuelven a mostrar la gran variabilidad entre fases, y la gran diferencia de valores en las fases con mayor concentración, mientras que las fases con concentraciones más bajas de MLSS fueron más homogéneas.

Si se observa los valores de MLSSv (figura 4.63), se aprecia la misma evolución que en los valores de MLSS totales.

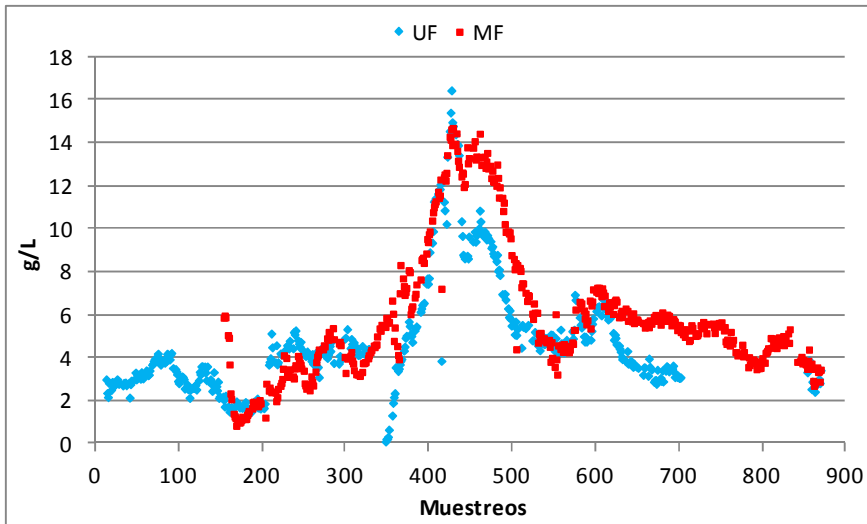


Figura 4.63. Evolución de los MLSSv a lo largo de la investigación en ambas instalaciones.

En esta figura se observa de nuevo la alta variabilidad de materia orgánica volátil en los fangos de las dos instalaciones, presentando un valor medio de 5,5 g/L de MLSSv, oscilando entre máximos de 16,44 g/L y mínimos de 0,09 g/L.

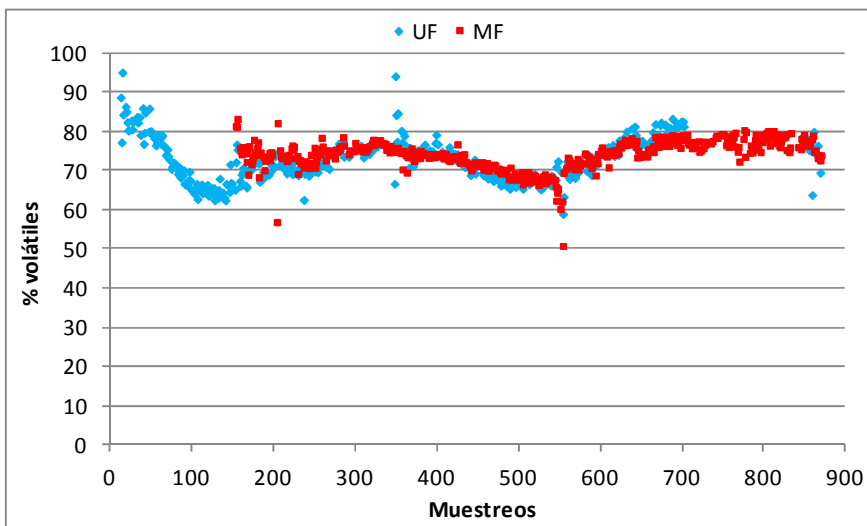


Figura 4.64. Evolución del porcentaje de materia volátil en el fango de las dos instalaciones.

Los porcentajes de materia volátil han seguido una evolución muy similar en las dos instalaciones (figura 4.64), con mínimas puntuales de hasta el 50,81 % y máximos del 95,06 %, con valores medios de 73,47 %.

Tabla 4.64. Evolución de los MLSSv por fases y distribución por grupos homogéneos.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	KgDQO/d m <sup>3</sup>	MLSSv (g/L)	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	0,73 ± 0,16	a
2	3,75	20	40	20-25	0,4	1,52 ± 0,3	fgh
3	3,75	20	40	>25	0,4	1,25 ± 0,45	cde
4	3,75	20	40	20-25	0,5	1,46 ± 0,62	fgh
5	3,75	20	35	20-25	0,5	1,9 ± 0,16	ij
6	3,75	20	35	15-20	0,5	1,45 ± 0,12	efgh
7	3,75	20	35	<15	0,5	1,45 ± 0,13	defgh
8	3,75	35	35	20-25	1,1	4,03 ± 1,22	n
9	3,75	35	35	>25	1,1	4,26 ± 0,39	n
10	3,75	35	32	>25	1,1	4,16 ± 0,24	n
11	3,75	35	32	>25	0,92	2,59 ± 0,56	l
12	3,75	35	32	20-25	0,92	2,1 ± 0,21	jk
13	3,75	30	32	15-20	0,92	0,94 ± 0,16	ab
14	3,75	30	32	<15	0,92	0,78 ± 0,1	ab
15	2,5	43	35	>25	0,4	1,06 ± 0,19	bc
16	3,75	20	35	20-25	0,5	0,93 ± 0,27	ab
17	3,75	20	35	15-20	0,5	1,34 ± 0,28	cdefg
18	3,75	20	35	<15	0,5	1,29 ± 0,25	cdef
19	3,75	25	35	15-20	0,5	2,09 ± 0,4	jk
20	3,75	25	35	15-20	1,1	3,61 ± 0,95	m
21	3,75	30	35	20-25	1,1	5,28 ± 0,21	ñ
22	3,75	30	35	>25	1,1	5,29 ± 0,18	ñ

23	3,75	30	35	>25	0,77	3,77 ± 0,78	m
24	5,0	35	35	>25	0,77	2,37 ± 0,22	kl
25	5,0	35	35	20-25	0,77	1,86 ± 0,21	ij
26	5,0	35	35	15-20	0,77	2,06 ± 0,3	j
27	5,0	35	35	<15	0,77	1,68 ± 0,08	hi
28	5,0	40	35	15-20	0,77	1,56 ± 0,11	gh
29	5,0	40	35	20-25	0,77	1,37 ± 0,1	cdefgh
30	5,0	40	35	20-25	0,44	1,2 ± 0,15	cd
31	5,0	40	35	>25	0,44	1,2 ± 0,2	cd

El análisis de varianza realizado sobre los datos de porcentaje de volátiles agrupados por fases muestra que existen diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,00001), por lo que también hay cierto efecto de las variables de proceso analizadas. Aplicando el test de mínimas diferencias significativas (LSD), podemos agrupar las diferentes fases (figura 4.65), valorando de esta forma el efecto de cada variable.

Las instalaciones presentan una salida al fango acumulado mediante la purga de biomasa, que se lleva programada en cada una de ellas para mantener un control del SRT en las plantas.

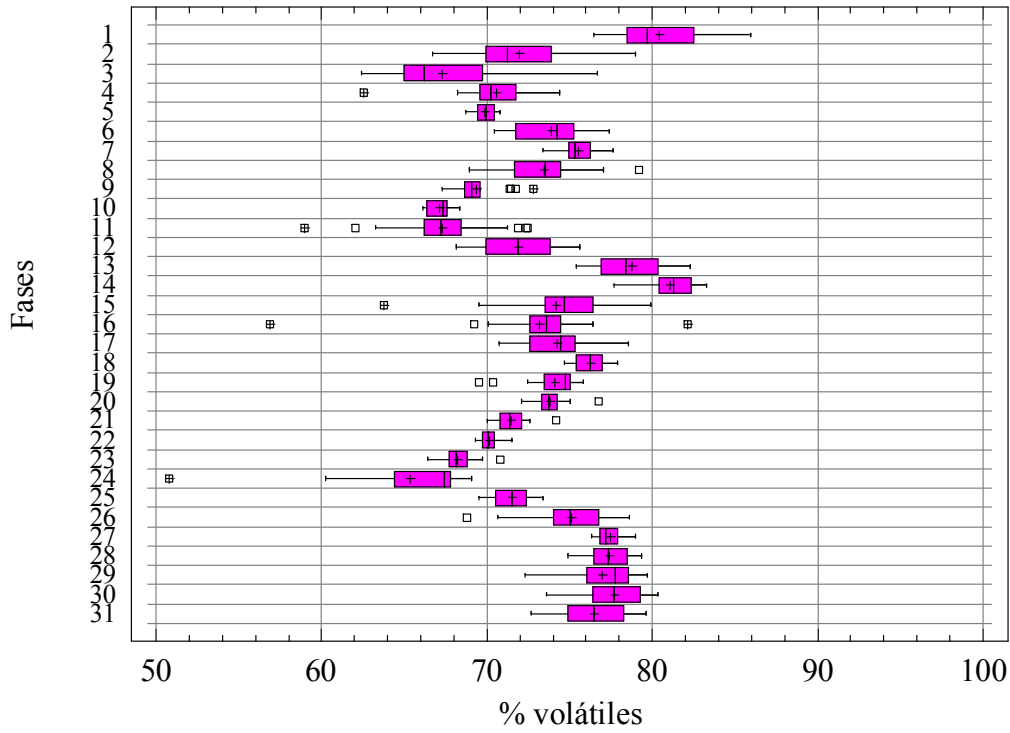


Figura 4.65. Diagrama de cajas para el test de mínimas diferencias significativas entre fases para el porcentaje de volátiles.

En la figura 4.66 se muestran los kg/día de sólidos totales purgados en las instalaciones.

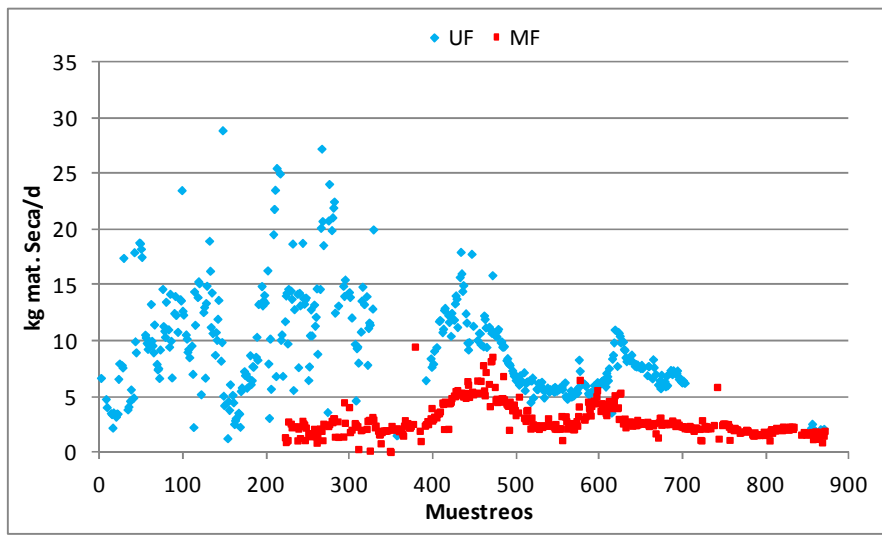


Figura 4.66. Evolución de los kg/día de materia seca purgada.

Para este parámetro si que se observa influencia de las instalaciones, ya que la planta de microfiltración es menor que la de ultrafiltración, por lo que los volúmenes totales de purga son menores y por tanto la cantidad total de sólidos eliminados es inferior.

La cantidad de materia seca purgada ha supuesto valores medios de  $9,51 \pm 4,66$  kg/día de materia seca en la planta de ultrafiltración y de  $2,85 \pm 1,4$  kg/día de materia seca para la instalación de ultrafiltración. La distribución de estas purgas de materia seca se puede observar distribuida por fases en la tabla 4.65, con las características de estas, valores medios y su distribución estadística por grupos homogéneos.

Se aprecia una mayor inestabilidad en la cantidad de materia seca purgada en la instalación con membranas de ultrafiltración debido a una mayor inestabilidad en las purgas, dadas las mayores pérdidas de fango en esta instalación.

Tabla 4.65. Análisis estadístico para los valores de kg/día de materia seca purgada para las dos instalaciones experimentales.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	Kg/día mat. seca	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	10,96 ± 5,08	h
2	3,75	20	40	20-25	0,4	10,52 ± 2,52	gh
3	3,75	20	40	>25	0,4	9,34 ± 5,14	g
4	3,75	20	40	20-25	0,5	13,03 ± 5,3	i
5	3,75	20	35	20-25	0,5	12,56 ± 3,52	hi
6	3,75	20	35	15-20	0,5	16,42 ± 5,35	j
7	3,75	20	35	<15	0,5	11,47 ± 3,39	h
8	3,75	35	35	20-25	1,1	11,93 ± 2,43	hi
9	3,75	35	35	>25	1,1	11,44 ± 2,13	h
10	3,75	35	32	>25	1,1	10,09 ± 0,64	gh
11	3,75	35	32	>25	0,92	6,15 ± 0,9	e



12	3,75	35	32	20-25	0,92	5,87 ± 0,73	e
13	3,75	30	32	15-20	0,92	7,33 ± 0,86	f
14	3,75	30	32	<15	0,92	6,83 ± 0,45	ef
15	2,5	43	35	>25	0,4	1,96 ± 0,27	abc
16	3,75	20	35	20-25	0,5	1,78 ± 0,73	abc
17	3,75	20	35	15-20	0,5	2,1 ± 0,73	ab
18	3,75	20	35	<15	0,5	2,11 ± 0,79	ab
19	3,75	25	35	15-20	0,5	1,93 ± 0,77	ab
20	3,75	25	35	15-20	1,1	3,71 ± 1,54	d
21	3,75	30	35	20-25	1,1	5,73 ± 0,95	e
22	3,75	30	35	>25	1,1	5,6 ± 1,47	e
23	3,75	30	35	>25	0,77	3,32 ± 0,86	bcd
24	5,0	35	35	>25	0,77	2,42 ± 0,3	abcd
25	5,0	35	35	20-25	0,77	2,85 ± 1,18	abcd
26	5,0	35	35	15-20	0,77	3,36 ± 0,97	cd
27	5,0	35	35	<15	0,77	2,58 ± 0,14	abcd
28	5,0	40	35	15-20	0,77	2,28 ± 0,73	ab
29	5,0	40	35	20-25	0,77	2 ± 0,16	abcd
30	5,0	40	35	20-25	0,44	1,83 ± 0,27	a
31	5,0	40	35	>25	0,44	1,78 ± 0,36	a

El análisis de varianza realizado sobre los datos de materia seca purgada agrupados por fases muestra que existen diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,00001). Aplicando el test de mínimas diferencias significativas (LSD), podemos agrupar las diferentes fases en la figura 4.67.

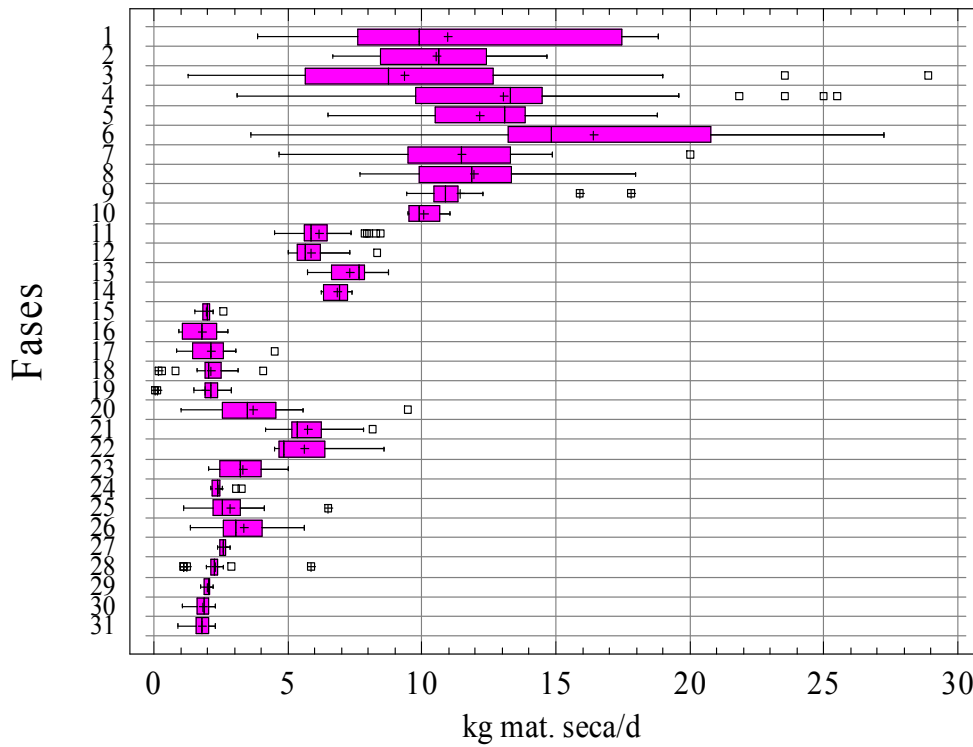


Figura 4.67. Distribución por fases de la purga de materia seca total.

Si se separan en sus fracciones volátil y fija estos sólidos purgados, se muestra en la figura 4.68 la evolución de la cantidad de kg de sólidos volátiles purgados por día.

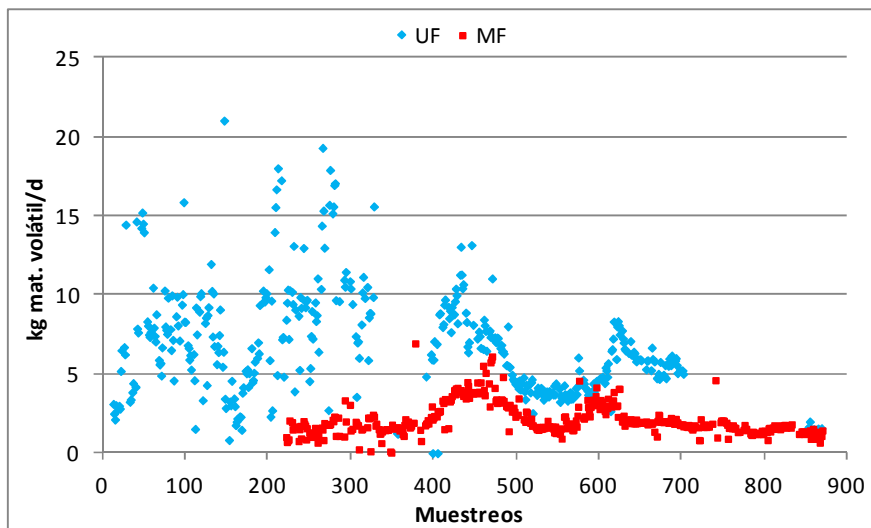


Figura 4.68. Evolución de los kg/día de materia seca volátil purgada.

De nuevo se aprecia las diferencias entre las dos instalaciones debido al tamaño de estas y su volúmen de purgas.

La cantidad de materia seca volátil purgada ha supuesto valores medios de  $6,82 \pm 3,42$  kg/día de materia seca volátil en la planta de ultrafiltración y de  $2,09 \pm 0,99$  kg/día de materia seca volátil para la instalación de ultrafiltración. La distribución de estas purgas de materia seca se puede observar distribuida por fases en la tabla 4.66, con las características de estas, valores medios y su distribución estadística por grupos homogéneos.

Se aprecia una mayor inestabilidad en la cantidad de materia seca purgada en la instalación con membranas de ultrafiltración debido a una mayor inestabilidad en las purgas, dadas las mayores pérdidas de fango en esta instalación.

Tabla 4.66. Análisis estadístico para los valores de kg/día de materia seca volátil purgada para las dos instalaciones experimentales.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	Kg/día mat. volátil	Grupos homogeneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	$8,75 \pm 4,03$	jk
2	3,75	20	40	20-25	0,4	$7,54 \pm 1,7$	hi
3	3,75	20	40	>25	0,4	$6,26 \pm 3,46$	g
4	3,75	20	40	20-25	0,5	$9,2 \pm 3,75$	k
5	3,75	20	35	20-25	0,5	$8,47 \pm 2,42$	hijk
6	3,75	20	35	15-20	0,5	$12,12 \pm 3,97$	l
7	3,75	20	35	<15	0,5	$8,7 \pm 2,64$	ijk
8	3,75	35	35	20-25	1,1	$8,17 \pm 2,68$	hij
9	3,75	35	35	>25	1,1	$7,95 \pm 1,64$	hij
10	3,75	35	32	>25	1,1	$6,77 \pm 0,39$	gh

11	3,75	35	32	>25	0,92	4,13 ± 0,89	f
12	3,75	35	32	20-25	0,92	4,23 ± 0,6	f
13	3,75	30	32	15-20	0,92	5,75 ± 0,66	g
14	3,75	30	32	<15	0,92	5,53 ± 0,38	g
15	2,5	43	35	>25	0,4	1,69 ± 0,23	ab
16	3,75	20	35	20-25	0,5	1,3 ± 0,52	ab
17	3,75	20	35	15-20	0,5	1,56 ± 0,54	a
18	3,75	20	35	<15	0,5	1,61 ± 0,61	a
19	3,75	25	35	15-20	0,5	1,44 ± 0,58	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	2,74 ± 1,14	cd
21	3,75	30	35	20-25	1,1	4,08 ± 0,64	f
22	3,75	30	35	>25	1,1	3,94 ± 1,08	ef
23	3,75	30	35	>25	0,77	2,29 ± 0,56	abc
24	5,0	35	35	>25	0,77	1,57 ± 0,19	ab
25	5,0	35	35	20-25	0,77	2,05 ± 0,82	abc
26	5,0	35	35	15-20	0,77	2,51 ± 0,69	bc
27	5,0	35	35	<15	0,77	2,01 ± 0,12	abc
28	5,0	40	35	15-20	0,77	1,76 ± 0,58	ab
29	5,0	40	35	20-25	0,77	1,53 ± 0,16	abc
30	5,0	40	35	20-25	0,44	1,42 ± 0,22	a
31	5,0	40	35	>25	0,44	1,36 ± 0,29	a

El análisis de varianza realizado sobre los datos de materia seca volátil purgada muestra que existen diferencias estadísticamente significativas entre fases ( $p$ -valor= 0,00001), que se muestran en la figura 4.69.

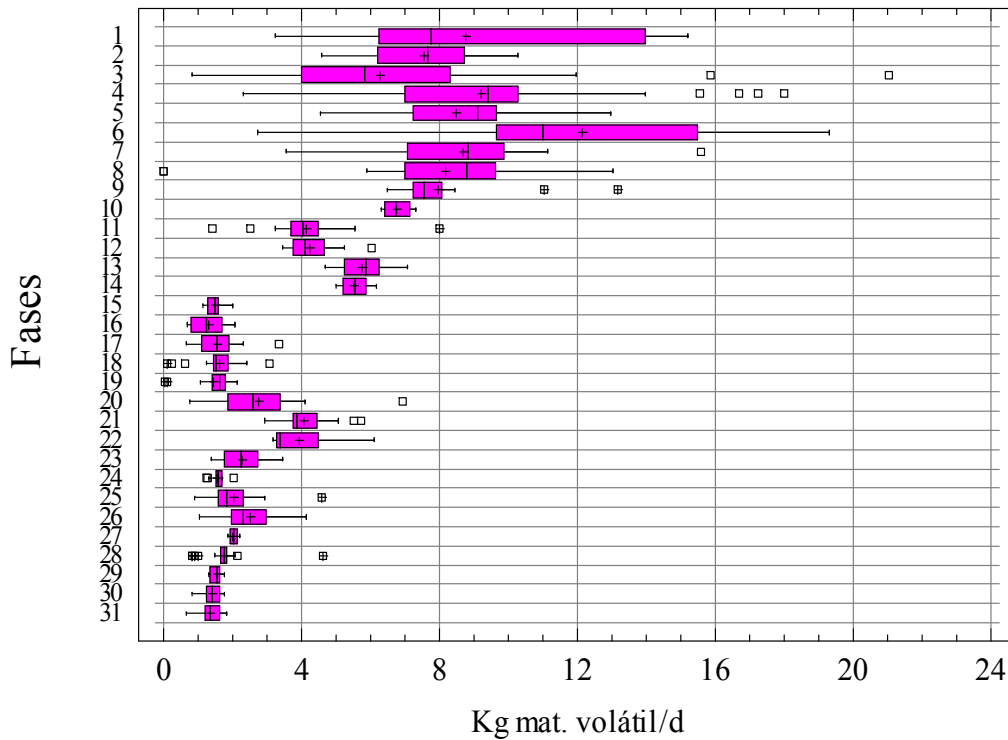


Figura 4.69. Distribución por fases de la purga de materia seca volátil total.

#### 4.5.1.- Influencia De Las Variables De Proceso Sobre La Estabilidad De La Biomasa.

##### 4.5.1.1.- Influencia De La Temperatura En La Estabilidad De La Biomasa

En este apartado se determina la influencia de la temperatura sobre la biomasa. Para ello se seleccionan las fases que son comparables, en las que todas las características son iguales salvo en la temperatura. El análisis más completo sobre temperaturas puede hacerse sobre los cuatro grupos considerados en el estudio para las fases 24, 25, 26 y 27, realizadas con la instalación de microfiltración.

Al aplicarle el estudio estadístico sobre los valores registrados en concentración de MLSS entre fases, se obtienen diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,00001), quedando encuadradas en grupos homogéneos diferentes (tabla 4.67) según el test de mínimas diferencias significativas.

Tabla 4.67. Características de las fases 24 a 27 y distribución por grupos homogéneos para los MLSS del fango.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	MLSS (g/L)	Grupos homogéneos
24	5	35	35	>25	0,77	6,83 ± 0,53	a
25	5	35	35	20-25	0,77	6,54 ± 0,71	a
26	5	35	35	15-20	0,77	8,23 ± 0,75	c
27	5	35	35	<15	0,77	7,44 ± 0,18	b

Se observa para estas fases como se generan diferencias entre ellas, con unos valores de MLSS más bajos en fases con temperaturas más altas, si bien no se aprecia una relación directa con la temperatura ya que en distribuciones intermedias se obtiene la mayor concentración de MLSS.

En estas fases se puede observar la influencia de todos los grupos definidos de temperatura sobre la evolución del porcentaje de volátiles en unas fases trabajando con los mismos parámetros. En la tabla 4.68 se aprecia la distribución por grupos homogéneos según el test de mínimas diferencias significativas, en los que cada fase se agrupa independientemente, denotándose diferencias significativas entre ellas ( $p$ -valor= 0,00001)

Tabla 4.68. Características de las fases 24 a 27 y distribución por grupos homogéneos para el porcentaje de volátiles en fango.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	% volátiles	Grupos homogéneos
24	5	35	35	>25	0,77	65,32 ± 4,53	a
25	5	35	35	20-25	0,77	71,53 ± 1,12	b
26	5	35	35	15-20	0,77	75,08 ± 2,12	c
27	5	35	35	<15	0,77	77,46 ± 0,89	d

Para el porcentaje de materia volátil en el fango se observa una clara influencia de la temperatura en estas fases, de forma que aumentan los porcentajes al tiempo que desciende la temperatura.

Otro conjunto de fases en las que es posible analizar el efecto de la temperatura en el proceso MBR son las fases 1, 2 y 3 con variaciones de temperatura desde 15-20 °C hasta valores superiores a 25 °C. Para este conjunto de fases el valor de HRT fue superior con un valor de 40 horas, el SRT fue de 20 días, la carga contaminante presentaba valores de 0,44 Kg DQO/d m<sup>3</sup> y la altura de la lámina de agua en el reactor aerobio era de 3,75 m.

Para estas tres nuevas fases se registraron en cuanto al parámetro MLSS diferencias estadísticamente significativas, con un p-valor de 0,00001 (tabla 4.69).

Tabla 4.69. Características de las fases 1 a 3 y distribución por grupos homogéneos para MLSS en fango.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	MLSS (g/L)	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	3,72 ± 0,4	a
2	3,75	20	40	20-25	0,4	5,37 ± 0,54	b
3	3,75	20	40	> 25	0,4	3,74 ± 1,1	a

En estas fases tampoco se aprecia una relación clara de la temperatura con los MLSS del fango, en el que para la fase 2 a una temperatura intermedia se han medido la mayor concentración de sólidos en suspensión.

En el caso de los porcentajes de volátiles medidos, se obtienen diferencias estadísticamente significativas entre fases (p-valor= 0,00001), en la que estas se agrupan según el test de mínimas diferencias significativas tal como se muestra en la tabla 4.70.

Tabla 4.70. Características de las fases 1 a 3 y distribución por grupos homogéneos para MLSS en fango.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	% volátiles	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	80,38 ± 2,94	c
2	3,75	20	40	20-25	0,4	71,92 ± 3,05	b
3	3,75	20	40	> 25	0,4	67,31 ± 3,53	a

Entre estas tres fases vuelve a apreciarse una clara influencia de la temperatura sobre el contenido en materia orgánica volátil, tal como se observó en el estudio de las fases 24 a 27, con una clara disminución de este porcentaje al aumentar la temperatura.

Otro conjunto de fases en las que es posible analizar el efecto de la temperatura en el proceso MBR son las fases 16, 17 y 18 con variaciones de temperatura desde 25 °C hasta valores inferiores a 15 °C.

En cuanto al estudio sobre la concentración de MLSS, se determinó que se apreciaron diferencias estadísticamente significativas, (p-valor= 0,00001). Se observa en la tabla 4.71 que las fases 17 y 18 generan un grupo conjunto, mientras que la fase 16 se encuadra en un grupo diferente.

Tabla 4.71. Características de las fases 16, 17 y 18 y distribución por grupos homogéneos para MLSS.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	MLSS (g/L)	Grupos homogéneos
16	3,75	20	35	20-25	0,5	3,49 ± 0,95	a
17	3,75	20	35	15-20	0,5	5,21 ± 1,12	b
18	3,75	20	35	< 15	0,5	5,45 ± 0,97	b



En este caso se observa una menor concentración de sólidos en la fase con mayor temperatura, y mayor concentración al alcanzarse temperaturas menores, con medias muy similares para las fases más frías.

Al estudiar la evolución del porcentaje de materia volátil en fangos para estas tres fases se vuelve a confirmar lo ya apuntado en los estudios anteriores, que al descender la temperatura entre fases se incrementa la concentración de volátiles, generando diferencias significativas ( $p$ -valor= 0,00001).

Tabla 4.72. Características de las fases 16, 17 y 18 y distribución por grupos homogéneos para % volátiles.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	% volátiles	Grupos homogéneos
16	3,75	20	35	20-25	0,5	73,18 ± 3,82	a
17	3,75	20	35	15-20	0,5	74,23 ± 1,95	a
18	3,75	20	35	< 15	0,5	76,22 ± 0,98	b

#### 4.5.1.2.- Influencia Del Tiempo De Retención Celular (SRT) En La Estabilidad De La Biomasa.

En este apartado se determina la influencia del SRT sobre la concentración de MLSS en el fango y su estabilidad, viendo esta a través del porcentaje de materia volátil. Para ello se seleccionan las fases en las que todas las características son iguales salvo el SRT.

Las fases 17 con la 19, que mantuvieron todas las características iguales, con 3,75m de altura, 35 horas de HRT, 15-20°C y 0,5 Kg DQO/d m<sup>3</sup>, con un SRT que varió de 20 a 25 días entre una y otra, por lo que es un grupo de comparación que nos permite evaluar la influencia de este parámetro.

En la comparación de la concentración de MLSS entre fases se obtiene que el cambio de SRT produjo diferencias estadísticamente significativas entre fases ( $p$ -valor= 0,00001). En la tabla 4.73 se aprecia los valores medios y su distribución por grupos homogéneos.

Tabla 4.73. Características de las fases 17 y 19, y su distribución por grupos homogéneos según concentración de MLSS.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	MLSS (g/L)	Grupos homogéneos
17	3,75	20	35	15-20	0,5	5,22 ± 1,12	a
19	3,75	25	35	15-20	0,5	8,1 ± 1,6	b

La variación del SRT produjo diferencias significativas en la concentración de MLSS en el fango, pasando de una media de 5,22 g/L a más de 8 g/L con un aumento de 5 días en el SRT entre fases.

Sin embargo, el cambio en el SRT no se vio reflejado en el tanto por ciento de volátiles en fango, sin que se apreciaran diferencias estadísticamente significativas entre fases ( $p$ -valor= 0,1256), como se muestra en la tabla 4.74.

Tabla 4.74. Características de las fases 17 y 19, y su distribución por grupos homogéneos según porcentaje de volátiles.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	% Volátiles	Grupos homogéneos
17	3,75	20	35	15-20	0,5	74,23 ± 1,95	a
19	3,75	25	35	15-20	0,5	74,08 ± 1,77	a

Al contrario de lo sucedido en el estudio de temperatura, el cambio en el SRT no afectó al porcentaje de volátiles para esta fase, obteniendo valores medios muy similares.

Entre las fases 8 y 21 se volvió a dar coincidencia de características salvo el SRT que varió desde 35 días en la fase 8 a los 30 de la 21. En este caso las fases se dieron en instalaciones distintas, teniendo lugar la fase 8 en la planta de ultrafiltración y la fase 21 en la planta de microfiltración.

Si analizamos la concentración de sólidos en suspensión en los licores mezcla entre fases vemos que se vuelven a generar diferencias estadísticamente significativas entre fases ( $p$ -valor= 0,0001) para el parámetro MLSS, expresando en la tabla 4.75 las características de las fases y resultados estadísticos.

Tabla 4.75. Características de las fases 8 y 21, y distribución por grupos homogéneos según MLSS.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	MLSS (g/L)	Grupos homogéneos
8	3,75	35	35	20-25	1,1	15,02 ± 4,1	a
21	3,75	30	35	20- 25	1,1	18,51 ± 0,77	b

Al contrario que para las fases 17 y 19 el incremento en el tiempo de retención celular produce un aumento en la concentración de sólidos en suspensión, en este caso aumentan los sólidos al disminuir el SRT en las instalaciones.

Para el porcentaje de materia orgánica volátil en el fango para estas fases también se aprecian diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,00001), con casi dos puntos porcentuales de diferencia entre medias, como se aprecia en la tabla 4.76.

En este caso, al contrario que en las fases 17 y 19 sí que se aprecian diferencias significativas entre fases al cambiar el SRT, con un menor porcentaje en la fase con un SRT más bajo.

Tabla 4.76. Características de las fases 8 y 21, y distribución por grupos homogéneos según porcentaje de materia volátil.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	% volátiles	Grupos homogéneos
8	3,75	35	35	20-25	1,1	73,42 ± 2,15	b
21	3,75	30	35	20- 25	1,1	71,46 ± 0,92	a

Las fases 25 y 29 presentaron coincidencia de variables, con un cambio en el SRT entre ellas, pasando de los 35 días de la 25 a los 40 días de la 29. El resto de las características fueron iguales, con 5 m de altura en la lámina de agua, 35 h de HRT, 20-25 °C y 0,77 Kg DQO/d m<sup>3</sup>, por lo que suponen otro grupo de comparación para el cambio de SRT entre fases.

Si analizamos los resultados obtenidos en cuanto a los MLSS de los fangos vemos que se generan diferencias estadísticamente significativas entre ellas (p-valor= 0,0340), mostrándose en la tabla 4.77 las características de las fases, sus resultados y la distribución por grupos homogéneos según el estudio de mínimas diferencias significativas.

Tabla 4.77. Características de las fases 25 y 29, y distribución por grupos homogéneos según MLSS.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	MLSS (g/L)	Grupos homogéneos
25	5	35	35	20-25	0,77	6,55 ± 0,71	b
29	5	40	35	20-25	0,77	5,98 ± 0,3	a

Al igual que en el resto de las fases comparadas en cambios de SRT, se vuelven a generar diferencias entre fases pero al aumentar el SRT de las instalaciones disminuyen la concentración de sólidos en suspensión en fango.

Para el porcentaje de materia volátil del licor mezcla observamos que se generan diferencias significativas entre fases, ( $p$ -valor= 0,00001). Los resultados, y la agrupación en grupos homogéneos se muestran en la tabla 4.78.

Tabla 4.78. Características de las fases 25 y 29, y distribución por grupos homogéneos según porcentaje de volátiles.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	% volátiles	Grupos homogéneos
25	5	35	35	20-25	0,77	71,53 ± 1,12	a
29	5	40	35	20-25	0,77	76,94 ± 2,34	b

Al igual que en las fases 8 y 21, el incremento del SRT produce un incremento en el porcentaje de materia orgánica volátil en el fango, con diferencias de más de 5 puntos porcentuales entre fases.

#### 4.5.1.3.- Influencia Del Tiempo De Retención Hidráulico (HRT) En La Estabilidad De La Biomasa.

En este apartado se determina la influencia del HRT sobre la estabilidad de fango. Para ello se seleccionan las fases en las que todas las características son iguales salvo en el HRT.

Entre la fase 4 y la 5 se dio una igualdad de variables excepto para la relativa al HRT, que varió desde las 40 horas de la fase 4 a las 35 de la fase 5. Para el resto de las variables se dio una coincidencia total, con 3,75m de lámina de agua, 20 días de SRT, 20-25 °C de temperatura y 0,5 Kg DQO/d m<sup>3</sup> de carga.

En referencia a la concentración de MLSS vemos que de los datos obtenidos se aprecian diferencias estadísticamente significativas ( $p$ -valor= 0,0312), mostrando las características y resultados en la tabla 4.79.

Tabla 4.79. Características de las fases 4 y 5, y distribución por grupos homogéneos según MLSS.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	MLSS (g/L)	Grupos homogéneos
4	3,75	20	40	20-25	0,5	4,91 ± 1,95	a
5	3,75	20	35	20-25	0,5	6,31 ± 0,42	b

Para esta variable se observa que el cambio en el HRT presenta influencia en la concentración medida de MLSS, de forma que al aumentar el HRT se ha producido un incremento en los sólidos en suspensión del fango activo, apreciándose diferencias entre fases.

Sin embargo, para la concentración de volátiles en los fangos no se ha apreciado diferencias significativas (p-valor= 0,3235), como se muestra en los resultados expuestos en la tabla 4.80.

Tabla 4.80. Características de las fases 4 y 5, y distribución por grupos homogéneos según porcentaje de volátiles.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	% volátiles	Grupos homogéneos
4	3,75	20	40	20-25	0,5	70,56 ± 2,14	a
5	3,75	20	35	20-25	0,5	69,87 ± 0,66	a

Para la variación de este parámetro no se han identificado diferencias en cuanto al porcentaje de materia orgánica volátil de la que está compuesto el fango para estas fases de trabajo, con resultados medios muy similares.

Otro de los grupos en los que se puede analizar la influencia del HRT en las características del fango es entre las fases 9 y 10, en el que el HRT varió desde las 35 horas que se registraron en la fase 9 a las 32 horas detectadas en la fase 10. El resto

de las características fueron coincidentes, con 3,75 m de altura, 35 días de SRT, >25 °C y una carga de 1,1 Kg DQO/d m<sup>3</sup>.

Si vemos los resultados analíticos de concentraciones de MLSS medidas en estas fases y le aplicamos un estudio estadístico obtenemos que existen diferencias estadísticamente significativas entre fases, (p-valor= 0,0012), cuya distribución en grupos homogéneos se expone en la tabla 4.81.

Tabla 4.81. Características de las fases 9 y 10, y distribución por grupos homogéneos para MLSS.

Fase	H	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	MLSS (g/L)	Grupos homogéneos
9	3,75	35	35	> 25	1,1	13,88 ± 0,83	b
10	3,75	35	32	> 25	1,1	12,67 ± 0,67	a

Entre estas fases, al cambio en el HRT de la instalación se observa que genera diferencias significativas, con un descenso en la concentración de sólidos al descender el HRT. Este comportamiento difiere del referenciado entre las fases 4 y 5, en las que al incrementar el HRT disminuían los MLSS en fango.

En cuanto al tanto por ciento de materia volátil en los fangos de las dos fases, se observan diferencias estadísticamente significativas (p-valor= 0,0004), en las que la fase con un menor HRT presenta un porcentaje de volátiles menor. Estos resultados y la distribución por grupos homogéneos se muestran en la tabla 4.82.

Para estas fases la concentración de MLSS y el porcentaje de volátiles siguen patrones similares, con un descenso de MLSS y % de volátiles al disminuir el HRT en tres horas para la segunda fase.

Tabla 4.82. Características de las fases 9 y 10, y distribución por grupos homogéneos para porcentaje de volátiles.

Fase	H	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	% volátiles	Grupos homogéneos
9	3,75	35	35	> 25	1,1	69,38 ± 1,46	b
10	3,75	35	32	> 25	1,1	67,13 ± 0,78	a

#### 4.5.1.4.- Influencia De La Variación De Carga En La Estabilidad De La Biomasa.

En este apartado se determina la influencia de las variaciones de carga sobre la estabilidad del fango. Para ello se seleccionan las fases en las que todas las características son iguales salvo en la carga contaminante.

Entre las fases 19 y 20 se produjo un importante cambio de carga contaminante, pasando de entrar 0,5 kg DQO/d m<sup>3</sup> a 1,1 kg DQO/d m<sup>3</sup>, con el resto de las variables que se mantuvieron iguales entre fases.

En la concentración de MLSS en los fangos de las fases a estudio se aprecian diferencias significativas entre fases (p-valor= 0,00001) debido al cambio drástico de carga contaminante en el influente.

Tabla 4.83. Características de las fases 19 y 20 y distribución en grupos homogéneos para MLSS en fango.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	MLSS (g/L)	Grupos homogéneos
19	3,75	25	35	15-20	0,5	8,1 ± 1,6	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	13,76 ± 3,52	b



La concentración de MLSS se vio fuertemente influenciada por el cambio en la carga orgánica del influente, produciéndose un notable incremento de los sólidos en fangos para la fase 20.

Sin embargo, el porcentaje de materia volátil no se vio influenciado por el incremento de la carga contaminante, sin que se aprecien diferencias significativas para las fases 19 y 20 ( $p$ -valor= 0,4110). Los resultados y agrupación obtenida para estas fases se muestran en la tabla 4.84.

Tabla 4.84. Características de las fases 19 y 20, y distribución en grupos homogéneos por porcentaje de volátiles.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	% volátiles	Grupos homogéneos
19	3,75	25	35	15-20	0,5	74,08 ± 1,77	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	73,8 ± 0,77	a

Para estas fases no se ha identificado influencia de la carga contaminante en los porcentajes de materia orgánica volátil de fango, obteniéndose valores medios muy similares.

Otra fase con coincidencia de parámetros y cambio en las condiciones de carga orgánica en el influente fueron la 29 y 30. En este caso se vuelve a dar una confluencia de variables entre fases, con la salvedad de la carga contaminante que pasa desde 0,77 kg DQO/d m<sup>3</sup> en la fase 29 a 0,4 kg DQO/d m<sup>3</sup> en la fase 30.

El estudio estadístico para los valores medidos de MLSS en fangos de las fases 29 y 30 indica que hay diferencias estadísticamente significativas en esta comparativa ( $p$ -valor= 0,0028). En la tabla 4.85 se muestran las características y resultados obtenidos en la comparación de estas fases.

Tabla 4.85. Características de las fases 29 y 30, y distribución por grupos homogéneos según MLSS.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	MLSS (g/L)	Grupos homogéneos
29	5	40	35	20-25	0,77	5,98 ± 0,3	b
30	5	40	35	20-25	0,4	5,37 ± 0,55	a

En estas fases, al igual que en el estudio anterior entre las fases 19 y 20, el cambio en la carga orgánica de entrada a las instalaciones ha supuesto diferencias en cuanto a los sólidos presentes en las instalaciones, con una disminución de estos al disminuir la carga contaminante de la fase 29 a la 30.

Sin embargo, al igual que en las fases 19 y 20, esta variación no ha supuesto cambios en el porcentaje de materia volátil en los fangos, ya que no se han apreciado diferencias significativas entre fases (p-valor= 0,3287), obteniendo resultados muy similares (tabla 4.86).

Tabla 4.86. Características de las fases 29 y 30, y distribución por grupos homogéneos según porcentaje de volátiles.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	% volátiles	Grupos homogéneos
29	5	40	35	20-25	0,77	76,94 ± 2,34	a
30	5	40	35	20-25	0,4	77,66 ± 1,81	a

#### **4.5.2.- Fracción Mineral De La Biomasa.**

La fracción mineral de la biomasa es determinante para valorar el contenido de volátiles en el fango activo. Dicha fracción procede principalmente del influente, así como de lo que pueda generarse por la actividad microbiana, sobre lo cual influirán las diferentes variables del proceso.

Para valorar la influencia de las diferentes variables del proceso en el contenido mineral de la biomasa del reactor biológico se establece un balance de materia para la fracción inorgánica (figura 4.70). A través del influente se aportan los sólidos en suspensión minerales ( $X_{oi}$ ) mediante un caudal influente ( $Q_i$ ). Estos sólidos no se transforman en el reactor y tampoco lo abandonan a través del efluente, por lo que se acumularán en la biomasa, la cual alcanzará concentraciones de sólidos minerales ( $X_{ri}$ ), dependientes de los aportes a través del influente de la salida de estos por las purgas y de la potencial mineralización de la biomasa ( $R_i$ ).

Los sólidos en suspensión minerales de la biomasa tan solo pueden salir a través de la purga de fango ( $Q_w$ ), siendo la concentración de salida similar a la que presenten en el reactor biológico aerobio ( $X_{rai}$ ), mientras que a través del permeado ( $Q_e$ ) no es posible la salida de esta fracción.

Para los ensayos realizados se debe matizar que el valor de sólidos minerales en la biomasa se establecerá mediante la media proporcionada de los tres reactores que componen cada instalación ( $X_{ri}$ ). Sin embargo, la salida de sólidos en suspensión minerales a través de la purga será coincidente con la concentración existente en el reactor aerobio ( $X_{rai}$ ), desde el cual se realiza la purga. Todos estos valores se han calculado analíticamente.

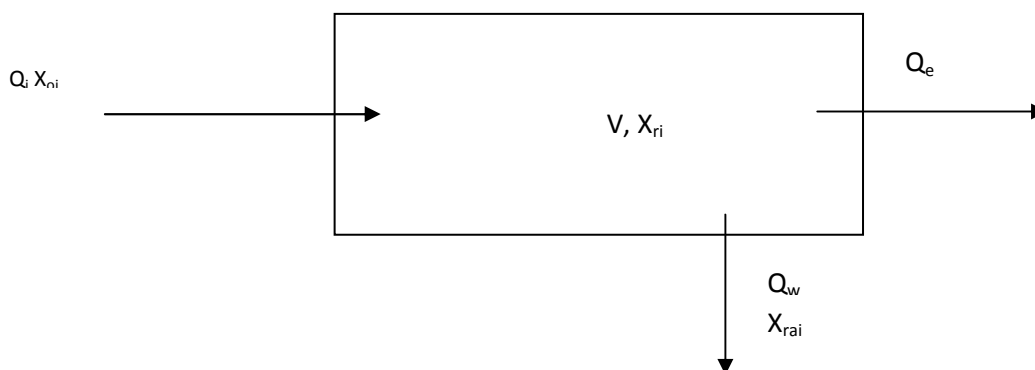


Figura 4.70. Balance de materia para la materia en suspensión de tipo mineral.

Teniendo en cuenta el balance establecido podemos considerar la siguiente expresión para reflejarlo:

$$V \times \frac{dX_{ir}}{dt} = Q_i \times X_{io} - Q_w \times X_{iar} + R_i \times V$$

V: Volumen del reactor biológico (m<sup>3</sup>)

Eq. 10

Q<sub>i</sub>: Caudal influente (m<sup>3</sup>/d)

Q<sub>w</sub>: Caudal de purga (m<sup>3</sup>/d)

Si consideramos las siguientes ecuaciones:

$$SRT = \frac{V}{Q_w} \quad \text{Eq. 4}$$

$$HRT = \frac{V}{Q_i} \quad \text{Eq. 11}$$

V: Volumen del reactor biológico (m<sup>3</sup>)

Q<sub>i</sub>: Caudal influente (m<sup>3</sup>/d)

Q<sub>w</sub>: Caudal de purga (m<sup>3</sup>/d)

El balance para la materia en suspensión mineral puede reflejarse mediante la siguiente expresión, a través de la cual podemos calcular la tasa de mineralización de la biomasa en nuestro reactor biológico.

$$R_i = \frac{dX_{ir}}{dt} - \frac{X_{io}}{HRT} + \frac{X_{iar}}{SRT}$$

HRT y SRT son variables que definen cada fase, mientras que las concentraciones de sólidos en suspensión inertes o minerales son calculados tanto para la biomasa de cada reactor como para el influente.

Para el cálculo del primer factor del balance se representa la evolución temporal del contenido de sólidos en suspensión minerales en la biomasa, para cada una de las fases del estudio. El conjunto de puntos obtenido se ajusta a una regresión lineal de modo que el valor de la pendiente obtenida permite conocer durante dicha fase la variación con el tiempo de la concentración de sólidos en suspensión inertes (dX<sub>ri</sub>/dt) que se considerará el primer factor del balance a calcular en cada fase. La figura 4.71

muestra un ejemplo de cálculo para una fase concreta del estudio y la tabla 4.87 muestra los valores alcanzados para cada una de las fases.

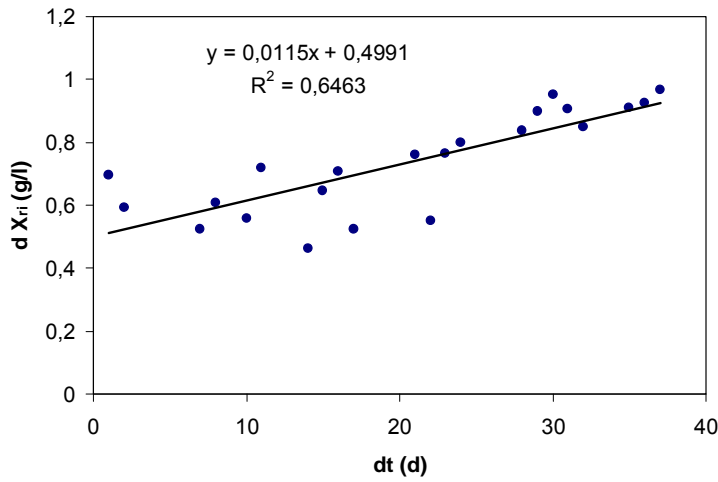


Figura 4.71. Evolución temporal de los sólidos minerales en el reactor biológico con membranas de ultrafiltración para la fase 1.

Tabla 4.87. Variación de sólidos en suspensión minerales en la biomasa con respecto al tiempo para cada fase del estudio.

Ultrafiltración			Microfiltración		
Fases	$dx_{ir}/dt$	$R^2$	Fases	$dx_{ir}/dt$	$R^2$
1	0,0115	0,6463	16	0,0161	0,6506
2	0,0318	0,7909	17	0,0100	0,5355
3	-0,0132	0,6193	18	0,0132	0,5394
4	0,0351	0,7889	19	0,0315	0,6964
5	-0,0348	0,7483	20	0,0528	0,8693
6	-0,0054	0,5141	21	0,0146	0,6100
7	-0,012	0,6370	22	-0,0221	0,3438
8	0,0883	0,8650	23	-0,0546	0,9151
9	0,0295	0,6230	24	0,0187	0,3424

10	-0,0616	0,7845	25	0,0256	0,5021
11	-0,0158	0,6268	26	-0,0085	0,6772
12	0,0017	0,4350	27	-0,0197	0,5890
13	-0,0083	0,6469	28	0,0062	0,5293
14	-0,0137	0,7734	29	0,0179	0,4965
15	0,0185	0,6599	30	0,0084	0,4212
			31	-0,0125	0,6432

Los valores alcanzados presentan signo positivo cuando la tendencia es a aumentar los sólidos minerales en el reactor biológico, mientras que el signo negativo indica una tendencia al descenso en la concentración.

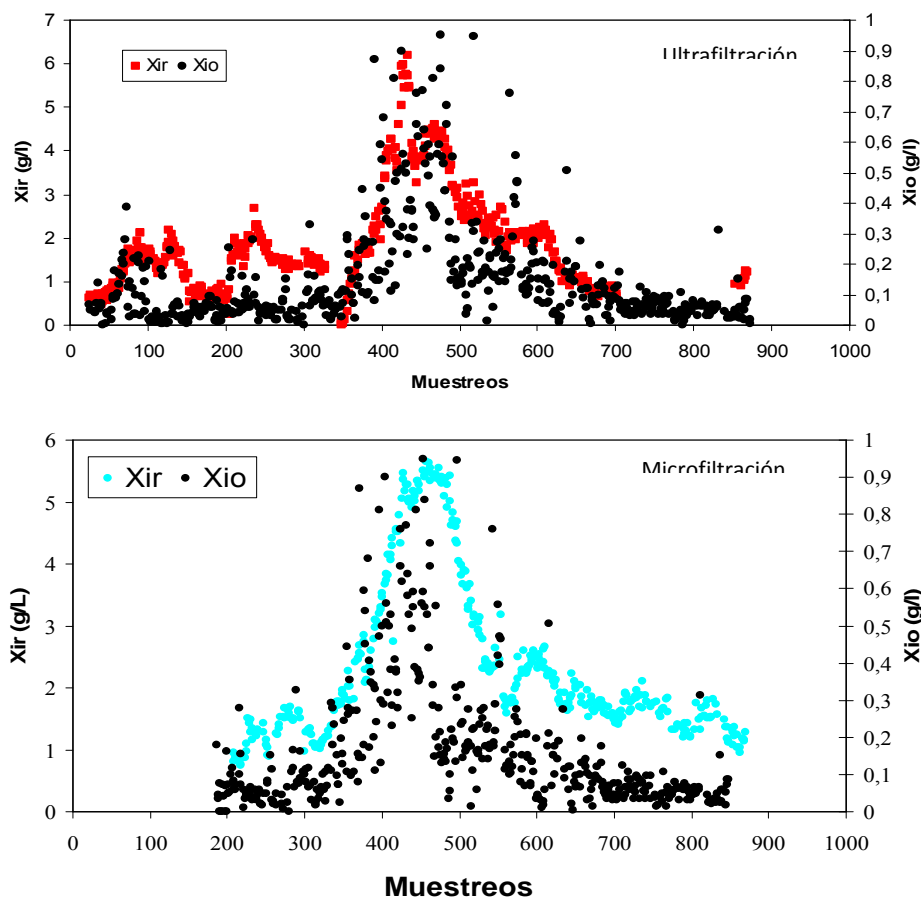


Figura 4.72. Evolución diaria de los sólidos minerales en el reactor biológico ( $X_{ir}$ ) y en el influente ( $X_{io}$ ) para las instalaciones experimentales a lo largo de todo el periodo de estudio.

La figura 4.72 muestra la evolución de los sólidos inertes en la biomasa ( $X_{ir}$ ) a lo largo del tiempo de estudio para las dos instalaciones, apreciándose como dicha concentración es dependiente en gran medida del contenido en sólidos inertes en el influente ( $X_{io}$ ) al seguir el mismo patrón, de modo que el incremento en los aportes implica un aumento en la concentración en el fango activo y viceversa. Dado que la mayor o menor concentración de sólidos inertes en el influente es dependiente de la carga contaminante, será en los periodos de mayor carga contaminante en los que se alcance una mayor concentración de sólidos inertes.

La figura 4.72, muestra la evolución de la tasa de generación de materia particulada inerte o mineral en la biomasa a lo largo del tiempo de experimentación, para la instalación de ultrafiltración. Durante las primeras fases del estudio  $R_i$  alcanza un valor positivo que marca un incremento de la fracción de sólidos en suspensión inertes en el reactor biológico a partir de la mineralización de la biomasa, con valores máximos en torno a 0,13 g/L d (figura 4.73), lo que supone un incremento de 3,6 Kg al día para la totalidad de la biomasa del reactor biológico, algo más de un 0,8 % sobre la totalidad de la biomasa del reactor y del 3 % sobre la totalidad de la fracción mineral. Estos valores ponen de manifiesto la baja influencia de la mineralización en la presencia de compuestos minerales en el reactor biológico.

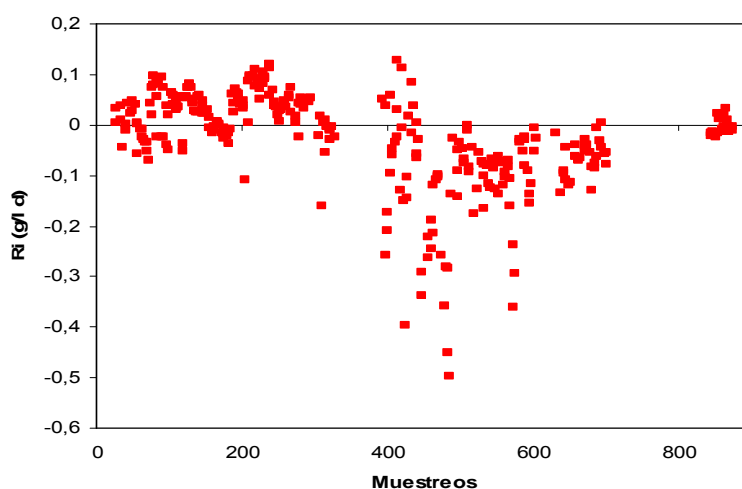


Figura 4.73. Evolución diaria de la tasa de mineralización en el reactor biológico con membranas de ultrafiltración.

Es destacable que a partir de la fase 8 (muestreo 393) de la experimentación con la instalación con membranas de ultrafiltración, los valores de  $R_i$  predominantes son

negativos lo que indica que no existe mineralización, sino más bien que el proceso se invierte. Estos valores se alcanzaron para los ensayos con alto valor de carga contaminante lo que resta importancia a la mineralización frente al importante aporte de sólidos minerales procedentes del influente.

Este mismo comportamiento se aprecia en la instalación con membranas de microfiltración, con valores positivos, aunque poco significativos para los ensayos con cargas inferiores a 0,5 Kg DQO/ m<sup>3</sup> d, mientras que valores de carga superiores dieron lugar a valores negativos, poniendo nuevamente de manifiesto la escasa mineralización de la biomasa (figura 4.74).

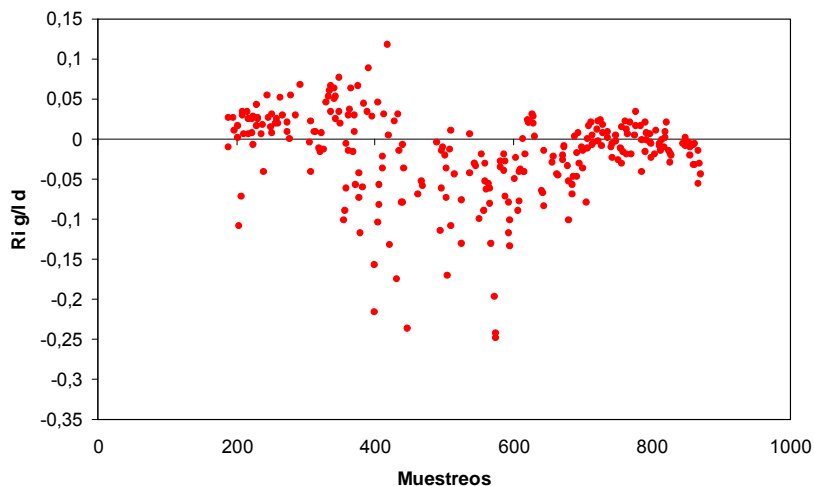


Figura 4.74. Evolución diaria de la tasa de mineralización en el reactor biológico con membranas de microfiltración.

Las diferentes condiciones operacionales afectan a la mayor o menor concentración de materias en suspensión inertes en el reactor biológico, existiendo diferencias estadísticamente significativas entre las diferentes fases del estudio ( $p$ -valor= 0,0001). La figura 4.75 muestra los resultados del test de mínimas diferencias significativas para las diferentes fases del ensayo destacando como para aquellas fases que transcurren con alta carga contaminante, los valores de  $R_i$  son predominantemente de signo negativo, mientras que para aquellas fases con baja carga contaminante los valores de  $R_i$  tienden a valores positivos.



Todos los ensayos realizados con cargas superiores a 1,1 Kg DQO/ d m<sup>3</sup> (8, 9, 10, 20, 21 y 22) presentaron valores negativos, destacando las fases 10 y 22 por ser las de mayor valor negativo para  $R_i$  de todos los ensayos realizados (figura 4.75). Un resultado similar se aprecia para los ensayos con cargas de 0,91 Kg DQO/ d m<sup>3</sup> (11, 12, 13 y 14).

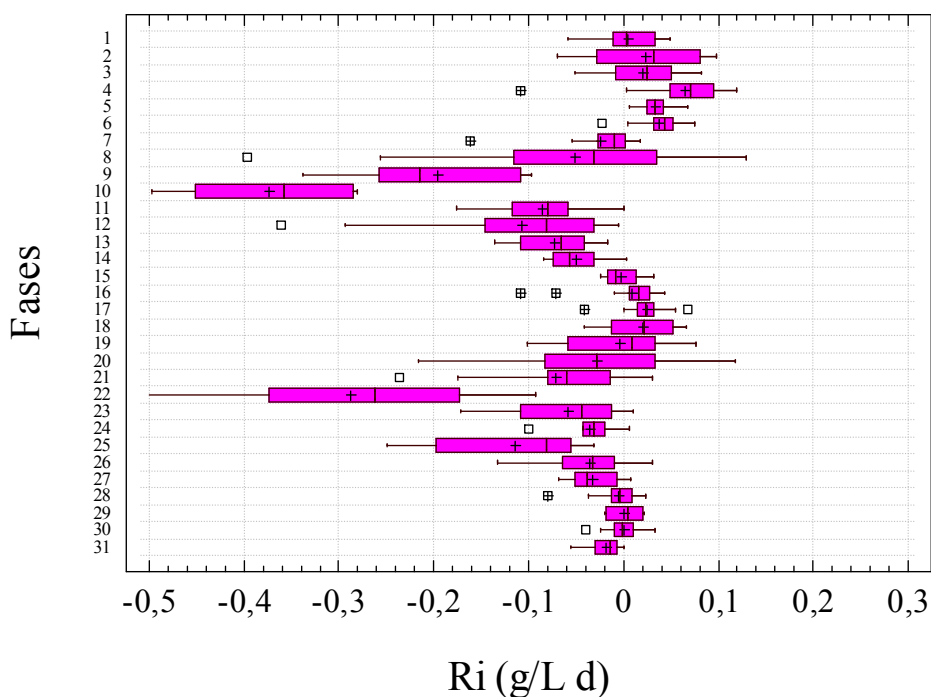


Figura 4.75. Diagrama de cajas para el test de mínimas diferencias significativas entre las diferentes fases con respecto a la tasa de mineralización de la biomasa

La tabla 4.88 muestra la agrupación de cada una de las fases, así como los valores medios de  $R_i$ , destacando claramente como es la carga la variable más influyente, de modo que para altos valores de carga no se produce un incremento de los sólidos minerales de la biomasa, sino una reducción en el contenido que para fases como la n° 10 puede suponer hasta el 8 % de la fracción mineral de la biomasa.

El efecto de la temperatura no queda muy claro en referencia a la mayor o menor presencia de sólidos minerales, tal como puede apreciarse entre las fases 24 a 27 o 1 a 3. Es destacable en referencia a la temperatura que aquellas fases con alta carga y mayor reducción del contenido en sólidos minerales han cursado a temperaturas superiores a los 25 °C.

Tabla 4.88. Análisis estadístico para los valores de  $R_i$  para las dos instalaciones experimentales.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	KgDQO/d m <sup>3</sup>	R <sub>i</sub> (g/L d)	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	0,00482	klmnñ
2	3,75	20	40	20-25	0,4	0,02294	mnñ
3	3,75	20	40	>25	0,4	0,02074	nñ
4	3,75	20	40	20-25	0,5	0,06527	o
5	3,75	20	35	20-25	0,5	0,03390	mnño
6	3,75	20	35	15-20	0,5	0,03829	ño
7	3,75	20	35	<15	0,5	- 0,02358	ijkl
8	3,75	35	35	20-25	1,1	-0,05098	ghi
9	3,75	35	35	>25	1,1	-0,19601	c
10	3,75	35	32	>25	1,1	-0,37446	a
11	3,75	35	32	>25	0,92	-0,08505	def
12	3,75	35	32	20-25	0,92	-0,10694	de
13	3,75	30	32	15-20	0,92	-0,73221	efg
14	3,75	30	32	<15	0,92	-0,04951	fghij
15	2,5	43	35	>25	0,4	-0,00197	klmn
16	3,75	20	35	20-25	0,5	0,00851	lmnñ
17	3,75	20	35	15-20	0,5	0,02434	mnñ
18	3,75	20	35	<15	0,5	0,02080	mnñ
19	3,75	25	35	15-20	0,5	-0,00359	klmn
20	3,75	25	35	15-20	1,1	-0,02834	ijk
21	3,75	30	35	20-25	1,1	-0,07076	defgh
22	3,75	30	35	>25	1,1	-0,28741	b
23	3,75	30	35	>25	0,77	-0,05802	fghi

24	5,0	35	35	>25	0,77	-0,03619	ghijkl
25	5,0	35	35	20-25	0,77	-0,11437	d
26	5,0	35	35	15-20	0,77	-0,03575	hij
27	5,0	35	35	<15	0,77	-0,03219	ghijkl
28	5,0	40	35	15-20	0,77	-0,00487	klm
29	5,0	40	35	20-25	0,77	0,00079	jklmnñ
30	5,0	40	35	20-25	0,44	-0,00033	klmn
31	5,0	40	35	>25	0,44	-0,01830	jkl

Otras variables como SRT y HRT no presentan un efecto significativo a tenor de los resultados obtenidos.

#### **4.5.3.- Tasa De Crecimiento De Biomasa ( $R_m$ ).**

La utilización de materia orgánica por parte de los microorganismos en los sistemas de fangos activos da lugar a la generación de nueva biomasa que incrementará la concentración de sólidos en los biorreactores. Parte de esta biomasa se eliminará mediante endogénesis y el resto formará parte de la fracción volátil.

Para valorar la influencia de las diferentes variables del proceso en la generación de nueva biomasa en el reactor biológico se establece un balance de materia para la fracción volátil (figura 4.77). A través del influente se aportan los sólidos en suspensión volátiles no biodegradables ( $X_{o,u}$ ) mediante un caudal influente ( $Q_i$ ), los cuales no se biodegradarán. Estos sólidos no se transforman en el reactor y tampoco lo abandonan a través del efluente, por lo que se acumularán en la biomasa, la cual incrementará a través de estas aportaciones su concentración ( $X_{iv}$ ).

Por otro lado, a partir de la materia orgánica biodegradable aportada al biorreactor, se generará nueva biomasa en base a la que podemos denominar tasa de crecimiento de

biomasa ( $R_m$ ). Esta biomasa solo podrá salir del sistema a través de la purga de fango ( $Q_w$ ), siendo la concentración de salida similar a la que presenten en el reactor biológico aerobio ( $X_{rva}$ ), mientras que a través del permeado ( $Q_e$ ) no es posible la salida de esta fracción.

Para los ensayos realizados se debe matizar que el valor de sólidos volátiles en la biomasa se establecerá mediante la media proporcionada de los tres reactores que componen cada instalación ( $X_{rv}$ ). Sin embargo, la salida de sólidos en suspensión minerales a través de la purga será coincidente con la concentración existente en el reactor aerobio ( $X_{rva}$ ), desde el cual se realiza la purga. Todos estos valores se han calculado analíticamente.

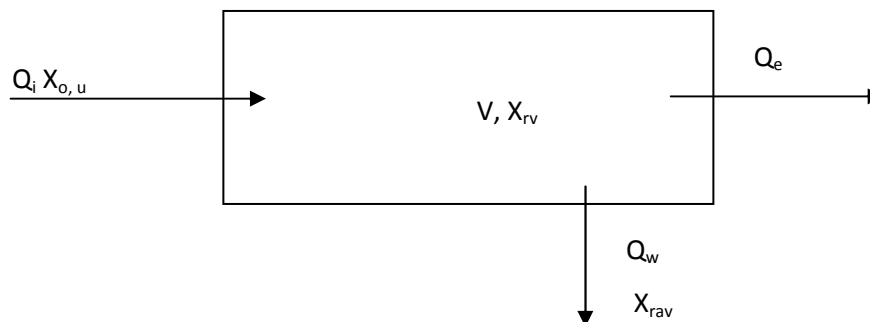


Figura 4.77. Balance de materia para la materia en suspensión volátil.

Teniendo en cuenta el balance establecido podemos considerar la siguiente expresión para reflejarlo:

$$V \times \frac{dX_{rv}}{dt} = Q_i \times X_{o,u} - Q_w \times X_{rav} + R_m \times V$$

$V$ : Volumen del reactor biológico ( $m^3$ )

Eq. 13

$Q_i$ : Caudal influente ( $m^3/d$ )

$Q_w$ : Caudal de purga ( $m^3/d$ )

Si consideramos las siguientes ecuaciones del SRT y HRT (eq. 4 y 11) podemos expresar el balance de materia mediante la siguiente expresión:

$$R_m = \frac{dX_{rv}}{dt} - \frac{X_{o,u}}{HRT} + \frac{X_{rav} - X_{o,u}}{SRT} \quad \text{Eq. 14}$$

Con el objeto de simplificar el cálculo y dado que el valor de  $X_{o,u}$  es relativamente bajo, si lo consideramos con la concentración de biomasa alcanzada en los ensayos, la expresión anterior se puede simplificar del siguiente modo

$$R_m = \frac{dX_{rv}}{dt} + \frac{X_{rva}}{SRT} \quad \text{Eq. 15}$$

Obtenemos de este modo una expresión simplificada similar a la obtenida por Huang *et al* (2001) para establecer un balance similar en sistemas MBR.

La SRT está definida para cada fase, mientras que las concentraciones de sólidos en suspensión volátiles de cada uno de los biorreactores son analizados. De este modo, el cálculo del primer factor del balance se realiza en base a la evolución temporal del contenido de sólidos en suspensión volátiles en la instalación experimental para cada una de las fases del estudio. El conjunto de puntos obtenido se ajusta a una regresión lineal de modo que el valor de la pendiente obtenida permite conocer durante dicha fase la variación con el tiempo de la concentración de sólidos en suspensión volátiles ( $dX_{rv}/dt$ ). La figura 4.78 muestra un ejemplo de cálculo para una fase concreta del estudio y la tabla 4.89 muestra los valores alcanzados para cada una de las fases del estudio.

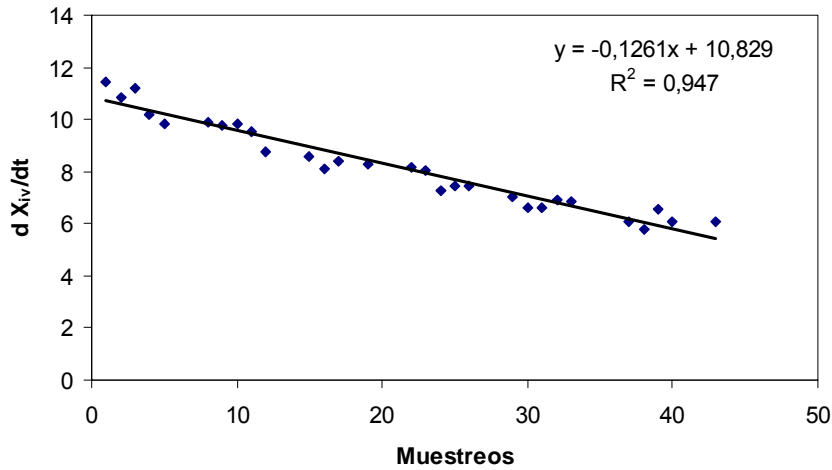


Figura 4.78. Evolución temporal de los sólidos volátiles en el reactor biológico con membranas de microfiltración para la fase 23.

Tabla 4.89. Variación de sólidos en suspensión volátiles en la biomasa con respecto al tiempo para cada fase del estudio.

Ultrafiltración			Microfiltración		
Fases	$dx_{rv}/dt$	$R^2$	Fases	$dx_{iv}/dt$	$R^2$
1	0,0165	0,6845	16	0,0651	0,5946
2	0,0213	0,5621	17	0,0468	0,6080
3	-0,0019	0,6218	18	0,0379	0,6169
4	0,0722	0,8672	19	0,0837	0,6581
5	-0,0590	0,7797	20	0,1483	0,9479
6	0,0141	0,5277	21	0,0353	0,5100
7	-0,0250	0,5404	22	-0,0800	0,5131
8	0,0800	0,5336	23	-0,1261	0,9740
9	0,0137	0,5920	24	-0,0604	0,6412
10	-0,1240	0,8152	25	0,0580	0,5402
11	-0,0260	0,5532	26	-0,0095	0,5033

12	0,0362	0,5465	27	-0,0169	0,5057
13	-0,0210	0,6418	28	0,0270	0,4683
14	-0,0275	0,6524	29	-0,0372	0,5074
15	-0,0200	0,6600	30	0,0344	0,5084
			31	-0,0606	0,8519

Tal como sucediera para la concentración de sólidos inertes en el reactor biológico, los valores alcanzados para  $dx_v/dt$  presentan signo positivo cuando la tendencia es a aumentar los sólidos volátiles en el reactor biológico, mientras que el signo negativo indica una tendencia al descenso en la concentración. Esto sucede para las dos instalaciones empleadas en la investigación y está relacionado con los incrementos en la carga contaminante, tal como se puede apreciar en la figura 4.79, en la que se puede apreciar como la evolución en la concentración de los sólidos volátiles no biodegradables del influente, dependiente de la carga contaminante, está relacionada con la evolución en la concentración de sólidos volátiles en los biorreactores.

La figura 4.80, muestra la evolución de la tasa de generación de biomasa a lo largo del tiempo de experimentación para las instalaciones de ultrafiltración y microfiltración. Dicha tasa pasa de un valor mínimo de 0,023 a un máximo de 0,51 gVSS /L d, para la instalación de ultrafiltración y de un mínimo de 0,0068 a un máximo de 0,64 gVSS /L d, para la instalación de microfiltración. Esto supone una generación mínima diaria de 0,6 Kg/d y máxima de 14,4 Kg/d para la instalación con membranas de ultra y de 0,1 Kg/d a 8,5 Kg/d para la instalación con membranas de micro. Dicha generación de biomasa ha evolucionado en base a la carga contaminante tal como puede apreciarse en la figura 4.80.

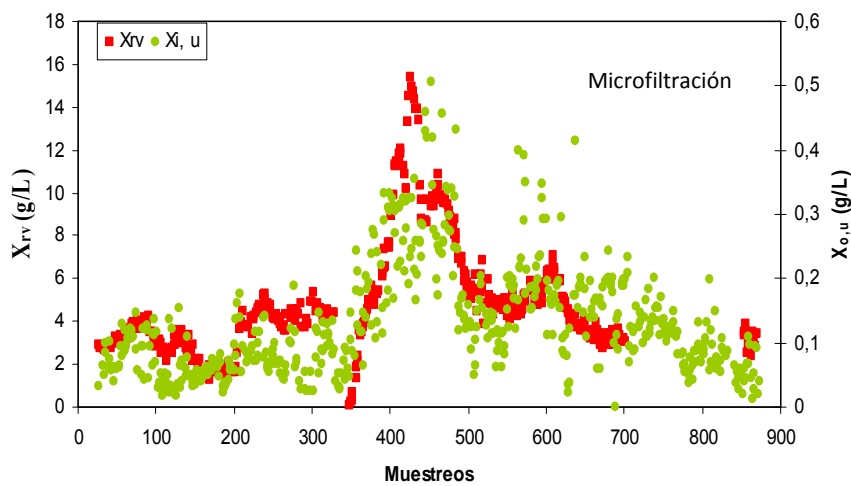
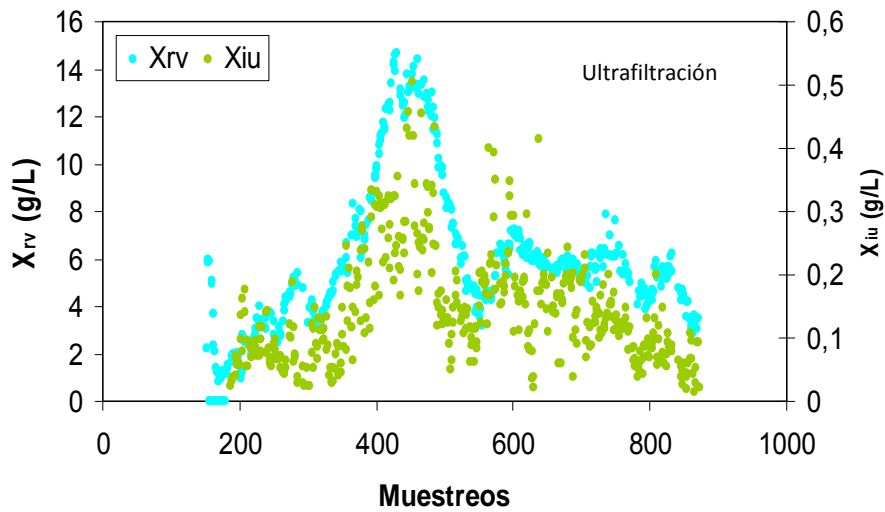


Figura 4.79. Evolución diaria de los sólidos volátiles en el reactor biológico ( $X_{rv}$ ) y en de los sólidos volátiles no biodegradables ( $X_{o,u}$ ) para las instalaciones experimentales a lo largo de todo el periodo de estudio.

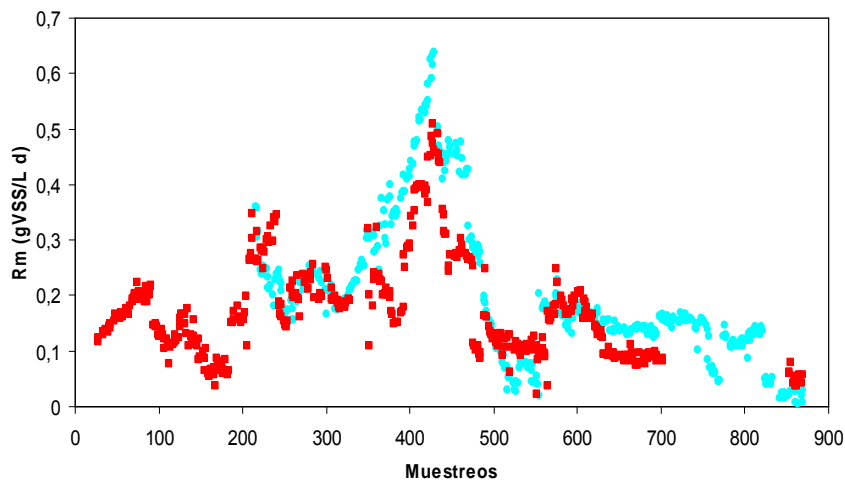


Figura 4.80. Evolución diaria de la tasa de de crecimiento de biomasa en los reactores biológicos de ultrafiltración y microfiltración.



Las diferentes condiciones operacionales afectan a la mayor o menor generación de materias en suspensión volátiles en el reactor biológico, existiendo diferencias estadísticamente significativas entre las diferentes fases del estudio ( $p$ -valor = 0,0001). La figura 4.81, muestra los resultados del test de mínimas diferencias significativas para las diferentes fases del ensayo destacando como las fases que muestran un mayor valor para  $R_m$  tienen como característica común la alta carga contaminante de trabajo (1,1 Kg DQO/m<sup>3</sup> d), mientras que las que presentan un menor valor de  $R_m$  presentaban una carga contaminante baja (0,4 kg DQO/m<sup>3</sup> d). Destacar como valor anómalo el comportamiento de la fase 29 con un bajo valor de  $R_m$  a pesar de trabajar con una carga contaminante intermedia (0,77 kg DQO/m<sup>3</sup> d).

Es destacable también el efecto de la temperatura, de modo que los menores valores de  $R_m$  se obtienen para temperaturas superiores a 25 °C, alcanzándose los valores más elevados para fases que transcurren entre 20-25 °C.

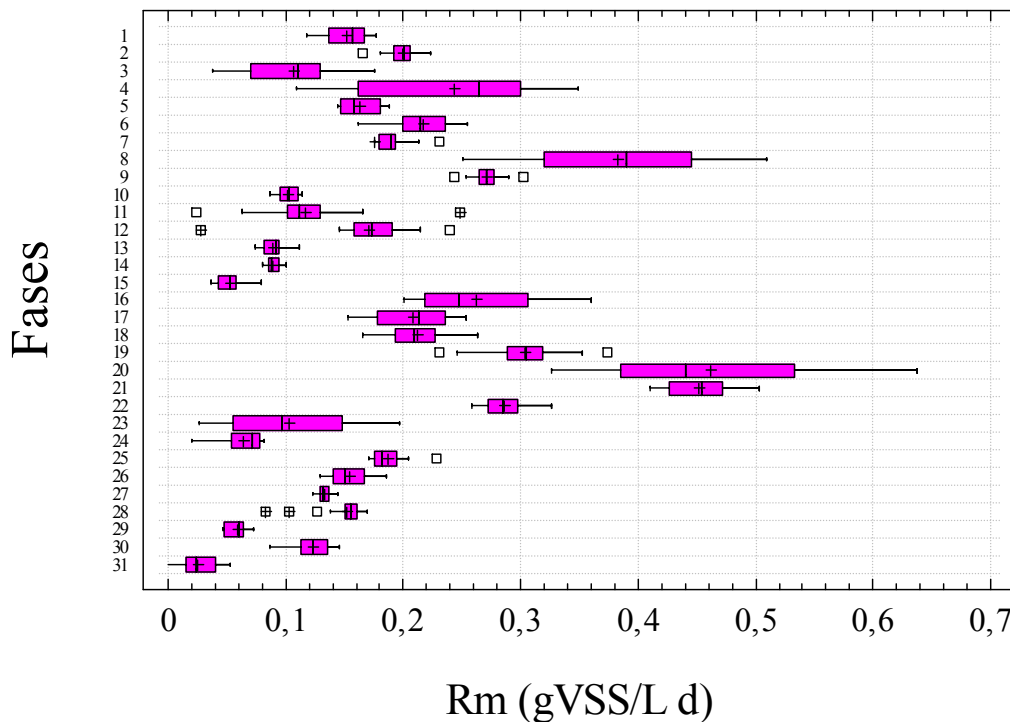


Figura 4.81. Diagrama de cajas para el test de mínimas diferencias significativas entre las diferentes fases con respecto a la tasa de generación de biomasa.

La tabla 4.90 muestra la agrupación de cada una de las fases, así como los valores medios de  $R_m$ , destacando claramente como la carga contaminante la variable más influyente, de modo que para valores de carga de 1,1 Kg DQO/m<sup>3</sup> d se produce la mayor generación de biomasa frente a otras cargas contaminantes. Esto es observable entre las fases 22 a 23 donde hay un descenso de carga o las fases 19 a la 20 donde hay un incremento.

El comportamiento más singular es el observado frente a la temperatura, de modo que los incrementos de la temperatura favorecen la generación de biomasa a excepción de temperaturas superiores a 25 °C donde se observa un descenso considerable con respecto a las anteriores. Esto puede apreciarse entre las fases 24 a 27, donde se experimenta un fuerte incremento en la generación de biomasa al pasar de temperaturas sobre los 25 °C a 20-25 °C, apreciándose un descenso conforme la temperatura desciende. Esto es también observable entre las fases 1-3 o entre las fases 8-9 o de la 21 a 22.

Tabla 4.90. Análisis estadístico para los valores de  $R_m$  para las dos instalaciones experimentales.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	KgDQO/d m <sup>3</sup>	R <sub>m</sub> (gVSS/L d)	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	0,15175	ghi
2	3,75	20	40	20-25	0,4	0,19918	klm
3	3,75	20	40	>25	0,4	0,10612	de
4	3,75	20	40	20-25	0,5	0,24344	n
5	3,75	20	35	20-25	0,5	0,16261	ghij
6	3,75	20	35	15-20	0,5	0,21645	m
7	3,75	20	35	<15	0,5	0,17553	ijk
8	3,75	35	35	20-25	1,1	0,38199	p
9	3,75	35	35	>25	1,1	0,27083	ñ

10	3,75	35	32	>25	1,1	0,10224	def
11	3,75	35	32	>25	0,92	0,11653	ef
12	3,75	35	32	20-25	0,92	0,17117	hij
13	3,75	30	32	15-20	0,92	0,08961	d
14	3,75	30	32	<15	0,92	0,08921	cd
15	2,5	43	35	>25	0,4	0,05248	b
16	3,75	20	35	20-25	0,5	0,26201	nñ
17	3,75	20	35	15-20	0,5	0,20879	lm
18	3,75	20	35	<15	0,5	0,21224	m
19	3,75	25	35	15-20	0,5	0,30331	o
20	3,75	25	35	15-20	1,1	0,46162	q
21	3,75	30	35	20-25	1,1	0,45212	q
22	3,75	30	35	>25	1,1	0,28646	ño
23	3,75	30	35	>25	0,77	0,10268	de
24	5,0	35	35	>25	0,77	0,06449	bc
25	5,0	35	35	20-25	0,77	0,18663	jkl
26	5,0	35	35	15-20	0,77	0,153861	gh
27	5,0	35	35	<15	0,77	0,13275	fg
28	5,0	40	35	15-20	0,77	0,15163	g
29	5,0	40	35	20-25	0,77	0,05891	bc
30	5,0	40	35	20-25	0,44	0,12348	f
31	5,0	40	35	>25	0,44	0,02469	a

Destacar como comportamiento singular en referencia a la temperatura como entre las fases 28 a 29 o 5 a 6 la mayor generación de biomasa de da a una temperatura entre 15 y 20°C.

Para el HRT se repite un mismo patrón en las dos grupos de fases en las que es posible valorar su influencia (Fases 4 a 5 y fases 9 a 10), de modo que a mayor HRT hay una mayor generación de biomasa, siendo esta especialmente significativa a pesar de realizarse pequeñas variaciones de esta variable a lo largo del estudio.

Para el SRT es destacable que para valores entre 35 y 40 días un incremento en el SRT implica una menor generación de biomasa, tal como se aprecia entre las fases 25 y 29, aunque entre las fases 26 a 28 la variación es poco significativa. Variaciones entre 30 y 35 días de SRT como las observadas entre las fases 8 y 21 y las fases 9 y 22 no muestran diferencias estadísticamente significativas, aunque si hay una ligera tendencia en base a los valores medios a decrecer la tasa de generación de biomasa con el incremento del SRT.

La comparación entre fases que varía entre 20 y 25 días de SRT, muestran un comportamiento contrario, de modo que hay una mayor generación de biomasa a mayor SRT.

#### **4.5.4.- Tasa De Degradación De Materia Orgánica ( $R_o$ ).**

Los microorganismos responsables del proceso depurador consumirán la materia orgánica aportada mediante el influente ( $C_i$ ) transformándola en biomasa, lo cual dará lugar a una mayor o menor calidad del efluente en base al contenido en materia orgánica no biodegradable ( $c_e$ ) restante. La mayor o menor capacidad del sistema de eliminar materia orgánica se puede calcular en base a un balance de materia (figura 4.82), a partir del cual se obtendrá la tasa de eliminación de materia orgánica ( $R_o$ ).

A través del influente se aportará un caudal ( $Q_i$ ) de agua residual con materia orgánica medible mediante la DQO ( $C_i$ ). Dicha materia orgánica se biodegradará en base a la capacidad del sistema, quedando una fracción en el efluente ( $C_e$ ) cuya carga total dependerá del caudal de salida ( $Q_e$ ). Para estas fracciones tan solo se tendrá en cuenta la DQO biodegradable, no considerando la DQO no biodegradable tanto del influente como del efluente.

El sistema mediante la purga de fango ( $Q_w$ ) pierde parte de la DQO biodegradable presente en el sobrenadante ( $C_s$ ), la cual es aportada al sistema a través del influente y no ha sido biodegradada.

Todas las concentraciones han sido calculadas analíticamente, destacando que la componente biodegradable del efluente es mínima, estando principalmente compuesto por DQO no biodegradable. Esto hace que el valor de  $C_e$  se aproxime a 0. Igualmente el valor de la DQO en el sobrenadante ( $C_s$ ) está principalmente compuesto por materia orgánica no biodegradable siendo su valor similar al del efluente. Todos estos valores se han calculado analíticamente o bien a través del control en continuo de la instalación experimental.

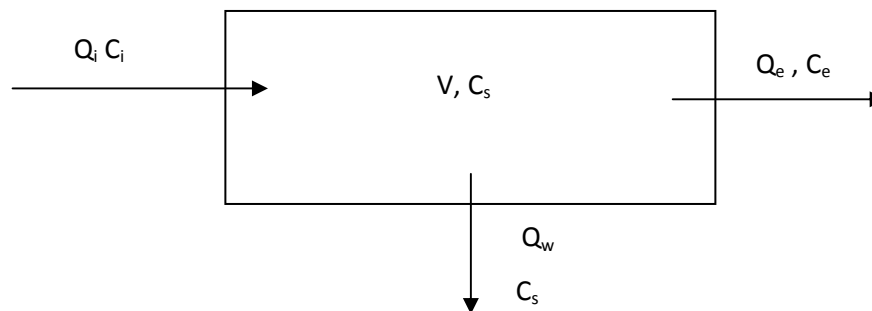


Figura 4.82. Balance de materia para la materia en suspensión volátil.

Teniendo en cuenta el balance establecido podemos considerar la siguiente expresión para reflejarlo:

$$V \times \frac{dC_s}{dt} = Q_i \times C_i - Q_e \times C_e - Q_w \times C_s + R_o \times V$$

$V$ : Volumen del reactor biológico ( $m^3$ )

Eq. 16

$Q_i$ : Caudal influente ( $m^3/d$ )

$Q_w$ : Caudal de purga ( $m^3/d$ )

$Q_e$ : Caudal de efluente ( $m^3/d$ )

Si consideramos las siguientes ecuaciones del SRT y HRT (Ecuaciones 4 y 11) podemos expresar el balance de materia mediante la siguiente expresión:

$$-R_o = -\frac{dC_s}{dt} + \frac{C_i - C_e}{HRT} + \frac{C_i - C_s}{SRT} \quad \text{Eq. 17}$$

Con el objeto de simplificar el cálculo y dado que la variación a lo largo del tiempo de  $C_s$  es mínima y que dicho valor es similar a  $C_e$  si consideramos solo la fracción biodegradable, la expresión anterior se puede simplificar del siguiente modo

$$-R_o = \frac{C_i - C_e}{HRT} + \frac{C_i - C_e}{SRT} \quad \text{Eq. 18}$$

SRT y HRT están definidas para cada fase, mientras que las concentraciones de materia orgánica biodegradable del influente y efluente son analizadas diariamente para cada instalación experimental.

La figura 4.83, muestra la evolución de la tasa de degradación de materia orgánica a lo largo del tiempo de experimentación para las instalaciones de ultrafiltración y microfiltración. Dicha tasa presenta un valor mínimo de 0,077 a un máximo de 1,43 g DQO/L d, para la instalación de microfiltración y de un mínimo de 0,12 a un máximo de 1,55 g DQO/L d, para la instalación de ultrafiltración. Esto supone para la práctica totalidad de los ensayos una eliminación diaria de la totalidad de DQO biodegradable aportada por el influente, respondiendo las variaciones observadas a las variaciones de carga contaminante del sistema.

Las diferentes condiciones operacionales afectan a la mayor o menor capacidad del sistema de eliminación de materia orgánica biodegradable, existiendo diferencias estadísticamente significativas entre las diferentes fases del estudio (p-valor= 0,0001) tal como puede apreciarse en la figura 4.84. El test de mínimas diferencias significativas para las diferentes fases del ensayo muestra como las fases con un mayor valor para  $R_o$  tienen como característica común la alta carga contaminante de trabajo (1,1-0,92 Kg DQO/m<sup>3</sup> d), mientras que las que presentan un menor valor de  $R_o$  transcurrieron con una carga contaminante baja (0,4-0,5 Kg DQO/m<sup>3</sup> d). Destacar

como valor anómalo el comportamiento de la fase 11 con un bajo valor de  $R_o$  a pesar de trabajar con una carga contaminante alta ( $0,92 \text{ DQO/m}^3 \text{ d}$ ).

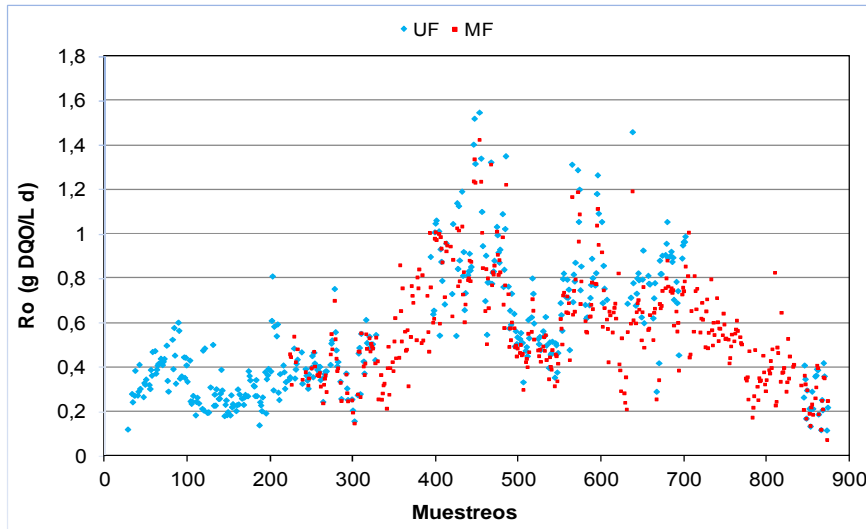


Figura 4.83. Evolución diaria de la tasa de degradación de materia orgánica en los reactores biológicos de las instalaciones de UF y MF.

El efecto de la temperatura es menos significativo que para la generación de biomasa, aunque para temperaturas  $> 25^\circ\text{C}$  suelen alcanzarse valores más bajos que para temperaturas inferiores, tal como puede apreciarse en la tabla 16 para las fases 24 y 3. Para el resto de temperaturas no son destacables diferencias estadísticamente significativas, aunque se aprecia una tendencia a descender conforme descende la temperatura entre  $25$  y  $< 15^\circ\text{C}$ .

El HRT no muestra un efecto significativo para los valores ensayados ( $\text{HRT} > 32 \text{ h}$ ) no existiendo diferencias estadísticamente significativas entre las fases 4 y 5 o las fases 9 y 10 (tabla 4.91)

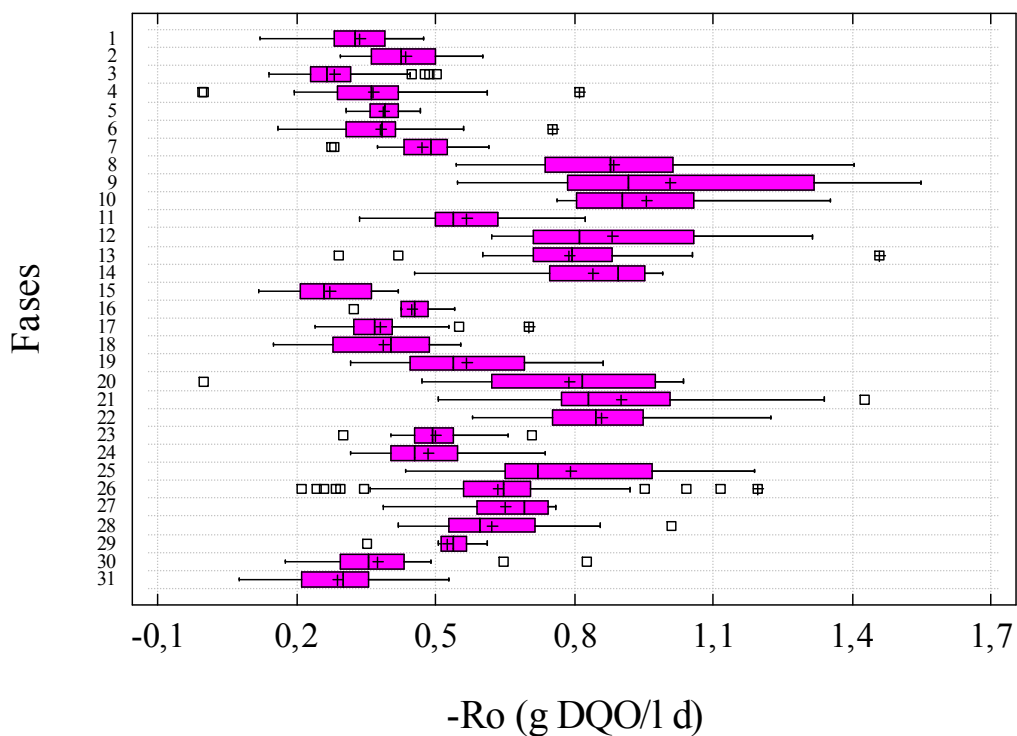


Figura 4.84. Diagrama de cajas para el test de mínimas diferencias significativas entre las diferentes fases con respecto a la tasa de degradación de materia orgánica.

Para el SRT se aprecian comportamientos muy dispares. La tendencia habitual es que para un mayor valor de SRT se obtiene un mayor valor de  $R_o$ , tal como se aprecia en las fases 6 y 19 con diferencias de 20 a 25 días de SRT o entre las fases 9 y 22 con diferencias de 30 a 35 días de SRT. Para valores mayores no se aprecian diferencias estadísticamente significativas, como sucede entre las fases 26 y 28, con 35 y 40 días de SRT, o bien la tendencia es contraria como sucede entre las fases 25 y 29 (tabla 4.91). No hay pues una tendencia clara que permita asegurar un efecto del SRT sobre la tasa de eliminación de materia orgánica para valores elevados de SRT, superiores a 20 días.

Tabla 4.91. Análisis estadístico para los valores de  $R_o$  para las dos instalaciones experimentales.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	KgDQO/d m <sup>3</sup>	R <sub>o</sub> (gDQO/L d)	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	0,33531	abc



2	3,75	20	40	20-25	0,4	0,43722	defg
3	3,75	20	40	>25	0,4	0,28287	a
4	3,75	20	40	20-25	0,5	0,36469	cd
5	3,75	20	35	20-25	0,5	0,38821	bcdef
6	3,75	20	35	15-20	0,5	0,38071	cde
7	3,75	20	35	<15	0,5	0,46967	efgh
8	3,75	35	35	20-25	1,1	0,88515	mn
9	3,75	35	35	>25	1,1	1,00551	ñ
10	3,75	35	32	>25	1,1	0,95592	nñ
11	3,75	35	32	>25	0,92	0,56704	ij
12	3,75	35	32	20-25	0,92	0,88065	mn
13	3,75	30	32	15-20	0,92	0,78925	l
14	3,75	30	32	<15	0,92	0,83971	lmn
15	2,5	43	35	>25	0,4	0,27152	a
16	3,75	20	35	20-25	0,5	0,44742	cdefghi
17	3,75	20	35	15-20	0,5	0,38283	cde
18	3,75	20	35	<15	0,5	0,38675	cde
19	3,75	25	35	15-20	0,5	0,56703	hijk
20	3,75	25	35	15-20	1,1	0,78778	l
21	3,75	30	35	20-25	1,1	0,90217	n
22	3,75	30	35	>25	1,1	0,85813	lmn
23	3,75	30	35	>25	0,77	0,50092	ghi
24	5,0	35	35	>25	0,77	0,48264	fgh
25	5,0	35	35	20-25	0,77	0,79191	lm
26	5,0	35	35	15-20	0,77	0,63547	k

27	5,0	35	35	<15	0,77	0,65203	jk
28	5,0	40	35	15-20	0,77	0,62273	jk
29	5,0	40	35	20-25	0,77	0,52612	ghij
30	5,0	40	35	20-25	0,44	037567	cd
31	5,0	40	35	>25	0,44	0,28825	ab

La tasa de generación de biomasa y la tasa de degradación de materia orgánica pueden relacionarse para obtener el coeficiente de producción de heterótrofos ( $Y_h$ ), definido como la relación entre la biomasa activa generada y el sustrato consumido. Mediante los ensayos realizados puede obtener este parámetro como resultado de la observación experimental en nuestro sistema (Huang *et al.* 2001), el cual vendrá dado por la ecuación 19, denominándose coeficiente de producción observado.

$$Y_h = \frac{R_m}{-R_o} \quad \text{Eq. 19}$$

La figura 4.85 muestra la evolución de  $Y_h$  observado durante la experimentación, apreciándose como tanto la planta de ultrafiltración como de microfiltración evolucionan de forma similar con el tiempo independientemente de las condiciones de trabajo establecidas en cada caso.

Los valores medios de  $Y_h$  varían entre los diferentes periodos de investigación desde máximos de 0,68 gVSS/g DQO hasta mínimos de 0,093 gVSS/g DQO, existiendo diferencias estadísticamente significativas entre las diferentes fases del estudio (p-valor= 0,00001), tal como puede apreciarse en el test de mínimas diferencias significativas (figura 4.86).

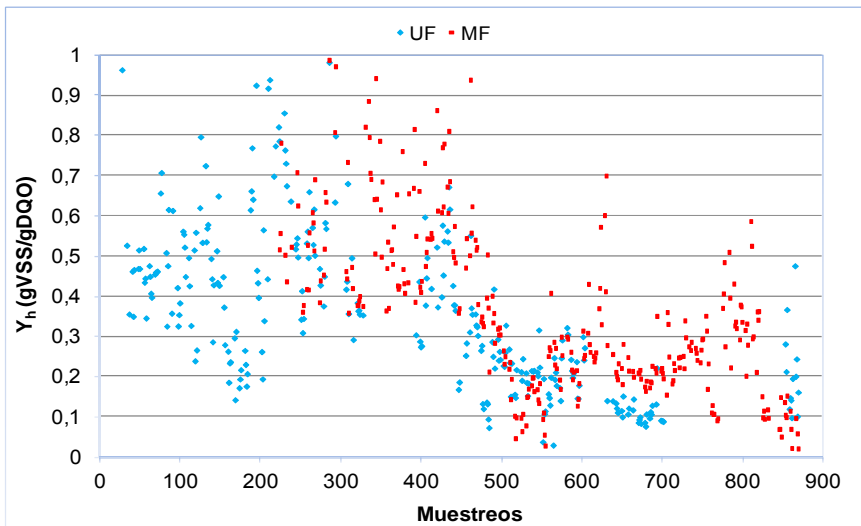


Figura 4.85. Evolución diaria del coeficiente de producción de heterótrofos en los reactores biológicos de las instalaciones de UF y MF.

Variables como la variación de carga contaminante muy influyentes tanto en los valores de  $R_m$  como de  $R_o$ , no muestran para  $Y_h$  un efecto destacable tal como puede apreciarse entre las fases 10 y 11 y las fases 19 y 20, observándose comportamientos indistintos para otras fases comparables.

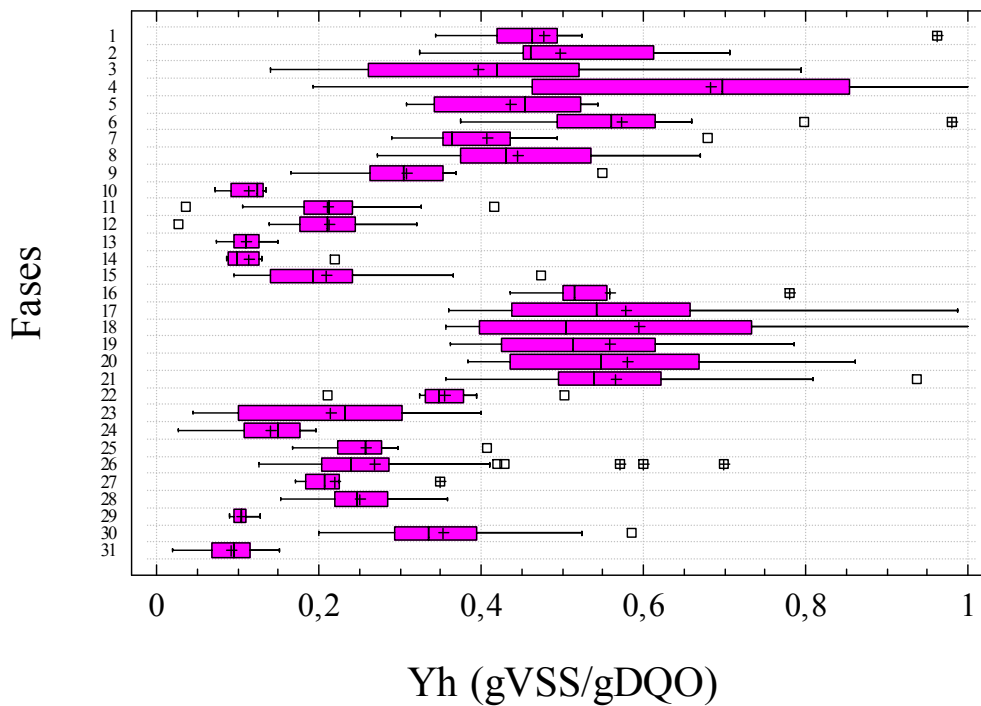


Figura 4.86. Diagrama de cajas para el test de mínimas diferencias significativas entre las diferentes fases con respecto al coeficiente de producción de heterótrofos.

La temperatura es una de las variables que muestra diferencias estadísticamente significativas, con un comportamiento que se repite entre diferentes fases de comparación. Así para temperaturas entre 15 y 25°C no se aprecian diferencias estadísticas en la mayor parte de los intervalos comparables, siendo estas destacables tanto para temperaturas >25°C ó <15°C, registrándose descensos con respecto a las anteriores. Sin embargo, la temperatura no es una variable determinante frente a la  $Y_h$  ya que para situaciones con variables diferentes el comportamiento frente a la temperatura no ha respondido de igual modo.

El SRT es una de las variables que más constancia ha presentado en el comportamiento entre fases comparables, observándose como tendencia que frente a un incremento de SRT se produce un descenso del valor de  $Y_h$ . Esto es claramente apreciable entre las fases 8 y 21 o las fases 25 y 29, no siendo tan claro para el resto de fases comparables, aunque el valor medio obtenido marca una tendencia similar.

Tabla 4.92. Análisis estadístico para los valores de  $Y_h$  para las dos instalaciones experimentales.

Fase	h	SRT	HRT	Tª	KgDQO/d m <sup>3</sup>	$Y_h$ (gVSS/gDQO)	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	0,47680	klm
2	3,75	20	40	20-25	0,4	0,49801	klmn
3	3,75	20	40	>25	0,4	0,39555	ij
4	3,75	20	40	20-25	0,5	0,68225	o
5	3,75	20	35	20-25	0,5	0,43600	ijkl
6	3,75	20	35	15-20	0,5	0,57249	nñ
7	3,75	20	35	<15	0,5	0,40755	ijk
8	3,75	35	35	20-25	1,1	0,44462	jkl
9	3,75	35	35	>25	1,1	0,30781	fgh
10	3,75	35	32	>25	1,1	0,11303	abc

11	3,75	35	32	>25	0,92	0,21112	cd
12	3,75	35	32	20-25	0,92	0,21279	cde
13	3,75	30	32	15-20	0,92	0,11050	a
14	3,75	30	32	<15	0,92	0,11394	ab
15	2,5	43	35	>25	0,4	0,20937	bcde
16	3,75	20	35	20-25	0,5	0,55776	lmnñ
17	3,75	20	35	15-20	0,5	0,57927	nñ
18	3,75	20	35	<15	0,5	0,59411	ñ
19	3,75	25	35	15-20	0,5	0,55833	mnñ
20	3,75	25	35	15-20	1,1	0,57934	nñ
21	3,75	30	35	20-25	1,1	0,56650	nñ
22	3,75	30	35	>25	1,1	0,35521	ghij
23	3,75	30	35	>25	0,77	0,21495	cde
24	5,0	35	35	>25	0,77	0,14001	abc
25	5,0	35	35	20-25	0,77	0,25843	defg
26	5,0	35	35	15-20	0,77	0,26797	efg
27	5,0	35	35	<15	0,77	0,22045	bcdef
28	5,0	40	35	15-20	0,77	0,25122	def
29	5,0	40	35	20-25	0,77	0,10519	abc
30	5,0	40	35	20-25	0,44	0,35317	hi
31	5,0	40	35	>25	0,44	0,09274	a

La figura 4.86 muestra una tendencia hacia menores valores de  $Y_h$  para los ensayos realizados a partir del muestreo 500, donde la mayor parte de las fases de estudio se acometieron con valores mayores de SRT.

Para el HRT hay una tendencia similar para las dos fases comparables de modo que a mayor HRT, mayor  $Y_n$ , tal como puede apreciarse entre las fases 4 y 5 y las fases 9 y 10. De igual modo a como sucediera para el SRT, los ensayos previos al muestreo 500 se acometieron con mayores valores de HRT que a partir de dicho muestreo en la instalación de ultrafiltración.

#### **4.5.5.- Perdida De Biomasa**

A lo largo de la investigación se han sufrido dos periodos de problemas de pérdida de biomasa debido a desequilibrios bacterianos, de ellos la planta con membranas de ultrafiltración sufrió los dos periodos mientras que en la planta de microfiltración solo se dejó notar uno de ellos.

Las situaciones con desequilibrios bacterianos, con elevada presencia de bacterias filamentosas generan problemas en el fango de las instalaciones de depuración de aguas residuales, pero el problema principal que afecta a los MBR es el de la pérdida de fango por flotación de este y su escape de los tanques por la parte superior.

En la instalación de ultrafiltración se generaron problemas de pérdida de biomasa por flotabilidad de fangos en dos periodos concretos, entre diciembre de 2009 y febrero de 2010 y entre diciembre 2010 y febrero 2011.

En la figura 4.87 se observa la pérdida de biomasa por flotación por encima del tanque anóxico en uno de estos periodos.

En el primer periodo de espumas en la planta de ultrafiltración se generaron problemas muy graves de pérdidas de biomasa, como se puede ver en la imagen, en la cual desde el inicio del periodo de problemas hasta que se soluciona definitivamente parando la planta para limpiar, reparar y cambiar la microbiología se llegaron a perder por los problemas en la instalación hasta 142 m<sup>3</sup> de fango, una media diaria en este periodo de 1,56 m<sup>3</sup> por día.



Figura 4.87. Derrame de fango por flotación en la planta de ultrafiltración.

En el segundo periodo de espumas que afectó a la planta con membranas de GE, en el invierno de 2010, los problemas fueron menos acusados, con una pérdida de 26 m<sup>3</sup> de fango en ese periodo y una media diaria de 0,3 m<sup>3</sup>.

En ambos casos los problemas de presencia de espumas generaron a su vez una alta presión transmembrana (TMP), que necesito de limpiezas químicas exhaustivas ácidas y de hipoclorito para restablecer los valores de presión.

En cuanto a la instalación de microfiltración, los problemas fueron menos acusados que en el caso de la otra planta. En el primer invierno no se detectaron problemas de espumas de importancia, mientras que si bien en el segundo invierno sí que hubo problemas de pérdidas de biomasa pero menores a los registrados en ultrafiltración. En este caso se perdieron un total de 3 m<sup>3</sup> de espumas, una media diaria de 0,04 m<sup>3</sup>.

En este caso no fue necesaria una limpieza química, pero los valores de TMP se vieron afectados, incrementándose la presión transmembrana que llevó a necesitar una limpieza química al poco tiempo.



Figura 4.88. Espumas en reactor anóxico en planta de microfiltración.

En ambas instalaciones los problemas de pérdidas de espumas se generaron en los puntos más bajos de la instalación, en ambos casos los reactores anóxicos que están enterrados, porque es en este punto más bajo donde se acumulan las espumas generadas.

Para solucionar estos problemas de pérdida de fango se recurrió a varias soluciones.

En el primer año, en la planta de ultrafiltración se añadieron reactivos antiespumantes (Foamtrol AF 1440E) para disminuir la cantidad de espumas generadas, pero su efectividad fue muy baja. Al mismo tiempo se recurrió a introducir las purgas de la planta de microfiltración, que no sufría estos problemas microbianos, con la idea de ir sustituyendo la microbiología presente en el fango hacia otra más equilibrada. Finalmente y ante los recurrentes problemas sin resolver de espumas y pérdida de biomasa, unido a problemas en el equipamiento de la planta que impedía un correcto funcionamiento se recurrió al vaciado y limpieza de la instalación para volver a empezar con una nueva microbiología.

Durante el segundo año se volvieron a repetir los problemas de pérdida de biomasa y en esta ocasión fueron menores a los del año anterior. En este caso se añadieron las



purgas de Kubota, que seguía teniendo menos problemas de espuma. Con el paso del tiempo se fueron reduciendo los problemas de pérdida de biomasa, pero finalmente y aunque no fue por causa achacable a las espumas sino por una rotura y necesidad de reparación hubo que vaciar los tanques y limpiar.

En el caso de la instalación de microfiltración, solo se sufrieron ciertos problemas de pérdida de biomasa durante el segundo invierno, si bien los sucesos fueron mucho menores que los registrados en la otra planta. En este caso simplemente el paso del tiempo y la subida de las temperaturas fueron solucionando estos desequilibrios microbianos y los casos de foaming que generaron.

#### 4.6.- Evolución De La Presión Transmembrana (TMP).

Durante la investigación, en las dos instalaciones se ha registrado los valores de presión transmembrana (TMP), para determinar su evolución y las afecciones que las condiciones de trabajo de las instalaciones tenían en ella. En las dos plantas se ha trabajado con flux bajos, manteniendo un flux medio de operación en torno a 10 L/m<sup>2</sup> h. Este valor es inferior al nominal para la instalación con membranas de ultrafiltración y al del sistema con membranas de microfiltración. Sin embargo, el forzar las membranas en la filtración no era un objetivo, se prefirió trabajar a flux más bajos para que la investigación no se viese influenciada de ninguna forma por la membrana, y para trabajar con los HRT que se pretendía ensayar eran necesarios flux bajos. De esta forma se seguía una idea de trabajo y se protegía la membrana, lo que llevó a mantener estos valores.

La planta de microfiltración ha trabajado con ciclos de producción de 9 minutos, ocho de ellos en producción y uno en relax, en los cuales la TMP empieza desde presiones bajas en relax para subir ligeramente y alcanzar un valor medio (figura 4.89). Tras ese tiempo de filtración se produce un paro en la producción durante un minuto en el que la membrana entra en relax, lo que hace descender la TMP a los valores que determina la presión ejercida por la altura de la lámina de agua en el tanque de membranas. La instalación con membranas de microfiltración no aplica contralavados,

lo que le permite generar una capa de depósitos que ayudará al proceso de filtración realizado por la membrana.

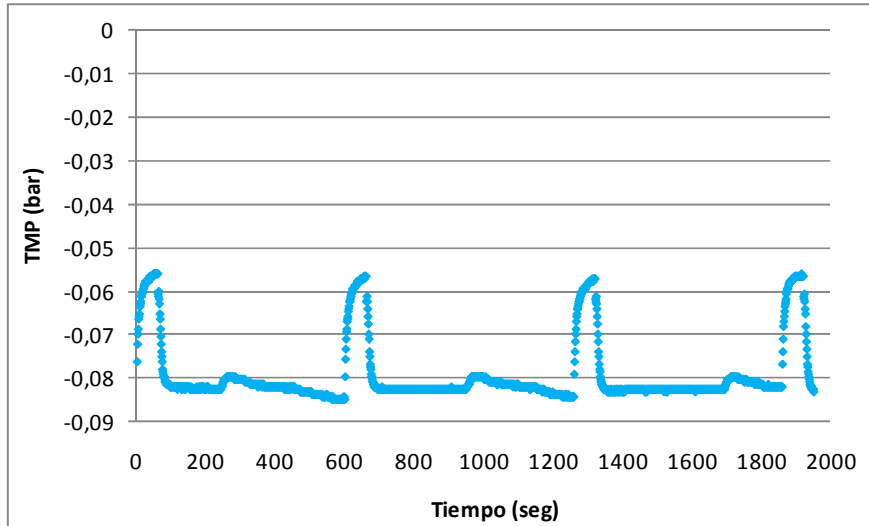


Figura 4.89. Evolución de la presión transmembrana de la instalación experimental con membranas de microfiltración a lo largo de tres ciclos de filtración.

Para cada día de trabajo se ha obtenido un valor medio que representa la situación de la TMP a lo largo del día, y permite valorar la evolución temporal y hacer la comparativa entre las diferentes fases del estudio, evaluando la influencia de las diferentes variables.

Para la instalación con membranas de microfiltración se registraron al inicio oscilaciones significativas de la TMP entre -0,03 y -0,1 que poco a poco fueron regulándose, alcanzando un valor medio de TMP de -0,06 bar hasta el muestreo 260 a partir del cual se aprecia un incremento progresivo de la TMP, llegando a máximos de -0,123 bar en el muestreo 302. Ante el incremento progresivo de la TMP se decidió aplicar una limpieza química que redujo la TMP drásticamente a los valores medios del anterior periodo (-0,06 bar), pero nuevamente se apreció un incremento progresivo, llegando a máximos de -0,1 bar para el muestreo 324, los cuales se redujeron sin necesidad de aplicar limpiezas químicas, alcanzando un nuevo periodo de estabilidad en los valores de TMP, nuevamente con valores medios de -0,06 bar (figura 4.90).

Nuevamente sobre los muestreos 544-545 se aprecia una inflexión en el comportamiento de la TMP, con una tendencia progresiva hacia el incremento, alcanzando valores de hasta -0,14 bar, presión que se considera en el rango de peligrosidad para la integridad de la membrana, por lo que se procedió a la realización de una limpieza química casi al final de esta investigación, que volvió a restablecer valores de presión a niveles de seguridad.

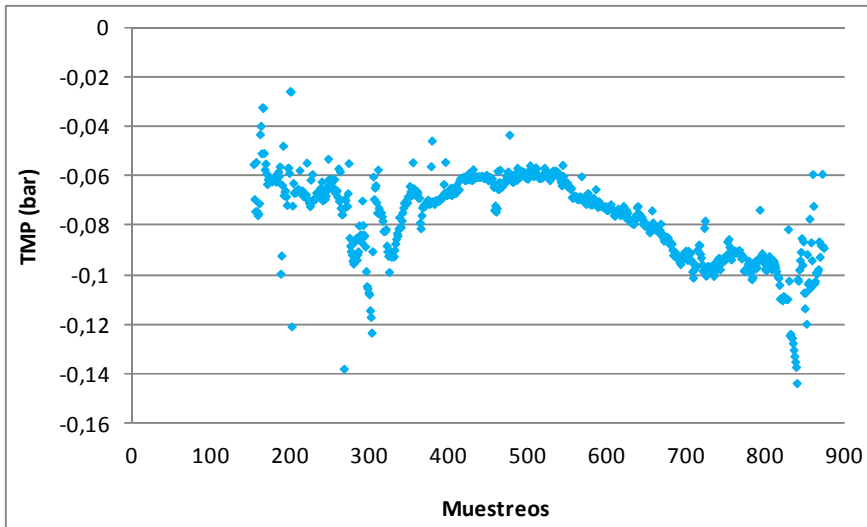


Figura 4.90. Evolución de la TMP de la instalación experimental con membranas de microfiltración.

Se ha analizado estadísticamente la influencia de las variables de proceso sobre los valores de TMP registrados a lo largo de la investigación, para determinar cómo afectan estos factores a la presión.

En la tabla 4.93 se muestran los valores medios de la TMP registrada para cada fase, con sus características y la distribución por grupos homogéneos que se obtiene en el análisis de la varianza.

Tabla 4.93. Análisis estadístico para los valores de TMP en la instalación experimental con membranas de microfiltración.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	TMP (bar)	Grupos homogéneos
16	3,75	20	35	20-25	0,5	-0,0664027	fg
17	3,75	20	35	15-20	0,5	-0,074993	e
18	3,75	20	35	<15	0,5	-0,0842973	d
19	3,75	25	35	15-20	0,5	-0,0691826	f
20	3,75	25	35	15-20	1,1	-0,064858	gh
21	3,75	30	35	20-25	1,1	-0,0623901	hi
22	3,75	30	35	> 25	1,1	-0,0594807	i
23	3,75	30	35	> 25	0,77	-0,0592515	i
24	5	35	35	>25	0,77	-0,0611604	hi
25	5	35	35	20-25	0,77	-0,0685225	fg
26	5	35	35	15-20	0,77	-0,0768417	e
27	5	35	35	<15	0,77	-0,0921121	bc
28	5	40	35	15-20	0,77	-0,0936318	c
29	5	40	35	20-25	0,77	-0,0922821	bc
30	5	40	35	20-25	0,4	-0,0971633	b
31	5	40	35	>25	0,4	-0,102326	a

Para las fases con elevados valores de temperatura se registraron los valores más bajos de TMP, pero a su vez también los valores más altos. En las tres primeras fases se observa que a igualdad en el resto de las variables la disminución en la T<sup>a</sup> afecta a la TMP, que fue empeorando según disminuía la temperatura. Esto también se observa para las fases 24, 25, 26 y 27, que a igualdad del resto de variables va recorriendo todo el espectro de temperaturas y en todas se marcan diferencias significativas con la anterior, aumentando los valores según disminuía la temperatura.

Si vemos la influencia de la carga orgánica, entre las fases 22 y 23, o 29 y 30 no se apreciaron diferencias estadísticas a pesar de los cambios en la carga orgánica entre ellas. En cambio entre las fases 19 y 20 sí que se aprecian, con una menor TMP para la 20, con una mayor carga orgánica.

Otro de los factores que van a influir en la TMP es la concentración de MLSS en el licor mezcla a filtrar. En la figura 4.91 se observa la evolución de los MLSS junto con la evolución de la TMP a lo largo de la investigación.

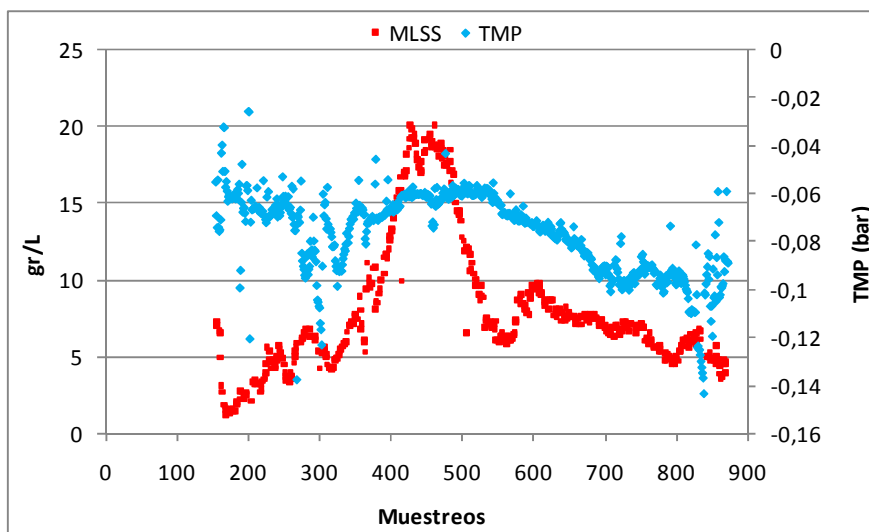


Figura 4.91. Evolución de la TMP junto con la concentración de MLSS a lo largo de la investigación.

En la figura se observa como el incremento inicial de los MLSS va afectando a los valores de TMP de forma que según ascienden los sólidos asciende también la TMP en las membranas. Sin embargo, a partir del día 310 se observa un rápido y muy notable incremento de sólidos en suspensión que no se relaciona con un empeoramiento en los valores de TMP, sino que más bien parece apreciarse una mejora en los valores alcanzados de presión. Sin embargo, hacia el muestreo 790 un súbito incremento de MLSS, sin alcanzar niveles excesivamente altos en gr/L si que se vio reflejada en un incremento de la TMP.

Otros de los factores que van a influir en la TMP son las limpiezas químicas a las que se sometan las membranas y el caudal de aire de limpieza que suministre la soplante de membranas.

En cuanto a las limpiezas químicas, la planta de microfiltración se sometió a cuatro limpiezas con hipoclorito para restablecer los valores de TMP por el ensuciamiento de membrana. La primera de estas fue llevada a cabo el día 8/1/2010, que coincide con el muestreo 303. En la gráfica se observa como los valores hacia esa fecha iban incrementándose, para posteriormente volver a presiones similares a la inicial. La segunda limpieza química se realizó el 28/4/2010, que se sitúa en el día 413. En la gráfica se ve que los valores disminuyen ligeramente sobre ese muestreo.

La tercera limpieza fue en el muestreo 841, el 30/6/2011, fecha para la cual los valores de la TMP habían alcanzado el nivel máximo de trabajo permitido, en -0,14 bar y se realizó una limpieza que devolviese la presión a valores aceptables de operación. Sin embargo, para el muestreo 862, el 18/7/2011 fue necesario volver a realizar otra limpieza química debido a que, como se aprecia en la figura 4.91, los niveles de presión habían ascendido y eran inestables.

En lo referente al caudal de aire suministrado por las soplantes de membranas para la limpieza de estas, fueron necesarias dos operaciones de mantenimiento por el bajo caudal suministrado. La soplante de membranas es una soplante de palas, que debido al funcionamiento estas se van desgastando y progresivamente va disminuyendo el caudal que son capaces de suministrar. El caudal de aire es muy importante para el control de la TMP, ya que es el flujo encargado de arrastrar los excesos de fango adheridos a la superficie de la membrana, que en último término va a definir la resistencia a la filtración, y la TMP.

La soplante fue instalada nueva en el montaje y puesta en marcha de la planta, y fue disminuyendo el caudal de aire que era capaz de aportar hasta que el día 17/6/2010, el muestreo 463, el caudal ya era mínimo y fue necesario sustituir las piezas que suministran el aire. Tras esta operación de mantenimiento se aprecia una disminución en los valores de la TMP al aumentar el caudal de aire que limpia la membrana y disminuir por tanto los excesos de materia sobre esta. La segunda reparación fue llevada a cabo el 14/7/2011 dado que la soplante ya no era capaz de arrastrar la torta adherida a las membranas. Esto hizo que poco tiempo después de una limpieza

química que restableció los valores de TMP estos ascendieran rápidamente y se volvieran inestables, hasta que se reparó la soplante y se realizó una limpieza química para devolver los registros de presión a valores inferiores.

Para la instalación con membranas de ultrafiltración las operaciones son diferentes. Los ciclos de producción son de cinco minutos, tras los cuales no se aplica relax, sino un contralavado de 30 segundos, aplicando un caudal de 1,5 veces el caudal de permeado producido. Dado que esta instalación tiene marcado su trabajo por una consigna de caudal de permeado producido, la bomba de succión va variando su funcionamiento para ajustarse a esta consigna, por lo que los valores de la TMP se van modificando durante una carrera de filtrado. Tal como se aprecia en la figura 4.92 los valores de TMP mínimos se alcanzan de forma progresiva debido al ajuste de la succión. Se observa también en las fases de retrolavado para limpieza de membrana como la TMP asciende a valores de presión positiva debido al paso de agua a contracorriente a través de la membrana, en la que no se produce succión, sino empuje. La evolución de estos valores positivos de TMP nos ayuda a valorar el grado de ensuciamiento de la membrana y las dificultades del sistema para mantener su superficie limpia. Estos condicionantes en la forma de trabajo de la instalación de ultrafiltración nos lleva a aplicar para el estudio comparativo los valores mínimos y máximos de TMP en lugar de los valores medios, lo cual nos permite discriminar los valores de signo positivo y negativo, mediante el cual se estudia la evolución temporal y se realiza el análisis entre fases.

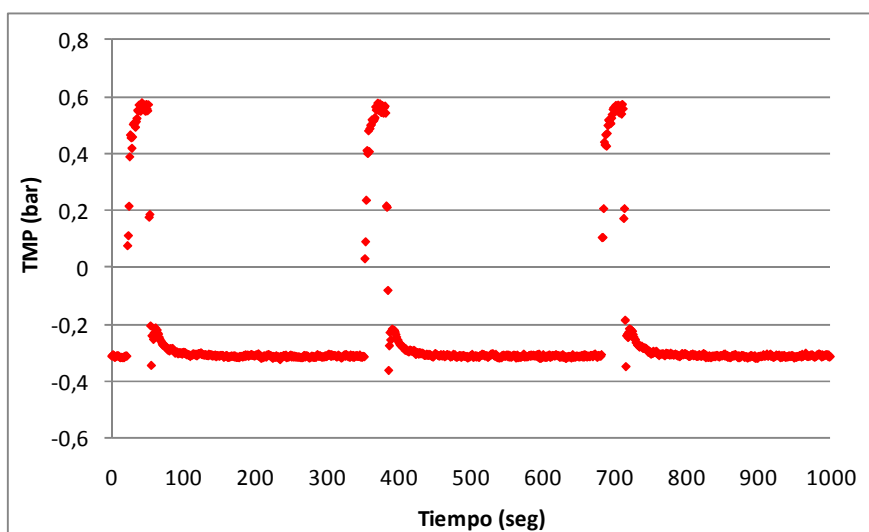


Figura 4.92. Evolución de la TMP de la instalación experimental con membranas de ultrafiltración a lo largo de tres ciclos de filtración.

Si tomamos los valores mínimos de TMP registrados en la instalación podemos observar la resistencia a la filtración de la membrana en cada momento de la investigación (figura 4.93)

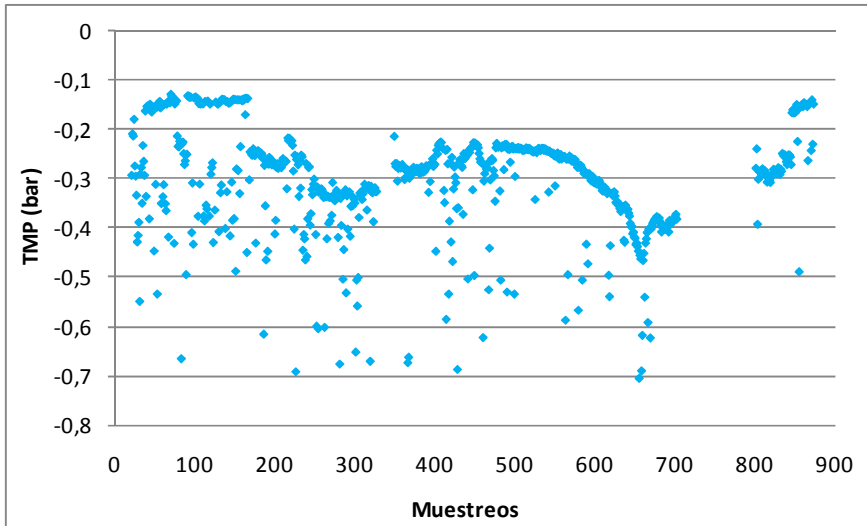


Figura 4.93. Evolución de la presión transmembrana mínima de la instalación experimental con membranas de ultrafiltración.

Para esta instalación se observa una mayor fluctuación en los valores alcanzados, aunque la tendencia es a mantener un valor sostenido en torno a -0,15 bar. Tras el muestreo 168 (fase 3) se experimenta un incremento brusco de la TMP hasta valores mínimos sostenidos de -0,26, siguiendo una progresión ascendente hasta el muestreo 329 (fase 7) en la que la instalación se para por seguridad, dado que se alcanzan presiones mínimas próximas a -0,7 bar.

Tras la nueva puesta en marcha, la presión experimenta una mejora significativa, manteniéndose hasta el inicio de la fase 12 a partir de la cual vuelve a experimentar un incremento progresivo a lo largo de las fases 12 y 13.

Entre los días 663-664 se realizaron limpiezas químicas exhaustivas con hipoclorito y ácido cítrico, debido al incremento de la TMP muy acentuado y rápido, devolviéndose la presión transmembrana a valores más bajos. Posteriormente hay un parón grande de mantenimiento de la planta en la que se volvió a realizar limpiezas químicas de las



membranas ácidas y de hipoclorito y al volver a operar los valores de TMP volvieron a situarse en torno a los -0,26 bar, presión frecuente en periodos estacionarios en fases anteriores.

Si realizamos un análisis estadístico sobre los valores de TMP mínimos registrados en la planta, con sus valores medios y la distribución por grupos homogéneos que se extrae de ella obtenemos la tabla 4.94, para determinar cómo afectan las variables a la TMP.

Tabla 4.94. Análisis estadístico para los valores de TMP mínimo en la instalación experimental con membranas de ultrafiltración.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	TMP (bar)	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	-0,263998	de
2	3,75	20	40	20-25	0,4	-0,243295	e
3	3,75	20	40	> 25	0,4	-0,236664	e
4	3,75	20	40	20-25	0,5	-0,310859	c
5	3,75	20	35	20-25	0,5	-0,370602	b
6	3,75	20	35	15-20	0,5	-0,371399	b
7	3,75	20	35	< 15	0,5	-0,377594	b
8	3,75	35	35	20-25	1,1	-0,310532	c
9	3,75	35	35	> 25	1,1	-0,298843	cd
10	3,75	35	32	> 25	1,1	-0,278501	cde
11	3,75	35	32	> 25	0,92	-0,256023	e
12	3,75	35	32	20-25	0,92	-0,314976	c
13	3,75	30	32	15-20	0,92	-0,426059	a
14	3,75	30	32	< 15	0,92	-0,393113	ab

15	2,5	43	35	> 25	0,4	-0,1875	f
----	-----	----	----	------	-----	---------	---

El análisis estadístico reflejado en la tabla 4.94, vuelve a poner de manifiesto, tal como sucediera para la instalación con membranas de microfiltración, que de las diferentes variables estudiadas es la temperatura la que juega un mayor papel en los incrementos de la TMP, de modo que para bajas temperaturas se registran los valores de máxima TMP (fases 6, 7, 13 y 14), mientras que para temperaturas elevadas la TMP es menor (fases 2, 3, 8, 9, 10 y 15). La carga orgánica no ha mostrado influencia para la TMP, si observamos dos fases consecutivas con las mismas condiciones salvo la carga que recibe la planta, como entre la 10 y 11, no se aprecian diferencias entre ellas.

EL TRH muestra influencias divergentes en la TMP, puesto que entre las fases 4 y 5, con todos los parámetros coincidentes salvo el TRH si muestran diferencias significativas, con mejores resultados para TRH más altos, mientras que en las fases 9 y 10 no se aprecian diferencias entre ellas, y aunque no se aprecian diferencias el valor medio más bajo se detectó en la fase 10, con un TRH más bajo.

En el caso de los valores de presión máxima, alcanzados durante los procesos de limpieza de las membranas se muestran en la figura 4.94.

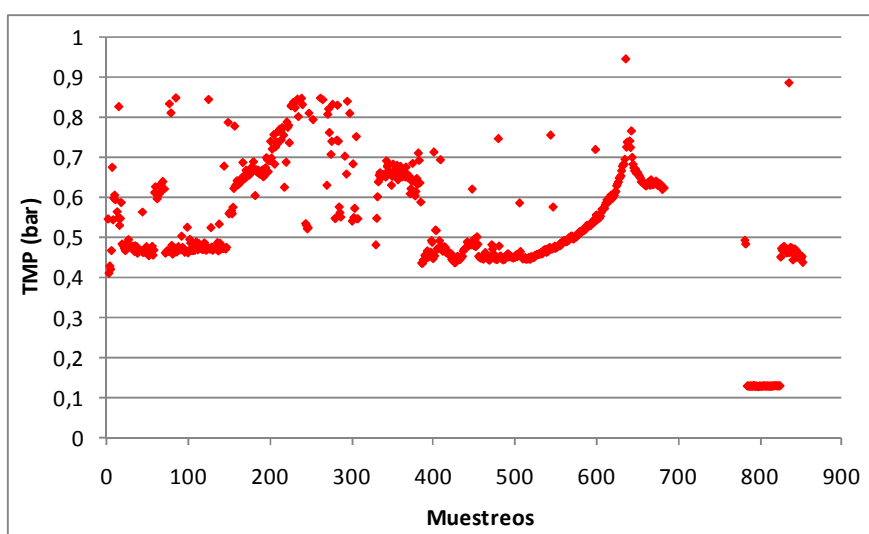


Figura 4.94. Evolución de la TMP máxima de la instalación experimental con membranas de ultrafiltración.

La figura 4.94 muestra la evolución de la TMP experimentada por la membrana de ultrafiltración en los procesos de contralavado, la presión máxima, para la cual se observa una evolución similar a la experimentada por la TMP de producción (figura 4.93). Durante las tres primeras fases la presión de contralavado alcanza valores constantes en torno a 0,45 bar, experimentando un incremento significativo, llegando a máximos durante las fases 5 y 6. La presión de contralavado es controlada mediante la aplicación de limpiezas químicas intensivas, hasta que la planta es parada debido a los elevados valores de TMP en producción.

Tras la nueva puesta en marcha la presión de contralavado se reduce progresivamente hasta alcanzar nuevamente valores en torno a los 0,45 bar durante las fases 9, 10 y 11, volviendo a experimentar un incremento significativo durante las fases 12 y 13 en la que nuevamente se registran máximos elevados de hasta 1 bar. Tras esto, se realizaron las limpiezas químicas a las membranas descritas anteriormente y se redujo la presión máxima registrada.

Tras la puesta en marcha de nuevo de la planta tras la parada de mantenimiento se detectaron presiones muy bajas, de en torno a 0,12 bar, para después incrementarse a en torno a los 0,45 bar, presión que se registró en los periodos estacionarios en fases anteriores.

El análisis estadístico (tabla 4.95) vuelve a poner de manifiesto que durante los periodos de baja temperatura se registran las mayores dificultades para mantener limpia la membrana, aunque hay picos significativos en fases de temperaturas entre 20 y 25°C (fase 5).

Tabla 4.95. Análisis estadístico para los valores de TMP máxima en la instalación experimental con membranas de ultrafiltración.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg DQO/d m <sup>3</sup>	TMP (bar)	Grupos homogéneos
1	3,75	20	40	15-20	0,4	0,515344	c

2	3,75	20	40	20-25	0,4	0,534375	c
3	3,75	20	40	> 25	0,4	0,523529	c
4	3,75	20	40	20-25	0,5	0,687176	ef
5	3,75	20	35	20-25	0,5	0,808681	g
6	3,75	20	35	15-20	0,5	0,708181	f
7	3,75	20	35	< 15	0,5	0,657646	de
8	3,75	35	35	20-25	1,1	0,511458	c
9	3,75	35	35	> 25	1,1	0,470693	ab
10	3,75	35	32	> 25	1,1	0,450126	a
11	3,75	35	32	> 25	0,92	0,458742	a
12	3,75	35	32	20-25	0,92	0,50109	bc
13	3,75	30	32	15-20	0,92	0,652234	d
14	3,75	30	32	< 15	0,92	0,631915	d
15	2,5	43	35	> 25	0,4	0,451022	a

Aquí se vuelve a apreciar la influencia de la temperatura en la TMP, en la que las fases con mayores temperaturas, como la 9, 10, 11 y 15 presentan los valores máximos de presión más bajos, mientras que va disminuyendo la temperatura va aumentando la presión, como se aprecia en las fases 7, 8 y 9 o en las 11, 12, 13 y 14. Sin embargo se observan como en las primeras fases la presión no responde tanto a los cambios de temperatura, marcando un máximo en una fase como la fase 5, con una temperatura alta (20-25 °C).

En cuanto a la influencia de la carga orgánica no se aprecia que esta variable afecte a la TMP, visto que las fases 10 y 11 son coincidentes en todos los parámetros salvo en este, y no determinan diferencias entre ellas.

En cambio, para el TRH los resultados son divergentes. Entre las fases 4 y 5 hay un descenso del TRH y la TMP aumenta marcando diferencias significativas entre las dos fases, mientras que se da otra coincidencia entre fases con todos los parámetros iguales salvo el TRH, como son las fases 9 y 10 en las que no se aprecian diferencias estadísticamente significativas, pero en la que al disminuir el TRH disminuyen los valores de presión.

Otro de los factores que puede influir en las variaciones de la TMP son los MLSS. En la figura 4.95 se observa la evolución de los MLSS en el licor mezcla de la planta de ultrafiltración frente a los resultados de TMP máximos y mínimos.

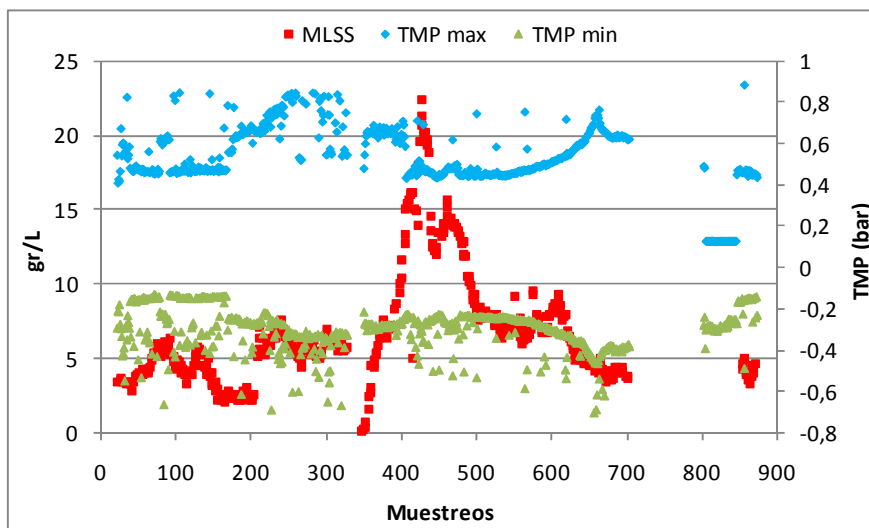


Figura 4.95. Evolución de la TMP max y min junto a la concentración de MLSS a lo largo de la investigación.

En este gráfico se observa la influencia de los MLSS en la TMP. Al inicio de la investigación la presión era estable en torno a -0,2 bar en filtración y 0,45 en retrolavado, pero hacia el día 200 se dio un incremento de las concentraciones de MLSS, que afectaron a las dos presiones de trabajo, pero se observa más notablemente en la presión máxima de contralavado, que alcanzó niveles máximos de 0,8 bar.

Durante un tiempo los sólidos, y la TMP se mantuvieron estables, si bien la TMP máxima presentó mucha inestabilidad y oscilaciones. Posteriormente se produjo la primera parada de la planta, y al iniciarse la actividad se produjo un enorme incremento de sólidos en el licor mezcla, que se vio reflejado en los valores de TMP máxima y mínima, que en un principio se mantuvieron estables quizá incluso disminuyendo ligeramente para luego incrementarse cuando los MLSS tendían ya a disminuir tras alcanzar sus máximos. Un nuevo repunte de la concentración volvió a reflejarse en la presión, que alcanzó hacia el muestreo 640 presiones muy elevadas de producción y retrolavado, con hasta -0,45 bar y 0,8 bar, respectivamente.

Tras el segundo parón de la instalación se restableció la presión a los valores iniciales.

Por lo tanto se aprecia una cierta relación entre la concentración de sólidos en el licor mezcla y la presión de filtración y retrolavado que hacen falta para filtrarlos y retirarlos de la superficie de la membrana, respectivamente.

Pero hay otros factores que influyen en la evolución de las TMP, al igual que en la planta de microfiltración, que son las limpiezas químicas y los problemas operativos en la soplante de membranas.

En la instalación de ultrafiltración se realizaron más tipos de limpiezas químicas y con diferentes reactivos, como se describe en el apartado 3. Durante el primer año se realizaron frecuentes limpiezas químicas biocidas, cuyo objetivo básico no es la eliminación del ensuciamiento de la membrana.

Las limpiezas químicas cuyo objetivo principal es la limpieza de la membrana son las limpiezas exhaustivas con hipoclorito y con ácido cítrico. La primera de estas limpiezas se llevó a cabo el 8/1/2010, que coincide con el muestreo 303, en el cual se observa que los valores de TMP mejoran ligeramente. Las siguientes limpiezas químicas se llevaron a cabo durante el parón de la instalación en febrero de 2010, en la que se ve

que las presiones con las que se inicia la producción son algo mejores que las registradas en el periodo anterior a la parada.

Las siguientes limpiezas son llevadas a cabo entre los días 30 y 31 de diciembre de 2010, muestreos 663 y 664 debido al aumento de la TMP, que se mejora notablemente al realizar las limpiezas químicas.

Las últimas limpiezas químicas exhaustivas que se han realizado sobre las membranas de ultrafiltración fueron durante el segundo parón de la instalación, entre febrero y mayo de 2011, y se observa como los valores de presión tanto máxima como mínima fueron mejores tras la limpieza que antes del parón.

Pero es necesario tener en cuenta otro de los factores que afectan al ensuciamiento de la membrana, que es el caudal de aire que suministra la soplante de membranas para disminuir el exceso de fango adherido sobre su superficie. La soplante de membranas, de émbolos rotativos necesita un mantenimiento y limpieza de sus componentes para evitar que disminuya el caudal de aire aportado, y para evitar que sufra parones, que provocan adherencia del fango sobre la membrana e incrementos en la resistencia al filtrado.

La planta de ultrafiltración ha presentado una serie de problemas relacionados con paradas o mal funcionamiento de la soplante que suministra aire a las membranas, lo cual ha supuesto incrementos en la presión a la que están sometidas estas. Las paradas o mal funcionamiento de la adición de aire han supuesto incrementos puntuales de la presión máxima y mínima, como se puede apreciar para el primero de esta serie de malos funcionamientos, el 25/1/2010, en el muestreo 320, en el que se observan valores puntuales de presiones muy altas. Igual sucede en el resto de los casos, para los muestreos 368, 429 457 y 656. De estos problemas, el que más impacto ha tenido en la evolución de la presión ha sido el ocurrido en el muestreo 656. En este caso la soplante fue disminuyendo el caudal suministrado, y se observa en la TMP como fue incrementándose hasta que la soplante fue reparada y se restableció el caudal, que acompañado con la ayuda de las limpiezas químicas devolvieron la presión a valores más bajos.

#### **4.6.1.- Consumos De Reactivos.**

Durante el proceso de funcionamiento de las instalaciones experimentales ha sido necesaria la adición de ciertos reactivos químicos para un correcto funcionamiento de los equipos y el proceso. Estos reactivos se pueden dividir en dos grupos, reactivos de proceso y reactivos de emergencia.

##### Reactivos De Proceso.

Son elementos químicos empleados en un uso cotidiano de las instalaciones, cuya aplicación es previamente programada y viene marcada por las recomendaciones del fabricante de la membrana. Incluye lo que se denominan procesos de limpieza química de las membranas, mediante los cuales se tratará de eliminar ensuciamientos excesivos de la misma e incrustaciones, con el objeto de recuperar al menos en parte la carga hidráulica de filtración sobre la membrana (flux), además de procurar una eliminación de la contaminación microbiana que se da en conducciones y cara limpia de la membrana.

Estas limpiezas consisten en la adición de reactivos químicos, (hipoclorito y ácido cítrico), en una solución que bañe las membranas y que retire los contaminantes adheridos en ellas. Los procesos de limpiezas químicas son ligeramente diferentes para cada instalación.

Las limpiezas químicas en la instalación con membranas de ultrafiltración incluyen dos tipos distintos de reactivos a emplear una dilución de hipoclorito sódico y una limpieza ácida con ácido cítrico. Las limpiezas con hipoclorito incluyen a su vez dos variedades, limpiezas con el tanque de membranas vacío y limpiezas con el tanque de membranas lleno. En las dos limpiezas el procedimiento es el mismo, se inyecta el permeado a contracorriente en el que se han añadido hipoclorito en concentración suficiente como para obtener una concentración de 100-150 mg/L en el tanque de membranas, lo cual supone una concentración en permeado de 1000-1500 mg/L. Se inyecta la solución en contralavados y se mantiene esta en contacto con las membranas por un tiempo. La



diferencia entre los dos tipos de limpieza está en que en la que se realiza a tanque vacío se ha drenado toda la biomasa presente en el tanque de membranas, y en la de tanque lleno después de drenar la biomasa presente se vuelve a llenar con agua limpia. A pesar de ser dos limpiezas con el mismo reactivo, misma concentración y mismo procedimiento el objetivo es distinto. En la limpieza a tanque vacío es una limpieza más ligera, encaminada sobre todo a mantener controlada la contaminación microbiana de la cara limpia de la membrana, ya que el reactivo estaba menor tiempo en contacto con las membranas. La limpieza a tanque lleno es una limpieza encaminada a reducir el ensuciamiento de la membrana, el reactivo está en mayor tiempo de contacto con ellas, e incluso se trabaja la planta filtrando y contralavando con esa solución, por lo que es una limpieza más exhaustiva.

En la limpieza ácida se emplea ácido cítrico que se disuelve en el tanque de permeado. En esta limpieza se busca eliminar las posibles incrustaciones que se hayan podido producir en la superficie de la membrana, que se disuelven al disminuir el pH. Para ello se añaden 4 kg de ácido cítrico en el permeado para obtener una concentración de 2 g/L en el tanque de membranas. Esta limpieza se realiza a tanque lleno, se drena la biomasa y se rellena con agua el tanque de membranas, y se inyecta la solución de ácido cítrico mediante contralavados. La solución se mantiene en contacto con las membranas un tiempo, tras lo cual se drena y se vuelve al funcionamiento cotidiano. Esta limpieza se realiza en paralelo con la de hipoclorito a tanque lleno.

Las limpiezas químicas empleadas en Kubota, en la membrana de microfiltración, sólo incluyen limpiezas químicas a base de hipoclorito. En esta instalación la limpieza se realiza cuando la presión transmembrana alcanza unos niveles críticos, en los que al alcanzarlos la instalación detiene la filtración y pide el inicio del proceso de limpieza química. En el caso de que la membrana no alcanzase niveles de presión el fabricante recomienda realizar una limpieza química cada 6-9 meses aún aunque no lo exijan los niveles de presión. Este proceso se realiza añadiendo dentro de la membrana una solución de hipoclorito al 0,5% que se deja actuar unos minutos antes de vaciar la membrana y seguir con el proceso. Se realiza con los tanques de membranas llenos con la biomasa, ya que el hipoclorito no entra en contacto con ella puesto que no sale de las membranas.

Para la limpieza se prepara en un tanque accesorio 150L de solución al 0,5% de hipoclorito, se abre una válvula manual de tres vías que conecta la bomba que introduce esa solución con las membranas, y se añade la solución de limpieza. Se deja actuar unos minutos y se vuelve al proceso normal de filtrado de la planta, en el cual se comienza la filtración y la succión de la bomba de permeado extrae la solución de las membranas y la evacúa por las conducciones de permeado, de forma que también se limpien con la solución de hipoclorito las conducciones.

#### Reactivos De Emergencia.

Son elementos químicos que sólo se utilizan en caso de necesidad en planta, es decir, que en caso de un funcionamiento estable y correcto no es necesaria su utilización. En esta categoría se encuentra el reactivo antiespumante, que es una mezcla de hidrocarburos hidrogenados ligeros que reducen la tensión superficial y disminuyen la cantidad de espumas presentes en el fango activo.

Este reactivo, Foamtrol AF 1440E es adicionado al aumentar la altura del nivel de espumas en los tanques aireados, que activan una alarma de nivel alto que a su vez acciona la bomba de reactivo antiespumante, que es adicionado mezclado con el fango a través de las aspersores instalados en la parte superior del reactor. Este reactivo se añade mezclado al 50% con agua, agitado hasta crear una emulsión, y se acumula en un tanque de 250L.

En las instalaciones piloto, por las características de funcionamiento de los MBR será necesaria su adición en casos de aparición de espumas bacterianas, provocados principalmente por explosiones en la población de bacterias filamentosas, que generan gran cantidad de espumas en el fango.

A lo largo de la investigación se han variado los protocolos de limpiezas de las membranas. En el caso de la planta de ultrafiltración, a lo largo del primer año de operación se siguió el protocolo de limpieza solicitado por el fabricante, que consistía en limpiezas químicas biocidas muy frecuentes, una limpieza cada dos semanas,

mientras que las limpiezas químicas a tanque lleno serían llevadas a cabo, tanto para la limpieza exhaustiva con hipoclorito como la limpieza de ácido cítrico, según demanda, realizándose dos a lo largo de la anualidad.

Para la instalación de microfiltración el funcionamiento propuesto por el fabricante es diferente, dado que en esta tecnología solo se realizan limpiezas químicas según demanda de la planta, es decir, cuando la presión transmembrana subiese por encima de un valor determinado que pudiese poner en riesgo las membranas. A lo largo del primer año se realizaron dos limpiezas químicas.

Pero durante el segundo año se revisaron los protocolos de limpieza química de las membranas para observar la mejora en la aplicación de estos productos. Para la planta de microfiltración se mantuvo el funcionamiento propuesto debido a que no se podía reducir su aplicación, mientras que para la planta de ultrafiltración se redujeron las limpiezas realizadas, principalmente la de tipo biocida. En base a esto, las limpiezas químicas han pasado de realizarse cada dos semanas a un total de 5 limpiezas (4 a tanque vacío y una intensiva a tanque lleno) sin una aplicación regular, sino a demanda de la planta. Al mismo tiempo se realizaron dos limpiezas ácidas.

Para la planta de microfiltración se siguió trabajando a demanda, por lo que a lo largo del segundo año de trabajo se realizaron otras dos limpiezas químicas sobre las membranas.

En cuanto a los reactivos de emergencia, se han necesitado una aplicaciones de reactivo antiespumante, en el primer año de funcionamiento en las instalaciones. En diciembre 09-febrero 10 se produjo en la planta con membranas de ultrafiltración un suceso de aparición de espumas y para combatirlo se añadieron 25 kg de antiespumante, mientras que en el segundo periodo de espumas se dio en las dos instalaciones en el invierno de 2010-2011, pero se mantuvieron bajo control sin necesidad de añadidura de reactivo, con sistemas de duchas.

La instalación con membranas de ultrafiltración trata un caudal diario medio a lo largo de la investigación de 20,33 m<sup>3</sup>/d, mientras que la instalación con membranas de microfiltración, trata un caudal diario medio de 9,34 m<sup>3</sup>/d. Esto supone teóricamente 7421 m<sup>3</sup>/año y 3411 m<sup>3</sup>/año respectivamente.

En la tabla 4.96 se muestran los reactivos empleados a lo largo de la investigación, con el coste en el mercado de estos reactivos.

Tabla 4.96. Relación de reactivos utilizados en las instalaciones experimentales.

Producto	Instalación	Uso	Precio (€/kg)
Hipoclorito sódico 12.7 % p/p (1,18 g/cm <sup>3</sup> )	Ultrafiltración	Regular	0,24
	Microfiltración	Programado	
Ac. cítrico (puro)	Ultrafiltración	Regular	2,0
		Programado	
Antiespumante	Ultrafiltración	Ocasional	7
	Microfiltración		

Si realizamos el cálculo de reactivos necesarios en el primer año de funcionamiento, en el que se seguían las indicaciones del fabricante para la realización de limpiezas, obtenemos la siguiente tabla (4.97).

Tabla 4.97. Consumo de reactivos en el primer año y costes por m<sup>3</sup> producido.

Ultrafiltración						
Reactivo	Consumo por limpieza	Consumo anual puro	Consumo anual prod. comercial	Precio máximo prod.	Coste anual	Coste m <sup>3</sup>

				comercial		
NaClO	300 g	8,4 Kg	66 Kg	0,42 €/Kg	28 €	0,0038 €/m <sup>3</sup>
Ac. Cítrico	4 kg	8 Kg	8 Kg	2 €/Kg	16 €	0,0021 €/m <sup>3</sup>
Antiespumante		25 Kg	25 Kg	7 €/Kg	175 €	0,023 €/m <sup>3</sup>
Microfiltración						
NaClO	885 g	1,77 Kg	13,9 Kg	0,42 €/Kg	5,86 €	0,00171 €/m <sup>3</sup>

Mientras que si realizamos el mismo cálculo para el segundo año, en el que no se siguieron las indicaciones del fabricante y se trabajó según la demanda de limpiezas de las plantas, los resultados fueron los siguientes (tabla 4.98).

Tabla 4.98. Consumo de reactivos en el segundo año y costes por m<sup>3</sup> producido.

Ultrafiltración						
Reactivo	Consumo por limpieza	Consumo anual puro	Consumo anual prod. comercial	Precio máximo prod. comercial	Coste anual	Coste m <sup>3</sup>
NaClO	300 g	1,5 kg	11,8 Kg	0,42 €/Kg	5 €	0,00067 €/m <sup>3</sup>
Ac. Cítrico	4 kg	8 Kg	8 Kg	2 €/Kg	16 €	0,0021 €/m <sup>3</sup>
Microfiltración						
NaClO	885 g	1,77 Kg	13,9 Kg	0,42 €/Kg	5,86 €	0,00171 €/m <sup>3</sup>

Por lo que en total, en la primera anualidad tuvimos un coste por m<sup>3</sup> de agua producido de 0,029 €/m<sup>3</sup> para la instalación de ultrafiltración, fuertemente influenciado por la aplicación de reactivo antiespumante, y de 0,00171 €/m<sup>3</sup> para la planta de microfiltración. En el segundo año de funcionamiento los costes pasaron a 0,00277 €/m<sup>3</sup> para la planta de ultrafiltración y siguió en 0,00171 €/m<sup>3</sup> para la planta de microfiltración.

#### 4.7.- Reutilización Del Efluente Producido

Los biorreactores de membrana han demostrado ser capaces de suministrar agua tratada de alta calidad, optima para su reutilización en los más diversos usos. En esta investigación se estudio la influencia de los tipos de membrana en la reutilización del agua producida según los usos propuestos por la legislación española.

En cuanto a los parámetros físico-químicos estudiados en los efluentes producidos con el objetivo de reutilizar el agua producida indican un agua de gran calidad, habiéndose analizado sólidos en suspensión en los dos efluentes, turbidez, DQO, DBO<sub>5</sub> y la cantidad y distribución del tamaño de partícula detectadas en el permeado.

La turbidez y los sólidos en suspensión afectan a la apariencia estética del agua. Las membranas debido a su efecto filtrante, que elimina el material particulado del agua mejora sustancialmente la calidad de estos dos parámetros, de forma que no hay sólidos en suspensión en ninguno de los dos sistemas MBR estudiados. En cuanto a la turbidez, los valores medios son muy bajos, y no se encuentran diferencias estadísticamente significativas entre los efluentes de ambos sistemas (tabla 4.99). Con estos resultados observamos que ambos tipos de membranas ensayados producen efluentes con características para estos dos parámetros mucho mejores que las exigidas en el R.D. 1620/2007 para reutilización de aguas residuales.

En la puesta en marcha de ambas instalaciones los efluentes de las dos plantas presentaban altas concentraciones de DBO<sub>5</sub> (≈ 100 mg O<sub>2</sub>/L) y DQO (≈ 200 mg O<sub>2</sub>/L), pero tras unas horas se alcanzan buenos rendimientos con concentraciones medias

de contaminación, cayendo de nuevo a valores dentro de los límites exigidos en la legislación española (R.D. 509/1996), con resultados en los efluentes de alrededor de 2,5 mg O<sub>2</sub>/L y 23 mg O<sub>2</sub>/L para DBO<sub>5</sub> y DQO respectivamente, sin encontrarse diferencias estadísticamente significativas entre las dos plantas (Tabla 4.99).

Tabla 4.99. Resumen de las características físico-químicas de los efluentes.

(VMP= Valor Máximo Permitido R.D. 1620/2007; VMP\*= Valor Máximo Permitido R.D. 509/1996)

Parametro	Ultrafiltracion			Microfiltración			VMP	p-valor
	Max.	Min	Media	Max.	Min.	Media		
Turbidez NTU	0.58	0.0	0.17	0.59	0.0	0.15	2 -10	0.5790
S.S. mg/L	0.0	0.0	--	0.0	0.0	--	5 – 35	--
Color $\alpha_{436\text{nm}}$ m <sup>-1</sup>	2.3	0.1	1.26	1.9	0.1	1.28	--	0.2361
Color $\alpha_{525\text{nm}}$ m <sup>-1</sup>	0.9	0.2	0.49	0.9	0.1	0.48	--	0.6357
Color $\alpha_{620\text{nm}}$ m <sup>-1</sup>	4.0	0.0	0.42	4.0	0.0	0.46	--	0.0781
DBO <sub>5</sub> mgO <sub>2</sub> /L	12	0.0	2.73	9	0.0	2.04	25*	
DQO mgO <sub>2</sub> /L	72.0	1.3	23.12	67,2	2.0	21,53	125*	

En los resultados del conteo total de partículas entre 0.2 y 125  $\mu\text{m}$  en cada uno de los sistemas estudiados se observa que los valores medios mensuales muestran una tendencia a la disminución del número de partículas a lo largo de los meses de la investigación. Cierta similitud en esta tendencia se observa para los efluentes de los dos plantas sin que se aprecien diferencias estadísticamente significativas entre ellas para este parámetro ( $p= 0.9432$ ).

La distribución de tamaño de partícula entre 2 a 125 nm de los dos sistemas en estudio siguió un modelo de regresión logarítmica X (figura 4.96), con diferentes valores en la pendiente y en la intersección con el eje de ordenadas. Estas diferencias no son muy significativas, pero sí representan un factor de diferenciación entre los dos sistemas MBR que hemos probado, en el que el MBR con membranas de ultrafiltración

tiene un contenido menor de partículas de gran tamaño. Este fue el único parámetro físico-químico en el que el agua ultrafiltrada mostró una mayor calidad. Las distribuciones obtenidas fueron similares a lo largo del estudio, que sirve como un medio para controlar la integridad de la membrana, siguiendo un modelo de regresión logarítmica X con valores similares en la pendiente y en la intersección con el eje de ordenadas para el permeado de zona para cada de la planta.

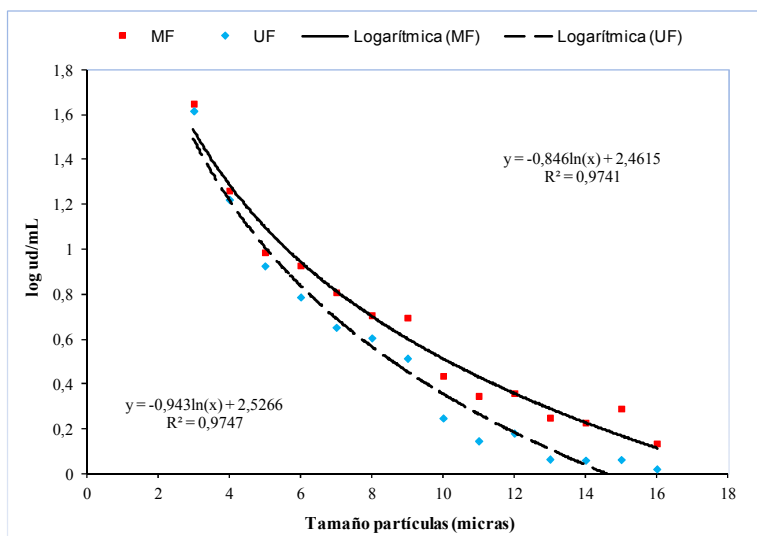


Figura 4.96. Distribución del tamaño de partículas en ambos efluentes.

A su vez, en los efluentes de las dos plantas se llevaron a cabo análisis microbiológicos para controlar la calidad del agua en lo referente a este tipo de contaminación. En ellos se analizaron la presencia de huevos de nematodo, presencia de *E.coli*, concentración de microorganismos aerobios a 22°C y presencia de virus colífagos.

En los efluentes de los sistemas MBR se estudió la presencia total de huevos de nematodos, y específicamente para *Ascaris lumbricoides*, *Trichuris trichiura*, *Ancylostoma* y huevos de tenia como se establece en las directrices OMS (Carr et al., 2004) y legislación española (R.D. 1620/2007). El 100% de las muestras resultaron estar totalmente libres de este tipo de organismo infeccioso, por lo que se podría asumir la efectividad total de eliminación de huevos de nematodo por los biorreactores de membrana.



En la tabla 4.100 se observan los resultados obtenidos en ambas instalaciones en cuanto a conteo microbiano del indicador *E.coli*. De todas las muestras analizadas, sólo el 5% resultó positivo para *E.coli* con membranas de ultrafiltración y un 6% para la microfiltración, con un recuento máximo de 2 UFC/100 mL para ambas plantas y sin diferencias estadísticamente significativas entre ellas (tabla 4.100), por lo que observamos que las tecnologías de MBR estudiadas presentan una alta eficacia en la eliminación de indicadores bacterianos de contaminación fecal.

Tabla 4.100. Resumen de las características microbiológicas de los efluentes.

(VMP= Valor Máximo Permitido R.D. 1620/2007)

Parametros	Ultrafiltración			Microfiltración			VMP	p-valor
	Max.	Min.	Media	Max.	Min.	Media		
Huevos de nematodo/10L	0	0	0	0	0	0	1	--
Aerobios totales ufc/mL	800	0	68	1500	0	304	--	0.001
<i>E. coli</i> ufc/100mL	2	0	0.2	2	0	0.15	0-10.000	0.466
Colifagos ufp/100mL	17	0	1.5	105	0	33.2	--	0.001

Los cuadros 4.99 y 4.100 comparan la calidad obtenida por los efluentes de los dos sistemas MBR con la legislación española de reutilización de aguas residuales depuradas. De todos los parámetros medidos, *E.coli* es el que tiene las restricciones más estrictas para usos tales como recarga de los acuíferos por inyección directa, el empleo en inodoros, el riego de jardines privados o las torres de refrigeración, en las que debe haber ausencia de la bacteria en 100 mL, dado los riesgos para la salud involucrados en este tipo de reutilización de aguas residuales urbanas. En estas circunstancias, el 90% de las muestras tomadas de los permeados producidos cumpliría con los requisitos máximos, y nunca se ha superado la desviación máxima de los límites establecidos por la ley (RD 1620/2007). A pesar de estos resultados, es necesario tener en cuenta que cualquier pequeña fractura o rotura en la membrana

llevaría entre otras cosas, un aumento considerable en este indicador de contaminación fecal.

A pesar de sus excelentes resultados de retención de *E.coli*, el 83% de las muestras de la unidad con membrana de ultrafiltración y el 96% de las muestras de la unidad con membrana de microfiltración presentan bacterias aerobias, con diferencias estadísticamente significativas entre las dos unidades (tabla 4.100). La presencia de este tipo de indicadores bacterianos fue significativamente mayor en el efluente de la planta de microfiltración, como puede verse en la figura 4.97, con una tendencia a la baja con el tiempo, con las mayores presencias bacterianas en los estadíos iniciales de las plantas, como ocurrió con el análisis de la distribución de partículas.

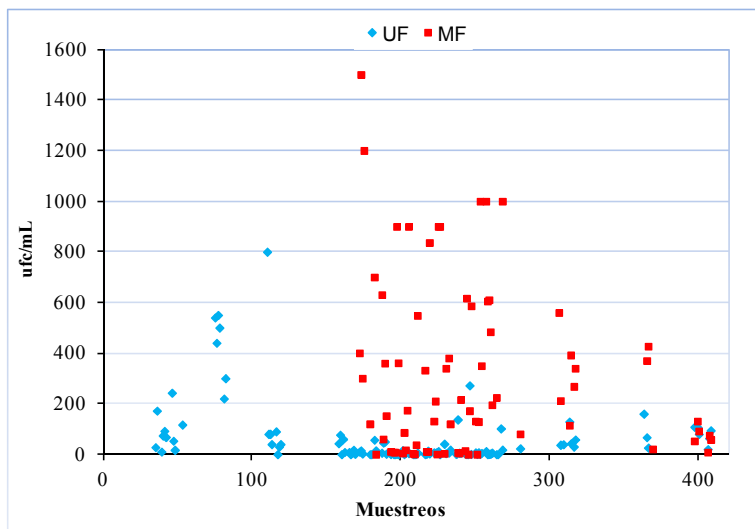


Figura 4.97. Evolución del recuento de bacterias aerobias en efluentes.

Los recuentos de colifagos de *E. coli* C en muestras de permeado de ambos sistemas mostraron diferencias estadísticamente significativas entre ellos (tabla 4.100). El permeado de la planta de ultrafiltración fue de mayor calidad, con total ausencia de colifagos en el 75% de las muestras, mientras que sólo el 25% de las muestras de permeado proveniente del MBR con una membrana de microfiltración mostró ausencia total. Los recuentos medios y máximos también presentaron diferencias. Este es el parámetro analizado que ha generado mayores diferencias de calidad entre las dos tecnologías (figura 4.98).

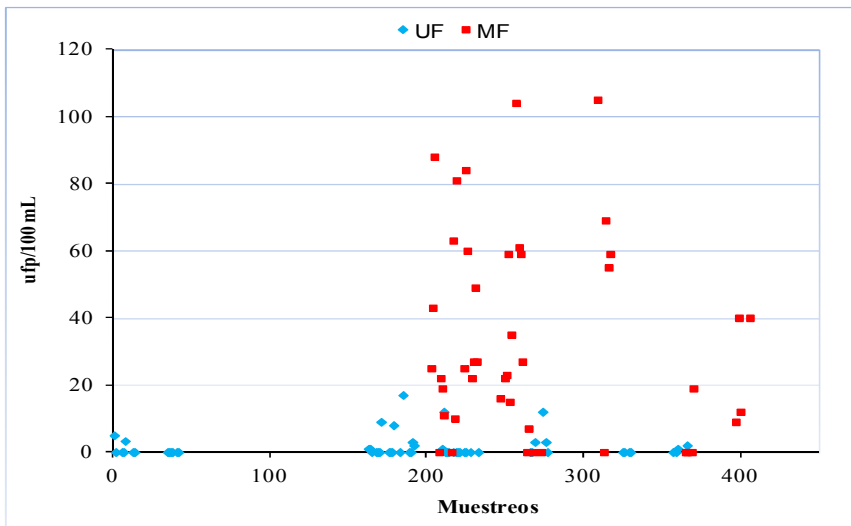


Figura 4.98. Evolución del recuento de virus colifagos en efluentes.

Además, se estudió la presencia y concentración de metales pesados en ambas instalaciones, con el objetivo de de determinar un balance de estos elementos entrantes en los sistemas, su acumulación y destino, para determinar si su presencia en agua y fango de depuradora podrían plantear problemas a la hora de reutilizar estos productos. Para ello se analizó su concentración en el influente, los fangos de ambas plantas y el efluente producido por cada una de ellas, de forma que se tenga controlado tanto las entradas como las salidas y acumulación de estos elementos en los sistemas.

Los metales estudiados tanto en influente como en ambos fangos y ambos efluentes fueron Be, Sc, V, Cr, Mn, Co, Ni, Cu, Zn, As, Y, Mo, Cd, In, Ba, Sn, Sb, Au, Tl, Pb, Bi, Th y U, lo cual supone una amplia representación de los posibles elementos presentes en un agua residual urbana.

En las tablas 4.101 y 4.102 se muestran los valores medios, máximos y mínimos para el influente y los dos efluentes de cada metal estudiado.

Tabla 4.101. Valores medios, máximos y mínimos de metales en el influente a las instalaciones.

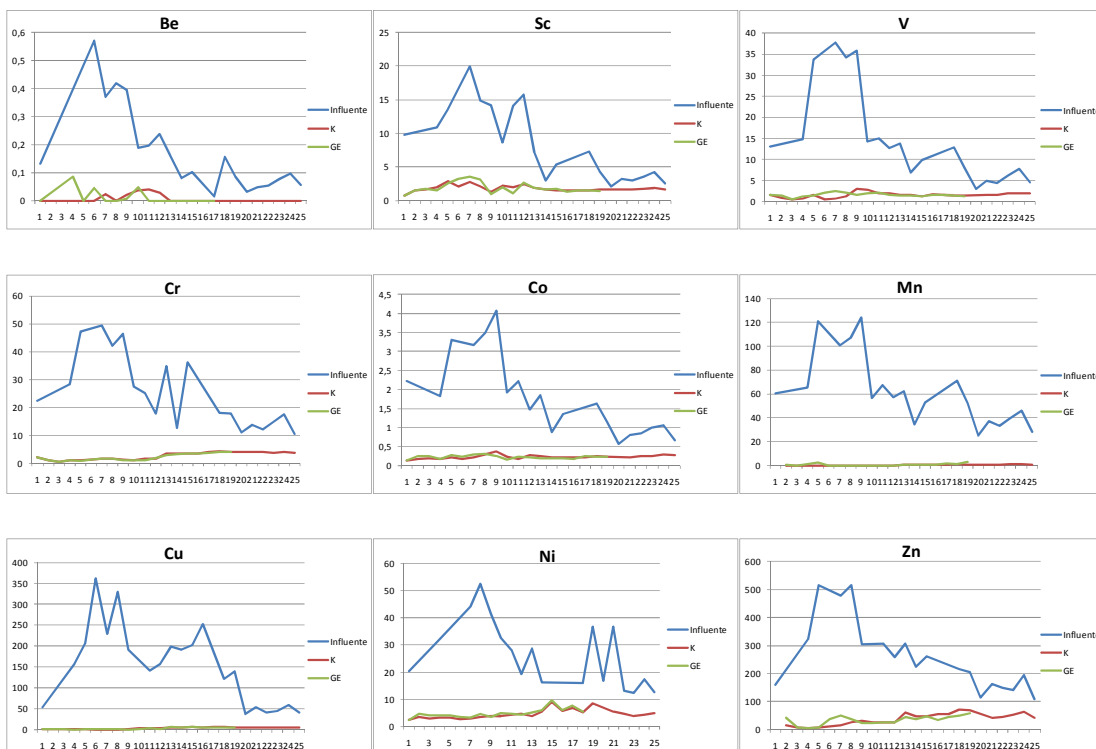
	Influente (en $\mu\text{g/L}$ )		
	Media	Max	Min
Be	0,1741	0,5704	0,0164
Sc	8,3910	19,9535	2,1349
V	14,6847	37,7557	3,0189
Cr	25,3237	49,4241	10,5
Mn	62,1820	124,3289	24,8050
Co	1,7738	4,0758	0,5613
Ni	27,0608	52,524	12,4805
Cu	152,9084	361,920	36,8716
Zn	260,0711	514,345	109,2945
As	2,4011	4,7855	1,0122
Y	2,0152	5,5308	0,4332
Mo	3,5923	5,7292	2,3382
Cd	0,3843	1,0986	0,1295
In	0,0106	0,0389	0
Sn	57,7669	131,1274	9,9753
Sb	6,1711	12,4047	1,4647
Ba	96,57	193,0116	26,9681
Au	0,3917	1,0735	0,1401
Tl	0,04804	0,1326	0,0088
Pb	70,1742	111,7152	26,9041
Bi	0,8228	1,5489	0,42
Th	1,0584	2,6881	0,1591
U	1,3657	2,9154	0,6950

Tabla 4.102. Valores medios, máximos y mínimos de metales en los efluentes de las instalaciones (en  $\mu\text{g/L}$ ).

	Microfiltración			Ultrafiltración		
	Media	Max	Min	Media	Max	Min
Be	0,0066	0,0414	0	0,0125	0,0865	0
Sc	1,8361	2,8718	0,7508	1,9025	3,6288	0,7508
V	1,5304	3,0281	0,5144	1,5572	2,4021	0,5798
Cr	2,6772	4,43	0,6992	2,1763	4,19	0,6498
Mn	0,4108	1,0500	0	0,7118	2,76	0
Co	0,2292	0,3802	0,1268	0,2209	0,303	0,1268
Ni	4,5992	9,17	2,4508	4,9119	9,51	2,4508

Cu	3,4739	6,34	0,0018	2,7726	7,15	0,4985
Zn	38,4415	71,7	5,3738	33,7070	57,55	5,4708
As	1,8317	2,8663	0,9186	1,9821	3,5692	0,8322
Y	0,0066	0,0141	0	0,0086	0,0316	0
Mo	1,2587	1,9756	0,65	1,4989	2,7008	0,5723
Cd	0,0158	0,04	0	0,0143	0,05	0
In	0,00296	0,01	0	0,0036	0,01	0
Sn	2,1713	5,01	0	1,4494	4,7	0
Sb	2,4692	5,42	0,3268	2,09903	6,11	0,3262
Ba	1,916	5,80	0	1,1993	4,61	0
Au	0,3079	0,8504	0,081	0,3221	1,3687	0,0471
Tl	0,0035	0,014	0	0,0062	0,0209	0
Pb	0,4768	0,9515	0,0516	0,4371	1,1862	0,0366
Bi	0,0718	0,2796	0	0,1311	0,7072	0
Th	0,0165	0,05	0	0,0283	0,11	0
U	0,0389	0,16	0	0,0162	0,0347	0

Estos mismos datos se muestran en forma de gráfica, para mostrar las evoluciones de los valores de metales a lo largo de la investigación. En las gráficas de la figura 4.99 se observan las evoluciones registradas a lo largo de los muestreos, tanto la concentración en el influente como en los efluentes de ambas plantas, expresado en µg/L.



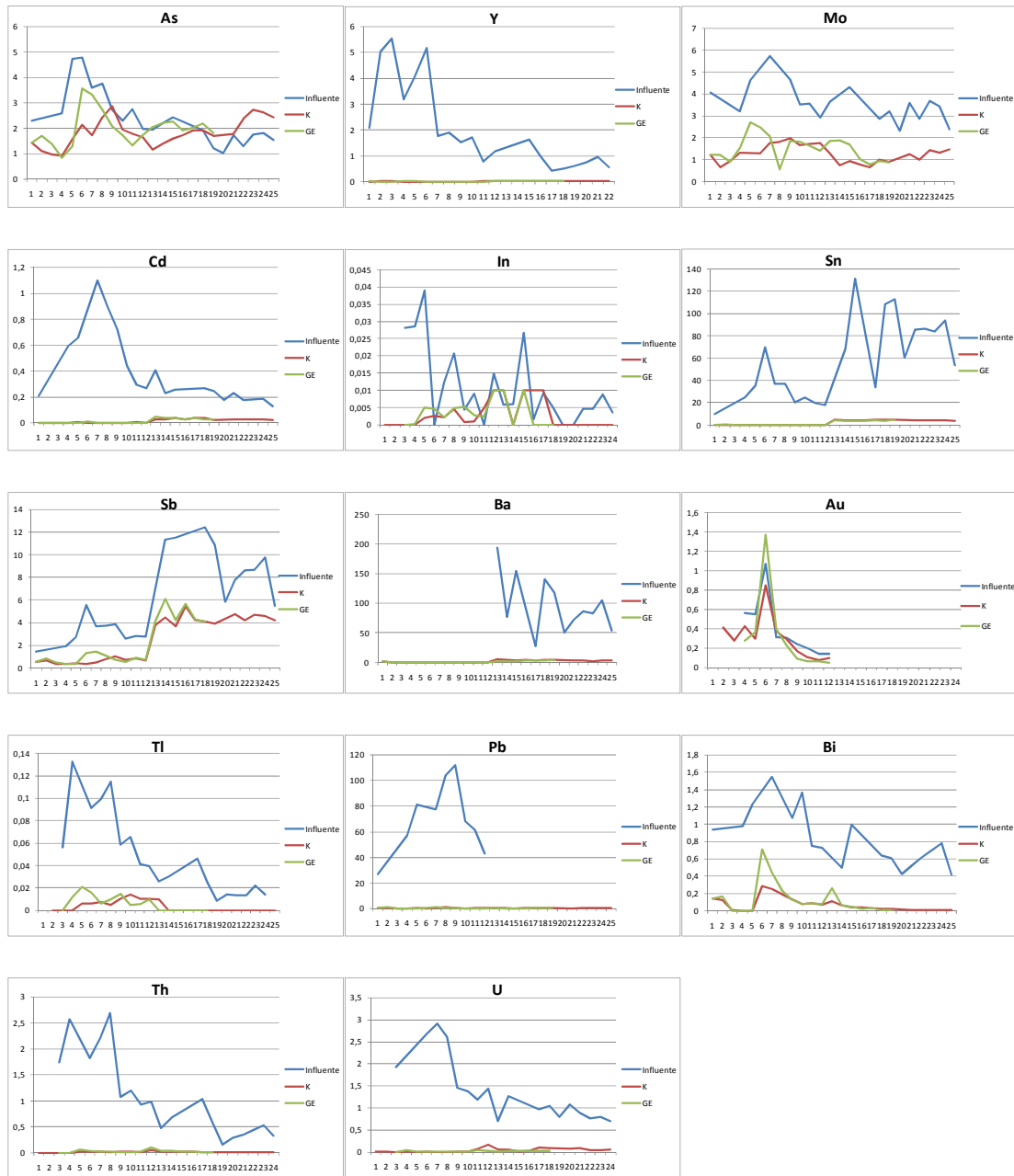


Figura 4.99. Evolución de los metales en efluentes e influente.

En cuanto a la calidad de los efluentes producidos y la comparación de los resultados entre las dos membranas, vemos que no se aprecian diferencias estadísticamente significativas entre las dos instalaciones, salvo en el caso del U ( $p$ -valor= 0,0415) con concentraciones más bajas en el caso de la instalación de ultrafiltración.

Si observamos el grado de correlación entre las concentraciones de metal en el influente a las instalaciones y la concentración de efluente (tabla 4.103) de estas

vemos que no existen relaciones identificables salvo para los casos de Sn, Sb y Au en la planta de microfiltración y Sb y Au en la planta de ultrafiltración.

Tabla 4.103. Valor del  $r^2$  en las correlaciones entre valores de influente y de efluente en ambas instalaciones.

	Microfiltración	Ultrafiltración
Be	0,0857	0,313
Sc	0,301	0,399
V	0,0034	0,349
Cr	0,4219	0,2635
Mn	0,0265	0,026
Co	0,0357	0,3694
Ni	0,0175	0,0006
Cu	0,1722	0,0263
Zn	0,3393	0,2314
As	0,0045	0,157
Y	0,017	0,0703
Mo	0,0151	0,3463
Cd	0,363	0,1705
In	0,0021	0,0196
Sn	0,6358	0,3456
Sb	0,7457	0,9057
Ba	0,1732	0,0641
Au	0,9124	0,5933
Tl	0,0587	0,3847

Pb	0,0435	0,0058
Bi	0,4721	0,2971
Th	0,0041	0,0749
U	0,3143	0,2467

En cuanto a los porcentajes medios de eliminación de cada metal por cada una de las instalaciones, se expresan en la figura 4.100.

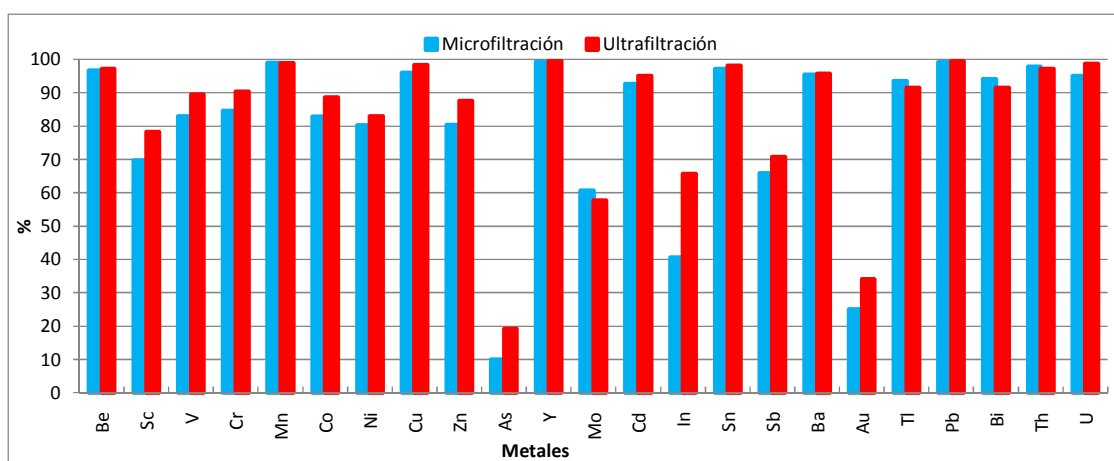


Figura 4.100. Rendimiento de eliminación de los metales en cada instalación.

En esta figura se observan los rendimientos de eliminación de cada metal por cada una de las instalaciones. Se observa en general rendimientos de eliminación elevados, con hasta 17 de los 25 elementos estudiados con rendimientos por encima del 80%, y de estos 12 por encima del 90%.

Se puede apreciar sin embargo que hay dos elementos, As y Au en los que los rendimientos no son tan elevados, con medias de eliminación de 10% y 19,2% en el caso del As para microfiltración y ultrafiltración respectivamente, y de 25 y 34% para el Au en micro y ultrafiltración.

Observamos diferencias entre las dos tecnologías en el caso de la retirada de elementos como el Sc, V, Cr, Co, Zn, As, In y Au, con diferencias entre ellas de más



de seis puntos porcentuales de diferencia entre las dos plantas, siendo los resultados obtenidos mejores para la planta de ultrafiltración en estos casos con mayores diferencias, mientras que en otros casos con diferencias menores la planta de microfiltración obtuvo mejores resultados, como en el caso del Mo, Tl o Bi.

En general no se aprecian diferencias estadísticamente significativas entre las dos plantas para los rendimientos de eliminación de cada metal, salvo en el caso del Cu, en los que si se apreciaron diferencias estadísticamente significativas, con p-valores de 0,0369. En este caso la instalación de ultrafiltración obtuvo mejores rendimientos de eliminación, con un 98,27% frente a un 96%.

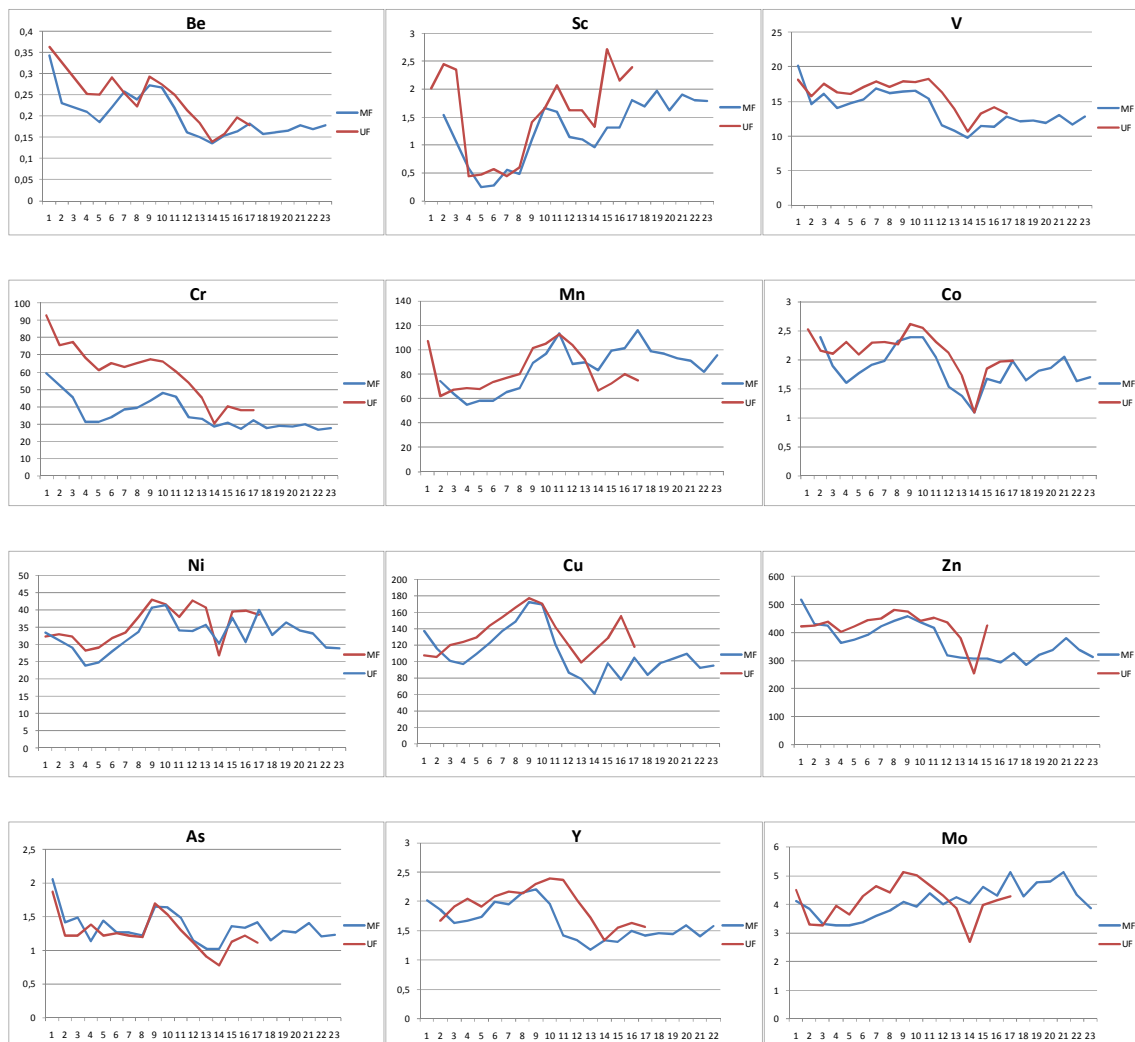
En lo relativo a las concentraciones de metales pesados detectados en los fangos de las instalaciones, en la tabla 4.104 se observan los valores medios, máximos y mínimos registrados en los lodos.

Tabla 4.104. Valores medios, máximos y mínimos de metales en fango (en mg metal/kg materia seca).

	Microfiltración			Ultrafiltración		
	Media	Max	Min	Media	Max	Min
Be	0,200	0,342	0,135	0,235	0,363	0,139
Sc	1,259	1,965	0,250	1,548	2,713	0,444
V	13,808	20,171	9,779	15,971	18,255	10,658
Cr	35,058	59,554	26,846	59,358	92,872	30,496
Mn	85,275	115,994	55,132	83,003	112,982	62,149
Co	1,850	2,397	1,095	2,135	2,619	1,089
Ni	32,807	41,416	23,922	35,784	42,984	26,873
Cu	109,679	172,725	60,552	135,018	177,273	98,969
Zn	369,952	515,749	284,640	420,596	480,673	255,536
As	1,344	2,055	1,019	1,257	1,873	0,779
Y	1,643	2,210	1,180	1,928	2,396	1,342
Mo	4,103	5,133	3,254	4,117	5,128	2,694
Cd	0,648	0,890	0,531	0,692	0,846	0,472
In	0,008	0,013	0,005	0,010	0,024	0,002
Sn	39,419	48,058	32,676	41,185	48,584	33,363
Sb	2,144	2,592	1,815	2,118	2,485	1,889

Au	0,378	0,527	0,238	0,428	0,502	0,325
Tl	0,071	0,098	0,050	0,085	0,106	0,049
Pb	71,021	87,023	56,838	75,416	93,645	61,863
Bi	0,947	1,774	0,326	1,170	2,007	0,351
Th	0,954	1,290	0,640	1,136	1,436	0,751
U	2,372	3,060	1,796	2,600	3,232	1,809

En cuanto a la evolución de metales pesados en los fangos activos de ambas instalaciones depuradoras a lo largo de la investigación se puede observar en la siguiente figura (4.101), expresadas como mg de metal por kg de materia seca.



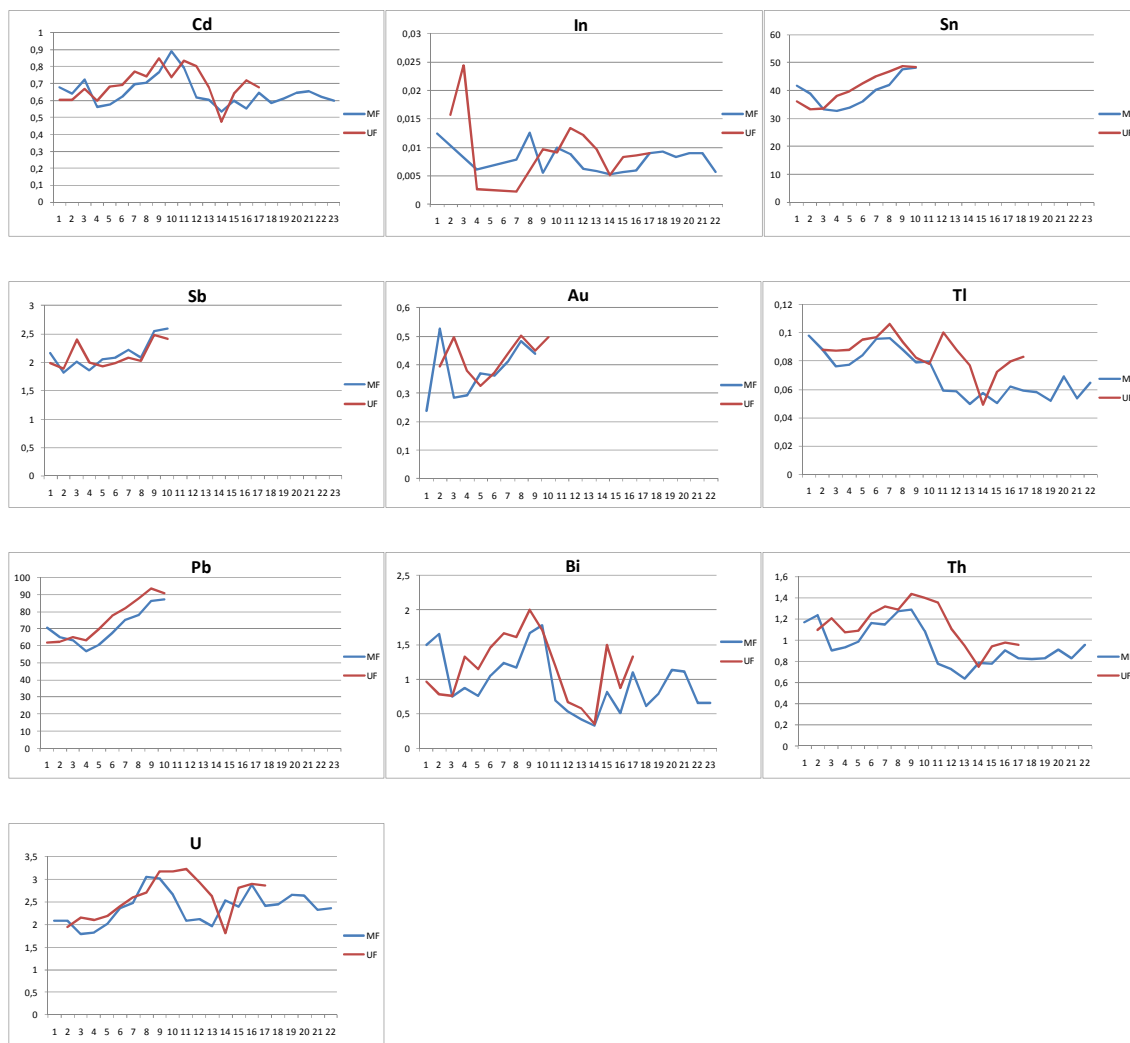


Figura 4.101. Evolución de la concentración de metales en fango.

Al comparar las concentraciones de metal en fango de las dos plantas observamos que se aprecian diferencias estadísticamente significativas en ocho de los metales analizados, en concreto V, Cr, Co, Cu, Zn, Y, Tl y Th, con concentraciones medias más elevadas para la planta con membranas de ultrafiltración.

En la concentración en fangos de los metales se observa cierta tendencia a la acumulación en algunos de ellos (tabla 4.105), como pueden ser el Mn, Ni, Cu, Sn, y Pb, lo que en algún momento puede suponer un problema de excesiva concentración para su reutilización. Sin embargo las correlaciones de las  $r^2$  de estos metales que se acumulan son muy bajas, salvo en el caso del Pb, con  $r^2$  de 0,5776 en microfiltración y Sn y Pb en ultrafiltración, con  $r^2$  de 0,9171 y 0,927.

Tabla 4.105. Pendientes de acumulación de metales en fangos.

	Microfiltración	Ultrafiltración
Be	-0,0052	-0,0103
Sc	0,0648	0,0484
V	-0,2612	-0,2782
Cr	-0,9109	-2,9884
Mn	1,8172	0,4103
Co	-0,0173	0,0368
Ni	0,1565	0,555
Cu	-1,7848	0,8517
Zn	-6,5753	-3,6177
As	-0,0137	-0,0262
Y	-0,0275	-0,027
Mo	-0,0575	-0,0091
Cd	-0,0032	0,0025
In	-0,0001	-0,0004
Sn	1,135	1,864
Sb	0,0638	0,0388
Au	0,0165	-0,014
Tl	-0,0019	-0,0014
Pb	2,6076	3,9655
Bi	-0,0249	-0,0056
Th	-0,0164	-0,0185
U	0,021	0,048

En cuanto a la relación entre la concentración de metal en el influente y el que sale de la instalación mediante las purgas encontramos diferencias entre las dos instalaciones. En la planta con membranas de microfiltración la relación entre estos dos valores es más clara, con hasta 13 metales con correlaciones superiores a 0,53, que son Be, Cr, V, Co, Zn, Y, Cd, Sb, Au, Tl, Th y U. Por el contrario, solo seis metales presentaron correlaciones superiores a 0,53 en la instalación con membranas de ultrafiltración, que fueron Be, Cr, Zn, Mo, Tl y Th (tabla 4.106).

Tabla 4.106. Correlaciones entre metales del influente y de la purga.

	Microfiltración	Ultrafiltración
Be	0,7885	0,718
Sc	0,1187	0,0314
V	0,7121	0,1855
Cr	0,7582	0,575
Mn	0,1182	0,1537
Co	0,5337	0,1731
Ni	0,255	0,0186
Cu	0,4271	0,0313
Zn	0,6256	0,7003
As	0,4298	0,1624
Y	0,6139	0,1224
Mo	0,2893	0,1117
Cd	0,6559	0,1669
In	0,1559	0,1402
Sn	0,8218	0,0109
Sb	0,7127	0,036
Au	0,5788	0,3017

Tl	0,6245	0,534
Pb	0,4817	0,0003
Bi	0,2223	0,1847
Th	0,699	0,6734
U	0,5405	0,3392

Observamos que en la instalación con membranas de microfiltración se obtuvieron mejores correlaciones que en la instalación de ultrafiltración, como norma general.

## ***5.- DISCUSIÓN***

---





## 5.- DISCUSIÓN

---

### 5.1.- Caracterización Del Influyente

La correcta caracterización del influente de entrada a las instalaciones es de vital importancia ya que es un parámetro que va a condicionar el funcionamiento de estas. Mediante una correcta campaña analítica y el posterior estudio de los datos obtenidos se ha buscado estudiar las características del agua residual y sus evoluciones a lo largo de la investigación, tras lo que se ha comparado con condiciones habituales de agua residual urbana para observar especificidades presentes en esta agua a estudio.

Las características del agua residual van a venir definidas por la actividad de la ciudad de la que se recoge el agua, de las características ambientales y de la red de saneamiento, así como de las variaciones de consumo de agua y la infiltración o exfiltración de agua en los procesos de conducción (Henze *et al.*, 2008).

Aguas con bajos grados de contaminación pueden ser debidas a una ciudad que presenta un gran consumo de agua, de forma que se diluya la carga contaminante, de conducciones en mal estado que drenen el agua del terreno de los alrededores y lo canalicen, de vertidos de ciertas industrias con baja contaminación como el agua de refrigeración o la dilución de los influentes por grandes aportes de agua de lluvia, mientras que se pueden presentar altos grados de contaminación cuando se de un consumo bajo de agua y por tanto poca dilución, en zonas de poco aporte de agua de lluvia, por pérdida de parte del agua al terreno en las conducciones o también se van a ver afectadas por posibles vertidos industriales con actividades que generen altos grados de contaminación, como la industria agroalimentaria, a la red urbana de saneamiento, bien por descargas puntuales o por vertidos continuos (Ronzano y Dapena, 1995; Orhon *et al.*, 1997; Henze *et al.*, 2008)

La DQO registrada ha presentado una alta variabilidad. La carga contaminante media de entrada a las plantas podría clasificarse según la clasificación expuesta por Henze *et al* (2008) como una contaminación media-alta para un agua residual urbana, con temporadas en la que la carga era muy elevada, como las ocurridas entre los muestreos 350 y 500, con picos de DQO por encima de los 2500 mgO<sub>2</sub>/L, duplicando los valores que se consideran como alta contaminación. Sin embargo, al inicio y final

de la investigación, entre los muestreos 1-350 y 760-880 se registraron influentes con una carga contaminante que se ajusta a la clasificación de contaminación media, con valores en torno a los 600-700 mgO<sub>2</sub>/L.

La DQO se ha descompuesto en sus fracciones mediante el filtrado sobre filtros de fibra de vidrio de 0,45 µm, de forma que se retiene la parte particulada y se recogen en el filtrado la fracción coloidal y soluble, que se estudian en conjunto como fracción soluble.

Para la descomposición de la DQO en sus fracciones se observa que según la caracterización tipo del agua residual descrita por Ronzano y Dapena (1995), la fracción particulada en esta agua residual tipo corresponde a un 37,1% y la fracción soluble en un 62,9%. En el agua a estudio se ha observado que este fraccionamiento no se ha correspondido con los valores medidos, en los que se ha detectado una mayoría en la fracción particulada de la DQO con un 64,44% para esta y un 35,56% en la fracción soluble. Se observa como la fracción soluble se ha mantenido con una cierta estabilidad temporal, mientras que la fracción particulada ha variado ámpliamente a lo largo de la investigación, de forma que en algunos momentos como en los estadios iniciales y finales la distribución de los componentes podría ajustarse a un agua residual tipo, pero el aumento de la contaminación registrado en el influente viene determinado por un aumento en la fracción particulada, que varía esta distribución.

Al fraccionar la DQO en sus componentes biodegradables e inertes, los porcentajes obtenidos en las fracciones  $X_{inf\ b}$  y  $X_{inf\ u}$  sobre el total de la  $X_{inf}$  fueron muy aproximados a los propuestos por Ronzano y Dapena (1995) en su caracterización de un agua residual urbana. Sin embargo, al expresar estos resultados en porcentaje sobre la DQO total los resultados obtenidos en analítica fueron más elevados a los habituales en un agua residual urbana, que se sitúan, según Ronzano y Dapena (1995) en torno a 26,4% y 10,6% para  $X_{inf\ b}$  y  $X_{inf\ u}$ , respectivamente, mientras que en este estudio se obtuvieron unos porcentajes de 45,81% y 18,56% respectivamente, debido a el mayor peso de la fracción particulada para el agua a estudio.

Si se observa el fraccionamiento de la DQO soluble, en la caracterización del agua tipo (Ronzano y Dapena, 1995) los porcentajes de distribución entre la  $S_{inf\ b}$  y  $S_{inf\ u}$  se ven ligeramente modificados, marcando la  $S_{inf\ b}$  un porcentaje de 84,06% sobre la  $S_{inf}$  y un 52,87% del total, mientras que  $S_{inf\ u}$  representa un 16,48% de la fracción soluble y un

10,05% de la DQO total, mientras que en esta agua a estudio la parte biodegradable de la fracción soluble es mayor que en la descripción de un agua general, alcanzando un porcentaje del 92,3% y la inerte un 7,7%, el agua muestra una mayor biodegradabilidad en su fracción soluble de la marcada en un agua tipo, mientras que los porcentajes sobre la DQO global son menores puesto que la fracción soluble es minoritaria en la DQO del influente, marcando porcentajes del 32,87% y 2,76% para  $S_{inf\ b}$  y  $S_{inf\ u}$  respectivamente.

En los cálculos sobre los trabajos de Ronzano y Dapena (1995) la fracción degradable alcanza porcentajes del 79,35% y la fracción no biodegradable un 20,65%, porcentajes globales muy similares a los obtenidos en la caracterización del agua a estudio, 78,68% y 21,32%.

Los valores de  $DBO_5$  detectados en el influente a las instalaciones ha seguido una evolución similar a la registrada para la DQO, con un valor medio que se considera una contaminación media-alta (Henze *et al.*, 2008), con picos por encima de 1200  $mgO_2/L$ , lo cual duplica lo que se considera una contaminación alta. Sin embargo, en un comportamiento similar a la DQO, en los periodos iniciales y finales se consideraría una contaminación baja por  $DBO_5$ , con medias en torno a 300  $mgO_2/L$ .

En la caracterización del influente en base a la  $DBO_5$ , Ronzano y Dapena (1995) determinaron los porcentajes que correspondían a cada fracción en un agua residual tipo, en los que la fracción particulada representaba un 33,3% del total y la soluble un 66,7%. En nuestro agua la fracción particulada, al igual que en la DQO, suponía un porcentaje mucho mayor que la soluble, un 58,9% particulada por 41,1% de soluble, en la que se ve que la parte soluble mantiene una estabilidad temporal y que los cambios ofrecidos en  $DBO_5$  vienen en su mayor parte por cambios en la fracción particulada.

Con los valores de DQO y  $DBO_5$  se calcula la ratio  $DQO/DBO_5$ , que asesora de la biodegradabilidad del agua residual. Al comparar estos valores con los obtenidos por Henze *et al.* (2008) vemos que presenta un ratio entre  $DQO/DBO_5$  medio, que indica una degradabilidad media del agua, sin cambios significativos a lo largo del periodo de investigación, lo que nos indica que es un agua susceptible de ser tratada con tratamientos biológicos (Henze *et al.*, 2008).

Las concentraciones de sólidos en suspensión registradas en el influente a lo largo de la investigación se encuadran en una contaminación alta para este parámetro según Henze *et al.* (2008). Se observa la evolución de estos datos, en los que de nuevo se sigue el mismo patrón registrado para DQO y DBO<sub>5</sub>, en la que en los periodos inicial y final la cantidad de sólidos en suspensión es más baja, en una contaminación media (Henze *et al.*, 2008) mientras que a partir del muestreo 350 se incrementaron notablemente los sólidos en el agua residual, llegando a alcanzarse valores por encima de 3000 mg/L, lo cual quintuplica lo que Henze *et al.* marcan como un valor alto de S.S.

Al realizar el fraccionamiento de los sólidos suspendidos y obtenemos los porcentajes de cada fracción, estos porcentajes difieren de los calculados por Ronzano y Dapena (1995) para un agua residual urbana tipo, con porcentajes de sólidos en suspensión minerales del 30%, sólidos biodegradables del 50% e inertes del 20%, ya que en el agua a estudio la fracción inorgánica fue inferior a ese 30%, alcanzando solamente medias de 20,12% por lo tanto en el influente de entrada a las plantas la concentración de sólidos minerales es menor y la fracción orgánica es superior a la esperada, con unos valores medios medidos de 56,94% y 22,94% para sólidos biodegradables e inertes.

Los valores de Nt en el influente muestran una gran variabilidad de datos a lo largo del tiempo. Al comparar estos datos con los valores de Nt detectados en caracterizaciones de agua residual urbana (Ronzano y Dapena, 1995; Henze *et al.*, 2008) se observa que el agua presenta concentraciones altas de Nt en sus valores medios, lo cual indica que se reciben aportes adicionales con elevadas concentraciones de compuestos nitrogenados. Sin embargo durante la parte central de la investigación, entre los muestreos 300-550 la carga de Nt en el influente fue más baja, categorizada como una contaminación media por Henze *et al.*

La distribución del Nt obtenida al analizar este en sus componentes sigue el esquema que el Nt sigue en un agua residual tipo propuesto por Henze *et al.* (2008), en el que el NTK supone un porcentaje en torno al 96% del Nt en el influente.

Los valores medios de DQO/Nt indican una relación alta, lo cual indica que el influente es pobre en nitrógeno (Henze *et al.*, 2008). Este valor medio viene fuertemente

influenciado por los elevados valores de DQO registrados entre los muestreos 350 y 800, en los que aún a pesar de una concentración alta en Nt los elevados valores de DQO hicieron que se obtuviesen bajas ratios. Sin embargo hay periodos, como la fase inicial hasta el muestreo 300 en los que presenta valores promedio en torno a 8, lo cual indica un influente con una ratio baja, es decir, un influente rico en N.

Otro de los nutrientes estudiados en el influente es el P. Comparando los resultados obtenidos con los valores de caracterización de agua residual urbana propuestos por Henze *et al.* (2008) se observa que el influente presenta una concentración de Pt media, mientras que para los muestreos en torno al 430 se detectaron fases de concentración alta de Pt.

La separación de Pt en sus componentes muestra un predominio de la fracción de ortofosfato ( $\text{PO}_4^{3-}$ ) con un 87,5%, mientras que la fracción de  $\text{P}_{\text{org}}$  es mucho menor, con un 12,5%. Estos valores difieren de los referenciados (Henze *et al.*, 2008), al presentar un porcentaje más amplio en la componente ortofosfato, ya que el  $\text{PO}_4^{3-}$  representa un 60% del Pt en esta caracterización teórica.

Los valores obtenidos de la ratio DQO/Pt indican el grado en riqueza de P que presenta un influente en relación con la contaminación de entrada. Al comparar estos valores con los ratios propuestos por Henze *et al.* (2008) se observa que se obtiene una media alta, lo que nos indica que en estas fases el influente era deficitario en P respecto a la cantidad de DQO que entraba. Sin embargo hay valores hacia los muestreos 220-250 en los que la ratio presento valores bajos, con mayor presencia de P por cantidad de DQO.

El pH del agua ha sido un parámetro que ha mantenido estabilidad a lo largo del tiempo, quedando encuadrado en una categoría media según la descripción de Henze (1992), aunque se han detectado muestreos y periodos con valores cercanos a 8, que supondría un valor alto de pH y grandes periodos de tiempo con valores de 7, lo cual es un pH bajo para aguas residuales urbanas (Henze, 1992). Se aprecia una cierta estacionalidad, con los valores de pH que descienden para las épocas cálidas del año, en los muestreos iniciales, finales y en torno al día 500 y aumentan en periodos de invierno, como en torno a los muestreos 250 y 650.

Para la conductividad mostrada a lo largo de la investigación los valores medios coinciden con los mostrados para un agua tipo según Henze y colaboradores (2008), sin embargo se llegan a detectar picos de conductividad clasificada como alta, por encima de 1200  $\mu\text{S}/\text{cm}$  y baja, por debajo de 700  $\mu\text{S}/\text{cm}$ .

Por lo tanto para el presente estudio se ha trabajado con un agua residual que difiere de las características descritas en modelos-tipo de agua residual urbana (Ronzano y Dapena, 1995; Henze *et al.*, 2008) que se ven refrendados en otros estudios, como los recopilados por Orhon *et al.* (1997). En el agua residual a estudio se han registrado concentraciones medias de contaminación altas o media-alta, con picos de contaminación muy alta que se han prolongado en el tiempo, y en los que se ha producido déficits de nutrientes en relación con la carga de entrada.

Al fraccionar en sus componentes esta contaminación observamos que presenta una importante fracción particulada, muy superior a lo habitual en las aguas urbanas, mientras que la separación entre fracción degradable y no degradable arroja valores similares a los obtenidos en bibliografía.

En los sólidos en suspensión se obtiene una fracción mineral casi un 10% más baja de la esperada.

Esto es debido a que en la cabecera de la planta no solo se recibe el agua residual canalizada de la ciudad de Granada, sino que también se reciben descargas de camiones cisternas que recogen fosas sépticas y lixiviados, y la recirculación de flujos provenientes de otros puntos de la instalación, como el sobrenadante de los digestores anaerobios, espesado y secado de fangos, que son flujos que presentan grandes cargas contaminantes en muchos de sus componentes, como DQO, en la que los lixiviados pueden llegar a alcanzar los 16000  $\text{mgO}_2/\text{L}$ , el fango de fosas sépticas incluso los 90000  $\text{mgO}_2/\text{L}$ , sobrenadantes anaeróbicos con 9000  $\text{mgO}_2/\text{L}$  o agua de secado de fango con hasta 4000  $\text{mgO}_2/\text{L}$ , y estas contaminaciones se repiten de forma análoga para características como la  $\text{DBO}_5$  y los sólidos en suspensión (Henze *et al.*, 2001; Henze *et al.*, 2008). Por lo tanto aportaciones especiales o flujos de recirculación muy altos de estos componentes van a aumentar significativamente la carga contaminante detectada en la cabecera de planta, donde van a parar estos vertidos, y por lo tanto en la entrada en las plantas experimentales.

A su vez se puede pensar en la presencia de vertidos industriales en el agua residual de entrada con elevadas cargas contaminantes en determinadas épocas de la investigación, en las que se tuvieron cargas en influente fuera de los valores usuales de aguas urbanas y más similares a efluentes de instalaciones industriales.

También es necesario tener en cuenta el trabajo en la EDAR Sur, donde están instaladas las plantas piloto para la ampliación de la estación depuradora, y la conexión de nuevos emisarios a la misma durante el periodo en el que se ha estado trabajando, lo cual produce un incremento de carga de entrada a la EDAR, que afecta a las características del influente.

Los muestreos horarios del influente a las instalaciones muestran un agua con una gran estabilidad horaria, en la que los ciclos humanos se ven poco marcados. Los muestreos horarios se llevaron a cabo al inicio y final de la investigación, en los periodos en los que la carga contaminante de entrada a las plantas no era tan importante como en los meses centrales, por lo que la contaminación horaria medida se considera media (Henze *et al.*, 2008). El hecho de la escasa variabilidad horaria sugiere que hay aportes continuos de vertidos con importantes grados de contaminación, como los producidos en procesos industriales de producción continua que vierten sus aguas residuales al alcantarillado. Se aprecia claramente esto en el muestreo del día 2/6/2009, en el que no se aprecia variabilidad horaria en ningún momento, ni siquiera en las horas nocturnas en las que la actividad humana en la ciudad es muy inferior.

## 5.2.- Comparativa Entre Plantas

En el estudio comparativo entre las dos instalaciones de trabajo para los parámetros de DQO, DBO<sub>5</sub>, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> se realizó en un periodo de equivalencia en todos los parámetros entre plantas, con la única diferencia de la instalación de trabajo, que generó unos resultados que se muestran en el apartado 4.3.

Los MLSS tuvieron concentraciones similares en las dos instalaciones, con unos valores habituales en sistemas de MBR (Le-Clech *et al.*, 2003; Poyatos *et al.*, 2007), presentando una relación entre sólidos volátiles y totales en torno al 75% en ambas plantas, un porcentaje similar al obtenido en otras investigaciones con MBR tratando aguas urbanas (Pollice *et al.*, 2008). Sin embargo se determinaron diferencias estadísticamente significativas entre plantas, con una mayor concentración para la instalación de ultrafiltración.

La concentración de MLSS en fangos de MBR viene fuertemente influenciada por los parámetros de proceso sobre los que hemos trabajado (Trusell *et al.*, 2006; Meng *et al.*, 2007), ya que van a definir la capacidad de generación y acumulación del fango. En las dos instalaciones experimentales se trabajó durante este periodo con las mismas condiciones operativas, sin embargo se detectaron diferencias significativas entre plantas.

Al separar en sus componentes orgánicos y minerales del fango se observa que la fracción orgánica del fango no genera diferencias significativas, mientras que la fracción mineral de este sí que las genera, siendo esto el causante de las diferencias globales entre las concentraciones de MLSS entre plantas.

La materia mineral llega al fango mediante dos fuentes distintas, la mineralización del fango del biorreactor y los aportes externos de materia mineral por el influente.

La mineralización del fango viene definida por la actividad microbiana, mientras que la materia mineral externa viene aportada por el influente. En las aguas residuales urbanas el porcentaje de sólidos minerales ronda el 30% (Ronzano y Dapena, 1995; Henze *et al.*, 2008), mientras que para el efluente a estudio el porcentaje ha sido menor, en torno al 20%, como se vio en el apartado 4.2, de caracterización del influente



La diferencia marcada entre las dos tecnologías para este estudio comparativo está en la diferencia en el tiempo de operación, ya que la planta con membranas de ultrafiltración tuvo un tiempo anterior de funcionamiento superior, dado que las fases comparativas entre plantas comenzaron cuando la instalación de ultrafiltración contaba con 143 días de funcionamiento mientras que en la planta de microfiltración el periodo previo de trabajo era de 30 días. La generación de sólidos inorgánicos ya ha sido referenciada como sin influencia para estas instalaciones (Arévalo *et al.*, 2010) como se observa de nuevo en el apartado 4.5.2, de forma que la mayor influencia sobre la materia inorgánica del fango viene determinada por la concentración de esta en el influente a las instalaciones. La planta de ultrafiltración por tanto ha contado con un mayor número de días de proceso, lo que ha facilitado la acumulación de sólidos minerales en fango a estos SRT de operación (Spérandio and Espinosa, 2008).

El cálculo de la biomasa generada cada día según la ecuación 5, con respecto al aporte de sólidos inorgánicos y sólidos orgánicos no biodegradables, así como la generación de biomasa heterótrofa a partir de la materia orgánica biodegradable, teniendo en cuenta las pérdidas por endogénesis, más el incremento de biomasa autótrofa a partir del consumo de amonio es comparada con la concentración total de sólidos que se purgan diariamente de la instalación.

La no divergencia de los valores obtenidos de sólidos purgados frente al cálculo teórico de la purga indican la estabilidad del fango con el que se está trabajando, en las dos instalaciones, siguiendo el modelo nº1 de la IWA (Henze *et al.*, 1987). El hecho de que las dos instalaciones se ajusten a los cálculos teóricos previstos por los modelos indica que no hay diferencias operativas entre los fangos de las dos instalaciones, algo también comprobado en estas instalaciones mediante técnicas respirométricas (Ruíz *et al.*, 2011). Este ajuste de los sistemas MBR a los modelos propuestos por la IWA para modelizar fangos activos convencionales ya ha sido comprobado en otras investigaciones (Delrue *et al.*, 2010). Este correcto ajuste del proceso real sobre los cálculos teóricos nos indica que las constantes cinéticas y estequiométricas asumidas en los cálculos teóricos son adecuadas para las condiciones de trabajo establecidas durante la fase de comparación. Por lo tanto, el ajuste de ambas plantas en igualdad de condiciones operacionales muestra la no existencia de diferencias entre instalaciones en lo referente a la evolución de la biomasa.

En cuanto a los valores de  $DBO_5$  obtenidos, los efluentes presentaron una alta calidad en cuanto a este parámetro, lo que viene a suponer una de las características principales de esta tecnología (Mohammed *et al.*, 2008; Arévalo *et al.*, 2009), sin presentar problemas en el vertido del agua producida en ninguno de los muestreos según el R.D. 509/96 en el que se regula la calidad de las aguas residuales urbanas tratadas. Sin embargo se detectaron diferencias significativas en la concentración de  $DBO_5$  entre las dos plantas y entre los valores analíticos determinados en estas y los valores teóricos calculados en base a los trabajos de Eckenfelder (1991) y Ronzano y Dapena (1995).

Entre la  $DBO_5$  de los efluentes de ultrafiltración y microfiltración se ha generado una diferencia media de  $0,63 \text{ mgO}_2/\text{L}$  más alto en ultrafiltración, lo que indica que se obtienen valores muy similares pero la gran estabilidad de estos valores provoca una escasa varianza y por tanto la generación de diferencias significativas.

La presencia de estas diferencias indica que la actividad depurativa ha presentado diferencias entre las dos instalaciones.

La  $DBO_5$  del efluente puede provenir de la fracción disuelta y de las partículas arrastradas en el efluente. En un sistema de membranas las partículas quedarán retenidas en la membrana en igualdad de condiciones ya que la capa filtrante generada sobre la membrana de microfiltración le permite mejorar su rendimiento hasta el grado de ultrafiltración (Tao *et al.*, 2005).

Ambas plantas presentan mejores resultados en calidad de efluentes para este parámetro que los esperados mediante cálculo teórico de la fracción disuelta que quedaría en efluentes (Ronzano y Dapena, 1995), lo cual indica que las constantes aplicadas en el cálculo ( $Y_n$ ,  $b_n$ ,  $K_t$ ) no se ajustan a las existentes en las instalaciones, pero a su vez estas constantes cambian entre plantas ya que se detectan diferencias significativas entre ellas.

Cada una de estas constantes estequiométricas o cinéticas tiene unos efectos diferentes en el proceso de planta. Si  $Y_n$  es mayor, hay más síntesis y por ello menor

DBO<sub>5</sub> de salida, pero también implica mayor concentración de MLSS, si  $K_t$  es mayor, hay más degradabilidad de compuestos y por ello menor DBO<sub>5</sub> de salida pero no implica una mayor presencia de sólidos y si  $b_h$  es mayor hay más endogénesis y por ello mayor concentración de DBO<sub>5</sub> en salida, aunque implica una menor presencia de sólidos (Henze *et al.*, 1987).

Las plantas presentan diferencias significativas para el parámetro de DBO<sub>5</sub>, por lo que estas constantes difieren de la biomasa de una instalación a la otra. En ambos casos el valor de DBO<sub>5</sub> es bajo, por lo que la síntesis y degradabilidad son altas. Los sistemas de MBR tienen elevadas concentraciones de sólidos en suspensión, con bajas ratios F/M y baja producción de fango, por lo que las constantes se ven afectadas (Low and Chase, 1999; Judd, 2011). En el caso comparativo de las dos plantas las condiciones de trabajo han sido iguales, sin diferencias significativas en la producción de fango por lo que se asume que el valor de  $Y_h$  ha sido similar, sin embargo la presencia de diferencias en calidad de DBO<sub>5</sub> sugiere que el valor de la constante cinética  $K_t$  ha variado entre la planta de ultrafiltración y microfiltración, con un mayor valor en microfiltración y por tanto mayor degradabilidad produciendo efluentes con menor carga de DBO<sub>5</sub>.

Para el parámetro de DQO en efluentes no se ha detectado diferencias entre las dos instalaciones, de nuevo con grandes resultados en la eliminación de DQO, algo ya demostrado en los sistemas de MBR (Mohammed *et al.*, 2008; Arévalo *et al.*, 2009; Kent *et al.*, 2011) sin presentar problemas en el vertido del agua producida en ninguno de los muestreos según el R.D. 509/96 en el que se regula la calidad de las aguas residuales urbanas tratadas.

La DQO presente en los efluentes vendrá muy definida por la presencia de DQO soluble no biodegradable de los influentes, con una gran correlación. Esta fracción de la DQO no se ve afectada biológicamente en las instalaciones (Henze *et al.*, 1987; Phillips *et al.*, 2009) por lo que saldrá en el efluente producido. La presencia de DBO<sub>5</sub> en los efluentes sugiere una cierta cantidad de materia orgánica biodegradable en los efluentes, lo que sumado a la DQO soluble no biodegradable del influente ha supuesto los valores registrados en DQO total en el efluente, sin diferencias significativas entre plantas ya que aunque el valor de DBO<sub>5</sub> si que presentaba discrepancias significativas

el hecho de que las dos instalaciones trabajasen con el mismo influente hizo que la fracción soluble no biodegradable fuese igual en ambos casos y en el cómputo global de las concentraciones de DQO no determinasen diferencias significativas.

El N es uno de los principales nutrientes que encontramos en aguas residuales, que es necesario controlar a la hora del vertido de los efluentes producidos a ciertos ecosistemas, por el riesgo de eutrofización (Howarth *et al.*, 2002; Paetkau and Cicek, 2011). El R.D. 509/96 marca límites de concentración de N para el vertido del agua tratada a zonas y ecosistemas sensibles.

En tratamientos de aguas residuales aireados las formas predominantes de N en el influente, N orgánico y  $\text{N-NH}_4^+$  (Ronzano y Dapena, 1995) son oxidadas a nitritos inicialmente y posteriormente a nitratos mediante acción de bacterias como *Nitrosomonas* y *Nitrospira* en presencia de oxígeno (Wagner *et al.*, 1998) y posteriormente en ausencia de oxígeno estos compuestos son utilizados como aceptor final de electrones, pasando a  $\text{N}_2$  gas por bacterias heterótrofas (Shen and Wang, 2011). Los elevados tiempos de retención celular a los que habitualmente se trabaja en MBR favorece el crecimiento y desarrollo de las comunidades nitrificantes de crecimiento lento, lo que favorece los procesos de eliminación de nitrógeno del agua residual (Judd, 2011).

Los efluentes de las instalaciones han presentado elevadas concentraciones de nitrógeno, principalmente representado por  $\text{N-NO}_3^-$ , con diferencias significativas en las instalaciones. Si se disgrega este nitrógeno en efluentes en sus componentes, se observa que en torno al 2-3% de este viene en forma de amonio, mientras que el resto está en forma de nitrato. En tratamientos de aguas residuales urbanas aireados mediante MBR es frecuente esta distribución ya que se favorece el crecimiento de bacterias nitrificantes por lo que se tiende a una nitrificación estable y completa (Muntz *et al.*, 2008)

En el fraccionamiento del N presente en los influentes existe una fracción que está en forma soluble no biodegradable (Henze *et al.*, 2008). La concentración de esta fracción del nitrógeno que no se ve alterada por el tratamiento biológico es sensiblemente

superior a los valores de  $\text{N-NH}_4^+$  medidos en efluentes de ambas instalaciones, sin que haya diferencia en el comportamiento de los dos sistemas en cuanto a este parámetro. En los sistemas se produce una completa nitrificación, sin presentar limitaciones en el SRT necesario para que se dé la nitrificación (Ekama and Wentzel, 2008) en ninguna de las instalaciones, ya que se trabajó en iguales condiciones.

Parte del nitrógeno soluble no nitrificable del influente ha quedado retenido en el interior de ambos sistemas, sin que se aprecien diferencias en la retención entre ellos, ya que la concentración de amonio detectada en los efluentes es inferior a la fracción no biodegradable, que no se va a afectar en el tratamiento del influente.

Desde el diseño estas instalaciones están limitadas en su capacidad de eliminación de nitrato debido a las recirculaciones necesarias entre tanques. El nitrato es generado en el reactor aireado a partir de las formas de N presentes en el influente, y desde su producción en este tanque deben pasar al reactor anóxico, donde se da el proceso de desnitrificación. En esta recirculación entre tanques se extrae una fracción como permeado, que va cargada de los nitratos generados en el reactor aireado (ecuación nº 9). Por lo tanto en estas condiciones ambas plantas presentan una limitación en la desnitrificación, de un 12,5% en la planta de ultrafiltración y un 20% en la instalación de microfiltración.

Las instalaciones no han presentado diferencias en cuanto a la asimilación de N, lo que indica que el crecimiento de la biomasa ha sido similar en las dos instalaciones. Esta asimilación supone un importante mecanismo de retirada de N del sistema, al quedar retenido en la biomasa, que sólo es eliminada por las purgas periódicas. Este porcentaje de asimilación de N en la biomasa es dependiente de la concentración de biomasa, ya que este es tomado en su generación (Holakoo *et al.*, 2007). En el caso de las instalaciones la biomasa activa no ha presentado diferencias, como tampoco lo ha hecho la asimilación de N en la biomasa.

Los dos sistemas de MBR están limitados en la capacidad de eliminación de  $\text{NO}_3^-$  según los cálculos realizados sobre la capacidad de desnitrificación máxima para estas fases de trabajo (Ekama and Wentzel, 2008). En las fases de trabajo la DQO

biodegradable de entrada en el influente no era suficiente como para degradar todo el  $\text{NO}_3^-$  generado, por lo que quedaban concentraciones residuales en el sistema. Para mejorar esta capacidad de desnitrificación en ambas plantas teniendo en cuenta las características del influente sería necesario activar una mayor reducción de nitrato a través de la materia orgánica lentamente biodegradable o 2ª cinética (Ekama and Wentzel, 2008). Para conseguir este objetivo se debe aumentar la temperatura de las instalaciones, aumentar el SRT o incrementar el porcentaje de fracción anóxica de las instalaciones, para incrementar la capacidad de degradación de la materia orgánica lentamente biodegradable, según la ecuación propuesta por Ekama and Wentzel, (2008). Estas actuaciones son modificables en las condiciones de proceso de las instalaciones, siendo más difícil de controlar la variable temperatura, en los periodos de trabajo en los que la reducción de nitratos se vea limitada por las características en la composición del influente.

Sin embargo, y teniendo en cuenta la capacidad de eliminación de  $\text{NO}_3^-$  por el factor de las recirculaciones, existen diferencias en la desnitrificación entre plantas. Ambas instalaciones reciben el mismo influente y trabajan en las mismas condiciones de SRT y temperatura, por lo que ambas sufrirán la misma limitación en el potencial de desnitrificación y en el nitrógeno soluble no nitrificable. Por el factor de recirculaciones se produce una diferencia de desnitrificación de alrededor de 3 mgN- $\text{NO}_3^-$ /L más de nitrato que no se puede reducir en la planta de microfiltración, sin embargo, en esta instalación se obtienen mejores resultados, con diferencias significativas. Esto es debido a otra diferencia operativa entre plantas, en la que un mayor grado de recirculación favorece el arrastre de oxígeno disuelto a los reactores anóxicos, en los que no debería haber  $\text{O}_2$  disuelto (Tan and Ng, 2008). Las bacterias desnitrificantes son bacterias facultativas que prefieren el uso de  $\text{O}_2$  como aceptor final de electrones sobre el uso del nitrato dado que es una opción más rentable energéticamente (Thauer *et al.*, 1977), presentando además la presencia de  $\text{O}_2$  otros problemas como inhibiciones enzimática (Davies, 1989), en las que reducen su actividad, o problemas a nivel genético, impidiendo la generación de enzimas para la degradación de nitrato (Braun and Zumft, 1992).

En la instalación de ultrafiltración las concentraciones de oxígeno residual han sido más elevadas que en la planta de microfiltración, debido a una mayor tasa de recirculación, lo que ha conllevado una menor capacidad de eliminación de los nitratos

generados, aunque en las dos instalaciones se ha producido este problema, que limita las posibilidades de vertido de los efluentes en zonas sensibles. Por lo tanto es necesario un cambio en el funcionamiento de las instalaciones que permita reducir la cantidad de  $O_2$  que llega a los reactores aireados.

### 5.3.- Influencia De Las Variables De Proceso En La Calidad Del Efluente.

En el estudio comparativo entre fases de trabajo se realizó para los parámetros de DQO,  $DBO_5$ ,  $N-NH_4^+$  y  $N-NO_3^-$  para un periodo de equivalencia en todos los parámetros entre fases, con la única diferencia de una de las variables de operación.

Para el parámetro de DQO se han obtenido grandes resultados de concentración de DQO en efluentes a lo largo de todo el periodo de investigación, algo ya demostrado en los sistemas de MBR (Mohammed *et al.*, 2008; Arévalo *et al.*, 2009; Kent *et al.*, 2011) sin presentar problemas en el vertido del agua producida en ninguno de los muestreos según el R.D. 509/96 en el que se regula la calidad de las aguas residuales urbanas tratadas. La calidad de los efluentes en cuanto al parámetro DQO ha permanecido muy estable a lo largo de las fases de estudio, con valores muy bajos en todas ellas, incluso en las circunstancias más desfavorables

Para este parámetro, en ninguna de las fases a estudio para ninguna de las variables de proceso se han generado diferencias significativas entre los valores obtenidos para los diferentes periodos, sin que se aprecien patrones de comportamiento para los cambios en ninguna de las variables. La eliminación de DQO del agua viene determinada por la actividad metabólica microbiana y por la retención en la membrana (Wang *et al.*, 2009). La membrana no ha presentado diferencias a la hora de la depuración, como se ha observado en el apartado 4.3 de comparativa entre instalaciones, por lo que este factor no ha sido influyente en la investigación. La actividad microbiana se ve afectada por las variables de proceso, con una gran influencia de la temperatura en las constantes cinéticas de los fangos y por el SRT de este (Henze *et al.*, 1987; Eckenfelder, 1991; Henze *et al.*, 2008), de forma que en otras investigaciones se ha detectado que la mayor influencia para la eliminación de DQO de aguas residuales es la temperatura, seguido por el HRT y el SRT, aunque con

mucha menos influencia (Wang *et al.*, 2009). Sin embargo no se han apreciado diferencias en esta investigación para ninguno de las variables estudiadas dentro de los estándares habituales para aguas residuales urbanas en que estas se han movido.

Para la fracción de DQO soluble inerte ( $S_{inf u}$ ) presente en el influente que no se ve alterada por los procesos biológicos de las instalaciones, calculada en el apartado 4.2 de caracterización del influente, se observa que en las fases con mayor carga orgánica hay diferencias en la cantidad de esta fracción en influente, sin embargo estas diferencias no se aprecian en la concentración de DQO en el efluente de las fases. Esta fracción contaminante presenta cierta tendencia a la retención dentro de las instalaciones, salvo para algunas condiciones de trabajo en la que los valores de entrada y salida eran muy similares. Así, al disminuir la carga orgánica de entrada no se aprecia capacidad de retención, al igual que al disminuir el SRT o aumentar el HRT la retención de esta fracción soluble inerte se ve afectada, de forma que se encuentra en el efluente producido la misma concentración estimada en el influente, sin diferencias significativas en su retención en el sistema.

A lo largo de la investigación se ha trabajado con muy diferentes temperaturas en el fango, oscilando entre los 10°C y los más de 30°C detectados en momentos puntuales, sin que se haya visto afectada la capacidad de las instalaciones de eliminación de DQO del agua. En todas estas fases se ha trabajado a SRT y HRT elevados, con mínimos de 20 días y 32 horas, lo que ha amortiguado los posibles problemas causados al trabajar con las instalaciones a bajas temperaturas o en cambios bruscos de cargas contaminantes, factores que afectan la depuración biológica del agua (Aguilera *et al.*, 2003; Birima *et al.*, 2009). Esta estabilidad en la calidad de los efluentes supone una gran ventaja de los MBR sobre sistemas convencionales de depuración, ya que se puede trabajar a altos SRT y HRT con total retención de biomasa producida.

En cuanto a los valores de  $DBO_5$  obtenidos, los efluentes presentaron una alta calidad en cuanto a este parámetro a lo largo de todo el proceso de investigación, lo que viene a suponer una de las características principales de esta tecnología (Mohammed *et al.*, 2008; Arévalo *et al.*, 2009), sin presentar problemas en el vertido del agua producida en ninguno de los muestreos según el R.D. 509/96. Los datos de  $DBO_5$  medidos a lo



largo de la investigación presentan, al igual que en el caso de la DQO, una alta estabilidad temporal, sin verse especialmente afectados en ninguna de las circunstancias de trabajo. Esta estabilidad en valores bajos hace que las diferencias vengan marcadas por cantidades muy pequeñas de  $\text{DBO}_5$ , de forma que unos muestreos altos puntuales pueden generar diferencias entre fases.

Los valores de  $\text{DBO}_5$  en efluentes muestran un claro patrón de comportamiento con respecto a la temperatura, aunque solo en algunas fases se lleguen a detectar diferencias significativas. Se aprecia que al descender la temperatura disminuye la concentración de  $\text{DBO}_5$  en los efluentes, que contradice lo esperado para este parámetro, en el que al disminuir la temperatura aumenten las concentraciones dado que se ven afectadas las constantes cinéticas de degradación de la materia orgánica (Eckenfelder, 1991; Ronzano y Dapena, 1995). Este hecho puede ser debido a un incremento en la tasa de endogénesis del fango. Las instalaciones de MBR trabajando en estas condiciones presentan tasas de F/M bajas, de forma que la  $\text{DBO}_5$  presente en el influente es rápidamente retirada del medio, y los fangos de las instalaciones estarán en unas condiciones de endogénesis, en la que la lisis celular provoca que pasen al agua sustancias biodegradables solubles. Esta tasa de endogénesis y muerte celular es mayor a mayor temperatura, y dado que el residuo de endogénesis es una fracción soluble lentamente biodegradable (Ramdani *et al.*, 2010) permanece en el fango el tiempo suficiente como para que una parte sea extraída en el fango, lo que incrementa la concentración de  $\text{DBO}_5$  en efluentes.

El nitrógeno asimilado por la biomasa se ha situado en medias del 40% del nitrógeno total a la entrada de planta. Este porcentaje de asimilación de N en la biomasa es dependiente de la concentración de biomasa, ya que este es tomado en su generación (Holakoo *et al.*, 2007)

En cuanto a las formas de nitrógeno en efluentes, las concentraciones de  $\text{N-NH}_4^+$  son fuertemente dependientes del SRT de trabajo y de la temperatura de proceso (Ekama and Wentzel, 2008). Los sistemas de MBR presentan ventajas en el proceso de nitrificación sobre otros tratamientos debido a los elevados SRT de trabajo, que favorecen el crecimiento de bacterias nitrificantes, y la completa retención de estas bacterias (Ersu *et al.*, 2010).

En las distintas variables estudiadas, no se aprecian diferencias significativas en ningún caso salvo en algunos grupos de temperatura, aunque se observan patrones de comportamiento como al incrementar el SRT o el HRT se disminuye la concentración de  $\text{NH}_4^+$  medido en efluentes. Sin embargo en temperatura sí que se han apreciado diferencias en algunos casos, como para las fases 16, 17 y 18 o 30 y 31, pero ofreciendo resultados contradictorios entre ellas de forma que en el primero de los grupos al bajar la temperatura baja la concentración de amonio y en el segundo de ellos al subir la temperatura baja la concentración de amonio.

Estas diferencias significativas son causadas por la concentración de nitrógeno soluble no nitrificable de entrada a las plantas, que es una componente del nitrógeno que no se ve afectado por el proceso biológico de las instalaciones. Este nitrógeno, que forma parte del N total con una concentración en torno al 3% (Henze *et al.*, 2008), es superior a las concentraciones de  $\text{N-NH}_4^+$  medidos en los efluentes por lo que este amonio medido en los permeados viene de esta fracción de nitrógeno soluble, que sin embargo se ve parcialmente adsorbida en la biomasa de las instalaciones, por lo que la nitrificación de los compuestos nitrificables ha sido completa.

La nitrificación no se ha visto limitada por la temperatura o el SRT en ninguna de las fases, ya que para las temperaturas que se han dado en las instalaciones para un SRT mínimo de trabajo de 20 días no hay limitaciones a la nitrificación (Ekama and Marais, 2008). Sin embargo, en ciertas fases esta nitrificación no ha sido completa. En estos casos, como en las fases 8 un incremento en la carga orgánica ha llevado a procesos de nitrificación incompletos debido a una insuficiente oxigenación del sistema. Al incrementar la carga orgánica se produce un aumento en la concentración de sólidos en suspensión, como se aprecia en el apartado 4.5, por lo que la oxigenación de este fango se dificulta (Germain *et al.*, 2007). En este caso la oxigenación del fango fue insuficiente por lo que los procesos de nitrificación se vieron limitados, por lo que para fases con elevada concentración de MLSS es necesario trabajar con consignas de oxígeno disuelto más amplias dado que la transferencia de oxígeno en fangos activos está limitada (Insel *et al.*, 2011).

Por lo tanto, los procesos de nitrificación no se han visto limitados para las condiciones de trabajo presentes en las instalaciones, siempre que se trabaje con un SRT

suficiente, por encima de 20 días y se mantenga un control de oxígeno disuelto en la instalación correcto según las necesidades de aireación.

Como vimos en el apartado 4.3 de comparativa entre plantas, la capacidad de eliminación de nitrato viene limitada debido a las recirculaciones necesarias entre tanques. Por lo tanto en estas condiciones ambas plantas presentan una limitación en la desnitrificación, de un 12,5% en la planta de ultrafiltración y un 20% en la instalación de ultrafiltración, teniendo que tener en cuenta al comparar fases de estudio la instalación donde son llevadas a cabo.

La concentración de nitrato supone un gran problema en la explotación de las instalaciones, ya que su concentración ha sido alta durante la mayor parte de la investigación. Su comportamiento entre fases para las variables de proceso a estudio es errático, de forma que el comportamiento entre unas fases contradice al registrado en otras. La mayor influencia en la desnitrificación ha correspondido con un problema operativo y no con una de las variables a estudio, ya que es la concentración de oxígeno disuelto que llega al reactor anóxico mediante las recirculaciones de fango la que limita el potencial desnitrificante de las instalaciones (Tan and Ng, 2008).

El proceso de desnitrificación va a estar limitado por la carga orgánica biodegradable presente en el influente y la temperatura, ya que la desnitrificación es un proceso heterótrofo (Ekama and Wentzel, 2008). Esta desnitrificación está sostenida por dos procesos cinéticos, uno de ellos sobre la DQO rápidamente biodegradable y una segunda cinética sobre DQO lentamente biodegradable. La presencia de oxígeno disuelto impide la desnitrificación porque, como se observó en el apartado 4.3., las bacterias desnitrificantes son bacterias facultativas que prefieren el uso de  $O_2$  como aceptor final de electrones sobre el uso del nitrato dado que es una opción más rentable energéticamente (Thauer *et al.*, 1977), presentando además problemas como inhibiciones enzimática (Davies, 1989), o problemas genéticos en las bacterias (Braun and Zumft, 1992). Por lo tanto el oxígeno compite en ventaja sobre el nitrato en el consumo de materia orgánica biodegradable. Para evitar esto es recomendable incrementar la materia orgánica disponible, lo cual se puede hacer incrementando la segunda cinética de la desnitrificación. Esto se ve favorecido mediante el aumento de la temperatura de las instalaciones, aumentar el SRT o incrementar el

porcentaje de fracción anóxica de las instalaciones (Ekama and Wentzel, 2008). También es interesante reducir la cantidad de oxígeno que alcanza los reactores anóxicos, mediante la reducción de las recirculaciones y el control más exhaustivo de los valores de oxígeno disuelto en fangos y aireación de membranas.

#### 5.4.- Estabilidad De La Biomasa

Durante el periodo de investigación se ha observado la gran variabilidad de concentraciones de sólidos en suspensión en el licor mezcla, así como de su contenido en volátiles.

Existe una necesidad de obtener fangos estabilizados en lo referente a su concentración de materia orgánica volátil, y por tanto biodegradable para una utilización segura en uno de los destinos preferentes de este subproducto, como es la utilización agrícola de lodos (Surampalli *et al.*, 2008). Según los requisitos expuestos por EGMASA (2005) en los pliegos técnicos de diseños de Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales, para considerar un fango como estabilizado es necesario que la materia orgánica volátil este en torno al 60% para considerar ese fango como estabilizado.

La carga contaminante en el influente de entrada a las instalaciones presenta una gran influencia sobre la concentración de MLSS del fango, motivado por que la mayor parte de los sólidos son materias en suspensión no biodegradables o inertes que quedan retenidas, y una mayor cantidad de sustrato para una posible generación de biomasa. Sin embargo la fracción volátil no se ve afectada por los cambios en la carga contaminante, ya que este porcentaje se ve muy influenciado por las características del agua a tratar y en ambos casos lo que se produce es una acumulación de materias volátiles no biodegradables e inertes en la misma proporción en la que están en el influente (Huang *et al.*, 2001; Knerr *et al.*, 2011).

Para los cambios en SRT y HRT no se aprecia una relación clara entre estas variaciones operacionales y la concentración de MLSS en fango y su contenido en

materia orgánica volátil, aunque en el caso del SRT se aprecia una ligera tendencia a la disminución del contenido en volátiles al bajar el SRT.

Esta escasa influencia contradice a los resultados esperados, según Wen *et al.* (1999) o Tay *et al.*, (2003) el HRT y el SRT influyen en la concentración de MLSS. Wen *et al.* (1999) desarrollan una ecuación afectada por el HRT y SRT para definir la concentración de MLSS de modo que a mayor HRT, menor MLSS y a mayor SRT mayor MLSS. Para ninguno de los dos se cumple en todos los análisis siendo algo contradictorio motivado por el fuerte efecto que puede tener tanto la carga como la composición cambiante de la calidad del influente.

A su vez la modificación del SRT ha presentado una cierta influencia en el porcentaje de materia volátil. La influencia de este parámetro en este porcentaje no está clara, ya que hay diversas investigaciones en las que se aprecian claras influencias al alterar la mineralización del fango, la generación de nueva biomasa o su endogénesis. Pollice *et al.*, (2008) consiguieron variar el porcentaje de volátiles del fango activo en sistemas MBR desde el 85 % al 75 % mediante un incremento del SRT, mientras que otros trabajos han puesto de manifiesto porcentajes constantes de volátiles a pesar de variar el valor de SRT de 20 a 80 días, apreciándose una insignificante mineralización (Laera *et al.* 2009), por lo que no se puede definir una influencia clara entre el SRT y el porcentaje de volátiles.

La temperatura ha mostrado una clara relación con la disminución de la fracción volátil del fango, de forma que los aumentos de la temperatura se traducían en descensos de la cantidad de materia orgánica volátil de los fangos. Esto es achacable a la modificación con la temperatura de las constantes cinéticas del fango, en concreto a un incremento en la tasa de endogénesis del fango ( $b_n$ ), que condiciona una mayor degradabilidad de la materia orgánica y por lo tanto un descenso en el porcentaje de volátiles.

La evolución del fango, y la influencia de las variables en él se pueden evaluar mediante la evolución de la fracción mineral del fango y su tasa de mineralización, la

generación de biomasa en él y la tasa de degradación de la materia orgánica que tiene lugar en los reactores de las instalaciones.

La fracción mineral del fango procede de los sólidos minerales que aporta el influente y de la tasa de mineralización de la biomasa que se dé en los biorreactores.

La materia mineral detectada en los influentes es alrededor de un 30% más baja de la esperada para un agua residual urbana (Ronzano y Dapena, 1995), por lo que la cantidad de materia mineral proveniente del influente será menor de la esperada.

La mineralización del fango ha resultado escasa en las condiciones de trabajo que se han presentado en la investigación, con una baja influencia de esta fuente de materia mineral sobre estos sólidos en el licor mezcla (Laera *et al.* 2009; Arévalo *et al.*, 2010). Por lo tanto, la cantidad de materia mineral presente en el licor mezcla vendrá determinada por los aportes realizados desde el influente, por lo que la composición de este será el factor determinante.

La variable de proceso que más influencia presenta sobre la concentración de la fracción mineral es la carga orgánica. En fases de alta carga, por encima de 0,77 Kg DQO/d m<sup>3</sup>, el  $R_i$  obtenido adquiere valores negativos lo que supone una reducción en la concentración de sólidos minerales en la biomasa lo que afectará al porcentaje de volátiles causando un aumento de los mismos. Sin embargo en las fases en las que se ha detectado una menor carga, en torno a 0,4-0,5 Kg DQO/d m<sup>3</sup>, provocan un ligero aumento en el contenido de sólidos minerales reduciendo el porcentaje de volátiles.

Esto es causado porque las condiciones de endogénesis en las que se trabaja con los sistemas MBR ensayados pueden llevar a una mineralización más acusada de la biomasa en condiciones de bajo aporte de materia orgánica, mientras que en caso contrario, dicha fracción mineral se reduce (Vuković *et al.*, 2006).

La tasa de generación de biomasa está influenciada por la generación de biomasa a partir del sustrato ( $Y_h$ ) que provoca un incremento y por la tasa de endogénesis ( $b_h$ ) que provoca un descenso (Henze *et al.*, 1987). Es por la tanto la tendencia de estas dos constantes del proceso la que define la mayor o menor generación de biomasa que afectará tanto a la cantidad de sólidos purgados como al contenido en volátiles, de modo que a mayor valor de  $R_m$ , mayor contenido en volátiles y viceversa.

Los incrementos de carga favorecen la generación de biomasa ya que supone un aumento en la cantidad de sustrato que se aporta a la instalación experimental (Knerr *et al.*, 2011). Es por ello esperable una mayor presencia de sólidos en el reactor, una mayor cantidad neta purgada y un mayor porcentaje de volátiles para estas circunstancias, lo cual afectará negativamente a la gestión final de los sólidos generados en estas fases.

La temperatura ha afectado fuertemente a la generación de biomasa, de modo que a mayor temperatura se ha observado una mayor tasa de generación de biomasa, pero al mismo tiempo los aumentos de temperatura también favorecen el incremento de la tasa de endogénesis, responsable de eliminar parte de la biomasa generada, de forma que se crea un equilibrio entre la constante de generación de biomasa a partir del sustrato disponible ( $Y_h$ ) y la tasa de endogénesis ( $b_h$ ). En base a los resultados obtenidos, para temperaturas entre 15 y 25°C hay un predominio de  $Y_h$  frente a  $b_h$ , razón por lo que la tasa de generación de biomasa ( $R_m$ ) es más elevada, mientras que la temperaturas superiores a 25°C hay un predominio de  $b_h$  (An *et al.*, 2007), razón por la que descienden considerablemente los valores de  $R_m$ , dando lugar no solo a una menor generación de biomasa sino también a una menor presencia de volátiles.

Las variaciones del SRT a lo largo de la investigación producen efectos diferentes dependiendo de la edad del fango. El incremento de SRT provoca un descenso en  $b_h$ , mientras que  $Y_h$ , experimenta también un descenso, aunque este es menos significativo dado que la relación de  $b_h$  con el SRT es exponencial (Huang *et al.*, 2001). Esto justifica el comportamiento de la tasa de generación de biomasa con respecto al SRT, de modo que pequeños incrementos para valores elevados de SRT (35-40) suponen por lo general un descenso en la tasa de generación de biomasa, lo que implica menos fango y menos volátiles a mayor SRT. Sin embargo, pequeños

incrementos pero para valores relativamente bajos (20-25 días), los aumentos implican mayor tasa de generación de biomasa dado que el incremento experimentado en  $b_h$  con respecto al SRT es de tipo exponencial (Huang *et al.*, 2001).

El comportamiento de la generación de biomasa indica que para incrementos en el tiempo de retención hidráulico dan lugar a una mayor tasa de generación de biomasa (Tay *et al.*, 2003). Esto es debido a que el mayor tiempo de contacto entre el sustrato y la biomasa favorece la degradación de compuestos lentamente biodegradables, activando la cinética de degradación de estos compuestos o 2ª cinética (Viero and Sant'Anna, 2008). Además un incremento en el HRT genera una mayor concentración de MLSS y de sustancias extracelulares, lo que empeora la transferencia de oxígeno al fango y hace disminuir la tasa de generación de la biomasa (Tay *et al.*, 2001; Meng *et al.*, 2007)

En cuanto a la tasa de degradación de materia orgánica, los microorganismos de la instalación consumen materia orgánica del influente para transformarla en biomasa, siendo esta la concentración de DQO biodegradable eliminada por unidad de tiempo, por lo cual estará relacionada con el coeficiente de producción de heterótrofos. En base a esto se entiende que una mayor  $R_o$  implica una mayor generación de biomasa y por tanto mayor concentración de MLSS (Hocaoglu *et al.*, 2010).

El factor que ha definido a lo largo de la investigación la degradación de materia orgánica ha sido la carga orgánica de entrada en el influente, con una degradación casi total de la DQO biodegradable entrante. En los sistemas de MBR, que permiten trabajar a altas concentraciones de biomasa en el reactor y a elevados HRT y SRT es frecuente tener depuraciones casi completas de materia orgánica biodegradable (Judd, 2010; Weinrich *et al.*, 2010). De esta forma se ha observado que a mayor carga contaminante en los influentes  $R_o$  alcanzaba valores mayores, ya que había una mayor cantidad de DQO biodegradable a utilizar, adaptándose los valores a la concentración de entrada.

Para los valores ensayados no se ha apreciado una relación clara entre  $R_o$  y los tiempos de retención hidráulico y celular (HRT y SRT). Para las condiciones



ensayadas el factor determinante fue la carga orgánica, por lo que no se vio limitado por HRT ni SRT al trabajar con valores relativamente altos. En condiciones de SRT o HRT más bajos se ha visto una influencia de estos parámetros en la capacidad de degradar materia orgánica biodegradable, de forma que si descienden a valores bajos se pueden producir procesos de depuración incompleta (Tay *et al.*, 2003; Macomber *et al.*, 2005).

En el caso de la temperatura sí que se ha observado influencia sobre la tasa de degradación de la materia orgánica. A la temperatura máxima se ha observado un descenso en  $R_o$ , motivado porque a mayores temperaturas la endogénesis producida en el fango es mayor (An *et al.*, 2007) y por lo tanto habrá una menor cantidad de bacterias activas en el licor mezcla, lo que limita la tasa de degradación de la materia orgánica.

En el cálculo de  $Y_h$  observada presenta una alta variabilidad en el tiempo, con una clara influencia de alguna de las variables de proceso.

$Y_h$  observada no ha presentado influencia de la carga orgánica, ya que esta afecta de forma similar a  $R_m$  y  $R_o$ , por lo que el cociente entre ellas guarda una proporción al variar estas en el mismo sentido.

Sin embargo en el caso de SRT sí que ha presentado influencia, de modo que en fases con un SRT más elevado se ha observado una menor  $Y_h$  observada, lo que nos lleva a una menor generación de biomasa en el global del proceso (Huang *et al.*, 2001). Para el HRT ensayado no se ha observado influencia, ya que se ha trabajado siempre con HRT elevados, sin embargo, trabajando con HRT más bajos se observa una clara influencia, de forma que al disminuir el HRT se produce una disminución de  $Y_h$  observada, generando por tanto menos biomasa a costa de una depuración incompleta de los influentes (Tay *et al.*, 2003).

La temperatura también ha mostrado una clara influencia en la generación de biomasa en los sistemas, disminuyendo para las temperaturas máxima y mínima, por encima de 25 °C y por debajo de 15 °C. Los componentes para el cálculo de  $Y_h$  observada,  $R_m$  y  $R_o$  muestran una clara influencia de la temperatura en su evolución, por lo que este cociente también se ha visto afectado. La influencia de la temperatura se ha visto en que para temperaturas  $>25^\circ\text{C}$  hay menor generación de biomasa, la actividad biológica es muy elevada, con una tasa de endogénesis muy elevada por lo que se degrada mucha materia orgánica activa, mientras que para baja temperatura la actividad biológica es menor y por eso hay menos generación de biomasa (An *et al.*, 2007; Al-Amri *et al.*, 2011).

Los problemas de flotación de fango debido a la presencia de bacterias filamentosas y EPS son situaciones frecuentes en los sistemas de MBR dadas las condiciones en las que se suele trabajar en esta tecnología (Jenkins *et al.*, 2004; Tandoi *et al.*, 2006; Smith, 2006; Di Bella *et al.*, 2008). La pérdida de fango supone una serie de problemas como pueden ser el escaso control de concentración de sólidos y su tiempo de retención celular que se posee en períodos de flotación de fangos, y producción de malos olores (Madoni and Davoli, 1997).

En nuestras instalaciones las situaciones de producción de espumas con pérdida de fango se han desarrollado en periodos muy determinados del año, en los periodos invernales en los cuales la temperatura del fango era baja.

Este crecimiento de bacterias filamentosas a temperaturas bajas ha sido comprobado por otros autores (Jenkins *et al.*, 2004; Xie *et al.*, 2007; Gerardi, 2008; Parada-Albarracín *et al.*, 2010) que vieron que en las temperaturas del entorno de los 16 °C se favorece el desarrollo de ciertas bacterias filamentosas. En nuestro caso el excesivo crecimiento de filamentosas se ha producido con temperaturas por debajo de los 17 °C indicando una fuerte relación entre el descenso de temperaturas y el crecimiento de microorganismos filamentosos.

Pero en sistemas de MBR se han descubierto situaciones de generación de espumas y pérdida de biomasa sin necesidad de grandes explosiones de bacterias

filamentosas, generándose esta flotabilidad de fango por la cantidad de proteínas de las sustancias poliméricas extracelulares (Nakajima and Mishima, 2005; Judd, 2006; Di Bella *et al.*, 2011). La presencia excesiva de filamentosas y bacterias formadoras de espumas pueden incrementar la concentración de EPS en el licor mezcla, lo cual empeora los problemas de espumas y de ensuciamientos en la membrana (Choi *et al.*, 2002; Zhang *et al.*, 2006; You and Sue, 2009).

Por lo tanto tenemos un fango con elevada concentración de EPS que es un componente al que se le atribuye un enorme impacto en el ensuciamiento de membranas (Chang and Lee, 1998; Rosenberger and Kraume, 2002; Al-Halbouni *et al.*, 2008) y en la investigación vemos como afecta a la TMP, de forma que es necesario limpiezas químicas para reducir los niveles de TMP tras los periodos de problemas.

En ambas instalaciones los problemas de pérdidas de espumas se generaron en los puntos más bajos de la instalación, en ambos casos los reactores anóxicos que están enterrados, por ser donde se acumulan las espumas generadas. En el resto de los tanques la salida del fango es por superficie, de forma que las espumas, que tienden a flotar, se evacúan con los flujos y van a parar a las zonas bajas de la planta, en este caso los reactores anóxicos en los que la salida del fango no es por superficie sino que es por bombeo que coge el fango desde el interior, por lo que se acumula y provoca desbordes.

Se observa en la evolución de la concentración de MLSS y del % de volátiles en la instalación de ultrafiltración que en los periodos de pérdida de fango, que coinciden con los muestreos entre el 270 y 320 para la primera anualidad, y entre el 650 y 700 muestra como las pérdidas de biomasa generan un descenso en la concentración de sólidos en suspensión y un incremento de sólidos volátiles en el fango. Este hecho dificulta la estabilización del lodo por debajo de determinado nivel de volátiles, que es uno de los objetivos que se persiguen en esta investigación.

Para remediar las pérdidas de biomasa se han propuesto multitud de soluciones, como las mencionadas en el apartado de introducción. En este caso se ha empleado para la

planta de ultrafiltración una amplia variedad de soluciones, desde la adición de reactivo antiespumante, añadir fango para sustituir la microbiología, además de que la pérdida de fango rebaja la concentración de MLSS que es otra de las soluciones propuestas. En el caso de la instalación de duchas, había aspersores de fango instalados en los reactores aireados de ambas plantas, de forma que rebajaba la altura de las espumas si se formaban en estos reactores, pero en la práctica la espuma se acumulaba en los puntos más bajos, que en ambos casos era el reactor anóxico. Si se trata de evitar las espumas es necesario que las duchas se instalen en el punto más bajo de la instalación o donde no puedan salir porque no se tome el fango desde superficie, porque es en estos puntos donde se van a acumular y donde es necesario combatir el crecimiento de la capa de espumas.

En las instalaciones ninguna de las medidas empleadas ha resultado especialmente efectiva, pero la siembra con fango sin problemas microbiológicos ha ido disminuyendo los casos de pérdida de biomasa muy lentamente, a la vez que añadía parte de los MLSS que se perdían con la salida de las espumas, pero lo más efectivo ha sido el paso del tiempo y la subida de las temperaturas que ha vuelto a controlar la microbiología del fango y reducir los problemas de foaming.

### 5.5.- Evolución De La TMP

Se ha estudiado para ambas instalaciones la evolución de la presión transmembrana a la que estaban sometidas las membranas, para determinar la influencia de las variables de proceso sobre su funcionamiento.

Ambas plantas están dotadas en las líneas de permeado con medidores de presión transmembrana que miden en continuo las variaciones de este parámetro, de forma que se puede llevar un control riguroso en el tiempo de él.

La optimización de los flujos de trabajo para minimizar el ensuciamiento de membrana es un objetivo que se lleva buscando en MBR desde mitad de los años 80 (Le-Clech *et al.*, 2006) en la búsqueda de la determinación en cada funcionamiento de un flux

crítico (Field *et al.*, 1995). El modo de operación en estas instalaciones de fijación de un flujo determinado y llevar una medida de las variaciones de TMP es el método más eficaz y más empleado en la explotación de MBR. Para estas instalaciones se ha trabajado con flux bajos, entre 10 y 15 L/m<sup>2</sup> h, que llevan a un menor grado de ensuciamiento de las membranas (Le-Clech *et al.*, 2006)

En ambas plantas las evoluciones de la TMP presentan una clara influencia de la temperatura en sus valores.

El aumento de la resistencia a la filtración debido al descenso de temperatura se debe a cuatro fenómenos que ocurren en los sistemas al darse este hecho (Mulder, 2000; Jenkins *et al.*, 2004; Jiang *et al.*, 2005; Pan *et al.*, 2010):

- La temperatura presenta influencia sobre la TMP a través de la viscosidad del fluido, de forma que al descender la temperatura el fango aumenta su viscosidad y su resistencia hidráulica al filtrado. La viscosidad del fango se ve aumentada hasta en un 10%, dificultando la filtración y reduciendo la tensión de corte del flujo de burbuja gruesa que peina la superficie de membrana.
- El proceso de desfloculación se ve incrementado a bajas temperaturas, aumentando la cantidad de bacterias filamentosas, reduciendo el tamaño de flóculos de la biomasa y aumentando la liberación de productos celulares al medio, como SMP y EPS, que presentan una gran influencia sobre el ensuciamiento de membrana.
- La velocidad de transporte de las partículas, calculada mediante el coeficiente de difusión Browniano está linealmente relacionada con la temperatura, disminuyendo al disminuir esta.
- La degradación de los compuestos de DQO se reduce al disminuir la temperatura, resultando una mayor concentración de materia soluble y particulada de DQO en el reactor.

En ambas instalaciones se ve un aumento de la TMP con los descensos de temperatura, que puede ser achacable a alguno de los factores vistos anteriormente,

ya que se teóricamente produce un aumento de viscosidad y descenso de velocidad de transporte de las partículas dado que desciende la temperatura.

Sobre el tamaño de flóculos, en ambos periodos anuales de temperaturas bajas se han producido sucesos de pérdida de biomasa por incremento de las poblaciones de microorganismos filamentosos en fangos. Estos microorganismos provocan una defloculación del fango y un incremento en la concentración de SMP y EPS en el fango (You and Sue, 2009; Pan *et al.*, 2010), que son dos sustancias celulares que presentan una muy elevada influencia sobre el ensuciamiento de las membranas por su adsorción a las membranas y bloqueo de poros de estas o por la formación de una capa de gel sobre la superficie de la membrana que dificulta el filtrado (Nagaoka *et al.*, 1996; Cho and Fane, 2002; Rosemberger *et al.*, 2005), por lo tanto se puede achacar parte del aumento de la TMP a un incremento en las concentraciones de SMP y EPS en los periodos de menores temperaturas.

Sin embargo, para otro de los factores que afectan a la TMP a menor temperatura, en las instalaciones la DQO fue menor a menores temperaturas, como se observa en el apartado 4.4.1, en el que se ve que los valores de DQO y DBO<sub>5</sub> fueron mejores a menores temperaturas, por tanto este factor de ensuciamiento de membranas no es achacable en estas instalaciones en la investigación.

Otro de los factores que presenta influencia sobre la variación de la TMP es la concentración de MLSS en el fango. La influencia de este parámetro aún sigue siendo discutida, dada su compleja interacción con el ensuciamiento de la membrana. Generalmente se considera que un aumento de la concentración de sólidos en suspensión presenta influencias negativas en la TMP (Cicek *et al.*, 1999; Chang and Kim, 2005), sin embargo en otra serie de artículos no se ha detectado influencia de estos en el ensuciamiento (Hong *et al.*, 2002; Lesjean *et al.*, 2005) o incluso influencias positivas en la filtración (Brookes *et al.*, 2006) sin que se pueda realizar una relación directa entre aumento de MLSS e incremento de ensuciamiento de las membranas.

Para las instalaciones a estudio se ha apreciado una influencia de los MLSS sobre la TMP limitada, de forma que no se aprecia una relación lineal clara entre estos dos

parámetros. Ambas instalaciones soportaron incrementos sustanciales de MLSS en los fangos sin que estos incrementos supusiesen aumentos en la TMP, sino al contrario, en los momentos de mayor concentración de MLSS en fangos la presión transmembrana tendía a ser estable o incluso ligeramente a descender, lo que indica un impacto positivo en el ensuciamiento de membrana. Sin embargo otros incrementos menos notables de MLSS sí que han supuesto influencia clara en un aumento de los valores de TMP. Algunos autores han descrito situaciones de escasa incidencia de los MLSS en el ensuciamiento a concentraciones medias de MLSS, entre 5-6 g/L hasta 12-18 e incluso 30 g/L (Lubbecke *et al.*, 1995; Rosemberger *et al.*, 2005), con una mayor notoriedad para concentraciones por debajo y por encima de estas. Esto es debido a que la concentración de MLSS es un indicador de pobre eficacia en el ensuciamiento de membranas ya que los factores que se han demostrado clave en este proceso, y aún más mientras a más bajos flujos se trabaje, son los productos bacterianos, como EPS y SMP (Nagaoka *et al.*, 1996; Le-Clech *et al.*, 2006).

La producción de EPS y SMP se ve afectada por incrementos en los MLSS ya que se ve alterada la ratio F/M y desciende las concentraciones de sustancias microbianas en el fango ya que los microorganismos consumen estos compuestos (Dvořák *et al.*, 2011). Por lo tanto el control de SRT en fangos, como herramienta de control de los sólidos en el licor mezcla y la ratio F/M se convierte en una herramienta fundamental para disminuir los ensuciamientos, recomendándose trabajar a SRT por encima de 30 días, aunque se han observado efectos negativos a SRT extremos (tendiendo a infinito) (Brookes *et al.*, 2003; Han *et al.*, 2005; Hernández *et al.*, 2005).

La TMP de las instalaciones se ha visto afectadas por los incrementos de los MLSS en rangos bajos, por debajo de 8 gr/L, con ratios F/M más elevadas y SRT de entre 20 y 25 días, por lo que se puede suponer una cantidad de sustancias celulares en fango más elevadas, que provocan la influencia real sobre la TMP. Sin embargo, para los momentos en los que los niveles de MLSS aumentaron significativamente se redujo la ratio F/M y el nivel de estos compuestos en fango, aunque la concentración de MLSS se mantuvo dentro de los límites en los que no plantea problemas en la filtración, por lo que esta se vio favorecida por las condiciones de proceso, al alcanzar además el SRT valores de 30-35 días. Las sustancias extracelulares en fango son las principales causantes de los problemas de ensuciamientos e impedimentos de la filtración, por lo

que se debe mantener controladas mediante el manejo de los tiempos de retención celular del fango.

Para combatir los efectos del ensuciamiento se ha recurrido a herramientas de limpieza, tanto físicas como químicas.

En el proceso de funcionamiento de las instalaciones llevan aparejados procesos de limpieza de las membranas, ya sea mediante retrolavados o mediante relax, como se explicó en el apartado 2 de materiales y métodos.

Ambas instalaciones llevan sistemas de aireación de membranas para eliminación de la torta adherida a la superficie de estas, que en esta investigación ha mostrado tener una alta influencia en el grado de ensuciamiento de las membranas. Algunos de los mayores problemas de ensuciamiento a lo largo del periodo de trabajo han venido directamente relacionados con un funcionamiento incorrecto de estas soplantes, por lo que el flujo de burbujas sobre las membranas presenta un gran efecto sobre el ensuciamiento (Delrue *et al.*, 2011), siendo necesario un estricto control operativo sobre estos procesos para evitar ensuciamientos y alargar el funcionamiento de las membranas.

Como mecanismo de limpieza químico de las membranas se desarrollan las limpiezas químicas de estas, que a su vez se describieron en el apartado 2.1 en la descripción de instalaciones. Estas limpiezas son tratamientos agresivos sobre la superficie de membrana de forma que se modifican las propiedades físicas y químicas de esta (Arkhangelsky *et al.*, 2007b; Wang *et al.*, 2010). La resistencia al ensuciamiento de la membrana viene fuertemente determinado por las características físico-químicas de su superficie, en concreto de su hidrofiliidad, ya que el ensuciamiento de la membrana se produce más fácilmente en membranas hidrofóbicas que en hidrofílicas, debido a la interacción hidrofóbica entre sustancias ensuciantes y las membranas (Chang *et al.*, 2002; Meng *et al.*, 2009).



Se ha observado que esta aplicación de reactivos es capaz de eliminar eficazmente los ensuciamientos y disminuciones de flux en membranas, si bien a su vez conlleva a situaciones que a la larga provocan un mayor grado de ensuciamiento y más dificultad en su eliminación dado que se modifican las características químicas de la membrana, sus grupos funcionales y con ello el ángulo de contacto de las gotas con su superficie (Kuzmenko *et al.*, 2005; Arkhangelsky *et al.*, 2007a) y un descenso en la resistencia mecánica de las membranas debido al gradual deterioro de los materiales (Arkhangelsky *et al.*, 2007b). Por lo tanto es un procedimiento que conlleva un importante desgaste en las condiciones de las membranas.

En el proceso de trabajo con las instalaciones se ha debido recurrir a las limpiezas químicas para eliminar los ensuciamientos registrados, presentando una alta eficacia, ya que al realizar estas limpiezas los valores de TMP volvían a niveles iniciales del proceso. Sin embargo es conveniente recurrir a este tipo de mecanismo solamente cuando sea estrictamente necesario para evitar en la medida de lo posible el deterioro de las características de la superficie de membrana y así alargar la vida útil de estas.

Con la intención de optimizar el consumo de reactivos por las instalaciones y las limpiezas químicas a las que son sometidas las membranas, para reducir el coste del agua producida se estudió la variación en las limpiezas químicas aplicadas entre los dos años de funcionamiento de las instalaciones.

Las limpiezas químicas son actuaciones agresivas en las que un agente químico es aplicado sobre la membrana de forma que se modifican las propiedades físicas y químicas de la membrana (Arkhangelsky *et al.*, 2007b; Wang *et al.*, 2010). Se ha observado que esta aplicación de reactivos es capaz de eliminar eficazmente los ensuciamientos y disminuciones de flux en membranas, si bien a su vez conlleva a situaciones que a la larga provocan un mayor grado de ensuciamiento y más dificultad en su eliminación dado que se modifican las características químicas de la membrana, sus grupos funcionales y con ello el ángulo de contacto de las gotas con su superficie (Kuzmenko *et al.*, 2005; Arkhangelsky *et al.*, 2007a) y un descenso en la resistencia mecánica de las membranas debido al gradual deterioro de los materiales (Arkhangelsky *et al.*, 2007b). Por lo tanto es un procedimiento que conlleva un importante desgaste en las condiciones de las membranas.

Sobre el consumo de reactivos en las instalaciones, para la planta de microfiltración no se varió la frecuencia de limpiezas químicas, puesto que esta planta ya trabaja según demanda las necesidades de la TMP, mientras que para la planta de ultrafiltración un año se trabajó bajo los requerimientos del fabricante y otro año bajo demanda de la TMP. De esta forma, para la membrana de microfiltración el gasto en reactivos por m<sup>3</sup> de agua producida permaneció igual para los dos años de funcionamiento en 0,00171 €/m<sup>3</sup>, del uso de hipoclorito en las limpiezas de las membranas.

En cambio para la ultrafiltración se pasó de un gasto en reactivos de 0,029 €/m<sup>3</sup> para el primer año a 0,00277 €/m<sup>3</sup> en el segundo año. Esta reducción, de más de 10 veces, está fuertemente influenciada por el uso de agente antiespumante, de un elevado precio. Si comparamos solo los reactivos de limpieza química, que es lo que se ha variado, vemos que se pasa desde 0,0059 €/m<sup>3</sup> a 0,00277 €/m<sup>3</sup>, se reduce a la mitad el gasto en reactivos, y de ese gasto sólo el 23% corresponde a hipoclorito.

Al comparar las dos instalaciones, para todo el gasto en reactivos de limpieza el coste es ligeramente superior en la planta de ultrafiltración, sobre todo el primer año con una mucho mayor frecuencia de limpiado y debido al uso de dos reactivos distintos. En cambio, si comparamos el segundo año el coste total es algo superior en ultrafiltración debido al empleo de ácido cítrico, dado que el gasto en hipoclorito es la mitad que en microfiltración.

Con respecto al consumo de hipoclorito los costes para la instalación de microfiltración son ligeramente superiores, mientras que el empleo de ácido cítrico hace que el coste total por reactivos de limpieza sea superior para la instalación con membranas de ultrafiltración. Las limpiezas ácidas son empleadas para la eliminación de incrustaciones inorgánicas (van Nieuwenhuijzen *et al.*, 2008). La principal causa de ensuciamiento de membranas es contaminación orgánica, y según el tipo de agua de entrada marcará las posibilidades de incrustación sobre la superficie de la membrana (Nghiem and Schäfer, 2006), de modo que estudiando la composición del influente podemos reducir la necesidad de limpiezas ácidas, y así disminuir el gasto en reactivos para las limpiezas.

Los valores alcanzados en el caso de la planta experimental con membranas de ultrafiltración son similares a los de una planta de membranas aplicada como terciario, donde los consumos de reactivos para limpieza química oscilan en ultrafiltración entre 0,00383-0,00476 €/m<sup>3</sup>, (Gómez *et al*, 2007a; Gómez *et al*, 2007b) no encontrándose diferencias en este sentido en la tecnología MBR con respecto a la aplicación como terciario. Sin embargo en el caso de la instalación de microfiltración, los costes en reactivos empleando las membranas como MBR en vez de como tratamiento terciario son inferiores (Gómez *et al*, 2007a), desde 0,0127 €/m<sup>3</sup> a los 0,00171 €/m<sup>3</sup> registrados en esta investigación, debido a los más frecuentes limpiezas necesarias empleando esta tecnología como terciario.

Salvo en instalaciones en las que por motivos del uso posterior del agua se requiera una calidad microbiana elevada (por ejemplo reutilización de aguas en usos urbanos), las necesidades de limpieza biocida para la planta de ultrafiltración pueden reducirse, realizando estas operaciones con una menor frecuencia.

La evolución de la TMP para la planta de ultrafiltración y microfiltración han experimentado un comportamiento similar durante las dos anualidades, a pesar del descenso en la frecuencia de limpiezas químicas en el caso de la ultrafiltración, apreciándose incluso un comportamiento más regular durante la segunda anualidad. No se ha observado pues una influencia de la frecuencia de las limpiezas químicas en la evolución de la TMP, destacando que el empleo de los reactivos de limpiezas debe ser una operación a demanda. Por lo tanto, y para el flux con el que se ha trabajado, se pueden reducir las operaciones de limpieza química y mantener unos niveles de presión transmembrana aceptables, sin poner en riesgo la integridad de las mismas.

Las nuevas estrategias en la optimización de las limpiezas químicas para los operadores e investigadores en MBR se enmarcan más hacia la estrategia llamada de “controlar el ensuciamiento evitando el ensuciamiento”, en las que se buscan limpiezas de mantenimiento o biocidas, con concentraciones moderadas de reactivo y a tanque vacío si es posible por la configuración de la planta (van Nieuwenhuijzen *et al.*, 2008). Son estrategias que no buscan tanto la optimización de la aplicación de reactivos como de evitar cualquier tipo de adherencia a la membrana, aún a expensas de utilizar más productos, sin embargo esta estrategia incrementa el daño químico y físico de la

membrana, que puede llevar a un mayor ensuciamiento a la larga (Kuzmenko *et al.*, 2005; Arkhangelsky *et al.*, 2007a).

En cuanto a los reactivos de emergencia, el agente antiespumante es un reactivo caro y de efectividad limitada en caso de problemas de espumas. Se adicionó en la primera anualidad para tratar de resolver los problemas de espumas generados por bacterias filamentosas que provocaban pérdida de biomasa y su efectividad fue muy limitada, llegando al caso de necesitar cambiar la biomasa de la instalación. En cambio, en la segunda anualidad volvieron a repetirse los problemas de espumas por bacterias filamentosas a los que no se añadió agente antiespumante.

Es más conveniente plantear los problemas de espumas a la hora del diseño de las instalaciones, planteando atajar el problema desde el diseño, con la construcción de alturas suficientes para evitar derrames, incorporación de duchas en las partes más bajas en las que se acumulará el fango para achantarlas y evitar el crecimiento, o si aparecen los problemas, ir a otro tipo de soluciones como reducir concentración de MLSS, tasas de aireación, adición de hipoclorito o si se puede, resembrar con fango importado (Xie *et al.*, 2007; Judd, 2011), que fue la solución definitiva al problema de foaming en nuestra instalación. Así se busca evitar añadir un reactivo de coste muy elevado que encarece mucho el precio del m<sup>3</sup> de agua producida en cuanto a los reactivos empleados en su producción.

Pero en ocasiones es más interesante incrementar el uso de reactivos aún incrementando el coste en producción si se busca un objetivo concreto, como la reutilización del agua. En la reutilización del permeado se plantea un control de ciertos parámetros microbiológicos (Carr *et al.*, 2004). En el apartado de reutilización del efluente se observa la presencia de bacterias en este, que han llegado allí por la formación de biopelículas en las conducciones y la cara limpia de la membrana (Bryers, 2000). Para combatir esta presencia microbiana se realizan limpiezas químicas biocidas (Arévalo *et al.*, 2009), que incrementan el coste en reactivos pero mejoran la calidad microbiológica del agua.

## 5.6.- Reutilización del efluente

Uno de los parámetros presentes en el agua residual tratada que la hace más antiestética es el color (Abegglen *et al.*, 2009; Arévalo *et al.*, 2009), lo que puede inducir problemas en la aceptación de su uso. Abegglen y Siegrist (2006) identificaron que las aguas domésticas tratadas con sistemas MBR presentaban un color amarillento con máximos valores de absorbancia a 400 nm de longitud de onda, mientras que esta caía para longitudes más altas. En nuestro trabajo se ha medido la absorbancia a tres longitudes de onda,  $\alpha_{436}$ ,  $\alpha_{525}$  y  $\alpha_{620}$  nm, y las mayores intensidades fueron detectadas a  $\alpha_{436}$  nm, lo que viene a confirmar el tono marrón-amarillento de los efluentes, mientras que para las otras longitudes medidas la absorbancia fue significativamente menor, excepto para una serie de muestras para las cuales fue más intenso el color a  $\alpha_{620}$  nm, afectando a ambas plantas en el mismo sentido. No se encontraron diferencias estadísticamente significativas en cuanto al parámetro color entre los dos sistemas ensayados.

La presencia de color en el agua viene determinada por una mezcla de muchas sustancias orgánicas, como flavonas, policarboxilatos, ácidos húmicos, etc, que parecen ser los responsables de este tono marrón-amarillento (Abegglen *et al.*, 2006; Kent *et al.*, 2011). Estos son subproductos de la degradación de la biomasa y su concentración en los efluentes depende del SRT (Abegglen *et al.*, 2009), que controla el grado de actividad biológica en los fangos activos (Ruiz *et al.*, 2011). La actividad biológica en los MBR es independiente del tipo de membrana empleado (Ruiz *et al.*, 2011), y es debido a esto que los efluentes de ambos sistemas tengan valores de intensidad similares. El color presente en los permeados puede ser eliminado mediante la adición al fango de carbón activo o mediante el tratamiento de los efluentes una vez filtrados con agentes oxidantes (Abegglen *et al.*, 2009).

Los valores medios para la DQO están en consonancia con los determinados para sistemas MBR por Kent *et al.* (2011), lo que significa que es posible alcanzar esos niveles de funcionamiento dado los altos valores de SRT con los que estos autores trabajaban. Ambos sistemas trabajaron con valores de SRT similares, y el rendimiento esperado fue también similar, dado que la actividad biológica en el fango activo no se

ve afectada por el tipo de membrana empleada o por el modo de operación de cada membrana (Ruiz *et al.*, 2011).

Proteínas, polisacáridos y ácidos húmicos son entre otros los compuestos orgánicos que aparecen en el efluente de los sistemas MBR (Kent *et al.*, 2011). Parte de estas sustancias son biodegradables, a juzgar por las concentraciones de  $\text{DBO}_5$  en los efluentes, mientras que la mayoría son lentamente biodegradables o DQO soluble inerte, por lo que el nivel de concentración dependerá de las fluctuaciones de DQO en el influente, variaciones de temperatura y evolución del SRT, como los factores que determinan la actividad biológica (Ruiz *et al.*, 2011).

El mecanismo usado por cada membrana para retener estas sustancias no biodegradables o ligeramente biodegradables dependerá del peso molecular de corte que presente la membrana (Rojas *et al.*, 2011). Bajo esta premisa, la membrana de ultrafiltración tendrá una mayor capacidad de retener compuestos orgánicos que la membrana de microfiltración. Sin embargo, los valores finales obtenidos fueron similares, sin diferencias estadísticamente significativas. Las membranas de biorreactores de membrana pueden incrementar su capacidad de retención de macromoléculas debido al efecto de la capa filtrante de suciedad adherida a la superficie de la membrana (Tao *et al.*, 2005). Esta capa filtrante es eliminada de las membranas de ultrafiltración continuamente debido a los retrolavados que sufre este tipo de membranas, y por este motivo la capacidad de retención de macromoléculas por parte de la membrana de ultrafiltración dependerá exclusivamente de su tamaño molecular de corte. Sin embargo, la capa filtrante no es eliminada de las membranas de microfiltración, ya que estas no se someten a retrolavados. Así, la capacidad de retención de macromoléculas por las membranas de microfiltración dependerá de la capa filtrante y no de su tamaño molecular de corte. Por esta razón, se obtienen rendimientos similares en la eliminación de compuestos orgánicos filtrables. Las limpiezas químicas de las membranas pueden llevar a un incremento de los compuestos orgánicos filtrables en los efluentes, siendo esto mucho más marcado para las membranas de microfiltración. Sin embargo, la obtención de esta capa estable de filtración tras su eliminación con limpiezas químicas para la reducción de la contaminación del efluente a los niveles bajos normales suele tomar en torno a un día (Tao *et al.*, 2005).

La distribución del tamaño de partículas es un parámetro clave en la comparación de efluentes obtenidos mediante tecnología de membranas (Rojas *et al.*, 2008; Arévalo *et al.*, 2009).

No es factible que todas las partículas entre 0.2 y 125  $\mu\text{m}$  provengan del licor mezcla filtrado por las membranas, porque son partículas de tamaño mucho mayor que el tamaño de los poros de estas.

Esto supone que una parte sustancial de estas membranas deben provenir de la zona de permeado. En un estudio de potabilización de aguas por membranas, Rojas *et al.* (2008) se observó que una gran cantidad de partículas pasaron al efluente inmediatamente después de las limpiezas químicas o retrolavados de las membranas de ultrafiltración. Estas partículas en el efluente pueden proceder de varios orígenes: incrustaciones en la zona de permeado, el desarrollo de biopelículas, acumulación de material orgánica, desgaste de los materiales, etc. Esto significa que se pueden producir incrustaciones en esta zona y que las operaciones de limpieza y mantenimiento presentan afectaciones sobre membranas, tuberías y tanques que pueden afectar a la calidad final del efluente.

La tendencia a la baja del conteo de partículas a lo largo de la investigación es una señal de la mejora de la calidad del efluente producido, algo que no se ha observado en otros parámetros físico-químicos analizados en el estudio. Esto implica que menos partículas han sido arrastradas desde las zonas de permeado, que puede ser debido a una mejora en la calidad de los efluentes producidos por fenómenos tales como la formación de una capa de ensuciamiento en la superficie de la membrana (Tao *et al.*, 2005), más típico de membranas de microfiltración, como debido a una mayor estabilización de los procesos biológicos de eliminación de la materia orgánica, o debido a una reducción progresiva de las partículas depositadas en la zona de permeado que son arrastrados por el flujo continuo de agua producida.

En cuanto a los resultados obtenidos en la presencia de huevos de nematodo, el 100% de las muestras resultaron estar totalmente libres de este tipo de organismo infeccioso, por lo que se podría asumir la efectividad total de eliminación de huevos de

nematodo por los biorreactores de membrana. El mecanismo de eliminación de estos organismos viene determinado por el tamaño de corte de la membrana, ya que el tamaño medio de los huevos de nematodo es de entre 35-70  $\mu\text{m}$ , con tamaños mínimos de 20  $\mu\text{m}$  (Gómez et al., 2006; Quinzaños, 2006), lo que llevaría a una completa eliminación por exclusión de tamaño por los poros de ambas membranas. Este resultado es confirmado por los análisis de distribución de partículas, en el que el tamaño máximo de partículas detectado en el permeado de ambos MBR fue de 30 micras, mucho menor que el diámetro medio de huevos de nematodos (Gómez et al., 2006). La eliminación de agentes patógenos entéricos, especialmente de huevos de nematodos intestinales, es un importante objetivo de salud relacionados con los sistemas de tratamiento de aguas residuales, sobre todo si tenemos en cuenta su resistencia a otros métodos de desinfección, algo que no es un problema para las tecnologías de membrana (Gómez et al., 2006).

La tecnología de membranas, y en particular las membranas de ultrafiltración, son muy eficaces en la retención de los virus y bacterias (Gómez et al., 2007; Rojas et al., 2008), un hecho que se vuelve a confirmar en esta investigación. En la tabla 4.100 se observan los resultados obtenidos para *E.coli* en ambas instalaciones. Según estos resultados, ambos sistemas presentan una altísima eficacia, dada la elevada presencia de este indicador la contaminación fecal en los fangos activados (Hirani et al., 2010). Teniendo en cuenta que la bacteria indicadora *E.coli* es normalmente más grande que el tamaño de los poros de las membranas y la tendencia de esta bacteria a adherirse a partículas (Gannon et al., 1983), la exclusión por tamaño es probablemente el principal mecanismo de eliminación. La eficacia continuada en la retención de los indicadores bacterianos es una señal de que la membrana se mantiene intacta, ya que una ruptura llevaría a un aumento inmediato en el conteo de *E.coli* en efluentes (Hirani et al., 2010). Esto es corroborado por otros parámetros como la turbidez, sólidos en suspensión y, sobre todo por el análisis de distribución de partículas, en los que no se observan crecimientos desmedidos como se darían en casos de problemas de integridad en las membranas.

En vista de la tendencia de la presencia de bacterias aerobias y teniendo en cuenta la capacidad de retención de los indicadores bacterianos, tales como *E.coli*, no podemos argumentar que la presencia de estas bacterias en el permeado se debió a una ruptura en la membrana.



Por tanto, existe una relación entre el tamaño de los poros y el mecanismo de acción en ambos sistemas que afectan a este parámetro de calidad microbiológica, entre otras cosas. Las membranas de microfiltración utilizadas en este estudio presentan un tamaño de poro nominal de 0,4 micras. El tamaño de poro nominal se calcula sobre la base de un porcentaje de eliminación de un marcador determinado por las membranas, mientras que el tamaño de poro absoluto describe el mayor tamaño de poro en la superficie de la membrana. Sobre esta base, la membrana de microfiltración presenta poros lo suficientemente grandes como para permitir que ciertos tipos de bacterias puedan pasar, algo observado por otros autores (Zhang and Farahbakhsh, 2007), y puede ser una de las razones por las que el sistema de membrana de microfiltración muestra un recuento de bacterias aerobias superiores.

Gómez *et al.* (2006), observó la presencia de indicadores de contaminación fecal en el permeado de la membrana. Estos indicadores fecales fueron sometidos a identificación taxonómica, la cual reveló que no provienen de los influentes. El circuito de permeado no está en condiciones estériles y las bacterias pueden llegar aquí a través de la membrana (Zhang and Farahbakhsh, 2007), como resultado de los lavados (Hirani *et al.*, 2010) o por otros mecanismos. La presencia de bacterias, junto con restos de materia orgánica y otros nutrientes en el permeado puede facilitar el desarrollo de biopelículas en la zona de permeado (membranas, tuberías, depósitos...) (Bryers, 2000). Cuando estos biofilms son arrastrados por el flujo de agua esto conduce a un elevado número de muestras positivas para bacterias aerobias y partículas. Las principales diferencias entre la microfiltración y ultrafiltración es que en los sistemas de microfiltración que las bacterias son más propensas a pasar a través de las membranas debido a un mayor tamaño de poro, y los contralavados no se utilizan. Esto conduce a una mayor generación de biopelículas en la zona de permeado de los sistemas de microfiltración, que tienen menos probabilidades de ser retirados ya que no hay operaciones cotidianas y programadas de lavado. Esto les permite generar biocapas más desarrolladas que crecen con facilidad y se propagan, dando lugar a un conteo final de bacterias más alto en el permeado. Esta puede ser la razón de las diferencias en la distribución de partículas en el permeado de los dos sistemas.

El efluente obtenido con los sistemas de membrana tiene las características necesarias para ser clasificados como de buena calidad bacteriológica (ausencia de

indicadores de contaminación fecal). Sin embargo, la contaminación bacteriana de la zona de permeado podría plantear problemas para la reutilización del agua. La limpieza química de las membranas de los sistemas MBR es un factor crucial en el control de la contaminación bacteriana, por lo que se deben aplicar de acuerdo con el uso final que se le pretenda dar al agua (Arévalo *et al.*, 2009).

Las diferencias encontradas entre las dos tecnologías en lo referente a la presencia de colifagos significaron las mayores diferencias de calidad entre las dos plantas. Estas diferencias fueron previamente identificadas en membranas utilizadas como tratamiento terciario (Gómez *et al.*, 2006).

A diferencia de los indicadores bacterianos, los colifagos son similares en tamaño al tamaño nominal del poro de la membrana de ultrafiltración y más pequeño que el tamaño de poro nominal de la membrana de microfiltración (Melnick, 1984). Por lo tanto, es esperable encontrar colifagos en los permeados de las dos plantas, y en particular en el permeado del sistema de microfiltración. A pesar del hecho de que el tamaño de poro nominal de la membrana es similar o mayor a la de los virus, los sistemas MBR tienen una buena capacidad de retención de estos organismos (Zhang and Farahbakhsh, 2007; Hirani *et al.*, 2010), un hecho que se ha quedado demostrado en otras tecnologías de membranas (Gómez *et al.*, 2006; Gómez *et al.*, 2007). Se han descrito diversos mecanismos para la retención de las partículas virales. La más significativa es la asociación de estos colifagos a partículas (Gómez *et al.*, 2007; Zhang and Farahbakhsh, 2007), de forma que al asociarse a partículas más grandes pueden ser retenidos por la membrana, que tiene una alta capacidad de retención de sólidos suspendidos. Sin embargo, este mecanismo no es un factor decisivo, ya que la concentración de sólidos suspendidos en el permeado de ambos sistemas es insignificante, mientras que existen diferencias significativas en términos de colifagos.

En el permeado de un sistema MBR similar a la planta de ultrafiltración utilizada en nuestros experimentos, Zhang y Farahbakhsh (2007) encontraron una mayor concentración de colifagos somáticos que los registrados por nuestra instalación. En su estudio las concentraciones de MLSS fueron superiores a los alcanzados en nuestro sistema (10 g/L, en comparación con 6.8 g/L en nuestro sistema), y que la

mayor diferencia fue en el tiempo de retención hidráulico (6 horas en comparación con 35 h en nuestro sistema). Esto confirma que la adsorción de los colifagos somáticos por los sólidos en suspensión no es el mecanismo dominante para la retención de colifagos en los sistemas de MBR. Esto explicaría la importante diferencia en la concentración de este indicador viral en la permeado de la microfiltración y ultrafiltración, a pesar del hecho de que los fangos activos de ambos sistemas tienen características similares en cuanto a la concentración de MLSS.

Otro mecanismo por el cual los sistemas MBR retener las partículas virales es por adsorción a la superficie de la membrana/poros, lo que fue descrito por Farahbakhsh y Smith (2004) como el mecanismo de retención de colifagos dominante cuando se trabaja con membranas limpias aplicadas como tratamiento terciario. Esta capacidad de retención en influentes con una baja concentración de sólidos en suspensión ha sido descrito por Gómez *et al* (2006), quienes encontraron que un sistema de ultrafiltración con membranas de PVDF tenía una mayor capacidad de retención de partículas virales que las unidades de microfiltración con membranas de polipropileno. En este estudio el material concreto utilizado, no parece afectar el nivel de adsorción de las partículas virales, que parece depender más de los diferentes tamaños de poros. En este sentido, la adsorción a la superficie de la membrana/poros puede ser considerado uno de los varios mecanismos de retención de colifagos que influyen en la calidad final del permeado, pero no puede ser visto como una característica distintiva porque a pesar de las membranas utilizadas en este estudio están hechas de diferentes materiales, ambas membranas están hidrofílicas, un hecho que reduce su capacidad de adsorción de partículas virales de la misma manera.

Otro de los mecanismos de retención de partículas virales que pueden ser importantes en los sistemas MBR es la retención de la capa de biofilm/gel o de la torta formada en la superficie de la membrana (Farahbakhsh and Smith, 2004). Debido a la especial *modus operandi* de cada membrana, la torta es más significativa en el sistema de microfiltración que no es retrolavada. Esto conduce a una reducción en el tamaño de los poros, lo que contribuye a una mayor capacidad de retención (Farahbakhsh and Smith, 2004; Zanetti *et al*, 2010). A pesar de esto, hay más colifagos en el permeado del sistema de microfiltración, lo que significa que si bien este mecanismo aumenta la capacidad de retención de partículas virales de los sistemas de MBR, no puede ser considerado como un factor diferenciador entre los dos sistemas que hemos probado.

La predación o inactivación de estos virus por bacterias del fango es otro mecanismo importante para la eliminación de partículas virales en los sistemas de fangos activos (Zhang and Farahbakhsh, 2007; Zheng and Liu, 2007; Hirani *et al.*, 2010). A pesar de que aumenta su eliminación, no puede ser considerado como un factor diferenciador entre los dos sistemas, ya que la actividad biológica y las características de los lodos fueron similares en los dos sistemas (Ruiz *et al.*, 2011).

Arévalo *et al.* (2009), observó que las membranas de ultrafiltración aplicadas como un tratamiento terciario tenían menos capacidad de retención que en un sistema de MBR. Esto indica que los mecanismos como la asociación de partículas de colifagos y la retención de la capa de la torta tiene una gran influencia en la eliminación de las partículas virales. Sin embargo, nuestros resultados muestran que el tamaño de los poros es el factor diferenciador entre las membranas de ultrafiltración y microfiltración cuando se trata de retener las partículas de virus en los sistemas de MBR. Este resultado coincide con los obtenidos en otros trabajos, en los que el ratio del tamaño del poro que presenta la membrana con respecto al tamaño del virus es el factor más importante en el proceso de retirada de estos microorganismos mediante membranas de micro y ultrafiltración (Urase *et al.*, 1994; Herath *et al.*, 1998; Madaeni, 1999).

A su vez también se analizó el contenido de metales pesados en agua y fangos con el objetivo de evaluar las limitaciones que presentan estos elementos en la reutilización de ambos productos de la depuración.

En el agua residual entrante a las instalaciones experimentales se han analizado y detectado una amplia gama de metales pesados. Los metales pesados son elementos naturales presentes en la corteza terrestre, si bien su presencia en aguas residuales urbanas suele venir determinada por la mano del hombre (Sörme and Lagerkvist, 2002).

La voluntad de reutilizar los productos obtenidos en la depuración de aguas residuales, sobre todo los efluentes generados pero también el fango de depuradora obtenido obliga a mantener bajo estudio y control la concentración de metales pesados presentes en estos dos destinos. La problemática generada por los metales pesados

viene de su elevada toxicidad a bajas concentraciones y su tendencia a bioacumularse, lo que las convierte en sustancias tóxicas prioritarias a mantener bajo vigilancia (Moreno *et al.*, 1997).

Si planteamos como objetivo el reutilizar los productos generados en el proceso de depuración, entendiendo estos como el agua tratada y el fango de depuradora, en la Legislación española se exige tener bajo control una serie de metales pesados, tanto en agua como en el fango que se quieran reutilizar en agricultura. La legislación española para la reutilización del agua (R.D. 1620/2007) determina como uno de los parámetros a controlar para la reutilización agrícola de agua tratada la concentración de metales pesados en agua, específicamente exige controlar As, Be, Cd, Co, Cr, Cu, Mn, Mo, Ni, Se y V. Así, a su vez, el R.D. 1310/90 regula la presencia de metales pesados en fango de depuradora que se plantee su uso como enmienda orgánica en suelos. En este caso se plantea la determinación de concentraciones de Cd, Cu, Ni, Pb, Zn, Hg y Cr, teniendo en cuenta no solo la concentración de estos elementos en el fango sino también su concentración en el suelo y la cantidad media de estos que se añade a lo largo de 10 años.

En vista de los resultados, la concentración de metales estudiados en el influente, comparada con referencias bibliográficas encontradas en la literatura científica (Fatone *et al.*, 2005; Fatone *et al.*, 2006; Santos and Judd., 2010; J.-M. Choubert *et al.*, 2011) determinaron una contaminación del influente media en la mayoría de los elementos estudiados (tabla 5.1).

Tabla 5.1. Grado de contaminación de las aguas residuales urbanas por metales pesados según referencias bibliográficas.

Medias (µg/L)	Media de aguas altamente contaminadas	Media de aguas moderadamente contaminadas	Media general
Cd	3,8	0,6	1,9
Cr	42,8	8	22,3

Cu	176,3	53	109,4
Pb	82,3	26,7	47,2
Hg	1,6	0,3	0,6
Ni	278,7	10,4	143,8
Zn	822	152,7	439,1
As	4		1,42
Ba	145	40	50
Be			0,01
Co	2,15	0,4	1,2
Mn	804,4	16,8	132
Se			3,5
Sn	5	3	3,3
V	4,7	1	1,4
Sb			0,4
U			0,5
Mo			4-5
Ti			50-60

La eliminación del metal del agua residual se debe a una serie de mecanismos físico-químicos y biológicos que provoca su retirada, como son su adhesión a partículas sólidas por ligamiento a compuestos orgánicos o inorgánicos, adsorción y precipitación química, dependiendo en el caso del influente de la concentración del metal en el influente, DQO de este, y su alcalinidad, dureza y pH, y de procesos biológicos de bioacumulación activa de metales por parte de algunas especies bacterianas (Lester, 1987; Arican *et al.*, 2002; Kelly *et al.*, 2004).

Para favorecer la retirada de metales en el tratamiento del agua residual se debe favorecer que se produzca esta unión a la biomasa, y esto se puede realizar

favoreciendo las condiciones para el cambio de estado químico del elemento y su fijación a determinados compuestos. Está bien documentada la influencia de determinados parámetros en la capacidad de retirada de metales pesados, como son las condiciones operacionales de la planta (SRT, HRT, grado de aireación, selectores aeróbicos en fangos activos), parámetros físico-químicos (pH, concentración del metal, solubilidad del metal, valencia y la concentración de agentes complejantes) y factores biológicos (concentración de flóculos microbianos y de polímeros extracelulares) (Brown & Lester, 1979; Battistoni *et al.*, 1993; Su *et al.*, 1995; Alkan *et al.*, 2002; Wang *et al.*, 2003).

Así, al elevar las concentraciones de MLSS, EPS, la concentración de oxígeno disuelto para oxidar los compuestos metálicos, aumentar el TRH y SRT, o adicionar agentes quelantes elevan la capacidad de retirada de estas sustancias ya que facilitan su fijación a compuestos o precipitación (Chen *et al.*, 1974; Rossin *et al.*, 1982; Fukushi *et al.*, 1996; Comte *et al.*, 2008). En nuestro caso, se trabajó con las condiciones habituales de MBR en agua residual urbana, lo que incluye un pH del influente cercano a la neutralidad, elevadas concentraciones de sólidos en suspensión, elevados tiempos de retención hidráulicos y tiempos de retención celular, elevada aireación y total retención de compuestos como el EPS por la membrana, dotando todos estos elementos de las condiciones favorables para que se produzca la fijación de estos metales a compuestos del licor mezcla. Así, en el tiempo de estudio de los metales pesados no se trabajó con concentraciones de sólidos en suspensión por debajo de 4 g/L, con un HRT de 32 h de mínimo y SRT superiores a 20 días, factores que favorecen la adhesión de estos a los compuestos del fango.

Los metales pesados en fango pueden retirarse del agua al fijarse a los compuestos, precipitar, etc o permanecer disueltos en el agua, de forma que en el efluente puedan salir los metales que se encuentran disueltos y los metales que salgan con las partículas que arrastre el efluente. En este caso, al trabajar con membranas se ha observado que la concentración de sólidos en suspensión del efluente son indetectables (Arévalo *et al.*, 2009), por lo que todos los metales detectados en efluentes vendrán en fase disuelta del agua. Esto ya supone una gran ventaja de los biorreactores de membrana frente a los tratamientos convencionales, ya que en las plantas de tratamiento convencional parte de los sólidos escapan en el efluente, arrastrando los sólidos fijados a ellos mientras que en la membrana la retención de sólidos es total, lo cual incrementa la capacidad de retención de metales por parte de los MBR entre un 5 y un 13% (Santos and Judd, 2010).

En cuanto a los rendimientos medios de eliminación de metales pesados en agua residual mediante biorreactores de membrana, en la tabla 5.2 se muestra una recopilación de las horquillas de rendimientos que se han referenciado con esta tecnología (Innocenti *et al.*, 2002; Cecchi *et al.*, 2003; Fatone *et al.*, 2005; Fatone *et al.*, 2006; Fatone *et al.*, 2008; Dialynas and Diamadopoulos, 2009; Battilani *et al.*, 2010; Santos and Judd, 2010).

Tabla 5.2. Rendimiento de eliminación de metales en MBR según referencias bibliográficas.

	Rendimientos
Cd	27-99%
Cr	72-95%
Cu	49-96%
Pb	50-100%
Hg	92-99%
Ni	40-100%
Zn	51-94%
As	3-81,7%
Ba	82-86%
Co	62%
Mn	29-84%
Se	71%
Sn	<99%
V	79%

Comparando los resultados de las instalaciones con los datos de rendimientos observados en la literatura vemos que estos entran dentro de los rangos definidos en otros estudios (Innocenti *et al.*, 2002; Cecchi *et al.*, 2003; Fatone *et al.*, 2005; Fatone *et al.*, 2006; Fatone *et al.*, 2008; Dialynas and Diamadopoulos, 2009; Battilani *et al.*,



2010), generalmente bordeando sus límites superiores e incluso mejorando los porcentajes que se referencian, como en el caso de V, Mn, Co, Cu, Sn y Ba. Sin embargo hay elementos con peores rendimientos de eliminación, como son el oro y el arsénico.

En el caso del As, su forma principal de presencia en fangos activos es en la fase acuosa (Rudd and Lester, 1987; Tanizaki *et al.*, 1992). Su mecanismo de eliminación principal no se basa en su adsorción o fijación a sólidos biológicos, por lo que no se afecta por el incremento de SRT o de MLSS. Según Ito *et al.* (2001), la forma más efectiva de incrementar el rendimiento de eliminación del As sin la añadidura de reactivos es mediante precipitación por incremento de pH en el fango. De esta forma, en tratamientos biológicos sin la búsqueda concreta de eliminación de As los rendimientos se suelen situar entre el 8-55% (Shafer *et al.*, 1998). En nuestra instalación no se buscó la eliminación del As como objetivo, por lo que al encontrarse en la fase acuosa y no fijarse a los sólidos del fango salió en el efluente producido y se obtuvo rendimientos bajos de eliminación.

Sin embargo, el Au es un elemento con baja solubilidad en agua y una muy baja presencia en el medio (Babula *et al.*, 2008). En el agua residual estudiada la concentración de oro en la entrada fue baja, sin embargo los resultados obtenidos sugieren que el metal se encontraba principalmente en la fase acuosa, sin fijarse a partículas sólidas o precipitar, dado que la mayor cantidad salió en el efluente producido, lo que llevó a bajos rendimientos de eliminación.

En la evolución de cada uno de los metales analizados en el influente y ambos efluentes se muestran concentraciones de metales en la entrada altamente variables a lo largo del tiempo. Si comparamos los resultados obtenidos de concentración de metales pesados en el agua residual de entrada a nuestras instalaciones con los valores encontrados en la literatura, observamos que se puede considerar que presenta grados de contaminación medios, salvo alguno de los elementos presentes, como el Be, Sn y Sb que si que presentan grados de contaminación significativamente más altos que los encontrados en bibliografía, pero también hay elementos con grados de contaminación menores que los registrados en otros artículos, como Ni, Cd o Zn.

En cuanto a la calidad de los efluentes producidos y la comparación de los resultados entre las dos membranas, vemos que no se aprecian diferencias estadísticamente significativas entre las dos instalaciones, salvo en el caso del U ( $p$ -valor= 0,0415) con concentraciones más bajas en el caso de la instalación de ultrafiltración.

Por lo tanto podemos inferir que la tecnología de membrana no es un factor determinante en la eliminación de estos iones del agua, dado que su mecanismo principal de eliminación es la fijación a partículas y en ambos casos el proceso biológico fue similar (Ruíz *et al.*, 2011), y en ambas tecnologías la retención de sólidos en suspensión es total (Ramon *et al.*, 2004; Zanetti *et al.*, 2010; Arévalo *et al.*, 2011). Este hecho se puede comprobar en otros artículos en los que a pesar de trabajar con diferentes tecnologías de membranas se obtienen rendimientos de eliminación similares (Qdaisa and Moussa, 2004).

Al observar las correlaciones entre los valores de metales en el influente y los efluentes de las plantas vemos que en la mayoría de los casos no se aprecia relación entre las concentraciones medidas en el efluente y el influente. Sin embargo hay algunos elementos en los que sí que se aprecian correlaciones, como pueden ser Sn, Sb y Au en la planta de microfiltración y Sb y Au en ultrafiltración. Esto nos indica que la concentración de metal en el efluente no tiene tanto que ver con la concentración de entrada como con la capacidad de retención en las instalaciones.

Si comparamos los resultados obtenidos en los efluentes con los requisitos marcados en el R.D. 1620/2007 por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas, observamos que se encuentran muy por debajo de los límites marcados en este Real Decreto, de forma que la presencia de metales pesados en los efluentes no supondría ninguna limitación en la reutilización del agua residual tratada en un destino agrícola.

Al observar las concentraciones de metales pesados en fangos, al compararla con los datos obtenidos por Bolzonella *et al.* (2010) vemos que el fango obtenido presenta una muy baja concentración de metales pesados, excepto para el Sn que presento valores superiores a los recogidos en ese trabajo. Esto nos indica una baja concentración del

metal en el fango de nuestras instalaciones, lo cual es positivo para el proceso biológico y para los posibles destinos y usos del fango producido (Diamant, 1981; Katsou *et al.*, 2011)

Se observaron diferencias estadísticamente significativas hasta en ocho metales en los fangos de ambas plantas, con concentraciones superiores detectadas en la instalación con membranas de ultrafiltración. Esto es debido a que, siendo el influente igual para las dos plantas y teniendo caudales de entrada proporcional entre ellas la instalación con membranas de ultrafiltración presentó concentraciones medias de fango inferiores a la planta de microfiltración. Dado que el mecanismo principal de retirada de los metales es su fijación a los sólidos en el reactor (Rossin *et al.*, 1982) existe una menor cantidad de sólidos en la planta de ultrafiltración, lo que lleva a una mayor concentración de metal por kg de fango seco en esta planta.

Si comparamos la concentración de metales pesados en el fango con los valores marcados por el R.D. 1310/90 que regula la utilización de lodos de depuradora en el sector agrario concluimos que en ninguno de los muestreos el valor obtenido se aproxima a los valores máximos marcados por la legislación, quedando estos valores muy por encima. Por lo tanto no hay problema en lo relativo a los metales pesados para la aplicación de estos lodos de depuradora en el sector agrícola, incluso en el caso más desfavorable de aplicación a suelos ácidos.

Se observa en resultados cierta tendencias a la acumulación de algunos metales, como pueden ser Mn, Ni, Cu, Sn, y Pb. Esta capacidad de acumulación de los metales ya ha sido descrita en otros artículos (Chipasa *et al.*, 2003). Sin embargo, en nuestro caso, la acumulación de algunos metales es engañosa. En el caso del Mn, Ni y Cu se aprecian pendientes en la línea de tendencia que harían pensar en una acumulación, pero presentan  $r^2$  muy bajos, inferiores todos ellos a 0,3, lo que nos indica que la correlación no es buena. En lo referente a Sn en ultrafiltración y Pb, en estos metales tenemos series de datos mucho más cortas. Sus pendientes indican que se están acumulando en el fango, y tienen  $r^2$  con un mínimo de 0,57, lo cual indica correlaciones más fiables. Esta acumulación viene debida a que se tienen series de datos cortas, que corresponden con el periodo en que la concentración de metales en el influente es mayor. Algunos otros metales también presentan acumulación en los

periodos en los que el influente venía más contaminado, para posteriormente ir bajando la concentración de estos cuando el influente bajó su concentración de entrada. En estos elementos sólo hay datos de la fase más contaminada, por eso indican tasas de acumulación en fango.

Si miramos la correlación de las concentraciones de metal en el influente con respecto a las concentraciones en las purgas de cada planta, aquí también encontramos diferencias entre las dos instalaciones, con un mayor y mejor número de correlaciones en la planta de microfiltración que en la de ultrafiltración. Esto es debido a la irregularidad en las purgas de la planta de ultrafiltración, debido a pérdidas y fugas, que hace que sea difícil correlacionar los datos de influente con los de purga.

Así, las condiciones habituales de trabajo de los MBR, como los llevados a cabo en esta investigación permiten obtener efluentes de alta calidad para ambas tecnologías de membrana ensayadas, sin presentar limitaciones para su reutilización.

Sin embargo es necesario mantener bajo control la contaminación microbiológica en los efluentes, que pueden llevar a presentar problemas para algunos usos más restrictivos, por lo que es necesario llevar una regulación de las biopelículas formadas mediante el empleo de limpiezas químicas.

Es interesante indicar que la tecnología de membrana sí que influye en parámetros como la presencia de virus en los permeados y recuentos de partículas más elevados, que no se pueden ver remediados mediante el manejo de las condiciones de trabajo al ser inherentes a la tecnología de membrana empleada.

El análisis de partículas ha resultado un interesante indicador de la calidad del permeado producido en los sistemas MBR, que asesora de la integridad de las membranas y de la contaminación microbiológica presente en el sistema, y sirve como medida rápida de las necesidades de tratamiento de limpieza para el control microbiológico.

Uno de los problemas que presenta el efluente de los sistemas de MBR es el color, que si bien no es un problema de salud o que limite su uso, es un factor estético que puede dificultar la aplicación de los permeados producidos. Si este factor estético no es superable y es necesario tratar el agua para eliminar esta característica es necesario recurrir a la adición de reactivos como carbón activo o agentes oxidantes, incrementando el coste del agua tratada (Abegglen *et al.*, 2009).

La eliminación de metales pesados del agua de Granada, que presenta una contaminación media de estos obtiene altos porcentajes de eliminación trabajando en condiciones habituales de MBR, en la que la presencia de MLSS y el SRT suelen ser superiores a los encontrados en tecnologías convencionales, lo que facilita la fijación de estos al fango, a la vez que la completa retención de sólidos hace que los metales no escapen formando parte de las partículas, de forma que solo las formas disueltas salgan en el efluente, mejorando sensiblemente los rendimientos de MBR frente a las tecnologías convencionales. Sin embargo es necesario mantener bajo vigilancia ciertos elementos, como el As, cuya forma química principal en las aguas residuales es disuelto, de forma que si su concentración en el influente es elevada se hará necesario ampliar la capacidad de retención que presentan los sistemas con la adición de agentes quelantes.

Dado que los metales se fijan a los compuestos del fango es necesario mantener el control de la concentración de estos en el fango si planteamos la reutilización como enmienda agrícola de este subproducto, dado que algunos iones como Mn, Ni, Cu, Sn, y Pb presentan cierta tendencia a la acumulación.

## ***6.- CONCLUSIONES***

---



## 6.- CONCLUSIONES

---

De acuerdo con los resultados obtenidos en esta investigación, y teniendo en cuenta los antecedentes bibliográficos referentes a este campo se han establecido las siguientes conclusiones.

- La tecnología de membrana empleada (fibra hueca o membrana plana) no interfiere en el proceso de depuración a nivel de eliminación de materia orgánica y nitrificación pudiendo emplearse una u otra tecnología indistintamente para esta finalidad.
- La tasa de recirculación de fango entre tanques va a regular la capacidad de desnitrificación de las instalaciones, pero a su vez arrastra oxígeno disuelto que limita la capacidad de desnitrificación, siendo necesario contemplar desde el diseño esta limitación y optimizar el proceso de aireación tanto de proceso como de membranas y recirculaciones para limitar estos efectos.
- Los sistemas MBR permiten retener parte de la materia orgánica soluble no biodegradable y nitrógeno soluble inerte, lo que contribuye a una mejor calidad del efluente obtenido.
- La composición del influente en sistemas MBR trabajando con elevados valores de HRT y SRT afectará principalmente a la composición y cantidad de fango purgado, debiendo adaptar las condiciones operacionales a dicha composición para evitar elevadas acumulaciones de biomasa en el biorreactor.
- La temperatura es una de las variables más influyentes en la operación de instalaciones MBR, afectando a la permeabilidad de las membranas, tasa de degradación de materia orgánica, tasa de crecimiento de la biomasa o capacidad de eliminación de nitrógeno, de modo que temperaturas superiores a 25°C en el fango activo favorecen considerablemente al proceso, mientras que temperaturas inferiores a 15 °C lo desfavorecen.
- La carga contaminante influye en la tasa de degradación de materia orgánica y tasa de crecimiento de la biomasa, provocando una mayor concentración del fango activo.



- Trabajar a valores de HRT superiores a 30 horas y SRT superiores a 20 días minimizan los efectos negativos que tanto la baja temperatura como la elevada carga contaminante tienen sobre el proceso de depuración mediante MBR, manteniendo la calidad del efluente.
- El SRT es la principal variable influyente sobre la generación de biomasa en sistemas MBR, reduciendo la concentración de biomasa activa a valores elevados de SRT a pesar de la temperatura y carga contaminante.
- Es necesario limitar las limpiezas químicas de las membranas, a los excesos de TMP o incrementos en los recuentos bacterianos, si se pretende reutilizar, evitando el daño estructural y químico sobre estas.
- El permeado obtenido en todas las circunstancias de trabajo presentaba condiciones excepcionales para su reutilización, en base a los parámetros microbiológicos y físico-químicos de control, siendo necesario controlar mediante limpiezas químicas los parámetros microbiológicos de los efluentes.
- Los permeados procedentes de las membranas de microfiltración presentaban una mayor concentración de partículas y virus, lo que muestra una menor calidad de estos efluentes frente a los procedentes de instalaciones de ultrafiltración.
- Los sistemas MBR presentan una importante capacidad de retención de metales pesados, con elevados rendimientos de eliminación, siendo importante para esto trabajar con elevada concentración de sólidos en suspensión en el fango activo.
- Los metales pesados retirados del agua se fijan a las partículas del fango, sin embargo esto no limita su capacidad de utilización como enmienda orgánica en agricultura, no obstante es importante mantener bajo vigilancia la posibilidad de acumulación de estos metales en fangos con elevados SRT.

## ***7.- BIBLIOGRAFÍA***

---



## 7.- BIBLIOGRAFÍA

---

Abbassi B., Dullstein S., Rabiger N. (1999). Minimization of excess sludge production by increase of oxygen concentration in activated sludge flocs; experimental and theoretical approach. *Water Research*. **34**. Pp 139-146.

Abbasi M., Salahi A., Mirfendereski M., Mohammadi T., Pak A. (2010). Dimensional analysis of permeation flux for microfiltration of oily wastewaters using mullite ceramic membranes. *Desalination*. **252**. Pp 113-119.

Abegglen C., Joss A., Mcardell C.S., Fink G., Schlüsener M.P., Ternes T.A., Siegrist H. (2009). The fate of selected micropollutants in a single-house MBR. *Water Research*. **43**. Pp 2036-2046.

Aguilera G., Erb M., Garel C., Audic J.M. (2003). A comparative pilot-scale study of the performance of conventional activated sludge and membrane bioreactors under limiting operating conditions. *Water Environment Research*. **75**. Pp 225-231.

Al-Amri A., Salim M.R., Aris A. (2011). The effect of drastic temperature changes on the performance of MBR treating municipal wastewater. *Water Science and Technology*. **64**. Pp 1398-1405.

Al-Halbouni D., Traber J., Lyko S., Wintgens T., Melin T., Tacke D., Janot A., Dott W., Hollender J. (2008). Correlation of EPS content in activated sludge at different sludge retention times with membrane fouling phenomena. *Water Research*. **42**. Pp 1475-1488.

- An N., Fu J., Zhang D. (2007). The influence of temperature on activated sludge growth kinetics in iMBR. *Journal of Shenyang Jianzhu University (Natural Science)*. **23**. Pp 138-141.
- Arden E. And Lockett W.T. (1914) Experiments in the oxidation of sewage without the aid of filters. *Journal of the Society of the Chemical Industry*. **33**. Pp 524.
- Arévalo J. (2008). Reutilización del agua residual urbana tratada mediante biorreactores de membrana sumergida: control biológico del proceso. Trabajo para la obtención del Diploma de Estudios Avanzados. Universidad de Granada.
- Arévalo J. (2011). Evolución de los metales pesados en sistemas MBR y su influencia en la reutilización. I Jornadas sobre Desarrollo de Tecnología Avanzadas para el Tratamiento del Agua. Úbeda, 26-29 Junio 2011.
- Arévalo J., Garralón G., Plaza F., Moreno B., Pérez J., Gómez M. A. (2009). Wastewater reuse after treatment by tertiary ultrafiltration and a membrane bioreactor (MBR): a comparative study. *Desalination*. **243**. Pp 32–41.
- Arévalo J., Ruiz L.M., González D., Parada J., Pérez J., Moreno B., Gómez M.A. (2010). Influence of sludge retention time and temperature over sludge characteristics in membrane bioreactor. *Membranes in Drinking and Industrial Water Treatment, Trondheim (Noruega)*. 28-30 Junio de 2010.
- Arévalo J., Ruiz L.M., Parada-Albarracín J. A., González-Pérez D. M., Pérez J., Moreno B., Gómez M. A. (2011). Wastewater Reuse after Treatment by MBR. Microfiltration or Ultrafiltration? In Press.
- Arkhangelsky E., Kuzmenko D., Gitis V. (2007a). Impact of chemical cleaning on properties and functioning of polyethersulfone membranes. *Journal of Membrane Science*. **305**. Pp 176-184.

- Arkhangelsky E., Kuzmenko D., Gitis N.V., Vinogradov M., Kuiry S., Gitis V. (2007b). Hypochlorite cleaning causes degradation of polymer membranes. *Tribology Letters*. **28**. Pp 109–116.
- AWWARF, LE, WRCSA (1998). Tratamientos de agua por procesos de membrana. Principios, procesos y aplicaciones. Mc Graw-Hill. Madrid.
- Aya, H. (1994). Modular membranes for self-contained reuse systems. *Water Quality Intl.* **4**. Pp 21-22.
- Badino J.A.C., Facciotti M.C.R., Schmidell W. (2001). Volumetric oxygen transfer coefficients ( $kL_a$ ) in batch cultivations involving non-Newtonian broths. *Biochemistry Engineering Journal*. **8**. Pp 111–119.
- Bailey, J. Bemberis, I. And Presti, J. (1971). Phase I final report- Shipboard sewage treatment system, General Dynamics Electric Boat Division, November 1971. NTIS
- Barrena R., D'Imporzano G., Ponsá S., Gea T., Artola A., Vázquez F., Sánchez A., Adani F. (2009). In search of a reliable technique for the determination of the biological stability of the organic matter in the mechanical-biological treated waste. *Journal of Hazardous Materials*. **162**. Pp 1065-1072.
- Bcc (2008). Membrane bioreactors: Global markets, BCC Report MST047B, June 2008.
- Bemberis I. Hubbard P.J. And Leonard, F.B. (1971). Membrane sewage treatment systems- potential for complete wastewater treatment. *American Society of Agricultural Engineers Winter Meeting*. Pp 71-878, 1-28.
- Bérubé P. R., Afonso G., Taghipour F., Chan C. C. V. (2006). Quantifying the shear at the surface of submerged hollow fiber membranes. *Journal of Membrane Science*. **279**. Pp 495-505.

- Bérubé P.R., Lei E. (2006). The effect of hydrodynamic conditions and system configurations on the permeate flux in a submerged hollow fiber membrane system. *Journal of Membrane Science*. **271**. Pp 29–37.
- Birima A.H., Mohammed T.A. , Mohd Noor M.J.M. , Muyibi S.A., Idris A. , Nagaoka H., Ahmed J., Ghani L.A.A. (2009). Membrane fouling in a submerged membrane bioreactor treating high strength municipal wastewater. *Desalination and Water Treatment*. **7**. Pp 267-274.
- Bixio D., Thoeye C., Wintgens T., Ravazzini A., Miska V., Muston M., Chikurel H., Aharoni A., Joksimovic D., Melin T. (2008). Water reclamation and reuse, implementation and management issues. *Desalination*. **218**. Pp 13-23.
- Blanchard M., Teil M.J., Carru A.M., Ollivon D., Garban B., Chesterikoff A. And Chevreuil M. (1999). PCB and PHA impacts on cytochrome P-450 dependent oxidases in roach (*Rutilus rutilus*) from the Seine river (France). *Archives of Environmental Contamination Toxicology*. **37**. Pp 242-250.
- Bonnélye V. (2008). Desalination. Market and technologies. Unpublished Degremont report, September 2008.
- Bottino A., Roda G. C., Capanelli G., Munari S. (1991). The Formation of microporous PVDF membrane by phase separation. *Journal of Membrane Science*. **57**. Pp 1-20.
- Braun C. And Zumft W. G. (1992). The structural genes of the nitric oxide reductase complex from *Pseudomonas stutzeri* are part of a 30-kilobase gene cluster for denitrification. *Journal of Bacteriology*. **174**. Pp 2394-2397.
- Brepols C., Schäfer H., Engelhardt N. (2009). Book of Proc. Final MBR-Network Workshop (Eds: B. Lesjean, T. Leiknes), Druckmuck, Berlin, 79. [www.mbrnetwork.eu](http://www.mbrnetwork.eu)

- Brookes A., Jefferson B., Guglielmi G., Judd S.J. (2006). Sustainable flux fouling in a membrane bioreactor: impact of flux and MLSS. *Separation Science Technology*. **41**. Pp 1279-1291.
- Brookes A., Judd S., Reid E., Germain E., Smith S., Alvarez-Vazquez H., Le-Clech P., Stephenson T., Turra E., Jefferson B. (2003). Biomass characterization in membrane bioreactors. Proceedings of the IMSTEC, Sydney, Australia, 2003.
- Bryers J.D. (2000). *Biofilms: Process Analysis and Applications*. John Wiley & Sons, INC.
- Busetti F., Heitz A., Cuomo M., Badoer S., Traverso P. (2006). Determination of sixteen polycyclic aromatic hydrocarbons in aqueous and soil samples from an Italian wastewater treatment plant. *Journal of Chromatography*. **1102**. Pp 104-115.
- Byrns G. (2001). The fate of xenobiotic organic compounds in wastewater treatment plant. *Water Research*. **35**. Pp 2523-2533.
- Carr R.M., Blumenthal U.J., Mara D. (2004). Guidelines for the safe use of wastewater in agriculture: revisiting WHO guidelines. *Water Science and Technology*. **50**. Pp 31-38.
- Chang I-S And Kim N-S. (2005). Wastewater Treatment using membrane filtration – effect on biosolids concentration on cake resistance. *Process Biochemistry*. **40**. Pp 1307-1314.
- Chang I.-S. And Lee, C.-H. (1998). Membrane filtration characteristics in membrane-coupled activated sludge system—the effect of physiological states of activated sludge on membrane fouling. *Desalination*. **120**. Pp 221–233.
- Chang I.-S., Le-Clech P., Jefferson B., Judd S. (2002). Membrane fouling in membrane bioreactors for wastewater treatment. *Environmental Engineering Science*. **128**. Pp 1018-1029.



- Chen K. Y., Young C. S., Jan T. K., Rohatgi N. (1974). Trace metals in wastewater effluents. *Journal of the Water Pollution Control Federation*. **46**. Pp 2663–2675.
- Chipasa K.B. (2003). Accumulation and fate of selected heavy metals in a biological wastewater treatment system. *Waste Management*. **23**. Pp 135-143.
- Cho B.D., Fane A.G. (2002). Fouling transients in nominally sub-critical flux operation of a membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*. **209**. Pp 391–403.
- Choi J.G., Bae T.H., Kim J.H., Tak T.M., Randall A.A. (2002). The behaviour of membrane fouling initiation on the cross-flow membrane bioreactor system. *Journal of Membrane Science*. **203**. Pp 103–113.
- Churchouse S. and Wildgoose D. (1999). Membrane bioreactors hit the big time-from lab to full-scale application. *MBR2 Proc. 2<sup>nd</sup> Intl. Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment*, Cranfield University, Cranfield, UK. 14 pp.
- Cicek N., Dionysiou D., Suidan M.T., Ginestet P., Audic J.M. (1999). Performance deterioration and structural changes of a ceramic membrane bioreactor due to inorganic abrasión. *Journal of Membrane Science*. **163**. Pp 19-28.
- Cicek N., Franco J.P., Suidan M.T., Urbain V., Manem J. (1999). Characterization and comparison of a membrane bioreactor and a conventional activated sludge system in the treatment of wastewater containing high-molecular weight compounds. *Water Environmental Research*. **71**. Pp 64–70.
- Clara M., Strenn B., Gans O., Martinez N., Kreuzinger N., Kroiss H. (2005). Removal of selected pharmaceuticals, fragrances and endocrine disrupting compounds in a membrane bioreactor and conventional wastewater treatment plants. *Water Research*. **39**. Pp 4797–4807.
- Coombs E.P. (1992). *Activated Sludge Ltd. – The Early Years*. Published privately by C.R. Coombs, Bournemouth, Dorset, UK.

- Cooper P.F. Historical aspect of wastewater (2001). Decentralised Sanitation and Reuse: Concepts, Systems and Implementation. *IWA publishing*. Edited by P. Lens, G. Zeeman and G. Lettinga.
- Cornel P., Wagner M., Krause S. (2003). Investigation of oxygen transfer rates in full scale membrane bioreactors. *Water Science and Technology*. **47**. Pp 313–319.
- Cui Z.F., Chang S., Fane A.G.(2003). The use of gas bubbling to enhance membrane processes. *Journal of Membrane Science*. **221**. Pp 1–35.
- Davenport J.R. and Curtis T.P. (2002). Are filamentous mycolata important in foaming? *Water Science and Technology*. **46** (1-2). Pp 529-533.
- Davies K. J. P., Lloyd D., Boddy L. (1989). The Effect of Oxygen on Denitrification in *Paracoccus denitrificans* and *Pseudomonas aeruginosa*. *Microbiology*. **135**. Pp 2445-2451.
- de la Torre T., Iversen V., Meng F., Stüber J., Drews A., Lesjean B., Kraume M. (2010). Searching for a universal fouling indicator for membrane bioreactors. *Desalination and Water Treatment*. **18**. Pp 264-269.
- De Wever H., Weiss S., Reemtsma T., Vereecken J., Muller J., Knepper T., Rorden O., Gonzalez S., Barcelo D. and Hernando M. D. (2007). Comparison of sulfonated and other micropollutants removal in membrane bioreactor and conventional wastewater treatment. *Water Research*. **41**. Pp 935-945.
- Delrue F., Choubert J. M., Stricker A. E., M. Spérandio, Mietton-Peuchot M., Racault Y. (2010). Modelling a full scale membrane bioreactor using Activated Sludge Model

No.1: challenges and solutions. *Water Science and Technology*. **62**. Pp 2205-2217.

Delrue F., Stricker A.E., Mietton-Peuchot M., Y. Racault (2011). Relationships between mixed liquor properties, operating conditions and fouling on two full-scale MBR plants. *Desalination*. **272**. Pp 9–19.

Di Bella G., Mannina G., Vivian, G. (2008). An integrated model for physical–biological wastewater organic removal in a submerged membrane bioreactor: Model development and parameter estimation. *Journal of Membrane Science*. **322**. Pp 1–12.

Di Bella G., Torregrossa M. and Viviani G. (2011). The role of EPS concentration in MBR foaming: Analysis of a submerged pilot plant. *Bioresource Technology*, **102**. Pp 1628–1635.

Drews A., Arellano-Garcia H., Schöneberger J., Schaller J., Wozny G., Kraume M. (2009). Model-based recognition of fouling mechanisms in membrane bioreactors. *Desalination*. **236**. Pp 224-233.

Drews A., Vocks M., Bracklow U., Iversen V. and Kraume M. (2008). Does fouling in MBRs depend on SMP? *Desalination*. **231** (1–3). Pp 141-149.

Drews A., Vocks M., Iversen V., Lesjean B., Kraume M. (2006). Influence of unsteady membrane bioreactor operation on EPS formation and filtration resistance. *Desalination*. **192**. Pp 1-9.

Dvořák L., Gómez M., Dvořáková M., Růžičková I., Wanner J. (2011). The impact of different operating conditions on membrane fouling and EPS production. *Bioresource Technology*. **102**. Pp 6870-6875.

- Eckenfelder W.W. (1991). Principles of Water Quality Management. Krieger Publishing Company. Florida.
- Egemen E., Corpening J., Nirmalakhandan N. (2001). Evaluation of an ozonation system for reduced waste sludge generation. *Water Science Technology*. **44**. Pp 445-452.
- Ekama G.A., Wentzel M.C. (2008). Organic Material Removal. In Henze, M., van Loosdrecht, C.M., Ekama, G.A., Brdjanovic, D. (Eds) Biological Wastewater treatment, principles, modelling and desing. IWA Publishing. London.
- Ekama G.A., Wentzel M.C. (2008). Nitrogen Removal. In M. Henze, M.C.M. van Loosdrecht, G.A. Ekama, D. Brdjanovic (Ed). Biological Wastewater Treatment, Principles, Modelling and Desing. IWA Publishing. London. 2008.
- Empresa de Gestión Medioambiental S.A. (2005). Pliego de bases técnicas generales para la construcción de estaciones depuradoras de aguas residuales. Consejería de Medio Ambiente, Junta de Andalucía.
- Epstein E. (2003). Land Applications of Sewage Sludge and Biosolids. Lewie Publishers, Washington DC.
- Ersu C.B., Ong S.K., Arslankaya E., Lee Y.-W. (2010). Impact of solids residence time on biological nutrient removal performance of membrane bioreactor. *Water Research*. **44**. Pp 3192-3202.
- Evenblij H. (2006). Filtration Characteristics in Membrane Bioreactors. PhD Thesis, Delft University of Technology.

- Farahbakhsh K., D.W. Smith (2004). Removal of coliphages in secondary effluent by microfiltration mechanisms of removal and impact of operating parameters. *Water Research*. **38**. Pp 585–592.
- Field R.W., Wu D., Howell J.A., Gupta B.B. (1995). Critical flux concept for microfiltration fouling. *Journal of Membrane Science*. **100**. Pp 259-272.
- Fleming H.C. and Wingender J. (2001). Relevance of microbial extracellular polymeric substances (EPS)- Part I: structural and ecological aspects. *Water Science and Technology*, **43**. Pp 1-8.
- Fortanova E., Jansen J. C., Cristiano A., Curcio E., Drioli E. (2006). Effect of casting solution additives on the formation of PVDF membranes. *Desalination*. **192**. Pp 190-197.
- Freitas C., Teixeira J.A. (2001). Oxygen mass transfer in a high solids loading three-phase internal-loop airlift reactor. *Chemical Engineering Journal*. **84**. Pp 57–61.
- Frigon D., Guthrie R.M., Bachman G. T., Royer J., Bailey B., Raskin L (2006). Long-term analysis of a full-scale activated sludge wastewater treatment system exhibiting seasonal biological foaming. *Water Research*. **40**. Pp 990-1008.
- Fukushi K., Chang D., Ghosh S. (1996). Enhanced heavy metal uptake by activated sludge cultures grown in the presence of biopolymer stimulators. *Water Science and Technology*. **34**. Pp 267–272.
- Garcés A., De Wilde W., Thoeve C., De Gueldre G. (2007). Operational cost optimisation of MBR Schilde. In: Proceedings of the 4th IWA International Membranes Conference, Membranes for Water and Wastewater Treatment, Harrogate, 15–17 May 2007.

- García-Ochoa F., Castro E.G., Santos V.E. (2000). Oxygen transfer and uptake rates during xanthan gum production. *Enzyme Microbial Technology*. **27**. Pp 680–690.
- Gerardi M.H. (2008). *Microscopic Examination of the Activated Sludge Process*, Wastewater Microbiology Series. John Wiley & Sons, INC., Publication, New Jersey, USA, 245.
- Germain E., Nelles F., Drews A., Pearce P., Kraume M., Reid E., Judd S.J., Stephenson T. (2007). Biomass effects on oxygen transfer in membrane bioreactors. *Water Research*. **41**. Pp 1038-1044.
- Germain E., Stephenson T. (2005). Biomass characteristics, aeration and oxygen transfer in membrane bioreactors: their interrelations explained by a review of aerobic biological processes. *Review of Environmental Science and Bio/Technology*. **4**. Pp 223-233.
- Goi M., Odagawa K., Nishimura T., Okoch T., Yuzawa H. (1998). Gordona scum suppression mechanism of ozone added in wastewater treatment plants. *Water Science and Technology*. **38**. Pp 87-94.
- GIA. (2009). *Membrane bioreactors – a global strategic business report*, MCP-6137. Global Industry Analysts, Inc.
- Gómez M., de la Rúa A., Garralón G., Plaza F., Hontoria E., Gómez M.A. (2006). Urban wastewater disinfection by filtration technologies. *Desalination*. **190**. Pp 16–28.
- Gómez M., Garralón G., Plaza, F., Vilchez, R., Hontoria, E. and Gómez, M.A. (2007). Rejection of endocrine disrupting compounds (bisphenol A, bisphenol F and triethyleneglycol dimethacrylate) by membrane Technologies. *Desalination*. **212**, 1-3, 25. Pp 79-91.

Gómez, M.A., Hontoria, E. (2003) Técnicas Analíticas en el Control de la Ingeniería Ambiental. Ed. Universidad de Granada. Granada.

Gómez M., Plaza F., Garralón G., Pérez J., Gómez M.A. (2007). Quality and cost analysis of different membrane technologies (microfiltration and ultrafiltration), UV radiation and ozonisation applied as tertiary treatments of urban wastewater. 6th WRRS Conference. October 2007. Antwerp, Belgium.

Gómez M., Plaza F., Garralón G., Pérez J., Gómez M.A. (2007a). A comparative study of tertiary wastewater treatment by physico-chemical-UV process and macrofiltration– ultrafiltration Technologies. *Desalination*. **202**. Pp 369–376.

González D., Ruiz L. M, Garralón G., Plaza F., Arévalo J., Parada J., Pérez J., Moreno B., Gómez M. A. (2011). Wastewater Polycyclic Aromatic Hydrocarbons Removal by Membrane Bioreactor. *Desalination and Water Treatment*. In Press

Han S.S., Bae T.H., Jang G.G., Tak T.M. (2005). Influence of sludge retention time on membrane fouling and bioactivities in membrane bioreactor system. *Process Biochemistry*. **40**. Pp 2393–2400.

Hardt F.W., Clesceri L.S., Nemerov N.L. and Washington D.R. (1970). Solid separation by ultrafiltration for concentrated activate sludge. *J. Water pollution Conf. Fed.* **42**. Pp 2135-2148.

Haritash A.K., Kaushik C.P. (2009). Biodegradation aspects of Polycyclic Aromatic Hydrocarbons (PHAs): A review. *Journal of Hazardous Materials*. **169**. Pp 1-15.

Henze M. (1992). Characterization of wastewater for modelling of activated sludge processes. *Water Science and Technology*. **25**. Pp 1-15.

- Henze M., Grady Jr C. P. L., Gujer W., Marais G. v. R., Matsuo T. (1987) Activated Sludge Model No. 1. Scientific and Technical Report No. 1, IAWPRC.
- Hence M., Harremões P., la Cour Jansen J., Arvin E. (2001). Wastewater Treatment: Biological and Chemical Processes. 3<sup>rd</sup> Edition, Springer-Verlag, Berlin.
- Henze M., van Loosdrecht M.C.M., Ekama G.E., Brdjanovic D. (2008). Biological Wastewater Treatment. IWA Publishing, London.
- Hernandez M.E., Van Kaam R., Schetrite S., Albasi C. (2005). Role and variations of supernatant compounds in submerged membrane bioreactor fouling. *Desalination*. **179**. Pp 95–107.
- Hirani Z.M., deCarolis J.F., Adham S.S., Jacangelo J.G. (2010). Peak flux performance and microbial removal by selected membrane bioreactor systems. *Water Research*. **44**. Pp 2431-2440.
- Hocaoglu S.M., Insel G., Cokgor E.U., Baban A., Orhon D. (2010). COD fractionation and biodegradation kinetics of segregated domestic wastewater: Black and grey water fractions. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. **85**. Pp 1241-1249.
- Holakoo L., Nakhla G., Bassi A. S., Yanful E. K. (2007). Long term performance of MBR for biological nitrogen removal from synthetic municipal wastewater. *Chemosphere*. **66**. Pp 849-857.
- Hong S.P., Bae T.H., Tak T.M., Hong S., Randall A. (2002). Fouling control in activated sludge submerged hollow fiber membrane bioreactors. *Desalination*. **143** 219–228.



- Horan N.J. (1990). *Biological Wastewater Treatment System*. Wiley, Chichester.
- Hossain F. (2004). Activated sludge bulking: A review of causes and control strategies. *Journal of the Institution of Engineers (India): Environmental Engineering Division*. **85**. Pp 1-6.
- Howarth R.W., Sharpley A.W., Walker D. (2002). Sources of nutrient pollution to coastal waters in the United States: implications for achieving coastal water quality goals. *Estuaries*. **25**. Pp 656-676.
- Huang X., Gui P., Qian Y. (2001). Effect of sludge retention time on microbial behaviour in a submerged membrane bioreactor. *Process Biochemistry*. **36**. Pp 1001-1006.
- Hwang B.-K., Lee W.-N., Yeon K.-M., Park P.-K., Lee C.-H., Chang I.-S., Drews A., Kraume M. (2008). Correlating TMP increases with microbial characteristics in the bio-cake on the membrane surface in a membrane biorreactor. *Environmental Science and Technology*. **42**. Pp 3963-3968.
- Icon (2008). *The 2009-2014 world outlook for membrane bioreactor (MBR) systems for wastewater treatment*. Icon Group Publications.
- Insel G., Hocaoglu S. M., Cokgor E. U., Orhon D. (2011). Modelling the effect of biomass induced oxygen transfer limitations on the nitrogen removal performance of membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*. **368**. Pp 54-63.
- Institute of Water Pollution Control (1987). *Unit Processes: Activated Sludge*. IWPC, London, UK. [Reprinted and updated in 1997 by Chartered Institution of Water and Environmental Management.].

- Iwahori K., Taki H., Miyata N., Fujita, M., (1997). Analysis of *Nocardia amarae* profiles in actual foaming activated sludge plant with viable cell count measurement. *J. Ferment. Bioeng.* **84**.1. Pp 98–102.
- Jefferson B., Laine A. L., Judd S. J. and Stephenson T. (2000). Membrane bioreactors and their role in wastewater reuse. *Water Science and Technology.* **41**. Pp 197–204
- Jenkins D., Richard M.G., Daigger G.T., (2004). Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking, Foaming, and Other Solids Separation Problems. Third ed. IWA Publishing.
- Jiang T., Kennedy M.D., Guinzbourg B.F., Vanrolleghem P.A., Schippers J.C. (2005). Optimising the operation of a MBR pilot plant by quantitative analysis of the membrane fouling mechanism. *Water Science and Technology.* **51**. Pp 19-25.
- Jiang T., Kennedy M.D., van der Meer W.G.J., Vanrolleghem P.A., Schippers J.C. (2003). The role of blocking and cake filtration in MBR fouling. *Desalination.* **157**. Pp 335-434.
- Jin B., Yu Q., Yan X.Q., van Leeuwen J.H. (2001). Characterization and improvement of oxygen transfer in pilot plant external air-lift bioreactor for mycelial biomass production. *World Journal Microbiology Biotechnology.* **17**. Pp 265–272.
- Ju L.-K., Sundararajan A. (1994). The effects of cells on oxygen transfer in bioreactors: physical presence of cells as solid particles. *Chemical Engineering Journal and Biochemical Engineering Journal.* **56**. Pp B15–B21.

- Judd S. (2002). Submerged membrane bioreactors: flat plate or hollow fibre? *Filtration & Separation*. **39**. Pp 30-31.
- Judd S. (2006). The MBR book. Principles and applications of membrane bioreactors in water and wastewater treatment. Elsevier Ltd. Oxford.
- Judd S. (2007). The status of membrane bioreactor technology. *Trends in Biotechnology*. **26**. 2. Pp 109-116.
- Judd S. (2011). The MBR book. Principles and applications of membrane bioreactors in water and wastewater treatment. Elsevier Ltd. Oxford. 2<sup>nd</sup> Edition.
- Karvelas M., Katsoyiannis A. and Samara C. (2003). Occurrence and fate of heavy metals in the wastewater treatment process. *Chemosphere*. **53**. Pp 1201-1210.
- Katsoyiannis A., Samara C. (2005). Persistent organic pollutants (POPs) in the conventional activated sludge treatment process: fate and mass balance. *Environmental Research*. **97**. Pp 245-257.
- Katsou E., Malamis S., Loizidou M. (2011). Performance of a membrane bioreactor used for the treatment of wastewater contaminated with heavy metals. *Bioresource Technology*. **102**. Pp 4325–4332.
- Kent F.C., Citulski J., Farahbakhsh K. (2011). Water reclamation using membranes: Permeate water quality comparison of MBR and tertiary membrane filtration. *Desalination*. **274**. Pp 237-245.
- Kimura S. (1991). Japan's aqua Renaissance'90 project. *Water Science technology*. **23**. Pp 1573-1582.

- Kimura K., Naruse T., Watanabe Y. (2009). Changes in characteristics of soluble microbial products in membrane bioreactors associated with different solid retention times: Relation to membrane fouling. *Water Research*. **43**. Pp 1033-1039.
- Knerr H., Rechenburg A., Kisterman T., Schmitt T.G. (2011). Performance of a MBR for the treatment of blackwater. *Water Science technology*. **63**. Pp 1247-1254.
- Krampe J., Krauth K. (2003). Oxygen transfer into activated sludge with high MLSS concentrations. *Water Science and Technology*. **47**. Pp 297–303.
- Kraume M. and Bracklow U. (2003). Das Membranbelebungsverfahren in der kommunalen Abwasserbehandlung – Betriebserfahrungen und Bemessungsansätze in Deutschland. (Membrane technology in the municipal waste water treatment operating experience and design rules in Germany). Aachen, Germany.
- Kraume M., Drews A. (2010). Membrane Bioreactors in Waste Water Treatment – Status and Trends. *Chemical Engineering Technology*. **33**. 8. Pp 1251-1259.
- Kurian R., Nakhla G., Bassi A. (2006). Biodegradation kinetics of high strength oily pet food wastewater in a membrane-coupled bioreactor (MBR). *Chemosphere*. **65**. Pp 1204-1211.
- Kuzmenko D., Arkhangelsky E., Belfer S., Freger V., Gitis V. (2005) Chemical cleaning of UF membranes fouled by BSA. *Desalination*. **179**. Pp 323-333.
- Laera G., Pollice A., Saturno D., Giordano C., Sandulli R. (2009). Influence of sludge retention time on biomass characteristics and cleaning requirements in a membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*. **317**. Pp 65–70.

- Langlet J., Ogorzaly L., Schrotter J.C., Machinal C., Gaboriaud F., Duval J.F.L., Gantzer C. (2009). Efficiency of MS2 phage and Q-beta phage removal by membrane filtration in water treatment: applicability of real-time RT-PCR method. *Journal of Membrane Science*. **326**. Pp 111–116.
- Lapidou C.S. and Rittmann B.E. (2002). A unified theory for extracellular polymeric substances, soluble microbial products, and active and inert biomass. *Water Research*, **36**. Pp 2711-2720.
- Le-Clech P. (2010). Membrane biorreactors and their uses in wastewater treatments. *Applied Microbiology and Biotechnology*. **88**. Pp 1253-1260.
- Le-Clech P., Chen V., Fane T. A.G. (2006). Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*. **284**. Pp 17-53.
- Le-Clech P., Fane A., Leslie G. And Childress A. (2005). The operator's perspective. *Filtration & Separation*. **42**. Pp 20-23.
- Le-Clech P., Jefferson B., Judd S.J. (2003). Impact of aeration, solids concentration and membrane characteristics on the hydraulic performance of a membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*. **218**. Pp 117-129.
- Lee J., Ahn W.Y., Lee C.H. (2001). Comparison of the filtration characteristics between attached and suspended growth microorganisms in submerged membrane bioreactor. *Water Research*. **35**. Pp 2435–2445.
- Lesjean B. and Huisjes E.H. (2008). Survey of the European MBR market: trends and perspectives. *Desalination*, **231**. Pp 71–81.

- Lesjean B., Rosenberger S., Laabs C., Jekel M., Gnirss R., Amy G. (2004). Correlation between membrane fouling and soluble/colloidal organic substances in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment, in: WEMT 2004, Seoul, 2004. Pp. 525-532.
- Lester J. N. (1987). Heavy Metals in Wastewater and Sludge Treatment Processes. Treatment and Disposal. CRC Press Inc. Boca Raton, USA. Vol. II.
- Liao B.Q., Bagley D.M., Kraemer H.E., Leppard G.G., Liss S.N. (2004). A review of biofouling and its control in membrane separation bioreactors. *Water Environmental Research*. **76**. Pp 425-436.
- Lim B.-R., Ahn K.-H., Song K.-G., Jin-Woo C. (2004). Microbial community in biofilm on membrane surface of submerged MBR: effect of in-line cleaning chemical agent. Proceedings of the Water Environment-Membrane Technology Conference, Seoul, Korea, 2004.
- Lloyd D. R. and Kinzer K. E. (1990). Microporous Membrane Formation via Thermally Induced Phase Separation (s-l). *Journal of Membrane Science*. **52**. Pp 239-261.
- Lobos J., Wisniewski C., Heran M., Grasmick A. (2005). Effects of starvation conditions on biomass behaviour for minimization of sludge production in membrane bioreactors. *Water Science Technology*. **51**. Pp 35-44.
- Low E.W., Chase H.A. (1999). Reducing production of excess biomass during wastewater treatment. *Water research*. **33**. Pp 1119-1132.

- Lubbecke S., Vogelpohl A., Dewjanin W. (1995). Wastewater treatment in a biological high-performance system with high biomass concentration. *Water Research*. **29**. Pp 793–802.
- Luxmy B.S., Yamamoto K. (2003). Investigation of microorganisms associated with the foam of a submerged membrane bioreactor in Japan. *Microb. Environ.* **18.2**. Pp 62–68.
- Lyko S., Wintgens T., Al-Halbouni D., Baumgarten S., Tacke D., Drensla K., Janot A., Dott W., Pinnekamp J., Melin T. (2008). *Journal of Membrane Science*. **317**. Pp 78-87.
- Macomber J., Cicek N., Suidan M.T., Davel J., Ginestet P., Audic J.M. (2005). Biological kinetic data evaluation of an activated sludge system coupled with an ultrafiltration membrane. *Journal of Environmental Engineering*. **131**. Pp 579-586.
- Madoni P., Davoli D. and Chierici E. (1993). Comparative analysis of the activated sludge microfauna in several sewage treatment works. *Water Research*. **27**. Pp 1485-1491.
- Madoni P., Davoli D. (1997). Testing the control of filamentous microorganisms responsible for foaming in a full-scale activated-sludge plant running with initial aerobic or anoxic contact zones. *Bioresour. Technol.*, **60**. Pp 43–49.
- Manoli E. and Samara C. (2008). The removal of polycyclic aromatic hydrocarbons in the wastewater treatment process: experimental calculations and model prediction. *Environmental Pollution*. **151**. Pp 477-485.

- Mara D., Horan N.J. (2003). *The Handbook of Water and Wastewater Microbiology*. Elsevier Academic Press. pp. 261–265.
- Marais G.v.R., Ekama G.A. (1976). The activated sludge process part 1- Steady state behaviour. *Water SA*. **2**. Pp 163-200.
- Marti E., Monclús H., Jofre J., Rodriguez-Roda I., Comas J., Balcázar J. L. (2011). Removal of microbial indicators from municipal wastewater by a membrane bioreactor (MBR). *Bioresource Technology*. **102**. Pp 5004-5009.
- Melin T., Jefferson B., Bixio D., Thoeye C., De Wilde W., De Koning J., van der Graaf J. and Wintgens T. (2006) Membrane bioreactor technology for wastewater treatment and reuse. *Desalination*. **187**. Pp 271–282.
- Meng F., Chae S.-R., Drews A., Kraume M., Shin H.-S., Yang F. (2009). Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material. *Water Research*. **43**. Pp 1489-1512.
- Meng F., Shi B., Yang F., Zhang H. (2007). Effect of hydraulic retention time on membrane fouling and biomass characteristics in submerged membrane bioreactors. *Bioprocess and Biosystems Engineering*. **30**. Pp 359-367.
- Metcalfe and Eddy. (2000). *Ingeniería de Aguas Residuales. Tratamiento Vertido y Reutilización*. Mc Graw Hill. Madrid.
- Mohammed, T.A., Birima, A.H., Noor, M.J.M.M., Muyibi, S.A., Idris, A. (2008). Evaluation of using membrane bioreactor for treating municipal wastewater at different operating conditions. *Desalination*. **221**. Pp 502-510.



- Moreno J.L., García C., Hernandez T. and Ayuso M. (1997). Application of composted sewage sludges contaminated with heavy metals to an agricultural soil/Effect on lettuce growth. *Soil Science and Plant Nutrition*. **43**. Pp 565-573.
- Mulder M. (2000). *Basic Principles of Membrane Technology*. Kluwer Academic Publishers, Dordrecht.
- Muller E.B., Stouthamer A.H., Vanverseveld H.W., Eikelboom D.H. (1995). Aerobic domestic waste-water treatment in a pilotplant with complete sludge retention by cross-flow filtration. *Water Research*. **29**. Pp 1179–1189.
- Mueller J.A., Boyle W.C., Popel H.J. (2002). *Aeration: Principles and Practice*. CRC Press, Boca Raton, USA.
- Munz G., Gualtierio M., Salvadori L., Claudia B., Lubello C. (2008). Process efficiency and microbial monitoring in MBR (membrane bioreactor) and CASP (conventional activated sludge process) treatment of tannery wastewater. *Bioresource Technology*. **99**. Pp 8559-8564.
- Nagaoka H., Ueda S., Miya A. (1996). Influence of bacterial extracellular polymers on the membrane separation activated sludge process. *Water Science and Technology*. **34**. Pp 165–172.
- Nakajima J., Mishima I., (2005). Measurement of Foam Quality of Activated Sludge in MBR process. *Acta Hydrochim. Hydrobiol*. **33**. Pp 232–239.
- Nakhla G., Holakoo L., Yanful E., Bassi A. (2008). Fate of copper in submerged membrane bioreactors treating synthetic municipal wastewater. *Journal of Hazardous Materials*. **153**. Pp 984–990.

- Ndinisa N.V., Fane A.G., Wiley D.E., Fletcher D.E. (2006). Fouling control in a submerged flat sheet membrane system: Part II—Two- phase flow characterization and CFD simulations. *Separation Science and Technology*. **41**. Pp 1411-1445.
- Nghiem L. D. and Schäfer A. I. (2006). Fouling autopsy of hollow-fibre MF membranes in wastewater reclamation. *Desalination*. **188**. Pp 113-121.
- Nghiem L. D., Tadkaew N., Sivakumar M. (2009). Removal of trace organic contaminants by submerged membrane bioreactors. *Desalination*. **236**. Pp 127–134.
- Orhon D., Ateş E., Sözen S., Çokgör E. U. (1997). Characterization and COD fractionation of domestic wastewaters. *Environmental Pollution*. **95**. Pp 191-204.
- Ottoson J., Hansen A., Björleinius B., Norder H., Stenström T.A. (2006). Removal of viruses, parasitic protozoa and microbial indicators in conventional and membrane processes in a wastewater pilot plant. *Water Research*. **40**. Pp 1449–1457.
- Paetkau M., Cicek N. (2011). Comparison of nitrogen removal and sludge characteristics between a conventional and a simultaneous nitrification–denitrification membrane bioreactor. *Desalination*. In press.
- Pan J. R., Su Y. C., Huang C., Lee H.C. (2010). Effect of sludge characteristics on membrane fouling in membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science*. **349**. Pp 287-294.
- Parada-Albarracín J.A., Arévalo J. Ruiz L.M., Moreno B., Pérez J., Gómez M.A. (2010). Microbiología en la puesta en marcha de un biorreactor de membranas (MBR)

para la depuración de aguas residuales urbanas. *Tecnología del Agua*. **30**. Pp 319.

Pearce G (2007). Introduction to membranes: Membrane selection. *Filtration & Separation*. **44**. Pp 35-37.

Pearce G. (2008). Introduction to membranes MBRs Manufacturers comparison: part 2. Supplier review. *Filtration+Separation*. Pp 30-33.

Phillips H. M., Sahlstedt K. E., Frank K., Bratby J., Brennan W., Rogowski, S., Pier D., Anderson W., Mulas M., Copp J. B., Shirodkar N. (2009). Wastewater treatment modelling in practice: a collaborative discussion of the state of the art. *Water Science and Technology*. **59**. Pp 695-704.

Pipes, W.O., 1978. Actinomycete scum production in activated sludge processes. *J. Water Pollut.* **50**. Pp 628–634.

Pollice A., Giordano C., Laera G, Saturno D., Mininni G. (2007). Physical characteristics of the sludge in a complete retention membrane bioreactor. *Water Research*. **41**. Pp 1832-1840.

Pollice A., Laera G., Saturno D., Giordano C. (2008). Effects of sludge retention time on the performance of a membrane bioreactor treating municipal sewage. *Journal of Membrane Science*. **317**. Pp 65–70.

Poyatos, J.M., Molina-Muñoz, M., González-López, J., Hontoria, E. (2010). Particle size distribution in permeate from a pilot-scale membrane bioreactor system under actual operating conditions. *Particulate Science and Technology*. **28**. Pp 309-318.

- Poyatos J.M., Molina-Muñoz M., Moreno B., González-López J., Hontoria E. (2007). Effect of the mixed liquor suspended solid on permeate in a membrane bioreactor system applied for the treatment of sewage mixed with wastewater of the milk from the dairy industry. *Journal of Environmental Science and Health - Part A Toxic/Hazardous Substances and Environmental Engineering*. **42**. Pp 1005-1012.
- Psoch C. and Schiewer S. (2006). Anti-fouling application of air sparging and backflushing for MBR. *Journal of Membrane Science*. **283**. Pp 273–280.
- Ramdani A., Dold P., Déléris S., Lamarre D., Gadbois A., Comeau Y. (2010). Biodegradation of the endogenous residue of activated sludge. *Water Research*. **44**. Pp 2179-2188.
- Reemtsma T., Jekel M. (2006). *Organic Pollutants in the Water Cycle – Properties, Occurrence, Analysis and Environmental Relevance of Polar Compounds*. Wiley-VCH, Weinheim.
- Rekha S., Amit, Bishnoi N.R (2005). Filamentous bulking control - A review. *Pollution Research*. **24**. Pp 41-44.
- Rittmann B.E. and McCarty P.L. (2001). *Environmental Biotechnology Principles and Applications*. McGraw Hill, New York.
- Rodríguez F. A., Martínez-Toledo M. V., González-López J., Hontoria E., Poyatos J. M. (2010). Performance of bench-scale membrane bioreactor under real work conditions using pure oxygen: viscosity and oxygen transfer analysis. *Bioprocess and Biosystems Engineering*. **33**. Pp 885-892.

- Ronzano E. y Dapena J.L. (1995). Tratamiento biológico de las aguas residuales. Editorial Díaz de Santos. Madrid.
- Rojas J.C., Moreno B., Garralón G., Plaza F., Pérez J., Gómez M.A. (2008). Potabilization of low NOM reservoir water by ultrafiltration spiral wound membranes. *Journal of Hazardous Materials*. **158**. Pp 593-598.
- Rosenberger S., Evenblij H., Poele S., Wintgens T., Laabs C. (2005). The importance of liquid phase analyses to understand fouling in membrane assisted activated sludge processes-six case studies of different European research groups. *Journal of Membrane Science*. **263**. Pp 113–126.
- Rosenberger S. and Kraume M. (2002). Filterability of activated sludge in membrane bioreactors. *Desalination*. **151**. Pp 195-200.
- Rossin A. C., Sterritt R. M. and Lester J. N. (1982). The influence of process parameters on the removal of heavy metals in activated sludge. *Water, Air and Soil Pollution*. **17**. Pp 185–198.
- Ruiz L.M., Arévalo J., Parada J. González D., Moreno B., Pérez J. Gómez M.A. (2011). Respiriometric assay of two different MBR (microfiltration and ultrafiltration) to obtain kinetic and stoichiometric parameters. *Water Science Technology*. **63**. Pp 2478-2485.
- Santos A. and Judd S. (2010). The Commercial Status of Membrane Bioreactors for Municipal Wastewater. *Separation Science and Technology*, **45**. Pp 850–857.

- Santos A., Judd S. (2010). The fate of metals in wastewater treated by the activated sludge process and membrane bioreactors: A brief review. *Journal of Environmental Monitoring*. **12**. Pp 110-118.
- Santos A., Ma W., Judd S.J. (2011). Membrane bioreactors: Two decades of research and implementation. *Desalination*, **273**. Pp 148–154
- Shen Z., Wang J. (2011). Biological denitrification using cross-linked starch/PCL blends as solid carbon source and biofilm carrier. *Bioresource Technology*. **102**. Pp 8835-8838.
- Shino H., Nishimori K., Kawakami S., Uesaka T., Izumi K. (2004). Introduction to Submerged Flat Sheet Membrane Applications and its Future to be Headed. *Ultrapure Water Asia 2004*, March 2004.
- Smith C.V., Gregorio, D.O. and Talcott R.M. (1969). The use of ultrafiltration membranes for activated sludge separation. *Proceeding of the 24<sup>th</sup> industrial waste Conference*, Purdue University, Ann Arbor Science, Ann Arbor, USA, 1300-1310.
- Smith, R. (2006). The MBR at Buxton wastewater plant. Presented at The use and Practice of Membranes in Water and Wastewater in the UK, Meeting of the Chartered Institution of Water Environment. Management (CIWEM), Glasgow, 2006.
- Smook T.M., Zho H. and Zytner R.G. (2008). Removal of ibuprofen from wastewater: comparing biodegradation in conventional, membrane bioreactor and biological nutrient removal treatment systems. *Water Science and Technology*. **57**. Pp 1–8.

- Sörme L. and Lagerkvist R. (2002). Sources of heavy metals in urban wastewater in Stockholm. *Science Total Environment*. **298**. Pp 131–145.
- Sperandio M. and Espinosa M.C. (2008). Modelling an aerobic submerged membrana birreactor with ASM models on a large range of sludge retention time. *Desalination* **231**. Pp 82-90.
- Stephenson T., Judd S., Jefferson B., Brindle K. (2000). Membrane biorreactor for wastewater treatment. IWA Publishing, London, UK.
- Stone M., Livingston D. (2008). Flat Plate MBR Energy Consumption. Village of Dendee, MI, Enviroquip report.
- Stratton H., Seviour B. and Brooks P. (1998). Activated sludge foaming: What causes hydrophobicity and can it be manipulated to control foaming? *Water Sci. Technol.* **37**. 4/5. Pp 503-509.
- Stratton H.M., Seviour R.J. and Soddell J.A. (1993). Effect of culture conditions on cell surface hydrophobicity of Nocardioforms. *Actinomicetes*. **4**. 2. Pp 40–46.
- Strotmann U. J., Geldern A., Kuhn A., Gendig C., Klein S. (1999). Evaluation of a respirometric test method to determine the heterotrophic yield coefficient of activated sludge bacteria. *Chemosphere*. **38**. Pp 3555–3570.
- Srinivasan J. (2007). MBR still growing in EU wastewater treatment market. *Water and Waste International*, **22**. 5. Pp 43–44.

- Sun C., Leiknes T., Weitzenböck J., Thorstensen B. (2010). Development of an integrated shipboard wastewater treatment system using biofilm-MBR. *Separation and Purification Technology*. 75. Pp 22–31.
- Sun Q., Su Y., Ma X., Wang Y., Jiang Z. (2006). Improved antifouling property of zwitterionic ultrafiltration membrane composed of acrylonitrile and sulfobetaine copolymer. *Journal of Membrane Science*. **285**. Pp 299-305.
- Surampalli R.Y., Lai K.C.K. Banerji S.K., Smith J. Tyagi R.D. (2008). Long-term land application of biosolids-a case study. *Water Science and Technology*. **57**. Pp 345-352.
- Sutton P.M., Mishra P.N., Bratby J.R. and Enegeess D. (2002). Membrane bioreactor industrial and municipal wastewater application: long term operating experience. *Proceedings of the 75<sup>th</sup> Water Environment Federation Annual Conference and Exposition*, Chicago, IL, USA.
- Tan T. W., Ng H. Y. (2008). Influence of mixed liquor recycle ratio and dissolved oxygen on performance of pre-denitrification submerged membrane bioreactors. *Water Research*. **42**. Pp 1122-1132.
- Tao G., Kekre K., Wei Z., Lee T.C., Viswanath B., Sead H. (2005). Membrane bioreactors for water reclamation. *Water Science and Technology*. 51. Pp 431-440.
- Tardieu E., Grasmick A., Geaugey V. and Manem J. (1999). Influence of hydrodynamics on fouling velocity in a recirculated MBR for wastewater treatment. *J. Membrane Sci*. 156. Pp 131-140.
- Tandoi V., Jenkins D., Wanner J. (2006). Activated Sludge Separation Problems: Theory Control Measures. IWA Publishing.



- Tay J.-H., Zeng J. L., Sun D. D. (2003). Effects of Hydraulic Retention Time on System Performance of a Submerged Membrane Bioreactor. *Separation Science and Technology*. 38. Pp 851-868.
- Thauer R. K., Jungermann K., Decker K. (1977). Energy Conservation in Chemotrophic Anaerobic Bacteria. *Bacteriological Reviews*. 41. Pp 100-180.
- Teck H.C., Loong K.S., Sun D.D., Leckie J.O. (2009). Influence of a prolonged solid retention time environment on nitrification/denitrification and sludge production in a submerged membrane bioreactor. *Desalination*. 245. Pp 28-43.
- Ternes T.A., Joss A. (2006). Human Pharmaceuticals, Hormones and Fragrances. The Challenge of Micropollutants in Urban Water Management. IWA Publishing, London, UK.
- Tian W.-D., Li W.-G., Zhang H., Kang X.-R., van Loosdrecht M.C.M. (2011). Limited filamentous bulking in order to enhance integrated nutrient removal and effluent quality. *Water Research*. 45. Pp 4877-4884.
- Tonelli F.A. and Behmann H. (1996). Aerated membrane bioreactor process for treating recalcitrant compounds. US pat. No. 410730.
- Tonelli F.A. and Canning, R.P. (1993). Membrane Bioreactor System for treating synthetic metal-working fluids and oil based products, USA Pat. No. 5204001.
- Trussell R. S., Merlo R. P., Hermanowicz S. W., Jenkins D. (2006). The effect of organic loading on process performance and membrane fouling in a submerged membrane bioreactor treating municipal wastewater. *Water Research*. 40. Pp 2675-2683.

Ueda T., Hata K., Kikuoka Y., Seino O. (1997) Effects of aeration on suction pressure in a submerged membrane bioreactor. *Water Research*. **55**. Pp 489-494.

USEPA (1999). Biosolid Generation, Use and disposal in the United States. Report EPA-530-R-99-009. Washington DC. USA.

Van der Roest H.F., Lawrence D.P., Van Bentem A.G.N. (2002). Membrane biorreactor for municipal wastewater treatment. IWA Publishing, London, UK.

Van Nieuwenhuijzen A. F., Evenblij H., Uijterlinde C. A. and F. L. Schulting (2008) Review on the state of science on membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. *Water Science & Technology*. **57.7**. Pp 979-986.

Van Regenmortel M.H.V., Fauquet C.M., Bishop D.H.L., Carstens E.B., Estes M.K., Lemon S.M., Maniloff J., Mayo M.A., McGeoch D.J., Pringle C.R., Wickner R.B. (2000). Virus Taxonomy: Seventh Report of the International Committee on Taxonomy of Viruses. Academic Press, San Diego, California.

Vera L., Delgado S., Elmaleh S. (2000). Dimensionless number for the steady-state flux of cross-flow microfiltration and ultrafiltration with gas sparging. *Chemical Engineering Science*. **55**. Pp 3419-3428.

Viero A. F., Sant'Anna G. L. (2008). Is hydraulic retention time an essential parameter for MBR performance? *Journal of Hazardous Materials*. **150**. Pp 185–186.

Vuković M., Briški F., Matošić M., Mijatović I. (2006). Analysis of the activated sludge process in an MBR under starvation conditions. *Chemical Engineering and Technology*. **29**. Pp 357-363.

- Wagner M., Noguera D.R., Juretschko S., Rath G., Koops H.-P., Schleifer K.-H. (1998). Combining fluorescent in situ hybridization (FISH) with cultivation and mathematical modeling to study population structure and function of ammonia-oxidizing bacteria in activated sludge. *Water Science and Technology*. **37**. Pp 441-449.
- Wang C., Hu X., Chen M.-L., Wu Y.-H. (2005). Total concentrations and fractions of Cd, Cr, Pb, Cu, Ni and Zn in sewage sludge from municipal and industrial wastewater treatment plants. *Journal of Hazardous Materials*. **119**. Pp 245–249.
- Wang P., Wang Z., Wu Z., Zhou Q., Yang D. (2010). Effect of hypochlorite cleaning on the physicochemical characteristics of polyvinylidene fluoride membranes. *Chemical Engineering Journal*. **162**. Pp 1050-1056.
- Wang Z, Chu J., Song Y., Cui Y., Zhang H., Zhao X., Li Z., Yao J. (2009). Influence of operating conditions on the efficiency of domestic wastewater treatment in membrane bioreactors. *Desalination*. **245**. Pp 73-81.
- Wanner J. (1998). Stable foams and sludge sulking: The largest remaining problems. *Journal of the Chartered Institution of Water and Environmental Management*. **12**. Pp 368-374.
- Weinrich L. A., Jjemba P. K., Giraldo E., LeChevallier M. W. (2010). Implications of organic carbon in the deterioration of water quality in reclaimed water distribution systems. *Water Research*. **44**. Pp 5367-5375.
- Wen X, Wing C., Qian Y. (1999). A kinetic model for the prediction of sludge formation in a membrane bioreactor. *Process Biochemistry*. **35**. Pp 249-254.
- WFD (2000). EU, Council Directive establishing a framework for community action in the field of water policy. 2000/60/EC of October 23; 2000, OJ L 327 of December 22, 2000.
- Wisniewski C. (2007). Membrane bioreactor for water reuse. *Desalination*. **203**. Pp 15-19.

- Wisniewski C. and Grasmick A. (1998). Floc size distribution in a membrane bioreactor and consequences for membrane fouling. *Colloid Surface A: Physicochem Eng. Aspect.* **138**. Pp 403-411.
- Wong K., Xagorarakis I., Wallace J., Bickert W., Srinivasan S., Rose J.B. (2009). Removal of viruses and indicators by anaerobic membrane bioreactor treating animal waste. *Journal of Environmental Quality.* **38**. Pp 1694–1699.
- Wu Z., Zhou Z., Wang Z., Tian L., Pan Y., and Wang X. (2009). The application of membrane bioreactor technology to the treatment of wastewater from a multifunctional supermarket. *Environmental Progress & Sustainable Energy.* **29**. Pp 52-59.
- Xie B., Dai X.-C., Xu Y.-T. (2007). Cause and pre-alarm control of bulking and foaming by *Microthrix parvicella*—A case study in triple oxidation ditch at a wastewater treatment plant. *Journal of Hazardous Materials.* **143**. Pp 184-191.
- Yamamoto K., Hiasa M. Mahmood T. and Matsuo T. (1989). Direct solid-liquid separation using hollow fibre membrane in an activated sludge aeration tank. *Water Science Technology.* **21**. Pp 43-54.
- Yang W., Cicek N., Ilg J. (2006). State-of-the-art of membrane bioreactors: Worldwide research and commercial applications in North America. *Journal of Membrane Science.* **270**. Pp 201-211.
- You S.J., Sue W.M. (2009). Filamentous bacteria in a foaming membrane bioreactor. *J. Membr. Sci.* **342**. Pp 42–49.
- Yu H.-Y., Hu M.-X., Xu Z.K., Wang J.-L., Wang S.-Y. (2005). Surface modification of polypropylene microporous membranes to improve their antifouling property in MBR: NH<sub>3</sub> plasma treatment. *Separation and Purification Technology.* **45**. Pp 8-15.

- Zanetti F., De Luca G., Sacchetti R. (2010). Performance of a full-scale membrane bioreactor system in treating municipal wastewater for reuse purposes. *Bioresource Technology*. **101**. Pp 3768–3771.
- Zhang F., Yang F., Li Y., Xiao J., Zhang X. (2006). Effect of filamentous bacteria on membrane fouling in submerged membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*. **272**. Pp 161–168.
- Zhang J., Zhou J., Liu Y., Fane A. G. (2010). A comparison of membrane fouling under constant and variable organic loadings in submerge membrane bioreactors. *Water Research*. **44**. Pp 5407-5413.
- Zhang K., Farahbakhsh K. (2007). Removal of native coliphages and coliform bacteria from municipal wastewater by various wastewater treatment processes: implications to water reuse. *Water Research*. **41**. Pp 2816–2824.

<b>1.- INTRODUCTION .....</b>	<b>1</b>
1.1.- MBR HISTORICAL EVOLUTION.....	1
1.2.- MBR RESEARCH .....	1
1.3.- CURRENT OPERATION PROBLEMS.....	2
1.3.1.- <i>Stability Of Sludge Generated In MBR Systems</i> .....	3
1.3.2.- <i>Aeration Problems In MBR</i> .....	4
1.3.3.- <i>Membrane Fouling</i> .....	5
1.3.4.- <i>Stability Against Pollution Load Variation</i> .....	6
1.3.5.- <i>Biomass Loss</i> .....	6
1.3.6.- <i>Water Reuse</i> .....	8
1.4.- MBR TYPOLOGY .....	9
1.4.1.- <i>Membrane Configuration</i> .....	9
1.4.2.- <i>Microfiltration Flat Membrane, Kubota</i> .....	11
1.4.3.- <i>Ultrafiltration Hollow Fibre Membrane. Zenon-GE</i> .....	11
<b>2.- OBJECTIVES .....</b>	<b>12</b>
<b>3.- MATERIALS AND METHODS .....</b>	<b>14</b>
3.1.- DESCRIPTION OF EXPERIMENTAL INSTALLATION. ....	14
3.1.1.- <i>Pilot Plant With Ultrafiltration Membranes.</i> .....	15
3.1.2.- <i>Pilot Plant With Microfiltration Membranes.</i> .....	19
3.2.- PROCESS CONTROL.....	22
3.2.1.- <i>Instrumentation</i> .....	22
3.2.1.1.- <i>Ultrafiltration Plant Instrumentation</i> .....	22
3.2.1.2.- <i>Microfiltration Pilot Plant Instrumentation</i> .....	23
3.2.2.- <i>Automation And Control</i> .....	24
3.3.- EXPERIMENTAL PHASE.....	26
3.3.1.- <i>Process Variables</i> .....	26
3.3.1.1.- <i>Modifiable Variables</i> .....	26
3.3.1.2.- <i>Non Modifiable Variables</i> .....	27
3.3.2.- <i>Sample Collection</i> .....	27
3.4.- ANALYTICAL METHODOLOGY.....	28
3.4.1.- <i>Chemical Oxygen Demand (COD)</i> .....	28
3.4.2.- <i>Biological Oxygen Demand (5 Days) (BOD<sub>5</sub>)</i> .....	29
3.4.3.- <i>Total Suspended Solids</i> .....	29
3.4.4.- <i>Volatile Suspended Solids</i> .....	29
3.4.5.- <i>Conductivity</i> .....	29
3.4.6.- <i>pH</i> .....	29
3.4.7.- <i>Colour</i> .....	29
3.4.8.- <i>Turbidity</i> .....	30
3.4.9.- <i>Particle Distribution Analysis</i> .....	30
3.4.10. <i>Nitrogen (NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, NH<sub>4</sub><sup>+</sup>)</i> .....	30
3.4.11.- <i>Total Nitrogen</i> .....	30
3.4.12. <i>PO<sub>4</sub><sup>3-</sup></i> .....	31
3.4.13. <i>Total Phosphorous</i> .....	31
3.4.14.- <i>Heavy Metals</i> .....	31
3.4.15. <i>Escherichia coli</i> .....	31
3.4.16. <i>Coliphages</i> .....	31
3.4.17.- <i>Total Aerobic Bacterial At 22 °C</i> .....	32

3.5.- STATISTICAL ANALISYS.....	32
<b>4.- RESULTS.....</b>	<b>32</b>
4.1.- DESCRIPTION OF STUDY PHASES .....	32
4.1.1.- <i>Analysis Of Temperature Evolution</i> .....	33
4.1.2.- <i>Analysis Of Hydraulic Retention Time Evolution (HRT)</i> .....	35
4.1.3.- <i>Analysis Of Sludge Retention Time Evolution (SRT)</i> .....	35
4.1.4.- <i>Water Depth Variation</i> .....	38
4.1.5.- <i>Analysis Of Pollution Load Evolution</i> .....	38
4.1.6.- <i>Comparative Study</i> .....	39
4.2.- INFLUENT CHARACTERIZATION .....	41
4.3.- COMPARISON BETWEEN PLANTS.....	45
4.4.- INFLUENCE OF PROCESS VARIABLES ON EFFLUENT QUALITY .....	52
4.4.1.- <i>Influence Of Temperature On The Effluent Quality</i> .....	55
4.4.2.- <i>Influence Of SRT On The Effluent Quality</i> .....	59
4.4.3.- <i>Influence Of HRT On The Effluent Quality</i> .....	62
4.4.4.- <i>Influence Of Organic Load On The Effluent Quality</i> .....	65
4.5.- STABILITY OF BIOMASS .....	69
4.5.1.- <i>Influence Of Process Variables On The Stability Of Biomass</i> .....	70
4.5.1.1.- <i>Influence Of Temperature On The Stability Of Biomass</i> .....	70
4.5.1.2.- <i>Influence Of Sludge Retention Time (SRT) On The Stability Of Biomass</i> .....	72
4.5.1.3.- <i>Influence Of Hydraulic Retention Time (HRT) On The Stability Of Biomass</i> .....	72
4.5.1.4.- <i>Influence Of Variation Of Pollution Load In The Stability Of Biomass</i> .....	72
4.5.2.- <i>Mineral Fraction Of The Biomass</i> .....	74
4.5.3.- <i>Biomass Growth Rate</i> .....	76
4.6.- EVOLUTION OF THE TRANSMEMBRANE PRESSURE (TMP) .....	78
4.7.- WATER REUSE.....	81
<b>5.- DISCUSSION .....</b>	<b>89</b>
5.1.- INFLUENT CHARACTERIZATION .....	89
5.2.- COMPARATIVE BETWEEN PLANTS.....	92
5.3.- INFLUENCE OF PROCESS VARIABLES ON EFFLUENT QUALITY .....	95
5.4.-STABILITY OF BIOMASS .....	97
5.5.- DISCUSSION TMP EVOLUTION.....	102
5.6.- EFFLUENT REUSE.....	105
<b>6.- CONCLUSIONS.....</b>	<b>110</b>

## 1.- INTRODUCTION

---

The treatment of waste water produced by the human being plays a very important environmental role, restoring the quality of water resources taken and transformed into the human uses.

Submerged membrane bioreactors (MBR) are one of the new technologies used in wastewater treatment, which have many advantages in use but there are still conditioning factors and operational problems which limit or hinder their use.

In this work the two membrane technologies more widely accepted in the MBR market for urban waste water treatment were used in real conditions, in the design of plant and in the process of exploitation, to detect weaknesses and implement the process to introduce changes in process parameters to improve the functioning of the systems of submerged membrane bioreactors applied to urban wastewater treatment.

### 1.1.- MBR Historical Evolution.

Early studies of the use of membranes combined with an activated sludge system were described in the bibliography at the end of the decade of the "60" (Smith *et al*, 1969, Hardt *et al*, 1970), while in the early 90's began to be applied commercially in various configurations (Tonelli and Canning, 1993, Aya, 1994; Tonelli and Behmann, 1996). Since then the MBR market is a continuous growing market (Kraume and Drews, 2010) in which stand out two companies with different configurations, GE and Kubota, producers of ultrafiltration and microfiltration membranes, respectively, which dominate the global market for MBR (Yang *et al*, 2006; Judd, 2011) and that for this reason were chosen to carry out the investigation.

The current global amount of submerged MBR plants is unclear, it is not known with certainty the total number of plants that all manufacturers have installed, but according to estimates made about the work of Simon Judd (Judd, 2011) can be approximated that at the end of 2009 there were around 7600 plants installed worldwide, with the market dominated by three main trademarks, Kubota, Zenon-GE and Mitsubishi Rayon occupying about 85-90% of municipal MBR installed.



## 1.2.- MBR Research

MBR currently represent a major field of study in the treatment of wastewater, with an exponential increase of the articles on this topic published annually (Yang *et al.* 2006). Currently, the strongest point of the investigations being carried out in this field are research related to the membrane fouling, which match different authors (Yang *et al.*, 2006; van Nieuwenhuijzen *et al.*, 2008; Santos *et al.* 2011), performing an approach in two fronts, optimization of operational processes and investigation of the mechanism of fouling.

Another field of research is all about the quality obtained in the effluent, it was a major theme at the beginning of the MBR research until a few years ago in relation to the reuse of water produced. Currently, this field has led to the study of new contaminants, including inorganic and organic micropollutants, heavy metals or hormone disruptors (Gomez *et al.*, 2007, Gonzalez *et al.*, 2011, Arévalo, 2011).

These are the two research purposes that are receiving currently the most attention, but there are other fields that have their own interests, such as aeration and cost analysis (van Nieuwenhuijzen *et al.*, 2008).

One of the major problems identified in the investigation of membrane bioreactor in the world is working on a small scale in laboratory scale reactors or small pilot scale, low run times, treating very specific water or poor communication between researchers (Yang *et al.*, 2006; van Nieuwenhuijzen *et al.*, 2008). Working at a small laboratory or pilot plant presents a problem transferring the results to larger scales, because the operating conditions, hydraulic and even biological are or may be different (Judd, 2006), and therefore the results can be non-transferable.

## 1.3.- Current Operation Problems

In this work it is planned the possibility of changing certain variables in the work process of MBR, studied in two real-size plants, seeking to solve some basic problems of the MBR, such as the pursuit of obtaining the stabilized sludge system, the influence of process variables in the plants performance, or in the quality of effluent for reuse.

### **1.3.1.- Stability Of Sludge Generated In MBR Systems**

In the treatment by membrane bioreactor wastewater is generated as a byproduct sewage sludge which need to be provided with a final destination, requiring a stabilization and drying treatment on the basis of subsequent uses.

Due to its characteristics, one of the preferred destinations in Spain is the application to the soil as organic amendment, in this use the amount of biodegradable organic matter contained in the sludge reuse is critical because it can cause problems to the ground, so is preferred to use stabilized sludge (USEPA, 1999), with low quantities of biodegradable organic matter. In the technical specifications of designs Wastewater Sewage Treatment Plant requires the need for stabilized sludge, considering such as the concentration of volatile organic material around 60% dry weight of sludge (EGMASA, 2005).

MBR systems can operate at high SRT, with a high concentration of MLSS and low organic load, which favours the occurrence in the sludge endogenous conditions leading to the same aerobic stabilization (Judd, 2011).

With regard to sludge characteristics, in highly variable working conditions are achieved percentages of volatile matter between 60-90% (Huang *et al.*, 2001; Pollice *et al.*, 2008), but the most frequent values ranging over 70 -75% (Pollice *et al.*, 2007; Laera *et al.*, 2009). The final characteristics of the sludge will be highly dependent on raw water characteristics (Huang *et al.*, 2001, Knerr *et al.*, 2011). To obtain the desired values of volatiles in biomass is necessary to increase the concentration of inert solids in the sludge in front of the volatiles. In the MBR inorganic solids in sludge are mainly coming from inorganic matter that enters with the influent and mineralization of sludge in the reactors. On the amount of mineral matter in the influent input can not act, but it is possible to act on the mineralization of sludge, the generation of new biomass or its endogenous, which are mainly affect by the SRT. With the pollution load and the SRT, other variables affect the biological processes to the final content of volatiles in the sludge, such as pollution load or temperature, which can achieve a reduction in volatile content

in elevated temperature (Arévalo *et al.* 2010), been necessary further study in the influence of process variables on stabilization, and develop appropriate work patterns.

There are several tools to study the degree of mineralization of the sludge, such as respirometric techniques or by mass balances (Huang *et al.*, 2001, Ruiz *et al.*, 2011) to obtain stoichiometric parameters that define the biomass evolution, as the rate of growth, "Y" or the specific rate of decay "b".

### **1.3.2.- Aeration Problems In MBR**

In the case of MBR, the air is usually supplied in two points, one seeks to comb the membranes surface with bubbles air flow bubbles to allow removal of excess of adhered sludge, while in the other point, supplied air in the bioreactor to provide the necessary oxygen in biological processes.

In relation to costs, it is estimated that 70% of energy consumption of the biological reactor is due to the aeration system, both to aerate the activated sludge to keep the membrane clean (Kraume and Bracklow, 2003), therefore the energy savings in this activity is of great importance and priority for the future of MBR facilities.

Aeration of the membranes is one of the mechanisms proposed by the membrane manufacturers to maintain control of the fouling in them. It seeks a stream of thick bubbles comb the surface of the membranes to remove excess sludge attached to the surface during the filtration process (Ndinisa *et al.* 2006), due to the shear exerted by the air bubbles. It is an effective mechanism for membrane cleaning, but generates a significant increase in energy consumption (Kraume and Bracklow, 2003).

The other point in air addition is aerated biological reactors, to provide the oxygen needed to maintain the biological activity of the sludge. For that, the most common way is to inject air in fine bubbles from the bottom of the reactor for oxygen diffusion into the sludge. There are a lot of factors affecting the ability of oxygen mass transfer from the bubble into the sludge, like EPS, SMP, particles in the sludge, floc size, contact time, contact surface, air flow and degree of coalescence, but the greatest effect on oxygenation, as a multitude of studies determined, is the concentration of suspended solids (Ju and Sundararajan, 1994, Muller *et al.*, 1995, Freitas and Teixeira, 2001; Krampe and Krauth, 2003), and fluid viscosity (Garcia-Ochoa *et al.*, 2000; Badino *et al.*, 2001; Jin *et al.*, 2001, Rodriguez *et al.*, 2010). Elevated values of these two

factors significantly increase the amount of air supplied, so it is interesting to keep them under control by the sludge purges.

In addition, the presence of dissolved oxygen has negative aspects in other parts and processes of the facility, since its presence in the anoxic reactor creates problems in the mechanisms of elimination of nitrogen compounds, particularly in the step of denitrification, as oxygen affect denitrification process by three factors: competitive effect, being more cost-effective energy use as the electron acceptor O<sub>2</sub> (Thau *et al.*, 1977), for enzyme inhibition (Davies, 1989), which reduce their activity, or genetic (Braun and Zumft, 1992), avoiding the generation of enzymes.

### **1.3.3.- Membrane Fouling**

The membrane fouling is considered one of the largest current operational problems detected MBR systems, because they suppose an added problem to the filtration process, which increases operating costs for energy consumption and shortens the lifetime of the membranes (Drews, 2010; Kraume and Drews, 2010). Because of its impact on the functioning of the systems and operational and economic importance of fouling, this has been a major objective in the research related to the membrane bioreactor in recent years (Yang *et al.*, 2006; van Nieuwenhuijzen *et al.*, 2008, Santos *et al.* 2011).

The causes of membrane fouling are substantial, very diverse and complex (Bérubé *et al.*, 2006, Drews *et al.*, 2008, Hwang *et al.*, 2008; Lyko *et al.*, 2008, Kimura *et al.*, 2009; de la Torre *et al.*, 2010). However, its main effect is an observable decrease in the specific filtering charge, because the increase in transmembrane pressure (TMP) or load decrease on filtration.

But not in all cases the presence of fouling in the membrane is negative, because there are technologies such as microfiltration which require the formation of a layer on the membrane acting as a pre-filtering surface to reduce pore size and improve the quality of effluent produced (Le-Clech *et al.*, 2006).

To reduce the membrane fouling are used several mechanisms, such as cleaning systems, physical and chemical, and the creation of a tangential flow on the surface to pull excess

deposits (Judd, 2011). The physical cleaning of membrane processes refer to relax in the filtration or backwashing, scheduled in the production cycles and supported by air flows. Chemical cleanings include the addition to the membranes of certain chemicals such as sodium hypochlorite, hydrogen peroxide, citric acid, oxalic acid, hydrochloric acid, sulfuric acid or sodium hydroxide, among others (Judd, 2011), being the most common hypochlorite and citric acid (Le-Clech *et al.*, 2006). The choice of the reagent to be added and the concentrations and contact time depends on the nature of the substance that fouls the membrane, the operator's experience and recommendations of the manufacturer (Yang *et al.*, 2006).

#### **1.3.4.- Stability Against Pollution Load Variation**

The pollutant load variation is one of the modifications in the process parameters to a greater or smaller proportion will be presented at the facilities, which can cause operational problems.

MBR systems have a high stability against fluctuations in the influent pollutant load, being able to maintain a stable quality effluent produced to variations in input pollution due to the physical barrier posed by the membrane and the high concentration of microorganisms in the mixed liquor (Wu *et al.*, 2009, Sun *et al.*, 2010, Zhang *et al.*, 2010), especially compared with conventional treatments, making it a reliable solution to the problems caused by this situation. However it can cause another operational problems such as increase in membrane fouling or lower rates of oxygen transfer (Krampe and Krauth, 2003, Chang and Kim, 2005).

#### **1.3.5.- Biomass Loss**

The generation of foam in activated sludge plants is described as the flotation of biomass and its origin may be due to several factors, such as the presence of anthropogenic surfactants (detergents), biosurfactants and presence in terms of microbial imbalance of some species of filamentous bacteria, the most common *Nocardia sp.* or *Microthrix parvicella* (Statton *et al.*, 1998, Mara and Horan, 2003; Arévalo, 2008). The foam is lighter than the mixed liquor and consists of three phases: gas bubbles enclosed in it, waste water and solid particles in the hydrophobic fractions of activated sludge (Davenport and Curtis, 2002), so it tends to float and can cause leaks.

The detergent white foam is common in imbalances in the rate F/M, which occurs mainly at the beginning of the facilities operation (Judd, 2011). As for biological origin foams, are caused by the action of microorganisms present in activated sludge by imbalances in the bacterial groups. These imbalances are often caused by low F/M, increases or decreases of temperature, biomass contact with the chemical cleaning reagents, toxic input, changes in the composition of the influent, etc. (Judd, 2011).

This output of foam generates operational problems such as poor control of solids concentration and sludge retention time in periods of floating sludge, effective loss of biomass, assuming those serious problems for the stability and purification capacity of activated sludge and even a public health problem, and the production of odors (Madoni and Davoli, 1997; Hossain, 2004, Tian 2011).

In MBR systems foam production shows, as in conventional systems, a relationship with the bacterial population in sludge. HGC bacteria, including actinomycetes (*Nocardia sp*), *Nostocoida limicola* III, *M. parvicella* y *Cytophaga* are the predominant bacteria in the formation of foams (Arevalo, 2008; Luxmy and Yamamoto, 2003; You and Sue, 2009). However, it has been found in MBR sludge with foam problems that these were generated without the presence, or at least without the massive presence of these bacterial genera. These foams are related to the amount of protein of the extracellular polymeric substances (Nakajima and Mishima, 2005; Judd, 2006; Di Bella *et al.*, 2011). The working conditions of the MBR represent ideal conditions for growth and development of filamentous bacteria and EPS production. By replacing the sedimentation by membrane filtration all bacteria and solids larger than the pore size are retained in the system. Thus, in normal working conditions are given the right circumstances for bacterial growth, with high concentrations of MLSS, SRT and high HRT, high temperatures and a low F/M ratio (Jenkins *et al.*, 2004; Tandoi *et al.*, 2006; Smith, 2006; Di Bella *et al.*, 2008).

Therefore, the problems with excessive foam generation are the cause of serious operational problems, for what it is necessary to solve them. Some of the measures which are usually used for this purpose are (Judd, 2006; Judd, 2011):

- Installation of tanks overflows to prevent accumulations.
- Influent equalization for mixing tanks.
- Installation of surface showers.
- Proper mixing processes of sludge in tanks and sludge with the influent, preventing septic areas.
- Allow the removal of surface foam and appropriate treatment.
- Propose the addition of reagents to the system (antifoam, nutrients, aluminum, chlorine).
- Avoid high SRT.
- Control of nitrification/denitrification process.
- Keep careful control of dissolved oxygen in the mixed liquor.

### **1.3.6.- Water Reuse**

In response to the problems of water scarcity and the need to increase the volume of usable water, it has been working on the option of reusing the treated wastewater as a new source of water, safe and stable over time. But to reuse this resource is necessary to provide it with sufficient quality to not be an environmental or health problem. For this, a large number of countries and international organizations have provided regulations for wastewater reuse (Carr *et al.* 2004), the Water Framework Directive of the European Union (WFD, 2000), or RD Spanish 1620/2007, which regulates water quality necessary to reuse depending on the different uses.

The MBR technology has demonstrated at great length that it is able to provide the required water quality over the more restrictive limit uses (Jefferson *et al.*, 2000, Melin *et al.*, 2006; Wisniewski, 2007, Arévalo *et al.* , 2009, Zanetti *et al.*, 2010), giving it a real alternative for the reuse of treated wastewater.

In the Spanish case, the R.D. 1620/2007 regulates the use of reclaimed water and mark maximum parameter values for each use, classifying these in urban, agricultural, industrial, recreational and environmental. Therefore exposed a wide variety of uses with different requirements for each destination.

In the case of the removal of organic matter from wastewater, membrane bioreactors are able to provide great results (Arévalo *et al.*, 2009, Zanetti *et al.*, 2010) but it is necessary to keep under surveillance the count of microorganisms and heavy metals.

The removal of microorganisms from the water by the MBR facilities is determined by the cut size that provides the filter surface, by the pore size of ultrafiltration membranes or the generation of a filter cake on the membrane surface (Tao *et al.*, 2005, Marti *et al.*, 2011), through a physical process of screening. Membrane technology, in particular ultrafiltration membranes are very effective in the retention of viruses and bacteria (Gomez *et al.*, 2007, Rojas *et al.*, 2008), however, microorganisms are often found in effluents obtained from membrane systems, which worsen the quality of these and require control by chemical cleaning (Arévalo *et al.*, 2009).

Heavy metals are one of the substances to be considered in the reuse of water, being defined their limits by RD 1620/2007, and for agricultural reuse of sludge as an organic amendment is regulated by the RD 1310/90, because these substances are highly toxic and with the characteristic of bioaccumulation in the food chain (Moreno *et al.*, 1997). The water treatment by MBR systems allow to obtain very high quality percentages on heavy metal removal (Santos and Judd, 2010) which facilitates the reuse of permeate obtained, although scientific studies have been carried out are usually very partial and only the main elements are studied (Chipasa, 2003; Karvelas *et al.*, 2003, Wang *et al.*, 2005; Nakhla *et al.*, 2008, Santos and Judd, 2010; Katsou *et al.*, 2011) while it has left out a wide range of metals that can cause problems of toxicity and is an important and interesting field of research.

#### 1.4.- MBR Typology

The global MBR market offers a large and diverse technology, in materials that are manufactured membrane pore size, job settings, requirements, commercial companies...



This section explains the different types applied in submerged membrane bioreactor for urban wastewater treatment, specifically focusing in the two more established products in the european and global market, flat microfiltration membrane produced by the company Kubota and hollow fiber membrane ultrafiltration manufactured by General Electics.

#### **1.4.1.- Membrane Configuration**

The membrane configuration is one of the defining characteristics of MBR technology, considering the geometry and the way in which it is placed and oriented in relation to the water flow. Another practical consideration is how the elements are assembled to produce modules.

The configurations used in MBR in municipal wastewater, looking to get the optimal features in the design and construction of membranes for MBR requirements three configurations are applied (Judd, 2011):

- Flat membrane.
- Hollow fibre.
- Multitube.

Referring to the situation of the membrane in the process there were two variants applied to MBR, immersed or sidestream. Submerged or immersed (iMBR), is when the membrane is submerged in the bioreactor, while the sidestream configuration (sMBR) the membrane is in a different reactor, and a flow of mixed liquor is pumped into the membrane tank. In these systems there are two types of operation to obtain the permeate, which is using a positive pressure or pumping, or a negative pressure or suction (Judd, 2006). The configuration used in flat and hollow fiber membrane is the iMBR, while for multi-tube membrane and some flat products used in SMBR configuration (Judd, 2011).

In reference to the material used in the manufacture of the membrane, There are two procedures according to their chemical nature, the membranes of organic materials (polymers) or inorganic (metals, ceramics, glass, etc.). Organic membranes are more common in urban wastewater treatment and are made by polymers, being the most frequently used in the manufacture of membranes for treating wastewater by the MBR the polyvinylidene fluoride (PVDF), polietersulfone (PES) and its derivatives, polyethylene (PE) and polypropylene (PP) (AWWARF, LE, WRCSA, 1998; Judd, 2006; Pearce, 2007). Inorganic membranes are little

used in MBR because they are more expensive and fragile than organic, and are only used in special circumstances (Cicek *et al.*, 1999, Abbasi *et al.*, 2010).

These characteristics will define the configuration of membrane to choose when installing an MBR, in which there are plenty of combinations, depending on the membrane manufacturer. From all products offered in this two stand out in the world of membrane bioreactors, the first is a microfiltration flat membrane supplied by Kubota and ultrafiltration membrane hollow fiber manufactured by Zenon-GE. These two companies are the most important in this technology, for different reasons. Kubota is the producer who has installed a larger number of plants in the world, with 39% of plants built using this membrane, while Zenon-GE is the world's largest MBR company in treated water, representing 46% of the total installed capacity (Santos and Judd, 2010).

#### **1.4.2.- Microfiltration Flat Membrane, Kubota**

This technology consists of microfiltration membranes flat with 0.4 microns average pore size. It is a hydrophobic membrane made in chlorinated polyethylene (CPE) by a dry spinning process, presenting a low density of pores (Pearce, 2007). The membrane is subjected to a post-treatment to give it more hydrophilic surface characteristic.

In the process of operation of this technology there are no backwash, so that it seeks to create a solid cake on the membrane surface to support the filtration process, so in the real process has a smaller pore diameter that the nominal of the membrane, reaching sizes in the ultrafiltration range (Le-Clech *et al.*, 2006; Pearce, 2008).

The most successful commercial product of this company is called Type 510 membrane, which is a flat panel with 0.5-x1m with 6mm thick that provides an effective surface area 0.8 m<sup>2</sup> membrane (Pearce, 2008; Judd, 2011), which has been the membrane used in this research.

This type of membranes has the advantage of lower production costs compared to hollow fiber systems. However, the packing density is significantly lower than in this other technology, that involves a comparative advantage in the case of small and medium-sized plants, but a disadvantage when increase the plant size (Pearce, 2008). Another great advantage of the hollow fiber is not clogged with fibers and hair like that happens in the hollow fiber modules (Judd, 2002).

#### **1.4.3.- Ultrafiltration Hollow Fibre Membrane. Zenon-GE**

Zenon-GE produce hollow fiber ultrafiltration membranes and is considered one of the largest producers of membranes. This technology uses hollow fiber membrane ultrafiltration range, with a mean pore size of around 0.04 microns. This moderately hydrophobic membrane (Pearce, 2008) is produced by a wet spinning process or by phase separation induced by temperature (TIPS) (Lloyd and Kinzer, 1990, Bottino *et al.*, 1991) with a textile inner braid coated with a film of PVDF membrane. This material has half hydrophobicity, so it is given a post-treatment to increase its hydrophilicity.

In the ultrafiltration hollow fiber membrane backwash it does occur in production, in which, after a certain time filtering permeate, some of it is taken and circulated in the other direction to pull the solid that can become attached to the membrane surface.

The most successful commercial product in this company for the treatment of wastewater is the series of membranes ZeeWeed 500, of which the most widely used is the ZeeWeed 500D, used in this research. This is a membrane that incorporates fibers of 1.9 mm external diameter and 0.8 mm of internal diameter, a height of 2.198 m and with a membrane area of 34.4 m<sup>2</sup> per module (Pearce, 2008; Judd , 2011).

## **2.- OBJECTIVES**

---

MBR systems are now a viable alternative in the treatment of urban waste water, becoming increasingly the technology of choice due to the multiple advantages. However, this technology is still in development, according to the great scientific production is generated today around these water treatment systems.

One of the points to insist on the development of this technology is on the operating conditions applied to urban wastewater treatment to obtain an effluent quality suitable for reuse, while minimizing the sludge production and improve its characteristics. The urban waste water treatment technology involves applying must develop an appropriate behavior to variations in temperature and pollutant load, being essential to consider these working conditions defining the process parameters that affect both the design and the operation of MBR systems.

Is because this is arise this research entitled "Application of membrane bioreactors urban waste water. Considerations for modification of process parameters" whose main objective is to: Establish the operating conditions for the urban wastewater treatment using MBR systems to obtain a reusable effluent and sludge in the different circumstances that may arise.

To achieve this objective is essential to work with a MBR system similar to an actual installation, with significant operational control, which is fed with real wastewater working continuously, experiment real operating conditions. By using this system and these working conditions will be pursued following secondary objectives that will achieve the main objective of investigation:

- A) Compare the two main MBR technologies (hollow fibers and flat membrane) to determine if the operational conditions in both technologies can affect the quality of effluent and sludge purged in the same conditions (quality of influent and operational variables).
- B) To evaluate the influence of operational variables (temperature, pollutant load, sludge retention time, hydraulic retention time and height of water surface) on the quality of effluent obtained by MBR systems based on organic matter content and nitrogen.
- C) To evaluate the influence of operational variables (temperature, pollutant load, sludge retention time, hydraulic retention time and height of water surface) on the production of sludge and sludge composition purged MBR systems.
- D) To assess the effect of operational conditions on the evolution of the transmembrane pressure in MBR systems.
- E) To assess the behavior of heavy metals in MBR systems, analyzing their influence on the final quality of the effluent and sludge purged.

The achievement of these objectives will be based on a predetermined operating conditions for MBR systems usually applied in its operation, such as the use of high sludge retention times and high hydraulic retention times, which promotes the quality of effluent obtained while minimizing clogging problems in membranes.

### 3.- MATERIALS AND METHODS

---

#### 3.1.- Description Of Experimental Installation.

The experimental plants used in research are two submerged membrane bioreactor (MBR), set in pre-denitrification configuration and a similar distribution, differing in the membrane (hollow fiber ultrafiltration vs microfiltration flat membrane) and the water treatment capacity. They are installed in the south wastewater treatment plant of Granada. The feed to these facilities is done with urban wastewater from the city of Granada.

The feed pump (P-00) is a submersible pump capable of pumping 16.8 m<sup>3</sup>/h of wastewater to a rotary screen with a mesh of 1 mm, after which the influent is accumulated in a collecting tank 1m<sup>3</sup> capacity, from which water is pumped into the experimental facilities.

##### **3.1.1.- Pilot Plant With Ultrafiltration Membranes.**

Installation with ultrafiltration membranes (GE technology) consists of three bioreactors in predenitrification settings: an anoxic bioreactor, aerated bioreactor and a membrane tank.

The technical characteristics of the membrane used is shown in table 3.1:

Table 3.1. Characteristics of the ultrafiltration membrane.

Number of modules	3
-------------------	---

Module surface	31,58 m <sup>2</sup>
Total membrane surface	94,74 m <sup>2</sup>
Module dimensions (H x W x D)	2091 x 844 x 56 mm
Nominal flow rate	20 L/m <sup>2</sup> h
Máx. weight/Wet weight of the membranes	19 kg / 26 kg
Membrane material	Poliviniliden fluoride (PVDF)
Surface properties of the membrane	Non inonic and hidrophilic
Configuration	Hollow Fiber "In-Out"
Nominal pore size	0,034 µm
Operational TMP	0,07 to 0,7 bar
Max. TMP	0,83 bar
Max. Temperature	40°C
pH range	5 to 9.5

Figure 3.1 describes the process diagram of the experimental facility with ultrafiltration membranes. The plant feed is from the sieve tank to anoxic tank by a pump of 5 m<sup>3</sup>/h capacity (P-01). The 10 m<sup>3</sup> anoxic tank is buried, being the lowest point of the installation. Inside the anoxic tank is located a submerged pump 25 m<sup>3</sup>/h capacity to stir and mix the sludge. From this point the sludge is pumped into the reactor aerated by eccentric screw pump 25 m<sup>3</sup>/h capacity (P-02).

The pumping drives to the 25 m<sup>3</sup> aerated tank which can be accessed through a shower at the top installed to combat the foam. The water level is adjustable at three heights (2.5, 3.75 and 5 m) with manual valves. It also has a safety overflow at the top to prevent spillage of sludge. About this tank was installed a powered external circuit with aerated sludge where they were incorporated sensors attached to the reactor. For continuous measurements of this sludge is installed in the circuit pH, dissolved oxygen and temperature sensors.

Through this recirculation circuit purges of sludge are made, opening a three-way pneumatic valve.

The oxygen is provided by a blower (B-01) through a grill of fine bubble air diffuser located at the bottom of the reactor. This is a rotary piston blower with a capacity of 120 Nm<sup>3</sup>/h. The air is introduced into the aerobic tank through membrane diffusers of EPDM/silicone which provides

fine bubbles into the sludge, showing a particle size of 60 microns and admitting flows from 2 to 6 Nm<sup>3</sup>/h.



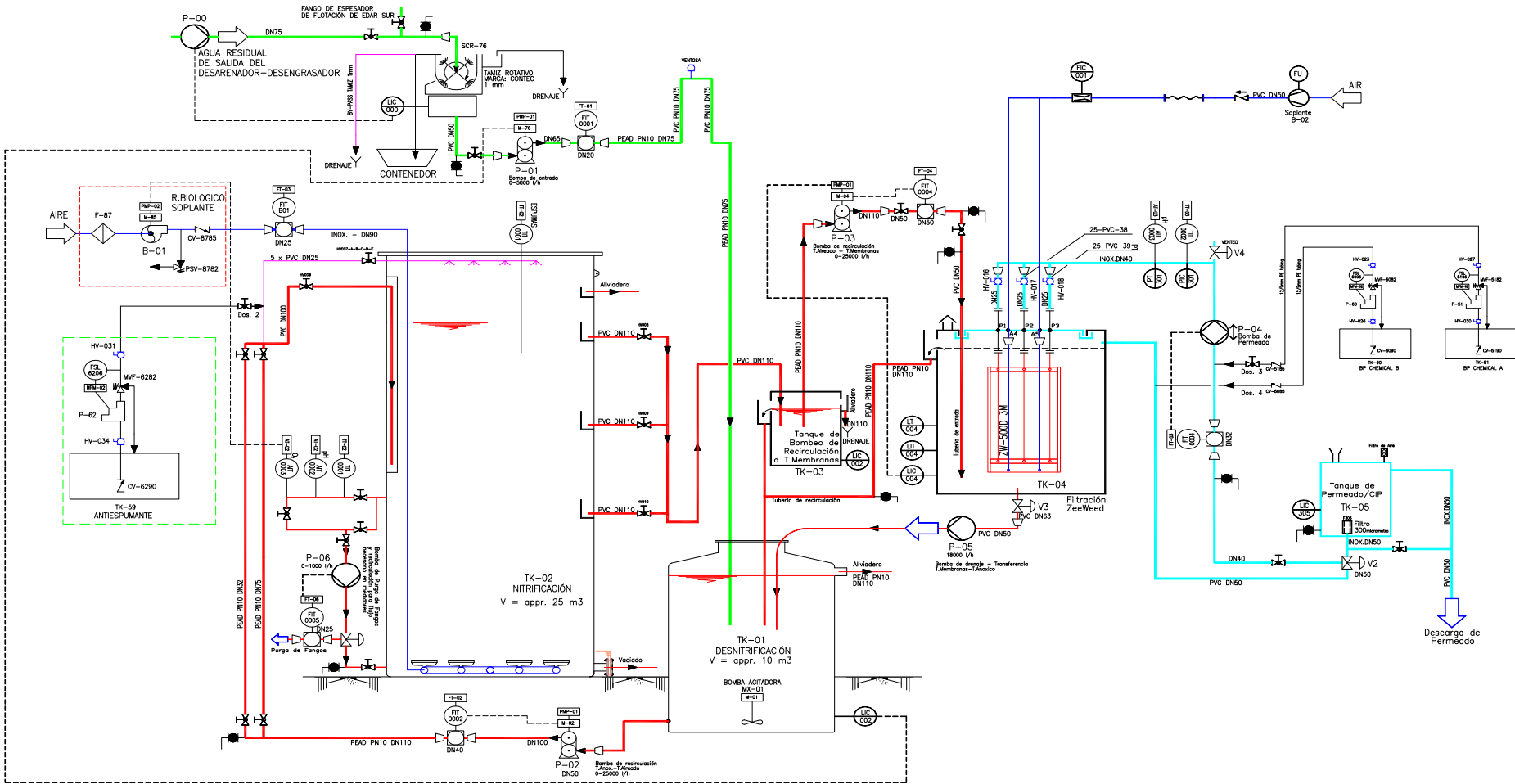


Figure 3.1. Process diagram for the ultrafiltration plant (GE)

In the aerobic reactor was installed a measurer of foam on the top of the tank which controls an antifoam reagent dosing pump (AF Foamtrol 1440E, supplied by GE) to reduce potential foam problems. The antifoam reagent tank (TK-59) must be filled with a mixture of water-antifoam agent at 50% and from there the mixture is dispensed and pumped (P-62) into the bioreactor through spraying systems if necessary.

By overflow, sludge falls through the output of the selected height and moves to the membrane tank. For heights of 3.75 or 5 meters this pass is direct by gravity while for the height of 2.5 m, the sludge falls into an intermediate pumping tank of 0.9 m<sup>3</sup> capacity. From this tank the pump P-03, eccentric helical screw 25 m<sup>3</sup>/h capacity to transfer the sludge to the membrane tank, whit about 2m<sup>3</sup> capacity. Containing membranes are connected to an evacuation of the permeate collector, by the 8 m<sup>3</sup>/h reversible filtration pump (P-04). Part of the permeate produced is collected in a 0.2 m<sup>3</sup> tank from where it is taken for backwashing.

Into the membrane tank there are installed a pH sensor and a level sensor installed to measure the height of the water level in the tank. In the permeate pipe there is a transmembrane pressure gauge indicating the pressure inside the membranes.

ZeeWeed membranes have to be combed by air intermittently to prevent the activated sludge clogging on the membrane surface. The air comes from a blower (B-02) with a capacity of 102 Nm<sup>3</sup>/h, through two air collectors at the base of the membranes, which produce the aeration cycle.

Excess membrane tank sludge overflows directly into the anoxic reactor by gravity, so that it closes the loop in the facility. To allow drainage of the membrane tank there is a centrifugal pump 21 m<sup>3</sup>/h capacity, P-05.

To keep the membranes clean is necessary to use chemical cleaning, consisting in membranes backwash with solutions of sodium hypochlorite or citric acid, with two variants, empty tank cleaning, a light cleaning and full tank cleaning, more exhaustive. The two cleaning are the same procedure, the permeate is injected backstream and the hypochlorite has been dosed in concentrations sufficient to obtain a concentration of 100-150 mg/L in the membrane tank, or citric acid to obtain a concentration of 2 g/L in the membrane tank.

### 3.1.2.- Pilot Plant Whit Microfiltration Membranes.

The experimental facility with microfiltration membranes it is formed by three bioreactors performing complementary roles: an anoxic reactor, an aerated reactor and the membranes reactor. The membranes installed are supplied by the company Kubota, a flat membrane microfiltration called FS50 simple deck, and made of chlorinated polyethylene.

Table 3.2. Microfiltration membrane characteristic.

Membrane manufacturer	KUBOTA
Number of cartridges per module	50
Surface filtration per cartridge	0,8 m <sup>2</sup>
Total membrane surface per module	40 m <sup>2</sup>
Average theoretical filtration flow per membrane surface	0,6 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /day (at 20°C)
Average dairy permeate flow (per module)	24 m <sup>3</sup> /d
Max theoretical filtration flow per membrane surface	1,2 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> /day (at 20°C)
Max dairy permeate flow (per module)	48 m <sup>3</sup> /d
Operation preasure	20 kPa
Max temperature	40 °C
Operation pH	3 – 11
Membrane material	Chlorinated polyethylene
Module dimensions (H x W x D)	880 x 3100 x 3580 mm

Figure 3.2 shows the process diagram for this installation.

The influent pump (BRE-100-01) pumps the water into the interior of the facility. This is a 3m<sup>3</sup>/h pump capacity, which introduces the effluent to be treated into the 4 m<sup>3</sup> anoxic tank.

Inside this there is a reactor agitation pump to promote mixing of sludge and keep it in suspension.

The aerated reactor has a maximum capacity of 20 m<sup>3</sup>, with three outputs at different heights, 2.5, 3.75 and 5 meters. The top of the tank has a safety overflow and shower sludge to reduce potential problems of foams.

The necessary oxygen is supplied by two blowers, (B-401-01-02) of 25 Nm<sup>3</sup>/h each one, which is uniformly distributed through a grid of ITT Sanitaire membrane 9 inches diffusers, made of a mixture of EPDM with a range between 0.8 and 7 Nm<sup>3</sup>/h per disk.

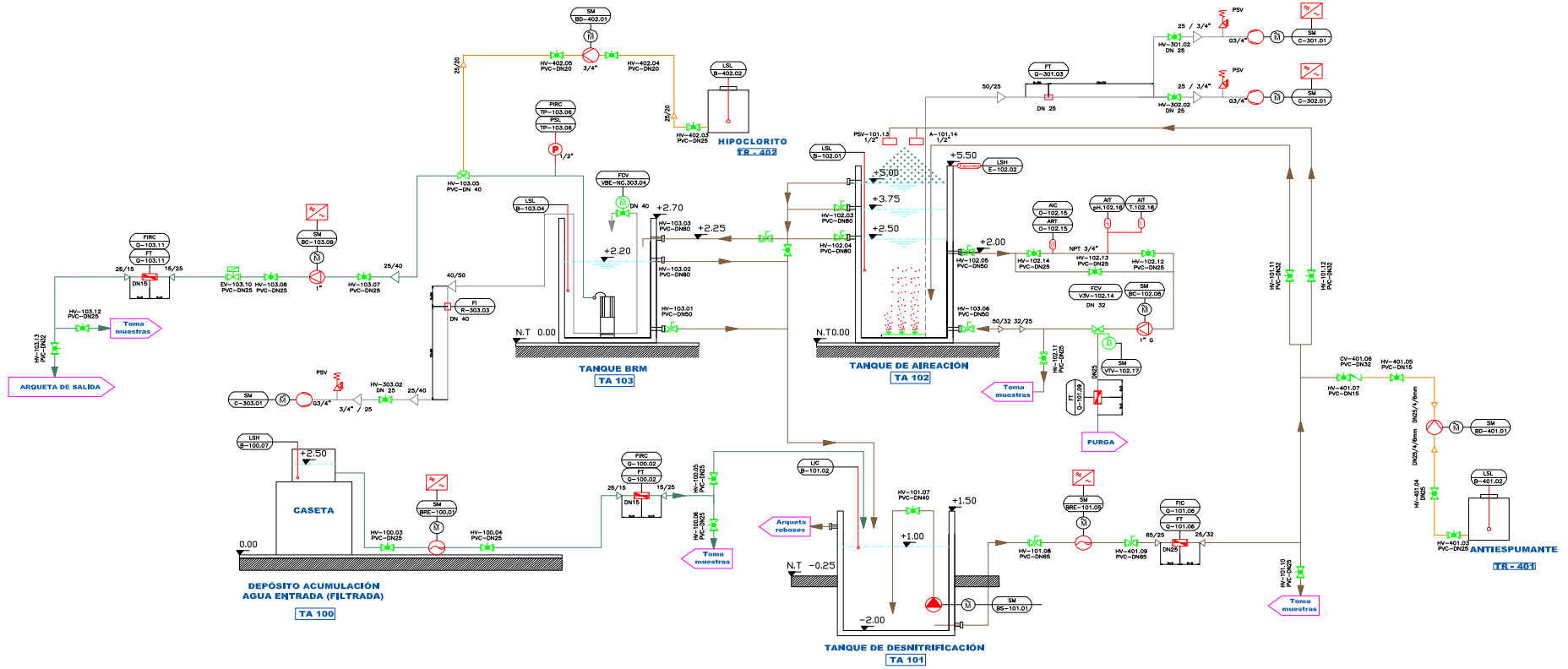
From the aerated reactor is pumped to a circuit where dissolved oxygen and pH sensors are installed, and from which scheduled purges are conducted by a three-way electrical valve. As in the system with ultrafiltration membranes, at the top of the aerated reactor is installed a foam sensor, which activates the reagent dosing antifoam addition (AF Foamtrol 1440E).

The activated sludge passes from aerated tank to the 3.9 m<sup>3</sup> membrane tank by gravity overflow. This sludge is permeated by a centrifugal suction pump (BC-103-09) of 1.5 m<sup>3</sup>/h capacity. The membrane module consists of 50 double-sided panels where each membrane has its own permeate collector pipe that flows into the permeate general pipe, which has a transmembrane pressure gauge indicating the pressure level they are subjected the membranes.

Membranes tank counts with a blower 40 Nm<sup>3</sup>/h air supply (C-303-01) whose mission is to reduce the clogging of the membrane and facilitate the filtration process.

The concentrated sludge is recirculated to the anoxic tank overflowing by gravity over the sludge introducing it below the water line.

In addition, in the plant there are installed two reactive accumulation tanks with the corresponding reagents dosing pumps, hypochlorite and antifoaming reactive. Hypochlorite is used when the plant demand it due to excessive transmembrane pressure. Using a centrifugal pump (BD-402-01) of 3.7 m<sup>3</sup>/h is added 0.5% hypochlorite solution into the membranes through the permeate pipe, cleaning the membrane from the inside. Antifoam reagent (AF Foamtrol 1440E) is prepared diluted to 50% in water and it is dispensed by a piston pump (BD-401-01) capable of delivering a maximum flow of 10 L/h.



Nombre del proceso	Bomba de entrada BRE-100.01	Bomba sumergible BS-101.01	Bomba de recirc/purga BRE-101.05	Bomba dosificadora BD-401.01	Compresor preaeración C-301.01	Compresor preaeración C-302.01	Compresor BRM C-303.01	Bomba Dosificadora BD-103.09	Bomba permeado BC-103.09	Bomba centrifuga BC-101.08
Medio	Agua Residual	Fango	Fango	Antiespumante	Aire	Aire	Aire	HIPOCLORITO SOLIDICO	Permeado	Fango
Caudal	m <sup>3</sup> /h	8	3,2	7-10 l/min	25	25	42,5	1000 l/h	0,5-2	2-7
Altura	m.c.a.	30	30	1-12 bar	1 bar	1 bar	1 bar	3	15-3	2-12
Potencia del motor	P=kW	0,75	0,37	1,5	23,9 w	1,3	2,2	100	0,55	0,37
Revoluciones	n=1/min	426	2,900	276	1,500	1,500	1,500	2,850	1,395	2,900
Voltaje	v	400	400	100-240	400	400	400	220	400	400
Frecuencia	Hz	50	50	50	30-60	30-60	30-60	50	50	50
Fabricante	MEDFANG	BLOCK	MEDFANG	SEKO	BECKER	BECKER	BECKER	TORRES	KSB	BLOCH
Modelo	EG 210 C/PS	DGRUESOM	LG 400 C/PR	TEKNA EVO AKL 800	DT 4,25K	DT 4,25K	DT 4,40K	HCM-75LX	EZ-2/1	SIL 2S KS T
Impulsor	HUSILLO EXCENTRICO	-	-	-	Rotativo de paletas	Rotativo de paletas	Rotativo de paletas	-	Anillo líquido	Turbina abierto
Otro	Variable de Frecuencia	-	Variable de Frecuencia	-	Variable de Frecuencia	Variable de Frecuencia	-	Variable de Frecuencia	-	-

Figure 3.2. Diagram process for microfiltration plant (Kubota)

## 3.2.- Process Control

### **3.2.1.- Instrumentation**

#### *3.2.1.1.- Ultrafiltration Plant Instrumentation*

In the pilot plant with ultrafiltration membranes were installed water level sensors, pH-meter, dissolved oxygen and temperature sensors, transmembrane pressure gauge, a foam detection sensors and flowmeter of water/sludge and air.

Anoxic, membranes and permeate tanks have submersible level sensors installed, based on a piezoresistive pressure sensor, which allows you to design control loops to adjust the pumping rates.

Other tanks are controlled with minimum and maximum buoys, as the sieve tank and the intermediate pumping tank, which start or stop the pump inlet to the sieve and tank membranes, respectively.

In the recirculation and purge aerated sludge circuit three sensors have been installed (ROSEMOUNT) to measure temperature, pH and dissolved oxygen in sludge. In the case of dissolved oxygen sensor, it is an amperometric electrode with temperature correction. The pH meter is a platinum electrode in continuous measurement of pH of sludge. The temperature sensor PT100 is a continuous measurement of temperature of sludge.

In the membrane tanks are installed, in addition to the level sensor, a pH sensor (Endress and Hauser, mod Dipsys CPA111) submerged in the tank and a pressure sensor that measures pressure in the permeate line to protect the membranes of pressure too high (Endress and Hauser mod. Cerabar T).

At the top of the aerated reactor is installed level sensor (Endress and Hauser, mod. Liquicap M FTI) indicating the generation of foam inside the tank, which is based on the sensor and vessel walls are made of conductive material, forming an electrical capacitor and detected conductivity level rise.

To control the flow of air from each of the blowers that feed to the aerated tank and membranes tank it is used, in the first case, a vortex flow meter (Rosemount mod. 8800D) and the second case a rotameter (Stübbe) capable of measuring between 0 and 50 Nm<sup>3</sup>/h of air.

The other flow meters installed in the pilot plant with ultrafiltration membranes are electromagnetic flowmeters, three Rosemount mod. 8732/8705 and two Endress and Hauser Promag model. Rosemount flowmeters are used to measure the flow of wastewater entering the anoxic reactor after passing through the sieve, to measure the flow of sludge from the anoxic reactor to the reactor aerated and to measure the flow of sludge purged from this last reactor. As for Endress and Hauser flowmeters installed in plant, the first of them measures the sludge flow into the membrane tank and the second measures the flow of permeate out of the same tank.

#### *3.2.1.2.- Microfiltration Pilot Plant Instrumentation*

Inside the anoxic reactor was installed submersible level sensor (Endress and Hauser mod. Waterpilot FMX167) to control the water level.

At the top of the aerated reactor was installed a level sensor that indicates the generation of foam inside the tank (Endress and Hauser, mod. Liquicap M FTI), with the same performance as ultrafiltration one.

In the purge and recirculation circuit of aerated reactor were installed two sensors (Endress and Hauser) to continuously measure the pH, temperature, and dissolved oxygen in the sludge.

In the membrane tank outlet pipe has been installed a pressure sensor (Endress and Hauser mod. Cerabar M) which measures the pressure in the permeate line to know the status of the membranes and protect them from too high pressures.

To measure the flow of air from the blowers to aerate the aerobic reactor uses a vortex flowmeter (Endress and Hauser mod. Proline Prowirl 72). In the air line is also installed an in air temperature meter (Endress and Hauser mod. Omnigrad M TR10). For measurement of air flow supplied by the blower membranes aeration was used a rotameter (Stübbe) capable of measuring between 0 and 60 Nm<sup>3</sup>/h of air.

The other flow meters have been installed in the microfiltration pilot plant are electromagnetic flow meters (Endress and Hauser). A total of four flow meters which measure the inflow of wastewater to the pilot plant, the flow of recirculated sludge from the anoxic reactor to the aerated reactor, the sludge purge flow and effluent flow.

### **3.2.2.- Automation And Control.**

All sensors and flow meters of the two experimental facilities emit data, which carries a continuous control, stored in the database manager values measured every second, so that for each one 86400 data are obtained per day.

Is scheduled in each plant an automation and control system based on control by a PLC and a monitoring system based on SCADA Intouch (Wonderware). In the case of the PLC system consists of Siemens PLC with Ethernet connected with Intouch SCADA, an HMI applications generator for industrial automation, process control and monitoring. The SCADA system installed in addition to the traditional monitoring system in its Intouch 10, includes tools InSQL databases (SQL industrial adapted) and Active Factory reporting for Web environments. Both plants are connected to a central computer. Every second data is received from all flowmeters



installed after each pump or blower and every sensor, but to work in the Office environment is necessary to reduce this number of data to 40,000 per day per each variable.

The plants are fully automated, so for a proper operation is necessary to establish a series of instructions to follow in operation and certain control loops.

For the pump installed in the channel of the WWTP, which introduces water into the system, its control is based on maximum and minimum levels in the tank of the screen, so you get water when reach the minimum level and stop by arrival to the maximum water level.

For inlet pump introducing the influent into the facilities, for the ultrafiltration plant pump operation is defined by the orders of level in the anoxic tank, so is set an average value height and tends to be searched, a minimum level at which the pump starts to introduce more influent and a top level to stop pumping. However in the case of microfiltration plant pump flow is a setpoint in the PLC and the pump introduces this flow measuring it with the flow meter. At the same time this pump is also controlled by the levels of anoxic reactor similar to programmed in the other facility, intermediate levels setpoint, minimum and maximum levels to start-stop.

As for the transfer pumps anoxic to aerated tank in both plants work following a marked setpoint based PLC permeate flow produced the type  $XQ$ , where  $Q$  represents the flow of permeate and  $X$  an number which multiplies the flow. It has been worked with  $7Q$  rate in the case of ultrafiltration and  $4Q$  in the case of microfiltration, adjusting the flow with the flow meter readings. In the case of intermediate pumping tank in ultrafiltration, pump is also controlled as a safety level for two buoys, maximum and minimum, for safety.

The purge circuit has three-way valves pneumatic or electric. These valves are programmed to activate at a certain time of the day to allow the output of a sludge volume measured by flowmeter.

Permeate pumps operate on time orders, so can schedule times in SCADA filtering and cleaning processes, membrane backwash or relaxation depending on the plant. In turn, as a security measure its operation can be stopped by transmembrane pressure gauges controlling the pressure in the membrane, for safety.

In the case of the presence of foam in the aerated reactor, if the foam detector detects conductivity active antifoam pump supplies the reagent until this alarm is no longer detected.

Biological blowers are also regulated by control loops. In this case its operation is defined by the concentration of dissolved oxygen in activated sludge measured by the oxygen sensor. The two dissolved oxygen setpoints are programmed in SCADA, maximum and minimum, so after detection of minimal concentrations starting the blower to supply air until it reaches the level defined as the maximum when the blower stops operating. It is possible also work without the blower control by the oxygen sensor, in this case orders mark start and stop time.

For the blower which supplies air for membranes, its performance is marked by time, so fixing the equipment operating periods and stops periods.

As a global security, if the plant detects a problem affecting its operation mode goes into "stand-by" which is to stop the filtration, keep up recirculation and maintain blowers running continuously. This is to protect biological processes and the membranes in case of problems.

All of these pumps and equipment come equipped with variable frequency so as to allow modulate operation looking for its orders.

### 3.3.- Experimental Phase

### **3.3.1.- Process Variables**

The variables considered during the investigation have been modifiable variables such as sludge retention time (SRT), hydraulic retention time (HRT) and water surface height (h) or uncontrollable variables such as temperature and pollution load.

#### *3.3.1.1.- Modifiable Variables*

Sludge Retention Time (SRT): consists on the time that microorganisms are retained as biomass inside the bioreactor. It is controlled by setting the system purges.

$$SRT = \frac{V_{reactors}}{Q_{purge}}$$

Hydraulic Retention Time (HRT): is the time it has been retained the influent in the interior of the facility. Depends on the flow of water supplied and the total volume of the reactors.

$$HRT = \frac{V_{reactors}}{Q_{influent}}$$

To control this parameter sets the value of the permeate flow and purging occurred, which affect the influent flow (ultrafiltration installation) or sets an influent value which defines the permeate value (microfiltration installation).

Height of water surface (h): aerated biological reactors were designed with the possibility of working at three different heights, 2.5, 3.75 and 5 meters installing outputs at those heights.

#### *3.3.1.2.- Non Modifiable Variables*

Temperature: The temperatures in the plants are subject to seasonal and climatic variations. To control the temperature of the activated sludge plant has installed temperature sensors measuring continuously in the recirculation line of aerobic sludge. We have considered four categories of temperature.

- Low temperature: < 15°C
- Medium-low temperature 15-20 °C

- Medium-high temperature 20-25 °C
- High temperature >25 °C

Pollution load: One of the characteristics of urban waste water, which depends on its variability in the concentration and volume generated, hourly, daily and seasonally. Since the research was working with real urban wastewater makes it impossible to control the input load. To keep under control this parameter will analyze the volumetric loading (kg COD/d m<sup>3</sup>) by analytical determinations of daily influent COD with the input data flow of influent to the plant.

### **3.3.2.- Sample Collection**

For analytical control of the facilities is necessary a correct process of collection, storage and transport to the laboratory analysis of samples to be analyzed. The influent and effluents samples are taken as 24 hours composite samples. As they are continuously being collected to avoid alterations are kept in a refrigerator at 4 °C until collection. The sludge and punctual permeate samples are taken fresh in the collecting, and also preserved cold.

Once samples are taken, they are immediately transported to maintain cooler temperature and prevent evolve in the transport. The samples are analyzed at the time of arrival at the laboratory, no more than an hour elapsed to process.

Composite samples of both influent and effluent were analyzed for COD (particulate and filterable), BOD<sub>5</sub> (particulate and filterable), suspended solids (total and volatile), pH, conductivity, Total Nitrogen, NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, NO<sub>3</sub><sup>-</sup>, NO<sub>2</sub><sup>-</sup>, Total Phosphorous and PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>.

On the punctual effluent samples were analyzed colour, turbidity, total aerobic bacteria, *E.coli*, coliphages and distribution of particles.

Samples of each of the biological reactors were analyzed for suspended solids (MLSS), total and volatile, and for certain periods Total Nitrogen and Total Phosphorus.

For certain periods of the research has been carried heavy metals controls in the influent, effluent and activated sludge for both plants.

### 3.4.- Analytical Methodology

#### **3.4.1.- Chemican Oxygen Demand (COD)**

The COD was determined using the acid oxidation method with potassium dichromate, closed reflux, and spectrophotometric standard determination compared with phthalate (APHA, 1992).

#### **3.4.2.- Biological Oxygen Demand (5 Days) (BOD<sub>5</sub>)**

For the determination of BOD<sub>5</sub> manometric method was used (APHA, 1992). This method indirectly determined oxygen consumption in the sample, by measuring the pressure drop in a hermetically sealed bottle.

#### **3.4.3.- Total Suspended Solids**

To determine the concentration of suspended solids in the samples we used the method of filtration-drying-weighing as described by APHA (1992). This is a process of solid-liquid separation by evaporation, separating the solids from the aqueous phase by filtration, with pore size filters 0.45 µm and dried at 105 °C for one hour.

#### **3.4.4.- Volatile Suspended Solids**

Volatile suspended solids were analyzed by filtration-drying method described above, adding a phase of incineration in muffle oven at 550 °C for 20 minutes (APHA, 1992).

#### **3.4.5.- Conductivity**

For the determination of conductivity electrometric method was used, employing a conductivity meter with automatic temperature compensation (Crison, mod. CM 35) with a three-point calibrations, 147  $\mu\text{S}/\text{cm}$ , 1413  $\mu\text{S}/\text{cm}$  and 12.88  $\text{mS}/\text{cm}$ .

#### **3.4.6.- pH**

To determine the pH a pH meter was used (Crison mod. pH 25) with weekly calibration to 4.01, 7 and 9.21.

#### **3.4.7.- Colour**

The real color analysis was performed by spectrophotometry method following the Spanish standard UNE-EN ISO 7887:1995, on samples filtered (0.45 microns), determine the absorbance at 3 wavelengths:  $\lambda$  (1)= 436 nm;  $\lambda$  (2)= 525 nm;  $\lambda$  (3)= 620 nm.

#### **3.4.8.- Turbidity**

The determination of turbidity in the laboratory was done following the technique described by Gomez and Hontoria (2003) on filtered samples (0.45 microns), 650 nm wavelength using for it a turbidimeter (Dinko).

#### **3.4.9.- Particle Distribution Analysis**

The particle size distribution analysis allows to analyze the size, distribution and abundance of particles in the samples of effluent from both plants. The particle analyzer which has carried out research consists of two measurement modules. The first module is the LiQuilaz S02 LS that measured by laser diffraction particle sizes between 0.2 and 2 microns, and the second module that includes the computer is a LiQuilaz HW E20 meter, which measures the sunset beam of light particles in the water of sizes between 2 and 125 microns.

#### **3.4.10. Nitrogen ( $\text{NO}_3^-$ , $\text{NO}_2^-$ , $\text{NH}_4^+$ )**

For the determination of different forms of nitrogen present in the samples ( $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{NO}_2^-$ ,  $\text{NH}_4^+$ ) has used the technique of ion-selective electrode, consisting on three different types of electrodes to determine the presence of each of the main forms of nitrogen in the water.

For the selective nitrate electrode method 4500- $\text{NO}_3$ -D (APHA, 1992) used an electrode and an Orion 9307BNWP selective sensor developing an electrical potential across a membrane placed on an ion exchanger.

For the method of ammonia selective electrode 4500- $\text{NH}_3$  F (APHA, 1992) using a combination electrode Orion 9512BNWP (Ammonia Gas Sensing Combination), which has a selective electrode ammonium chloride a semi-permeable hydrophobic membrane that allows passage of ammonia gas.

As for the determination of nitrite, the method is similar to the applied for the determination of nitrate but selective electrode used was Crisson 96-64, which develops a potential across a polymeric membrane on an ion exchanger.

#### **3.4.11.- Total Nitrogen**

For determination of total nitrogen proceeded to oxidize all forms of nitrogen to nitrate in the samples as reflected in Gomez and Hontoria (2003), and this compound was later determined through analytical nitrates kits (Merck). The analytical determination is based on photometric method of transformation of nitrates to DMP (2,6-dimethylphenol) in 4-nitro-2,6-dimethylphenol in acid medium.

#### **3.4.12. $\text{PO}_4^{3-}$**

The determination of orthophosphate ( $\text{PO}_4^{3-}$ ) in influent and effluent is performed by a modification of the colorimetric method of acid-vanadium-molibdophosphoric acid 4500-P C (APHA, 1992).

#### **3.4.13. Total Phosphorous**

For determination of total phosphorus, was carried out a digestion of the sample transform P to orthophosphate. After digestion in acid medium in the presence of ammonium persulfate ( $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_8$ ) was performed the same colorimetric method described above.

**3.4.14.- Heavy Metals**

The metals studied in influent and both plants activated sludge and effluents were Be, Sc, V, Cr, Mn, Co, Ni, Cu, Zn, As, Se, Y, Mo, Cd, In, Sn, Sb, Ba, Au, Tl, Pb, Bi, Th, U, Sr and Ti, using the method of a mass spectrometer ionization source plasma torch (ICP-MS) (Sciex Elan Perkin Elmer 5000) using an internal calibration (Rhodium) and multi-elemental patterns for calibration standard with 10% HNO<sub>3</sub> dilution

**3.4.15. Escherichia coli.**

For its determination has been used membrane filtration method UNE-EN-ISO 9308-1:2001. This method is based on filtration of a certain amount of water through sterile membranes with pore size of 0.45 microns and further incubating them on plates with selective differential culture media.

**3.4.16. Coliphages**

This viral type indicator was determined by the double layer method of Adams (1959) modified (Gomez and Hontoria, 2003) using as host strain *E. coli* C (ATCC 13706).

**3.4.17.- Total Aerobic Bacterial At 22 °C**

Consists in performing a count of mesophilic heterotrophic aerobic bacteria in a sample of water after growing them on the surface of a solid culture medium. Of the various applicable methods have been used on the membrane filter.

**3.5.- Statistical Analysis**

The data were subjected to computer-assisted statistical treatment given the comparative research studies, based on an analysis of variance in one-way (ANOVA), being the dependent variable parameter to study and independent the phase study. In this way we determined the presence of statistically significant differences between groups based on the parameters studied. It was also developed the multiple range test (t-Student test) to determine the sources of variation between phases of one-way ANOVA using Microsoft Excel and STATGRAPHICS Version 3.0 programs.



## **4.- RESULTS**

---

### **4.1.- Description Of Study Phases**

The pilot plant with ultrafiltration membranes came into operation on March 12, 2009, starting the effective work on April 7. Since then it has been in operation until the day February 3, 2010, when was stopped for maintenance operations. The installation goes back into operation on 23 February 2010 to a new stop for repairs on February 11, 2011. The facility is shut down until new start on May 17 and in operation and sampling till August 1, 2011. There were then a period of 756 days in operation. The pilot plant with microfiltration membranes came in operation on August 3, 2009, starting the data records on August 12, 2009. From this time the plant has been operating continuously until the end of the study, a total of 728 days of continuous work.

The variables considered during the investigation were:

- Modifiable variables, such as sludge retention time (SRT), hydraulic retention time (HRT) and water surface height (h).
- Uncontrollable variables, such as temperature and pollutant load.

#### **4.1.1.- Analysis Of Temperature Evolution**

To control the temperature of the activated sludge temperature gauges were installed to measure continuously in the aerobic sludge tank recirculation line, with data file recorded in the database from which can be obtained max., min. and average values.

The data were distributed in four categories described in paragraph 3.3.2, so the study periods are divided according to temperature in 13 stages for each plant.

Table 4.1. Fractionation of the periods of investigation based on the variable temperature for installation with ultrafiltration membranes.

Period		Temperature °C
Start	End	
7/4/2009 (27)	13/5/2009 (63)	15- 20
14/5/2009 (64)	11/6/2009 (92)	20 – 25
12/6/2009 (93)	13/9/2009 (186)	>25
14/9/2009 (187)	22/11/2009 (256)	20 – 25
23/11/2009 (257)	6/1/2010 (301)	15 – 20
7/1/2010 (302)	3/2/2010 (329)	<15
23/2/2010 (349)	7/4/2010 (392)	15 – 20
8/4/2010 (393)	30/5/2010 (445)	20 – 25
31/5/2010 (446)	25/9/2010 (563)	>25
26/9/2010 (564)	7/11/2010 (606)	20 – 25
8/11/2010 (607)	22/1/2011 (682)	15 – 20
23/1/2011 (683)	11/2/2011 (702)	<15
11/6/2011 (822)	1/8/2011 (873)	>25

Table 4.2. Fractionation of the periods of investigation based on the variable temperature for installation with microfiltration membranes.

Period		Temperature °C
Start	End	
12/8/2009 (154)	13/9/2009 (186)	> 25
14/9/2009 (187)	3/11/2009 (237)	20 – 25
4/11/2009 (238)	30/12/2009 (294)	15 – 20
31/12/2009 (295)	20/2/2010 (346)	< 15
21/2/2010 (347)	16/5/2010 (431)	15 – 20
17/5/2010 (432)	3/7/2010 (479)	20 – 25
4/7/2010 (480)	16/9/2010 (554)	>25
17/9/2010 (555)	9/10/2010 (577)	20 – 25
10/10/2010 (578)	20/1/2011 (681)	15 – 20
21/1/2011 (682)	6/2/2011 (697)	<15
7/2/11 (698)	7/4/2011 (757)	15-20
8/4/2011 (758)	11/6/2011 (823)	20-25
12/6/2011 (824)	1/8/2011 (874)	>25

#### **4.1.2.- Analysis Of Hydraulic Retention Time Evolution (HRT)**

At the beginning of the investigation in ultrafiltration membranes plant there were some fluctuations in the values of HRT. These fluctuations were driven by specific changes in the purges or leaks. For a first experimental setup period ultrafiltration membranes showed a  $40.7 \pm 4.15$  h HRT. There were a change in working conditions on September 11, 2009 (sample 241), resulting in an HRT of  $35.2 \pm 3.22$  h, which are held until June 29, 2010 (475), when increases the workload again, reaching a value of  $31.1 \pm 1.77$  HRT h, until February 12 2011 (703). Returning to operate the plant, on May 20, 2011 (800), HRT was set at around 35 h of retention, so there are three comparative periods.

In the installation with microfiltration membranes HRT was adjusted to a value close to 35 hours, showing different variations mainly caused by leakage, resulting in an average HRT  $36,27 \pm 1,82$  h throughout the investigation.

Table 4.3. Fractionation of the investigation periods based on the variable HRT for installation with ultrafiltration membranes.

Period		HRT (h)
Start	End	
3/4/2009 (23)	7/11/2009 (241)	$40,72 \pm 4,14$
8/11/2009 (242)	29/6/2010 (475)	$35,19 \pm 3,22$
30/6/2010 (476)	12/2/2011 (703)	$32,7 \pm 0,26$
20/5/2011 (800)	1/8/2011 (873)	$35,33 \pm 2,6$

#### **4.1.3.- Analysis Of Sludge Retention Time Evolution (SRT)**

Leakage problems made difficult the control of SRT in experimental facilities were treated initially by flow balances at the facility, which allowed to know the real purge volume, which was studied as average value along daily operation of the plant purge flow. For days on which the facility did not purge, the value of SRT was considered coincident with the day in operation. Thus, ultrafiltration plant has an initial average value around 20 days of SRT, which is followed by another period around 35 days. After this phase, the plant tried to adjust values of SRT around 30 days, until it was shut down for maintenance. After this break, the values were adjusted to an average SRT of 43 days. For the installation with microfiltration membranes variability was higher crossing a first period with average values of SRT 20 days followed by a period of evolution ending in a change of height of the bioreactor. This leads to having different test phases, which allows the study of the influence of SRT on the biological process.

The distribution of SRT periods in the ultrafiltration installation is as follows.

Table 4.4. Investigation periods on the basis of SRT and temperature variables for installation with ultrafiltration membranes.

Period		Temperature °C	SRT (d)
Start	End		
7/4/2009 (27)	13/5/2009 (63)	15- 20	21,6 ± 1,3
14/5/2009 (64)	11/6/2009 (92)	20 – 25	20,6 ± 0,064
27/5/2009 (77)	13/9/2009 (186)	> 25	19,45 ± 0,6
14/9/2009 (187)	22/11/2009 (256)	20 – 25	19,4 ± 0,1
23/11/2009 (257)	6/1/2010 (301)	15 – 20	19,8 ± 0,08
7/1/2010 (302)	3/2/2010 (329)	< 15	20,0 ± 0,065
23/2/2010 (349)	7/4/2010 (392)	15 – 20	Unstable
8/4/2010 (393)	21/6/2010 (467)	20 – 25	36,4 ± 0,85
22/6/2010 (468)	25/9/2010 (563)	>25	36,1 ± 0,31
26/9/2010 (564)	7/11/2010 (606)	20 - 25	35,7 ± 0,26
8/11/2010 (607)	1/12/2010 (630)	15 – 20	Unstable
2/12/2010 (631)	22/1/2011 (682)	15 – 20	30,76 ± 1,47
23/1/2011 (683)	11/2/2011 (702)	<15	27,87 ± 0,36
3/7/2011 (843)	1/8/2011 (872)	>25	42,94 ± 0,048

While for the plant with microfiltration membranes the distribution of periods would be as follows.

Table 4.5. Investigation periods on the basis of SRT and temperature variables for installation with microfiltration membranes.

Period		Temperature °C	SRT (d)
Start	End		
12/8/2009 (154)	13/9/2009 (186)	> 25	Unstable
14/9/2009 (187)	3/11/2009 (237)	20 – 25	18,9 ± 0,87
4/11/2009 (238)	30/12/2009 (294)	15 – 20	20,2 ± 1,27
31/12/2009 (295)	20/2/2010 (346)	< 15	22,0 ± 0,64
21/2/2010 (347)	16/5/2010 (431)	15 – 20	26,3 ± 1,48
17/5/2010 (432)	3/7/2010 (479)	20 – 25	29,8 ± 0,62
4/7/2010 (480)	23/8/2010 (530)	>25	31,9 ± 0,61
24/8/2010 (531)	16/9/2010 (554)	>25	34,1 ± 0,23
17/9/2010 (555)	9/10/2010 (577)	20 – 25	34,5 ± 0,23
10/10/2010 (578)	20/1/2011 (681)	15 – 20	35,75 ± 0,47
21/1/2011 (682)	6/2/2011 (697)	<15	36,52 ± 0,012
7/2/11 (698)	7/4/2011 (757)	15-20	37,8 ± 1,66
8/4/2011 (758)	11/6/2011 (823)	20-25	40,65 ± 0,14
12/6/2011 (824)	1/8/2011 (874)	>25	40,65 ± 0,14

Finally, to handle these comparison groups SRT values were grouped obtaining six categories of 20, 25, 30, 35, 40 and 43 days.

#### **4.1.4.- Water Depth Variation**

During the first year of research experimental facilities maintained a water sheet height of 3.75 meters, trying different conformations of temperature, SRT and HRT. During the second year proceeded to the variation of the water surface height, so the installation with ultrafiltration

membranes remained at 3.75 m then pass to 2.5 m in the last study period, while the installation with microfiltration membranes, increased its height up to 5 meters on August 24, 2010.

**4.1.5.- Analysis Of Pollution Load Evolution**

The wastewater characteristics are changing, so it is necessary to assess the characteristics (COD, BOD<sub>5</sub> and suspended solids) in order to appreciate differences between the phases of the study to compare since the characteristics of the wastewater entering facilities can modify the purifying capacity of the plants. Since each plant has a different reactor volume, to be comparable pollutant load values will be analyzed as a loading volume (Kg/d m<sup>3</sup>).

Figure 4.1 shows the COD load variations, for which there was a significant variability in the load on each floor. The load is similar for both experimental facilities as seen in the statistical analysis, with no statistically significant difference (p = 0.8754) between plants.

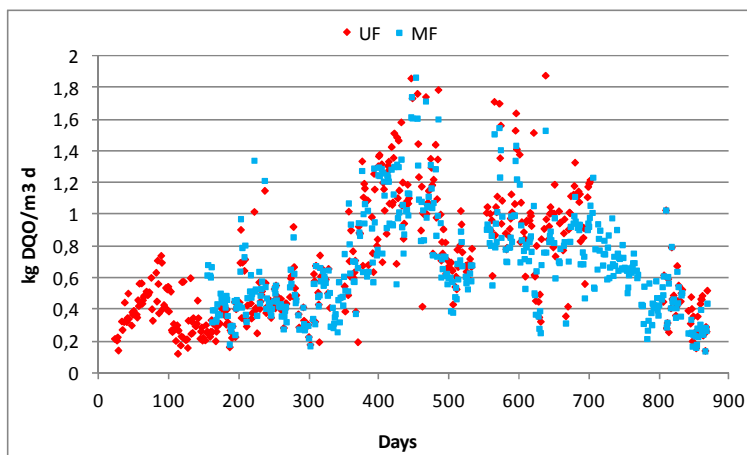


Figure 4.1. COD load in each plant during investigation.

Due to load variations recorded during the investigation, we consider five periods for ultrafiltration plant, and four for microfiltration one, as shown in table 4.6.

Table 4.6. Fractionation of investigation periods based on the COD load variable for both facilities.

Period		Microfiltration	Ultrafiltration
Start	End		

7/4/2009 (27)	13/9/2009 (186)	(1) $0,36 \pm 0,13$	
14/9/2009 (187)	18/3/2010 (372)	(2) $0,50 \pm 0,19$	(6) $0,50 \pm 0,19$
19/3/2010 (373)	11/7/2010 (487)	(3) $1,08 \pm 0,29$	(7) $1,15 \pm 0,29$
12/7/2010 (488)	23/4/11 (773)	(4) $0,92 \pm 0,08$	(8) $0,77 \pm 0,22$
24/4/11 (774)	1/8/2011 (874)	(5) $0,42 \pm 0,17$	(9) $0,40 \pm 0,16$

Load differences were found between the two plants despite receiving the same influent samples between 488 and 773 driven by variations in hydraulic retention time for installation with ultrafiltration membranes.

Analyzing statistically the data, phases can be grouped into five categories, with averages of  $0,4 \text{ kg/m}^3\text{d}$ ,  $0,5 \text{ kg/m}^3\text{d}$ ,  $0,77 \text{ kg/m}^3\text{d}$ ,  $0,92 \text{ kg/m}^3\text{d}$  and  $1,1 \text{ kg/m}^3\text{d}$ .

BOD<sub>5</sub> and suspended solids measured in the influent followed a similar distribution, obtaining the same phases.

#### **4.1.6.- Comparative Study**

Tables 4.7 and 4.8 presenting the different phases to compare in the investigation.

Table 4.7. Phases of study and their characteristics during the study period for the ultrafiltration plant.

Phase	Start	End	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>
1	7/4/09 (27)	13/5/09 (63)	3,75	20	40	15-20	0,4
2	14/5/09 (64)	11/6/09 (92)	3,75	20	40	20-25	0,4
3	12/6/09 (93)	13/9/09 (186)	3,75	20	40	> 25	0,4
4	14/9/09 (187)	7/11/09 (241)	3,75	20	40	20-25	0,5



5	8/11/09 (242)	22/11/09 (256)	3,75	20	35	20-25	0,5
6	23/11/09 (257)	6/1/10 (301)	3,75	20	35	15-20	0,5
7	7/1/10 (302)	3/2/10 (329 )	3,75	20	35	< 15	0,5
8	8/4/10 (393)	30/5/10 (445)	3,75	35	35	20-25	1,1
9	31/5/10 (446)	29/6/10 (475)	3,75	35	35	> 25	1,1
10	30/6/10 (476)	11/7/10 (487)	3,75	35	32	> 25	1,1
11	12/7/10 (488)	25/9/10 (563)	3,75	35	32	> 25	0,92
12	26/9/10 (564)	7/11/10 (606)	3,75	35	32	20-25	0,92
13	2/12/10 (631)	22/1/11 (712)	3,75	30	32	15-20	0,92
14	23/1/11 (713)	11/2/11 (702)	3,75	30	32	< 15	0,92
15	3/7/11 (843)	1/8/11 (873)	2,5	43	35	> 25	0,4

Table 4.8. Phases of study and their characteristics during the study period for the microfiltration plant.

Phase	Start	End	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>
16	14/9/09 (187)	3/11/09 (237)	3,75	20	35	20-25	0,5
17	4/11/09 (238)	30/12/09 (294)	3,75	20	35	15-20	0,5
18	31/12/09 (295)	20/2/10 (346)	3,75	20	35	<15	0,5
19	21/2/10 (347)	18/3/10 (372)	3,75	25	35	15-20	0,5
20	19/3/10 (373)	16/5/10 (431)	3,75	25	35	15-20	1,1
21	17/5/10 (432)	23/6/10 (469)	3,75	30	35	20- 25	1,1
22	24/6/10 (470)	11/7/10 (487)	3,75	30	35	> 25	1,1
23	12/7/10 (488)	23/8/10 (530)	3,75	30	35	> 25	0,77
24	24/8/10 (531)	16/9/10 (554)	5	35	35	>25	0,77
25	17/9/10 (555)	9/10/10 (577)	5	35	35	20-25	0,77
26	10/10/10 (578)	20/1/11 (681)	5	35	35	15-20	0,77
27	21/1/11 (682)	6/2/11 (697)	5	35	35	<15	0,77

28	7/2/11 (698)	7/4/11 (757)	5	40	35	15-20	0,77
29	8/4/11 (758)	24/4/11 (774)	5	40	35	20-25	0,77
30	25/4/11 (775)	11/6/11 (823)	5	40	35	20-25	0,4
31	12/6/11 (824)	1/8/11 (874)	5	40	35	>25	0,4

Finally can be distinguished 31 different study phases based on the five variables in the study, from which begin to analyze the influence of each on different aspects reflected in the objectives of the investigation.

#### 4.2.- Influent Characterization

The feed water is real wastewater from the city of Granada, taken after pretreatment, and undergoes a 1mm filtration as an additional treatment.

Throughout the investigation has analyzed the main features of daily influent. This characterization consisted of a daily analysis of COD, BOD<sub>5</sub>, suspended solids, Nt, Pt, pH and conductivity.

The evolution of the COD is shown in figure 4.2. It shows a great variability of the reported values for this parameter over the research, presenting a mean value of  $965.02 \pm 461.5$  mgO<sub>2</sub>/L, with a minimum of 204 mgO<sub>2</sub>/L and maximum of up to 2806 mgO<sub>2</sub>/L.

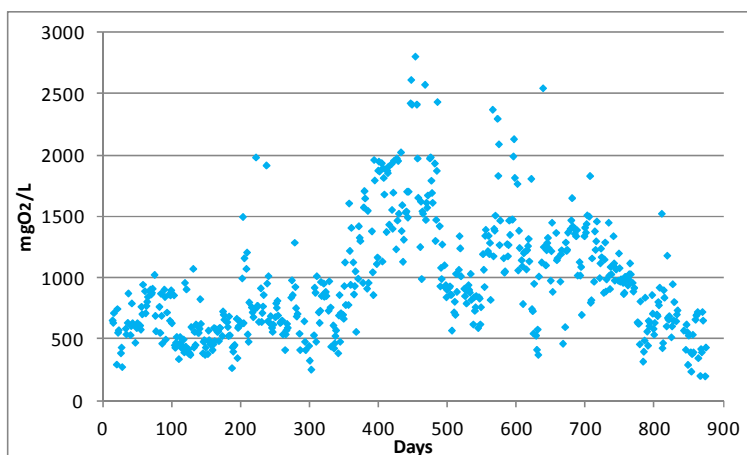


Figure 4.2. Evolution of COD values during investigation.

The COD has been filtered through a 0.45 micron filter to separate the particulate fraction (X) of the soluble fraction (S). The average distribution of these two fractions over the investigation has been represented a 64.44% of the  $X_{inf}$ , with a mean value of 669.5 mg O<sub>2</sub>/L with maximum of 2607.33 mgO<sub>2</sub>/L and minimum values of 69.14 mgO<sub>2</sub>/L, while the soluble fraction,  $S_{inf}$ , has been represented a 35.56% of the influent COD, with a global average of 292 mg O<sub>2</sub>/L, detecting maximum values of 800 mg O<sub>2</sub>/L and minimum of 98.67 mg O<sub>2</sub>/L, keeping the soluble fraction more stable over time.

Biodegradable and inert fractions of COD can be estimated using the values of BOD<sub>5</sub>. Thus, are obtained fractions of particulate biodegradable COD ( $X_{inf\ b}$ ) and non biodegradable ( $X_{inf\ u}$ ), while soluble COD will be divided into soluble biodegradable ( $S_{inf\ b}$ ) and non biodegradable ( $S_{inf\ u}$ ). The calculation of  $S_{inf\ b}$  and  $X_{inf\ b}$  is performed multiplying the particulate and soluble BOD<sub>5</sub> by a factor of 1.66 (Ronzano and Dapena, 1995), while the inert fraction obtained by difference.

The  $X_{inf\ b}$  in the influent to facilities represented 71.3% of the particulate fraction, which represents 45.81% of total COD, while the  $X_{inf\ u}$  represented a percentage of 28.7% of  $X_{inf}$ , and 18.56% of total COD input. The  $S_{inf\ b}$  was calculated using a similar procedure, reaching 92.3% of the  $S_{inf}$ , which represents 32.87% of total COD, while the biodegradable fraction was much lower, representing 7.7% of the  $S_{inf}$ , and 2.76% on the overall average COD value. Therefore, the biodegradable COD will be a 78.68% total COD and non-biodegradable COD a 21.32%.

The evolution of BOD<sub>5</sub> values over the investigation are shown in figure 4.3. As in COD values, there is a high variability over time of the results for this parameter, yielding an average value of  $449.92 \pm 199.92$  mgO<sub>2</sub>/L, with maximum values of 1230 mgO<sub>2</sub>/L and minimum of 100 mgO<sub>2</sub>/L.

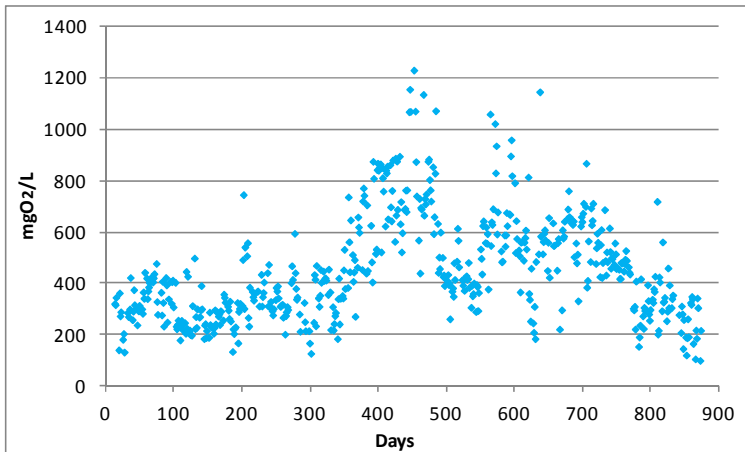


Figure 4.3. Evolution of BOD<sub>5</sub> values during investigation.

The particulate fraction showed a mean value of 287.57 mg O<sub>2</sub>/L, representing 58.9% of the total BOD<sub>5</sub>, while filterable fraction had an average value of 162.35 mg O<sub>2</sub>/L with a rate of 41.1% of the total.

With the values of COD and BOD<sub>5</sub> measured obtain the ratio COD/DBO<sub>5</sub>, which advises the biodegradability of water to be treated. In this case we obtained results that ranged from 1.88 minimum and maximum of 2.28, showing an average value of 2.11.

Another of the most significant characteristics of wastewater is the concentration of suspended solids. This parameter has been studied over time, in which the values obtained ranged between 48 mg/L and 3400 mg/L, with an estimated average value  $610.77 \pm 519.17$  mg/L (figure 4.4).

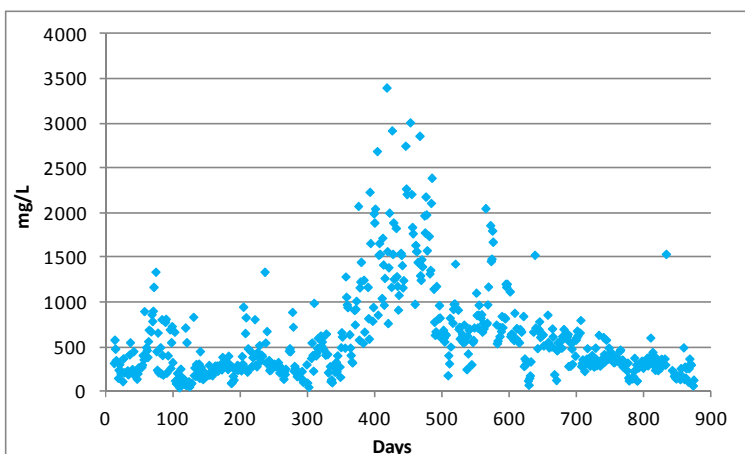


Figure 4.4. Evolution of suspended solids during investigation.

For the characterization of suspended solids in the water, we divide these initially in inert solids ( $SS_{inf, ig}$ ) and volatile solids. This second fraction can be separated also into biodegradable volatile suspended solids ( $SS_{inf, b}$ ) or non-biodegradable ( $SS_{inf, u}$ ), which are calculated from the biodegradable or not biodegradable particulate COD, dividing this from 1.48, standard value established by Marais and Ekama (1976) for urban wastewaters.

The distribution of these three fractions has been oscillating over time, so the average concentration of the mineral fraction was 144.15 mg/L, representing a mean percentage of the SS total value of 20.12%. The organic fraction has been an average of 465.63 mg/L, with a total percentage of 79.88%, which also is split into 331.4 mg/L of the biodegradable fraction, with a percentage average 56.94% of total solids and an average concentration of inert solids of 133.41 mg/L, representing a fraction of 22.94% of the total.

Figure 4.5 shows Total Nitrogen concentrations detected in the influent to the plant. It is observed that the values of TN detected were very diverse, not following the pattern above is repeated for the variables COD, BOD<sub>5</sub> and SS. The average percentage distribution of total N in the influent into its components shows as most of the nitrogen, 96.7%, is in the forms of Norg and  $NH_4^+$ , the forms make up the total Kjeldahl nitrogen (TKN), with 3.3% in the form of  $NO_3$  and  $NO_2$  around 1%.

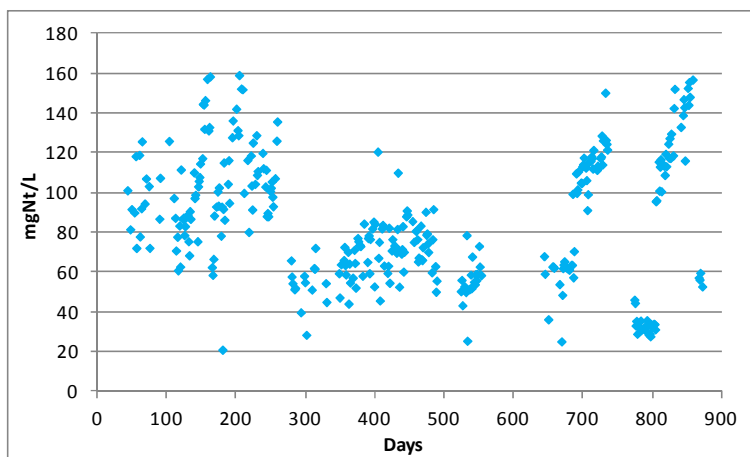


Figure 4.5. Evolution on Total Nitrogen during investigation.

The relationship between COD/TN indicates the degree of nitrogen-rich matter in the influent. The average value recorded for this factor was 13.13 mg N/L, with highs reaching 37 and minimum of 1.67 mg N/L.

As for the P values have also seen a high temporal variability, which have been recorded minimum values of 8.19 mg P/L and maximum of 36 mg P/L, showing an average value of  $18.27 \pm 6.37$  mg P/L.

The inlet water pH had a mean value of  $7.37 \pm 0.27$ , ranging between 6.76 minimum and maximum of 8.8. The recorded pH was very stable over time, without significant changes in pH around neutrality, common in urban wastewater (Henze, 1992).

For the conductivity of the influent major differences are seen, with an average of  $971.26 \pm 150.98$  mS/cm, with minimum values of 354 mS/cm and maximum of 1528 mS/cm.

Besides the characterization of composite samples was characterized daily water input hourly basis, ie their evolution over a day.

The time evolution of the COD has varied depending on the sampling day. As a general rule there is a slight decrease in the night, and an increase in daylight hours in which human activity is more active, but with minor variations, very stable over time. While the soluble fraction of influent shows more variation than the total COD one, being more notorious urban activity cycles.

For the parameter of suspended solids is observed, in most samples, a high time stability for this type of contamination. For inert suspended solids is the same pattern, with high temporal stability.

As for pH, high stability is observed with respect to this parameter, showing a slight decrease in pH for the afternoon hours and again a slight increase in the night, with all samples close to neutrality. For the conductivity observed in this hourly analysis again there were slightly marked hour variability, with values around 1000 mS/cm.

#### 4.3.- Comparison Between Plants

After commissioning of the plants began to work fixing the same characteristics in the two facilities. This will assess whether membrane technology and operating conditions mark differences in the performance of the installation.

The assay conditions were conducted in all circumstances to a height of water depth of 3.75 m, an SRT of 20 days and an HRT of 35 hours. The pollution load was 0.5 Kg COD/m<sup>3</sup> d, while the temperature ranged from <15 °C to 25 °C, so the comparative analysis were carried out for three different temperature conditions.

Given these assumptions, the phases 5, 6 and 7 obtained by ultrafiltration plant and the phases 16, 17 and 18 obtained by microfiltration plant were the analyzed stages (table 4.9).

Table 4.9. Characteristics of the phases obtained in the comparison between plants.

Phase	Start	End	H (m)	SRT (d)	HRT (h)	T <sup>a</sup> (°C)	Kg COD/d m <sup>3</sup>
5	8/11/09 (242)	22/11/09 (256)	3,75	20	35	20-25	0,5
6	23/11/09 (257)	6/1/10 (301)	3,75	20	35	15-20	0,5
7	7/1/10 (302)	3/2/10 (329 )	3,75	20	35	< 15	0,5
16	14/9/09 (187)	3/11/09 (237)	3,75	20	35	20-25	0,5
17	4/11/09 (238)	30/12/09 (294)	3,75	20	35	15-20	0,5
18	31/12/09 (295)	20/2/10 (346)	3,75	20	35	<15	0,5

The concentration of suspended solids in the biological reactors of both plants showed similar values with means of  $5.3 \pm 0.1$  g/L in microfiltration and  $5.7 \pm 0.13$  g/L for ultrafiltration, but although it is so similar, statistically significant differences are obtained (p value = 0.0284) between the values recorded for each experimental plant.

By fractionating the solids content in volatile and inert components, the microfiltration plant for volatile fraction represents 74.8% of the total MLSS, with a mean of  $3.97 \pm 0.08$  g/L, while that the installation of ultrafiltration reached 73.7% with a mean of  $4.24 \pm 0.1$  g/L, a higher mean in ultrafiltration, but no statistically significant differences (p-value= 0.0501). In contrast, statistically significant differences are obtained for the concentration of inert solid (p-value= 0.0009) with median concentrations of  $1.33 \pm 0.025$  and  $1.44 \pm 0.032$  g/L for micro and ultrafiltration facilities, respectively.

The sludge purges showed fluctuations due to alterations in mechanical pumping and control problems, in spite of this were controlled by volume at all times.

The increase in biomass can be calculated by eq 5, taking into account the characteristics of the influent, plus biomass generation least endogenous losses.

$$P_{X,T} = \left[ \frac{Q_i Y_h (S_0 - S_e)}{1 + b_h SRT} \right] + \left[ \frac{f_h b_h Q_i Y_h (S_0 - S_e) SRT}{1 + b_h SRT} \right] + \left[ \frac{Q_i Y_n (NO_x)}{1 + b_h SRT} \right] + Q_i \times SS_{org,u} + Q_i \times SS_{ing}$$

Eq. 5

$P_{X,T}$ : Dairy sludge production

$f_h$ : Residual endogenous non-biodegradable fraction (0,2)

$S_0$ : Influent COD

$NO_x$ : Nitrified nitrogen

$S_e$ : Effluent COD

$Y_n$ : Autotrophic grow rate

$Q_i$ : Influent flow

$b_h$ : Autotrophic endogenous constant

$Y_h$ : Heterotrophic grow rate

$SS_{org,u}$ : Non-biodegradable volatile suspended solids

$b_n$ : Heterotrophic endogenous constant

$SS_{ing}$ : Inorganic suspended solids

Purges in the ultrafiltration installation achieved daily average values of  $5.61 \pm 0.24$  kg TSS/d, with maximum values of 7.8 kg TSS/d and some days with no purge, while the theoretical calculations of sludge production in the same periods were  $5.08 \pm 0.32$  kg of TSS/d, with maximum of 10.9 kg TSS / d and minimum 1.8 kg TSS/d (figure 4.6), with no significant differences between actual values and biomass generated theoretical (p-value = 0.1806).

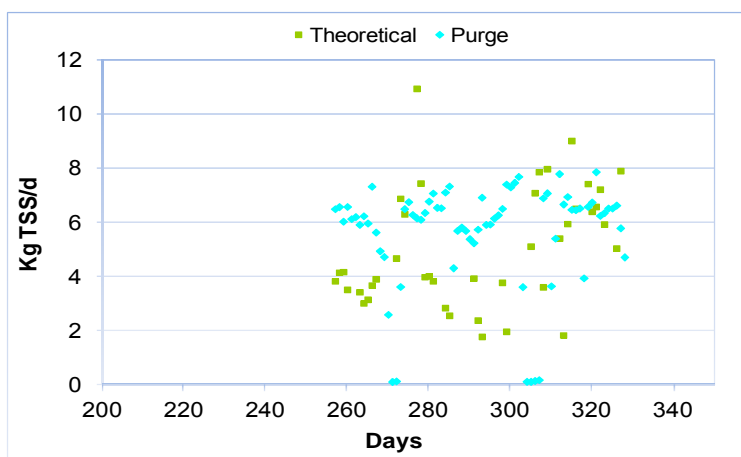




Figure 4.6. Daily purged dry matter and theoretical calculation for the installation of ultrafiltration during the comparison of technologies

Figure 4.7 shows the evolution of the purges for the installation of microfiltration for the comparison period, registering an average daily purge  $2.27 \pm 0.13$  kg TSS/d, with maximum values of 4.5 kg TSS/d and days without purge, while the theoretical calculations for this facility, based on influent characteristics and operational variables have a daily average value of  $2.16 \pm 0.15$  kg TSS/d, with an estimated maximum of 5.7 TSS kg/d and 0.55 kg minimum TSS/d, no significant differences (p-value = 0.5766).

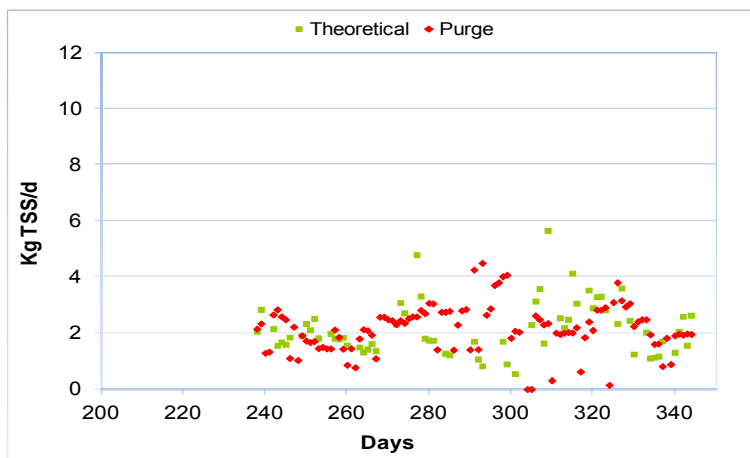


Figure 4.7. Daily purged dry matter and theoretical calculation for the installation of ultrafiltration during the comparison of technologies

With regard to BOD<sub>5</sub> effluent from both plants showed significantly lower concentrations, with mean values of  $2.03 \pm 0.19$  and  $1.4 \pm 0.15$  mg O<sub>2</sub>/L for installation with ultrafiltration and microfiltration membranes, respectively (figure 4.8).

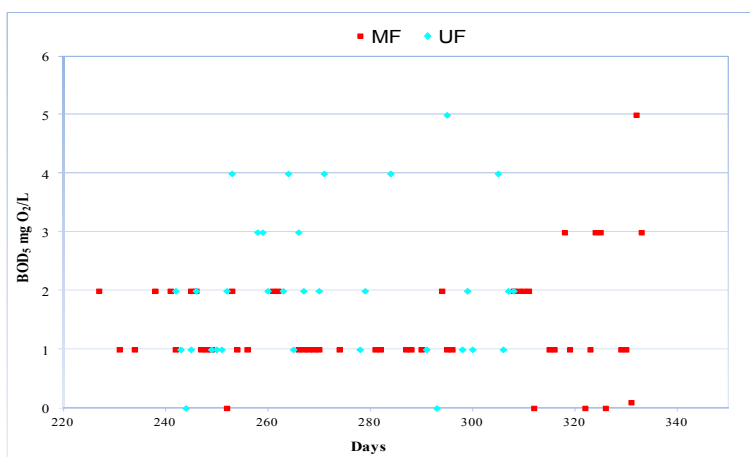


Figure 4.8. Evolution of BOD<sub>5</sub> data for microfiltration and ultrafiltration facilities during the comparison of technology.

With regard to statistical analysis, statistically significant differences between facilities were recorded (p-value= 0.0116), being slightly lower average values recorded for the installation of microfiltration.

From the analytical data of the influent, we can estimate the concentration of BOD<sub>5</sub> in our effluent. Since the solid/liquid separation is performed in the range of ultrafiltration can consider the present in the effluent BOD<sub>5</sub> will correspond to the non-biodegradable dissolved fraction. From the work of Eckenfelder (1991), Ronzano and Dapena (1995) deduced the eq 1, to evaluate the soluble fraction of BOD<sub>5</sub> in effluent.

$$BOD_{5E} = \frac{BOD_{5SI}}{1 + \left( \frac{Y_h \times K_T}{b_h + \frac{1}{SRT}} \right)}$$

Eq. 1

BOD<sub>5E</sub>: Soluble BOD<sub>5</sub> in effluent  
 DBO<sub>5SI</sub>: Soluble BOD<sub>5</sub> in influent  
 Y<sub>h</sub>: Heterotrophic grow rate  
 b<sub>h</sub>: Heterotrophic endogenous constant  
 K<sub>T</sub>: Degradability factor  
 SRT: Sludge retention time

The soluble fraction of biodegradabl ies depending on the type of water, ranging between 5 and 26% of the COD present in the influent (Henze *et al.* 2008). If transform the BOD<sub>5</sub> in COD values, based on the 1.66 factor specified in paragraph 4.2, the influent may contain an average concentration of readily biodegradable BOD<sub>5</sub> between 21.5 and 112 mg O<sub>2</sub>/L.

Considering the minimum value of soluble BOD<sub>5</sub> in the influent, the calculated values for the effluent would be very similar for the two facilities and close to the analytically measured values, recording an average of 2.27 mg O<sub>2</sub>/L for ultrafiltration and 2.29 mg O<sub>2</sub>/L, microfiltration, while considering the maximum values for the soluble BOD<sub>5</sub> in the influent, the calculated values would be 11.8 mg O<sub>2</sub>/L for ultrafiltration and 11.9 mg O<sub>2</sub>/L for microfiltration.

With respect to COD, the effluent from both plants showed very low concentrations, with mean values of  $22.4 \pm 1.46$  and  $23.8 \pm 1.2$  mg O<sub>2</sub>/L for installation with ultrafiltration and microfiltration membranes, respectively (figure 4.9), with no statistically significant differences between facilities (p-value = 0.4630).

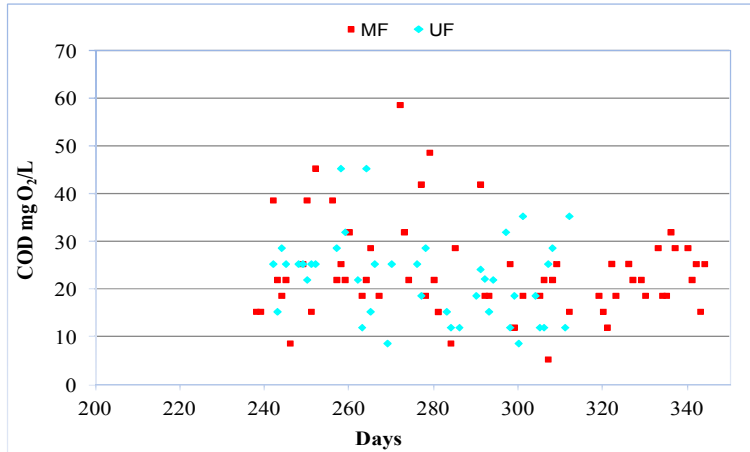


Figure 4.9. Evolution of COD data for microfiltration and ultrafiltration facilities during the comparison of technology.

In the effluent we find non-biodegradable soluble COD fraction of the influent, which represents approximately 2.7% of the total influent COD, which reaches a value of about 19.5 mg O<sub>2</sub>/L. For the comparison period the average value in both effluent COD was around 23 mg O<sub>2</sub>/L, which represents a concentration that exceeds 4 mg O<sub>2</sub>/L the concentration of non-biodegradable soluble COD in the influent, being represented rest by the soluble fraction not biodegraded measurable by BOD<sub>5</sub>.

The effluent obtained for the microfiltration facility, presented an average concentration of total nitrogen of  $22.7 \pm 7.6$  mg N/L, with highs of up to 43.5 mg N/L and minimum of 6.5 mg N/L. This assumes average removal efficiency of 70%, although the final concentrations are very high.

For installation of the effluent ultrafiltration obtained had an average concentration of 45.4 mg  $\pm 8.1$  N / L, with highs of up to 56.3 mg N / L and minimum of 33.5 mg N / L. This assumes an average yield of 40%. There are clearly significant differences between plants (p-value= 0.0001).

From the total nitrogen present in the effluent, between 3 and 2% corresponds to ammonium with average concentrations of  $0.68 \pm 0.15$  mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L for the ultrafiltration plant with a maximum of up to 4 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L and minimum of 0.06 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L. On the other hand the microfiltration installation presented average values of  $0.68 \pm 0.12$  mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L with a maximum of up to 3.3 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L and minimum of 0.03 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L, no significant differences between plants (p-value = 0.9935).

One of the components of the nitrogen in wastewater effluent is called non-biodegradable soluble nitrogen, whose concentration in the influent is considered as 3% of total nitrogen (Henze *et al.* 2008). This fraction would reach an average concentration in the influent of 2.2 mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>/L, higher than that recorded in the effluent. Based on the work of Ekama and Wentzel (2008) it is possible to calculate the minimum SRT for nitrification, which for these working conditions the minimum SRT for nitrification would be between 4.8 and 13 days, so given that comparative studies between facilities SRT was performed for 20 days, complete nitrification is expected for both facilities.

The nitrogen assimilated into biomass had values for the installation of ultrafiltration of  $30.4 \pm 1.8$  mg N/L and  $26.8 \pm 1.5$  mg N/L for the installation of microfiltration, with no statistically significant differences (p-value= 0.802). These concentrations of assimilation supposes around 34-38% of total influent nitrogen.

Denitrify nitrogen fraction is the result of subtracting to the total nitrogen the influent inert soluble nitrogen, the nitrogen accumulated in the biomass and no nitrifying nitrogen. Taking into account the results presented above oxidized nitrogen concentration range between 45 and 50 mg N/L for both facilities.

As for the denitrification capacity, there were differences between the two facilities due to sludge recirculation rates, which carried the nitrates generated from aerated to anoxic reactor. By extracting the permeate 12.5% of nitrate produced in ultrafiltration and microfiltration 20% out with the effluent, so that presents a percentage limitation on denitrification. So, there is a

residual nitrate concentration in the output for the two sites of between 6 and 7 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L in the ultrafiltration plant and between 9 and 10 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L in the installation of microfiltration, what will be added NH<sub>4</sub><sup>+</sup> soluble inert concentration. However, nitrate concentrations are higher in general so that both systems are not capable of complete denitrification.

Ekama and Wentzel work (2008) allow us to calculate the potential denitrification in facilities, indicating that the maximum concentration of N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> to reduce by the system is 34 mg N/L in these phases of investigation, so that supposes a concentration around 11-16 mg N/L without denitrifying for both systems, thus N removal capacity in plants was limited.

The data obtained for the concentration of nitrate in the effluent output show a concentration for microfiltration plant of 21.5 ± 7.3 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L with a maximum of 43 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L and minimum of 5, 54 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L, while for ultrafiltration installation is an average of 44.2 ± 12.3 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L with a maximum of 55 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L and minimum of 25 mg N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>/L (figure 4.10).

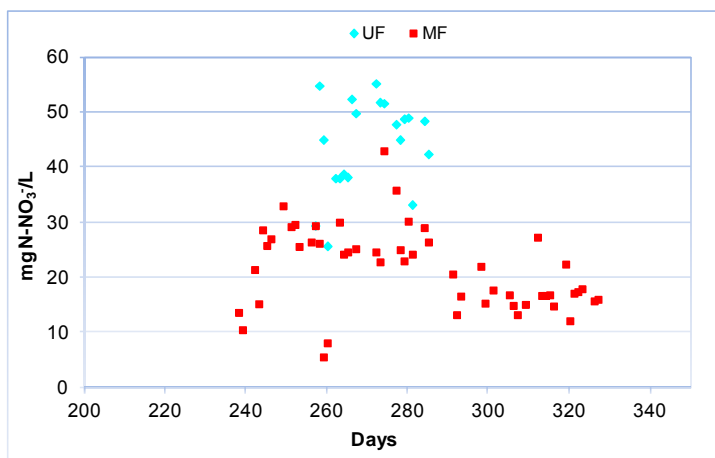


Figure 4.10. Evolution of N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> in the effluent from the microfiltration and ultrafiltration facilities during the comparison of technologies.

The difference presented in facilities is based on the presence of residual oxygen in the anoxic tank driven by the dragged of dissolved oxygen from the aerated tank through the membrane recirculation. These concentrations are low, but slightly higher for the installation of ultrafiltration, which has limited denitrification processes.

#### 4.4.- Influence Of Process Variables On Effluent Quality

In this section we evaluate the influence of process variables on the quality of effluent, with respect to the values of COD, BOD<sub>5</sub> and nitrogen, in forms of N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> and N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>. For this purpose are determined comparable phases, in which all characteristics are the same except for the variable under study.

For the COD is shown in figure 4.11 evolution of the results obtained during the investigation in the COD values of effluents from both facilities.

This figure shows that the effluents have presented average values of 22 mgO<sub>2</sub>/L, recorded maximum of 72 mgO<sub>2</sub>/L and minimum of 1.5 mgO<sub>2</sub>/L, with statistically significant differences between phases (p-value= 0.00001). This assumes an removal average around 97% or higher for almost all of the phases analyzed.

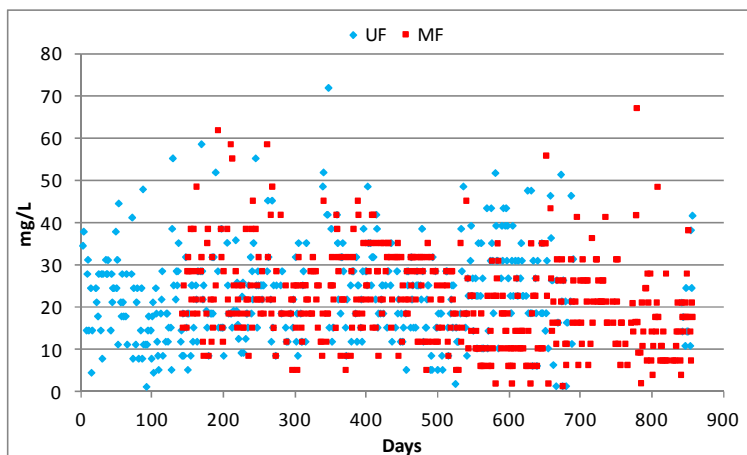


Figure 4.11. Evolution of COD values in the effluent of both facilities.

These same tests were performed on the parameter BOD<sub>5</sub> whose time evolution along the research is shown in figure 4.12.

Again appreciate very low concentrations of BOD<sub>5</sub> in the effluent for all stages analyzed, with mean values recorded are around 2.5 mgO<sub>2</sub>/L, recorded maximum of 12 mgO<sub>2</sub>/L and samples with total absence of BOD<sub>5</sub>, with significant differences between phases (p-value = 0.00001). The recorded average yields are around 99.5%.

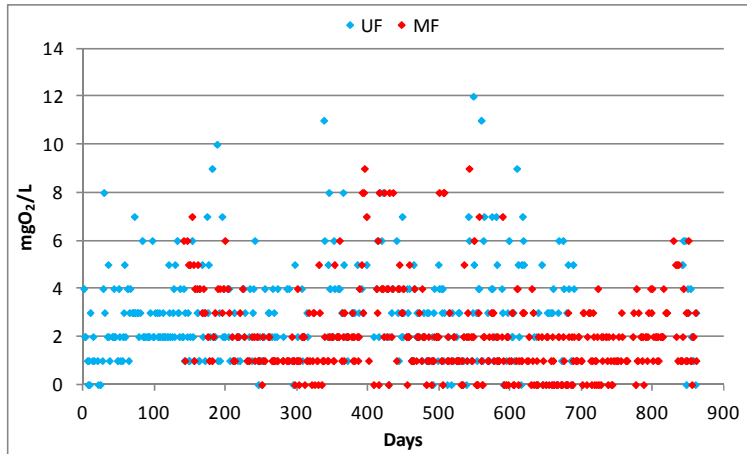


Figure 4.12. Evolution of BOD<sub>5</sub> values in the effluent of both facilities.

The average value for the concentration of N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> in the effluent is about 1 mg N/L, although there are point of maximum values up to 36 mg N/L (figure 4.13) concentrating the high values at phases 8 and 20, in which there was a significant change in the pollutant load, with statistically significant differences, as these two phases clearly distance themselves from the rest (p-value = 0.00001).

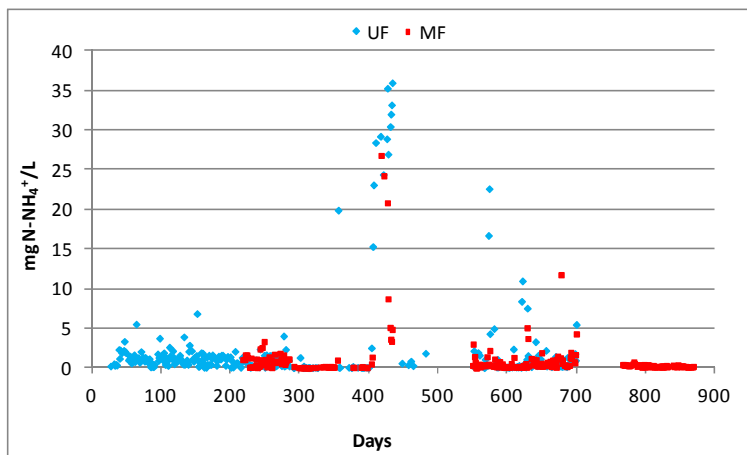


Figure 4.13. Evolution of N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> values in the effluent of both facilities.

The mean value obtained by the research phase for the concentration of  $\text{N-NO}_3^-$  has a high variability, caused by the disparity of data recorded with a maximum of up to 65 mg  $\text{N-NO}_3^-/\text{L}$  and minimum near 0 mg  $\text{N-NO}_3^-/\text{L}$  (figure 4.14), and there are significant differences between phases (p-value = 0.00001).

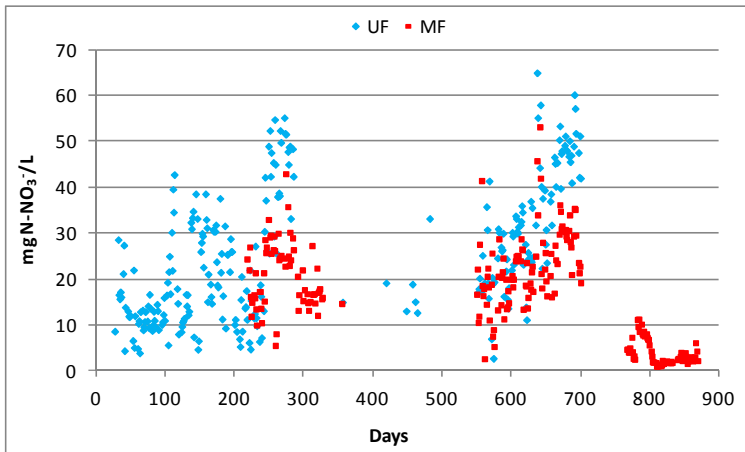


Figure 4.14. Evolution of  $\text{N-NH}_4^+$  values in the effluent of both facilities.

#### 4.4.1.- Influence Of Temperature On The Effluent Quality

This section determines the influence of temperature on the quality of effluents. For this purpose select the phases which are comparable, with all features are the same except in temperature, and a statistical analysis is applied to determine statistically significant differences.

The analysis of temperature can be made on the four groups considered in the study for phases 24, 25, 26 and 27, carried out in the installation of microfiltration, where the temperature evolved from values above 25 ° C to values below 15 ° C.

In the recorded values of COD in the effluent there is no statistically significant differences between the phases (p-value= 0.4304), being all framed in the same homogeneous group (Table 4.10) as the least significant difference test.

Table 4.10. Characteristics of the phases 24 to 27 and homogeneous group distribution for the COD in the effluent.



Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	COD (mg/L)	Homogeneous groups
24	5	35	35	>25	0,77	19,71 ± 10,4	a
25	5	35	35	20-25	0,77	13,74 ± 6,1	a
26	5	35	35	15-20	0,77	17,36 ± 10,8	a
27	5	35	35	<15	0,77	18,16 ± 10,9	a

COD values obtained for each phase are lower than expected based on the concentration of non-biodegradable soluble COD in the influent, having some retention in the system for this fraction. For phases 24 and 27 there were no statistically significant differences (p-value = 0.673 and 0.301 respectively) between the COD of the effluent and the non-biodegradable fraction of influent soluble and can assume that virtually all of the COD of the effluent corresponds to this fraction. For phases 25 and 26 there were statistical differences (p-value= 0.0001), the COD of the effluent being lower than the non-biodegradable COD in the influent.

If you do the same study for the values of BOD<sub>5</sub> in the effluent, there was no statistically significant differences (p-value= 0.1809) in the overall study, while the least significant difference test grouped phases to compare at different levels of homogeneity, so that as the temperature decreases biomass concentration of BOD<sub>5</sub> in the effluent is lower (table 4.16).

Table 4.16. Characteristics of the phases 24 to 27 and homogeneous group distribution for the BOD<sub>5</sub> in the effluent.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	BOD <sub>5</sub> (mg/L)	Homogeneous groups
24	5	35	35	>25	0,77	2,0 ± 2,1	b
25	5	35	35	20-25	0,77	1,87 ± 2,1	ab
26	5	35	35	15-20	0,77	1,48 ± 1,3	ab
27	5	35	35	<15	0,77	0,73 ± 1,1	a

Taking into account the equation Eckenfelder (Eq n° 1) and the theoretical values of organic matter soluble biodegradable (Henze *et al.* 2008), we estimate the theoretical concentration of BOD<sub>5</sub> output, which shows much higher values than those determined analytically, such as in the comparative analysis between plants (table 4.17).

Table 4.17. Characteristics of the phases 24 to 27 and homogeneous group distribution for the theoretical BOD<sub>5</sub> in the effluent.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	BOD <sub>5</sub> min (mg/L)	BOD <sub>5</sub> max (mg/L)	Homogeneous groups
24	5	35	35	>25	0,77	2,63 ±0,21	13,6 ±1,1	a
25	5	35	35	20-25	0,77	3,87 ± 0,27	20,16 ± 1,4	b
26	5	35	35	15-20	0,77	3,50± 0,11	18,22± 0,58	b
27	5	35	35	<15	0,77	3,56± 0,28	18,53± 1,5	b

Analyzing the trend of the theoretical values, there were no statistically significant differences between temperatures (p-value= 0.0001), however the phases are grouped differently, so that lower concentrations at higher temperatures, although temperatures below 25 ° C no statistical differences were observed, grouping the phases in the same group of homogeneity.

The analysis of variance for the concentration of ammonia in the effluent shows no statistically significant differences (p-value = 0.7743) between the phases analyzed.

The non-biodegradable soluble nitrogen influent presented an average value for this phase of the study of  $1.61 \pm 0.28$  mg N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>, higher than those determined in different effluents, so that the presence of ammonia in the effluent mainly due to this component in the incoming water.

Table 4.18. Characteristics of the phases 24 to 27 and homogeneous group distribution for the N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> in the effluent.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	Homogeneous groups
24	5	35	35	>25	0,77	1,13 ± 1,14	a
25	5	35	35	20-25	0,77	0,44 ± 0,54	a
26	5	35	35	15-20	0,77	0,74 ± 1,61	a
27	5	35	35	<15	0,77	0,68 ± 0,6	a

The minimum SRT for nitrification according to Ekama and Wentzel (2008) shows values ranging from 2.2 to maximum temperatures d and 13.7 d for minimum temperatures, why nitrification was complete for all temperatures, working at SRT of 35 d. This confirms that the effluent NH<sub>4</sub><sup>+</sup> comes from the influent soluble non-biodegradable fraction.

For nitrate values in the effluent there were statistically significant differences by analysis of variance (p-value= 0.0006), grouping each one of the phases in a homogeneous group varies according to the least significant difference test (table 4.18).

Table 4.18. Characteristics of the phases 24 to 27 and homogeneous group distribution for the N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> in the effluent.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Homogeneous groups
24	5	35	35	>25	0,77	17,8 ± 7,13	a
25	5	35	35	20-25	0,77	16,69 ± 9,49	ab
26	5	35	35	15-20	0,77	23,6 ± 7,81	b
27	5	35	35	<15	0,77	29,4 ± 4,75	c

Between these results are observed as in the two higher temperature phases are obtained lower concentrations of nitrate, framed in the same group, while at lower temperatures will increase the concentrations in the effluent, obtained the worst result for phase 27 with temperatures in biomass below 15 °C.

The microfiltration system in which the phases are analyzed to compare has less circulation, which facilitates the output of nitrate in the effluent. However, during this period of research the potential for denitrification, based on the kinetic equation proposed by Ekama and Wentzel (2008) was very high, due to the higher concentration of available organic matter, because the system worked with values load of 0.77 kg COD/d m<sup>3</sup>.

For the rest of the phases with coincidence in parameters except for temperature the pattern followed by the facility is similar to that obtained in the comparison group.

#### **4.4.2.- Influence Of SRT On The Effluent Quality**

The phases 25 and 29 had matching variables, with a change in the SRT between them from 35 days in phase 25 to 40 days for the phase 29. The remaining characteristics were equal, with 5 m high in the water level, 35 h of HRT, 20-25 °C and 0.77 Kg COD /d m<sup>3</sup>.

If we analyze the results in terms of effluent COD we see that there are not significant differences between them (p-value= 0.2195), whose characteristics are shown in table 4.19.

Table 4.19. Characteristic of the phases 25 and 29, and homogeneous distribution of the groups for COD in the effluent.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	COD (mg/L)	Homogeneous groups
25	5	35	35	20-25	0,77	13,74 ± 6,1	a
29	5	40	35	20-25	0,77	17,61 ± 8,94	a

In these two phases results were excellent quality in terms of COD in both, it is interesting to note that in the phase 25 is obtained the best results in this parameter throughout the

investigation. In both periods the quality was excellent, being slightly better for stage 25, with SRT of 35 days.

The  $S_{inf u}$  obtained in the study phases reaches values of  $23.55 \pm 3.39$  mgO<sub>2</sub>/L and  $28.05 \pm 5.43$  mgO<sub>2</sub>/L, in which this component of the influent COD is greater for the phase 29 with more SRT, with statistically significant differences between them (p-value= 0.0200).  $S_{inf u}$  values in both phases are greater than the  $S_e$  values measured, generating significant differences for the two phases (p-value= 0.00001) so that it is assumed that all comes from fraction  $S_{inf u}$ , even it shows a certain degree of removal by the plant, which has already been observed in previous phases.

Regarding the results for BOD<sub>5</sub> were not of statistically significant differences between phases, with a p-value= 0.6458 (table 4.20).

The results of this analysis we can see that in these two phases are obtained some of the best results for BOD<sub>5</sub> of the entire investigation period, with averages for this parameter too low. However, it has obtained an average slightly higher for stage 29 with a higher SRT, 40 days.

Table 4.20. Characteristics of the phases 25 and 29, and homogeneous group distribution in effluent BOD<sub>5</sub>.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	BOD <sub>5</sub> (mg/L)	Homogeneous groups
25	5	35	35	20-25	0,77	1,87 ± 2,13	a
29	5	40	35	20-25	0,77	1,5 ± 0,75	a

Table 4.21 shows the theoretical maximum BOD<sub>5</sub> values obtained by equations described by Eckenfelder (1991), we see that between the two phases are generated statistically significant differences (p-value= 0.0011), with a lower value for the phase with a higher SRT.

Table 4.21. Characteristics of the phases 25 and 29, and homogeneous distribution by theoretical BOD<sub>5</sub> in effluent.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	BOD <sub>5</sub> (mg/L)	BOD <sub>5</sub> max (mg/L)	Homogeneous groups
25	5	35	35	20-25	0,77	1,87± 2,13	4,46± 1,31	b
29	5	40	35	20-25	0,77	1,5 ± 0,75	2,76± 0,38	a

It is observed that the theoretical values are higher than those detected analytically for the two phases, but follow a similar pattern and generate higher concentrations of BOD<sub>5</sub> in periods with lower SRT.

With respect to the concentrations detected in N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> in the effluent can be seen that no statistically significant differences are detected (p-value= 0.7750). Table 4.22 shows the results obtained.

In both phases are observed average concentration of N in N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> very low, without being able to see significant differences, giving averages values to slightly lower in the phase with a higher SRT and less deviation from their values.

Table 4.22. Characteristics of the phases 25 and 29, and homogeneous group distribution for N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> in effluent.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	Homogeneous groups
25	5	35	35	20-25	0,77	0,44 ± 0,54	a
29	5	40	35	20-25	0,77	0,38 ± 0,04	a

When calculate the concentration of non-biodegradable soluble nitrogen present in the influent of the two phases are obtained average values of 1.58 ± 0.16 mg N/L and 0.91 ± 0.2 mg N/L for phases 25 and 29 respectively, generating significant differences between phases (p-value= 0.00001) and between values of non-biodegradable soluble nitrogen and N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> in the effluent, (p-value= 0.00001 for both), with lower values for effluent ammonium than influent

concentrations of non-biodegradable soluble nitrogen, so it is assumed that the effluent ammonia comes from this fraction, which in turn makes some retention in the system.

The nitrification process is not limited by the value of SRT, as in the working conditions that have arisen in these phases are needed for nitrification SRT values of 6.46 days in the most unfavorable conditions and 2.98 in the most favorable, and in these phases SRT were 35 to 40 days, so has not been a limiting factor in the oxidation of nitrogen compounds.

In the case of denitrification process are no significant differences in the comparison of the concentration of  $N-NO_3^-$  between phases, with a p-value 0.0079 obtained. The following table (4.23) shows the values obtained for the phases and their frame into homogeneous groups after statistical analysis of variances.

Table 4.23. Characteristics of the phases 25 and 29, and homogeneous group distribution for  $N-NO_3^-$  in effluent.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Homogeneous groups
25	5	35	35	20-25	0,77	16,7 ± 9,49	b
29	5	40	35	20-25	0,77	4,99 ± 1,19	a

In this case we see a big improvement between phases in the value of  $N-NO_3^-$  in the effluent, with the 29 phase one of the best performing of denitrification in the process. In the comparison between them is seen as substantial improvement in phase 29, with more SRT, with respect to the phase 25. The denitrification rate for phase 29 was 80.42%, which is very close to the maximum that can be given the recirculation between tanks for this plant, which would stand at 80%, occur in the plant microfiltration.

Denitrification potential in the systems for these phases was high, since it worked with a high influent load, which allowed to obtain values of 87.48 mg/L in phase 25 and 57.83 mg/L in the phase 29.

In the other phases with matching parameters except the SRT between phases follow the same pattern of behavior observed in this study group.

#### 4.4.3.- Influence Of HRT On The Effluent Quality

Between phase 4 and 5 was an equality of variables except for the HRT, which ranged from 40 hours of the phase 4 to 35 in phase 5. For other variables there was a total coincidence, with 3.75 m of water depth, 20 days of SRT, temperature 20-25 ° C and 0.5 kg COD/d m<sup>3</sup>.

In reference to the quality of the effluent COD with respect to the parameter we see that the data is not shown statistically significant differences (p-value= 0.2175), showing the characteristics and results in table 4.24.

Table 4.24. Characteristics of phases 4 and 5, and homogeneous groups for distribution in effluent COD.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	COD (mg/L)	Homogeneous groups
4	3,75	20	40	20-25	0,5	21,22 ± 9,65	a
5	3,75	20	35	20-25	0,5	25,7 ± 12,07	a

For the parameter COD on these phases HRT variation has no significant influence on the quality of the effluent, although the average values presents differences between them with a better outcome with phase 4 a higher HRT.

If  $S_{inf\ u}$  is calculated for these two phases obtain comparative values of  $23.6 \pm 8$  mgO<sub>2</sub>/L and  $23.51 \pm 2.49$  mgO<sub>2</sub>/L for phases 4 and 5, respectively, without generating significant differences between them (p-value= 0.9728). By comparing these  $S_{inf\ u}$  values with  $S_e$  data obtained analytically is demonstrated that in phase 4 with a higher HRT COD value was lower than the influent  $S_{inf\ u}$ , although no statistically significant differences (p-value= 0, 2744), while for phase 5 the calculated value of  $S_{inf\ u}$  is lower than those obtained from COD in the effluent, but again without generating statistically significant differences (p-value= 0.6985).



If we analyze the data for these phases get BOD<sub>5</sub> values neither generates statistically significant differences (p-value= 0.5971). Table 4.25 shows the characteristics and statistical analysis.

Table 4.25. Characteristics of phases 4 and 5, and homogeneous group distribution in effluent BOD<sub>5</sub>.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	BOD <sub>5</sub> (mg/L)	Grupos homogéneos
4	3,75	20	40	20-25	0,5	2,83 ± 2,13	a
5	3,75	20	35	20-25	0,5	2,45 ± 1,63	a

The results of BOD<sub>5</sub> shows a great homogeneity between these two phases, with similar results as seen in the average values obtained being slightly higher for phase 4 with higher HRT.

In the theoretical BOD<sub>5</sub> calculation proposed by Eckenfelder (1991) for these phases we obtain values shown in table 4.26, which follow a pattern similar to the measured values and do not generate statistically significant differences between them (p-value= 0.4213).

Table 4.26. Characteristics of phases 4 and 5, and homogeneous distribution by theoretical BOD<sub>5</sub> effluent.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	BOD <sub>5</sub> (mg/L)	BOD <sub>5</sub> max (mg/L)	Homogeneous groups
4	3,75	20	40	20-25	0,5	2,83± 2,13	2,4 ± 0,94	a
5	3,75	20	35	20-25	0,5	2,45± 1,63	2,16 ± 0,25	a

BOD<sub>5</sub> values calculated are very similar to those determined analytically, without producing statistically significant differences (p-values 0.2973 and 0.5657).

For the results of nitrification, in the statistical analysis between the values of  $\text{N-NH}_4^+$  are not obtained statistically significant differences between them, with a p-value of 0.3065. These results are shown in table 4.27.

Table 4.27. Characteristics of phases 4 and 5, and homogeneous group distribution for  $\text{N-NH}_4^+$  in effluent.

Fase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	Grupos homogéneos
4	3,75	20	40	20-25	0,5	0,8 ± 0,56	a
5	3,75	20	35	20-25	0,5	1,03 ± 0,75	a

These phases presents very similar average results with very good results for both phases, giving slightly better ones in phase 4, with a higher HRT.

The component of non-biodegradable soluble nitrogen for these phases was  $3.17 \pm 0.37$  mg N/L average in phase 4 and  $2.96 \pm 0.24$  in phase 5. Both values are significantly higher than those measured as ammonia in the effluent, with significant differences for both phases (p-value= 0.00001). Therefore, the effluent ammonia in the soluble fraction derived from non-biodegradable.

The minimum SRT for nitrification shows values ranging from 2.03 days to 5.14 days for maximum and minimum temperatures, so nitrification was complete for all temperatures, working at SRT of 20 days. This confirms that the effluent  $\text{NH}_4^+$  comes from the influent soluble non-biodegradable.

For the denitrification process are obtained statistically significant differences between phases (p-value= 0.00001), grouping into homogeneous groups that are shown in table 4.28.

Table 4.28. Characteristics of phases 4 and 5, and homogeneous group distribution for  $\text{N-NO}_3^-$  in effluent.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Homogeneous groups
4	3,75	20	40	20-25	0,5	14,86 ± 7,28	a
5	3,75	20	35	20-25	0,5	38,54 ± 12,2	b

Between these two phases are seen as in phase 5, with a lower HRT substantial increases in the amount of nitrates, while phase 4 maintains lower levels. These stages occurred in the ultrafiltration plant, which has a higher recycling rates and therefore greater potential for nitrate removal because fewer escapes in the effluent.

During this research the potential denitrification remained low due to the concentration of organic matter available because the system worked with values of 0.5 kg COD/d m<sup>3</sup>, obtaining average values in stages of 46.25 ± 15.19 mg/L in phase 4 and 38.57 ± 5.39 mg/L in Phase 5.

#### **4.4.4.- Influence Of Organic Load On The Effluent Quality**

Between stages 19 and 20 there was a significant pollutant load change, from 0.5 kg COD/d m<sup>3</sup> entering to 1.1 kg COD/d m<sup>3</sup>. All other variables remained equal between phases, with 3.75 m, 25 days of SRT, HRT 35 h and a temperature between 15-20 ° C.

In the COD concentration in effluent are not significant differences between phases (p-value= 0.8397) despite the drastic change in the influent pollutant load.

Table 4.29. Characteristics of the phases 19 and 20, and distribution in homogeneous groups for COD in the effluent.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	COD (mg/L)	Homogeneous groups
19	3,75	25	35	15-20	0,5	24,03 ± 10,79	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	24,65 ± 10,52	a

It is noted as the average values are very similar between phases, not appreciating differences caused by the increased load.

In assessing the concentration of inert soluble COD in the influent can be seen that there are significant differences between phases (p-value= 0.00001), with an average value lower in stage 20, with higher pollutant load, of  $21.25 \pm 2.43 \text{ mgO}_2/\text{L}$ , for an average of  $25.36 \pm 4.6 \text{ mgO}_2/\text{L}$  for phase 19.

These values are very close to those reported analytically ( $S_e$ ), being slightly higher in the stage 19 the value of the soluble fraction of the influent inert than effluent COD, unlike in phase 20, with a higher effluent COD value, with no significant differences for either (p-values = 0.6267 and 0.0561, respectively). We can assume therefore that the COD in the effluent comes from the influent inert soluble fraction.

BOD<sub>5</sub> analysis are establishing statistically significant differences with a p-value of 0.0410 (table 4.30).

For the BOD<sub>5</sub> this sudden change in the influent load itself that determines a difference in the values of this parameter, which is apparent in the averages recorded for both periods.

Table 4.30. Characteristics of the phases 19 and 20, and homogeneous group distribution in effluent BOD<sub>5</sub>.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	BOD <sub>5</sub> (mg/L)	Homogeneous groups
19	3,75	25	35	15-20	0,5	1,89 ± 1,41	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	3,23 ± 2,52	b

The theoretical concentration of BOD<sub>5</sub> outputs were determined for these stages, and are shown in table 4.31.

Table 4.31. Characteristics of the phases 19 and 20, and homogeneous distribution by theoretical BOD<sub>5</sub> effluent.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	BOD <sub>5</sub> (mg/L)	BOD <sub>5</sub> max (mg/L)	Homogeneous groups
19	3,75	25	35	15-20	0,5	1,89± 1,41	3,25± 0,89	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	3,23± 2,52	4,87± 1,06	b

The theoretical calculation shows that BOD<sub>5</sub> follows the same pattern as analytical datas, but in this case it generated statistically significant differences (p-value= 0.00001). By comparing the values of each phase shows that both are generated statistically significant differences (p-values= 0.0011 and 0.0006).

Between stages 19 and 20 is given one of the major changes in the concentration of N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> over research, getting to the stage 20 one of the worst recorded results. However, despite the differences in mean values were not statistically significant differences, as shown in table 4.32, with a p-value of 0.3186.

Between these two phases can see an enormous difference in mean values, which does not reach to generate statistically significant differences for the wide variation in the stage 20, which shows a much higher average value for an organic load significantly higher than in the previous phase.

Table 4.32. Characteristics of the phases 19 and 20, and homogeneous group distribution for N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> in effluent.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)	Homogeneous groups
19	3,75	25	35	15-20	0,5	0,32 ± 0,43	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	5,18 ± 9,39	a

Soluble nitrogen non nitrifiable in these phases reached average values of 1.82 ± 0.25 mg N/L in phase 19 and 2.19 ± 0.41 mg N/L in phase 20. In the case of the first one the value of non-

soluble nitrogen is superior to nitrify ammonium concentrations measured in effluent, with significant differences ( $p$ -value= 0.00001), so can assume that N in effluent comes from this fraction, which is partially retained in the system. However, in the stage 20 the mean values of  $\text{N-NH}_4^+$  in effluent are higher, but do not generate significant differences ( $p$ -value= 0.0782). The absence of differences is based on the high variability of values on the phase 20, with low initial ranges and subsequently much higher amount, over the quantity of N non-nitrified input, so you should assume that an operational problem had occurred during this phase of process that has limited nitrification.

The minimum SRT for nitrification shows values between 2.8 and 11.6 days SRT at least to nitrify the N of influent. In these phases have been working with SRT 25 days, so not a problem in the process of nitrification.

For denitrification in these phases have not been obtained statistically significant differences between them ( $p$ -value= 0.4078), with the results shown in table 4.33.

Table 4.33. Characteristics of the phases 19 and 20, and homogeneous group distribution for  $\text{N-NO}_3^-$  in effluent.

Phase	h	SRT	HRT	T <sup>a</sup>	Kg COD/d m <sup>3</sup>	N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> (mg/L)	Homogeneous groups
19	3,75	25	35	15-20	0,5	61,22 ± 8,4	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	65,19 ± 16,8	a

For these modes is not apparent influence of the organic load in the denitrification process, with mean values of nitrate in effluent very similar.

These periods were carried out at the plant with microfiltration membranes, which has the lowest recycling rates, allowing a higher concentration of nitrate in the effluent.

If we value the denitrification capacity, was much higher in phase with the highest load of biodegradable COD, phase 20, having more organic matter needed to break down nitrate.

In another phase with equal parameters except for organic load has followed a similar pattern, except in the case of BOD<sub>5</sub>, which does not generate significant differences and nitrate concentrations in effluent, which generate them.

#### 4.5.- Stability Of Biomass

This section assesses the evolution of suspended solids in activated sludge experimental facilities, the volatile fraction of MLSS and therefore the ratio VSS/TSS to determine the influence of process parameters on the stabilization of sludge.

For MLSS is shown in figure 4.15 the evolution along the research for the two facilities.

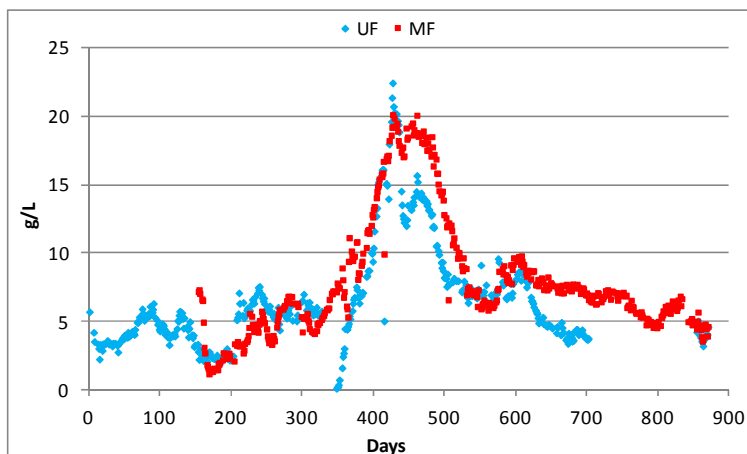


Figure 4.16. Evolution of MLSS during research in both facilities.

The figure shows the great variability in the concentration of suspended solids in the mixed liquor. It has obtained an overall average of 7.57 g/L, with a range from minimum values of 0.15 g/L in the commissioning of the installation and maximum up to 22.42 g/L. The phases of the study presents statistically significant differences in MLSS concentration (p-value= 0.00001).

For MLVSS shows again the high variability of volatile organic matter in the sludge of the two facilities, presenting an average value of 5.5 g/L of MLVSS, ranged from maximums of 16.44 g/L and minimum of 0.09 g/L.

With these data we observe the evolution of the percentage of volatile matter in sludge, which have followed a similar evolution in both plants (figure 4.16), with minimal point of up to 50.81% and maximum of 95.06%, with average values in 73.47%.

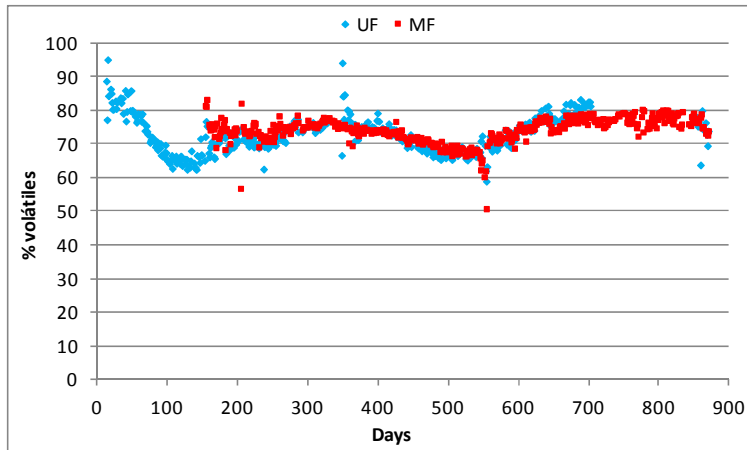


Figure 4.16. Evolution of the percentage of volatile solids in the sludge of the two facilities.

#### **4.5.1.- Influence Of Process Variables On The Stability Of Biomass**

##### *4.5.1.1.- Influence Of Temperature On The Stability Of Biomass*

This section determines the influence of temperature on biomass. The most comprehensive analysis of temperatures can be done on the group of four considered in the study for phases 24, 25, 26 and 27, made with the installation of microfiltration.



By applying the statistical study of the values recorded in MLSS concentration between phases, we obtain statistically significant differences ( $p$ -value= 0.00001), being framed in different homogeneous groups (table 4.34) as the least significant difference test.

Table 4.34. Characteristics of phase 24 to 27 and distribution for homogeneous groups of sludge MLSS.

Phase	h	SRT	HRT	T	Kg COD/d m <sup>3</sup>	MLSS (g/L)	Homogeneous groups
24	5	35	35	>25	0,77	6,83 ± 0,53	a
25	5	35	35	20-25	0,77	6,54 ± 0,71	a
26	5	35	35	15-20	0,77	8,23 ± 0,75	c
27	5	35	35	<15	0,77	7,44 ± 0,18	b

Is observed for these phases how differences between them are generated with lower MLSS values in phases with higher temperatures, while not a direct relation with the temperature is presented and on intermediate distributions obtained the highest concentration of MLSS.

In these phases can be observed the influence in the defined groups of temperature on the evolution of the percentage of volatiles on stages with the same parameters. Table 4.35 shows the distribution by homogeneous groups according to the least significant difference test ( $p$ -value = 0.00001).

For the percentage of volatile matter in the sludge there is a clear influence of temperature on these phases, so the percentage increase while the temperature decreases.

Table 4.35. Characteristics of the stages 24 to 27 and homogeneous distribution of the groups for the percentage of volatile matter in sludge.

Phase	h	SRT	HRT	T	Kg COD/d m <sup>3</sup>	% volatile	Homogeneous groups
24	5	35	35	>25	0,77	65,32 ± 4,53	a

25	5	35	35	20-25	0,77	71,53 ± 1,12	b
26	5	35	35	15-20	0,77	75,08 ± 2,12	c
27	5	35	35	<15	0,77	77,46 ± 0,89	d

For the rest of the phases whit coincidence in temperature has obtained a similar pattern observed in this phase.

#### *4.5.1.2.- Influence Of Sludge Retention Time (SRT) On The Stability Of Biomass*

In the study between phases for the influence of SRT on the stability of biomass is not observed a clear pattern of behavior on changes in SRT, so for increases in lower SRT (20-25 days) shows this variation causes an increase in the MLSS of the sludge, while for higher SRT (30-40 days) the effect is the opposite, with a decrease in suspended solids at higher SRT.

For MLVSS show a pattern of behavior based in higher SRT the percentage of volatile organic matter is higher.

#### *4.5.1.3.- Influence Of Hydraulic Retention Time (HRT) On The Stability Of Biomass*

For the influence of HRT on MLSS concentration and percentage of volatile matter has not identified a clear pattern, because the results were inconclusive and contradictory between phases.

For the percentage of volatiles were not identified a clear pattern as only one of the phases presents significant differences, when by increasing the HRT increases the percentage of volatile solids.

#### *4.5.1.4.- Influence Of Variation Of Pollution Load In The Stability Of Biomass*

Between stages 19 and 20 there was a significant pollutant load change, from 0.5 kg COD/d m<sup>3</sup> to 1.1 kg COD/d m<sup>3</sup>, with the rest of the variables remained the same between phases.

The MLSS concentration in the sludge of the study between phases shows significant differences ( $p$ -value = 0.00001) due to the drastic change in the influent pollutant load.

Table 4.36. Characteristics of the phases 19 and 20 and distribution in homogeneous groups for MLSS in sludge.

Phase	h	SRT	HRT	T	Kg COD/d m <sup>3</sup>	MLSS (g/L)	Homogeneous groups
19	3,75	25	35	15-20	0,5	8,1 ± 1,6	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	13,76 ± 3,52	b

MLSS concentration was strongly influenced by the change in influent organic load, resulting in a significant increase in sludge solids for stage 20.

However, the percentage of volatile matter was not influenced by the increase in the pollutant load, with no significant differences for phases 19 and 20 ( $p$ -value= 0.4110). The results obtained for these phases are shown in table 4.37.

Table 4.37. Characteristics of the phases 19 and 20, and distribution into homogeneous groups by percentage of volatiles.

Phase	h	SRT	HRT	T	Kg COD/d m <sup>3</sup>	% volatile	Homogeneous groups
19	3,75	25	35	15-20	0,5	74,08 ± 1,77	a
20	3,75	25	35	15-20	1,1	73,8 ± 0,77	a

For these phases has not been identified influence of the pollutant load in the percentages of volatile organic sludge, obtaining very similar values.

In the other phases with mach in all parameters except pollution load has followed the same pattern of behavior.

#### 4.5.2.- Mineral Fraction Of The Biomass

The mineral fraction of the biomass is critical to assess the volatile content in activated sludge. This fraction comes mainly from the influent as well as can be generated by microbial activity, on which influences the different process variables.

To assess the influence of different process variables in the mineral content of the bioreactor biomass was established a mass balance for the inorganic fraction

The balance for mineral suspended matter can be reflected by the following expression, through which we can calculate the rate of mineralization of biomass in our bioreactor.

$$R_i = \frac{dX_{ir}}{dt} - \frac{X_{io}}{HRT} + \frac{X_{iar}}{SRT}$$

To calculate the first factor of balance is represented the temporal evolution of suspended solids content of minerals in the biomass, for each phase of the study. The set of points was fitted to a linear regression so the slope value obtained during this phase allows to know the time variation on the concentration of inert suspended solids.

Figure 4.17 shows the evolution of inert solids in biomass ( $X_{ir}$ ) throughout the study period for both installation, observed as the concentration is largely dependent on the inert solids in the influent ( $X_{io}$ ). Since the degree of concentration of inert solids in the influent is dependent on the pollutant load will be in periods of higher pollution load is reached a higher concentration of inert solids.

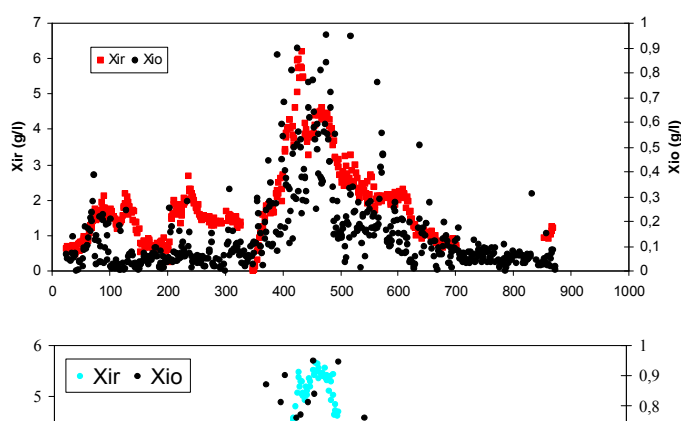


Figure 4.17. Daily evolution of mineral solids in the biological reactor ( $X_{ir}$ ) and in the influent ( $X_{i0}$ ) for ultrafiltration (up) and microfiltration (down) throughout the study period.

For the generation of inert particulate matter in the sludge, the calculation of the mineralization indicates that at best case scenario, with greater mineralization, suppose an increase of 3.6 kg per day for the entire reactor biomass biological, around 0.8% over the entire reactor biomass and 3% on all of the mineral fraction. These values demonstrate the weak influence of mineralization in the presence of mineral compounds in the biological reactor. The results for phases with higher pollution load in the influent at both plants indicate no mineralization occurs as the important contribution of mineral solids in the influent downplays mineralization.

The different operating conditions affect the degree of concentration of inert suspended solids in the bioreactor. All tests with loads greater than 1.1 kg COD/d m<sup>3</sup> (8, 9, 10, 20, 21 and 22) were negative, highlighting the steps 10 and 22 having the highest negative value for all Ri tests performed. A similar result was observed for tests with loads of 0.91 kg COD/d m<sup>3</sup> (11, 12, 13 and 14). Load is clearly the most influential variable, so for high values of load is not an increase of solid minerals in the biomass but a reduction in the content.

The temperature effect is not clear in reference to the greater or lesser presence of solid minerals, although it is noteworthy that those phases with a high load and further reduction of mineral solids have developed at temperatures above 25 °C. Other variables such as SRT and HRT do not have a significant effect on the basis of the results.

#### **4.5.3.- Biomass Growth Rate.**

The use of organic matter by microorganisms in activated sludge systems results in the generation of new biomass to increase the solids concentration in the bioreactors. Some of this biomass is removed by endogenesis and the rest will be part of the volatile fraction.

To assess the influence of different process variables in the generation of new biomass in the biological reactor a mass balance for the volatile fraction is established.

In order to simplify the calculation and since the value of  $X_{o,u}$  is relatively low, compared with the biomass concentration achieved in the trials, the expression can be simplified as follows

$$R_m = \frac{dX_{rv}}{dt} + \frac{X_{rva}}{SRT} \quad \text{Eq. 15}$$

Thus obtain a simplified expression similar to that obtained by Huang *et al* (2001) to establish a similar balance in MBR systems.

The calculation of the first factor in the balance is made based on the temporal evolution of the content of volatile suspended solids in the experimental plant for each phases of the study. The set of points was fitted to a linear regression so that the slope value obtained allows to know the time variation of the concentration of volatile suspended solids during this phase ( $dX_{rv}/dt$ ).

Figure 4.18 shows the evolution of the biomass generation rate over the experimental time for ultrafiltration and microfiltration facilities. This rate changes from a low of 0.023 to a maximum of 0.51 gVSS/L d, in ultrafiltration installation and a minimum of 0.0068 to a maximum of 0.64

gVSS/L d for the installation of microfiltration. This is a daily minimum generation of 0.6 kg/d and a maximum of 14.4 kg/d for the installation of ultrafiltration membrane and 0.1 kg/d to 8.5 kg/d for the installation of microfiltration membrane. This biomass generation has evolved based on the pollutant load as can be seen in figure 4.18.

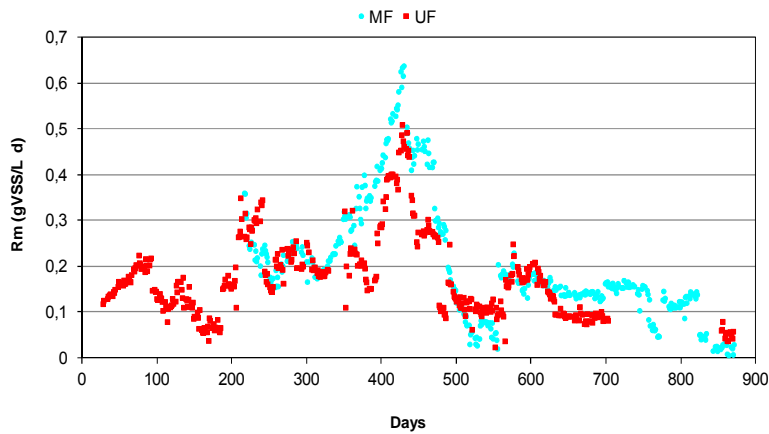


Figure 4.18. Daily evolution of the growth rate of biomass in bioreactors of UF and MF.

Different operating conditions affect the degree of generation volatile suspended solids in the biological reactor, noting that the phases which show a higher value for biomass grow rate ( $R_m$ ) common features high contaminant load ( $1.1 \text{ Kg COD/m}^3 \text{ d}$ ), while those with a lower value of  $R_m$  had a low pollution load ( $0.4 \text{ Kg COD/m}^3 \text{ d}$ ).

Is also remarkable the effect of temperature, in this case the lowest values of  $R_m$  are obtained for temperatures above  $25 \text{ }^\circ\text{C}$ , reaching the highest values for phases that take place between  $20\text{-}25 \text{ }^\circ\text{C}$ . The temperature behavior is singular, so these increases favor the generation of biomass except at temperatures higher than  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  where there is a considerable decrease compared to the previous ones.

For the HRT is repeated the same pattern in the two groups of phases in which it is possible to assess its influence (phases 4 to 5 and phases 9 to 10), so at the higher HRT there is increased biomass generation, and this is especially be significant despite small variations of this variable throughout the study.

For the SRT is noteworthy that for values between 35 and 40 days an increase in SRT means less biomass generation. Variations between 30 and 35 days of SRT as those observed between 8 and 21 stages and phases 9 and 22 show no statistically significant differences, although there is a slight tendency on the basis of average values to decrease the rate of biomass generation when SRT increased. The comparison in phases whit changes between 20 and 25 days of SRT, behaving in the opposite way, so there is a greater generation of biomass at higher SRT.

#### 4.6.- Evolution Of The Transmembrane Pressure (TMP)

During the investigation, the values of transmembrane pressure (TMP) into the two facilities were recorded, to determine their evolution and the influence of the operating conditions were in it. In the two plants has been worked with low flux, keeping it in an average about  $10 \text{ L/m}^2 \text{ h}$ .

In the microfiltration plant for each day of work we have obtained an average value which represents the TMP situation throughout the day, and can assess the time evolution and make the comparison between the different phases of the study, evaluating the influence of different variables.

We analyzed statistically the influence of process variables on the TMP values recorded during the investigation, to determine how these factors affect the pressure. There is observed that the greatest influence on the TMP is exercised by the temperature, where at higher temperatures lower pressure values were recorded while for temperatures lower the transmembrane pressure increases.

Another factor that will influence the TMP is the concentration of MLSS in the mixed liquor to be filtered. Figure 4.21 shows the evolution of the MLSS, together with the evolution of the TMP during the investigation.



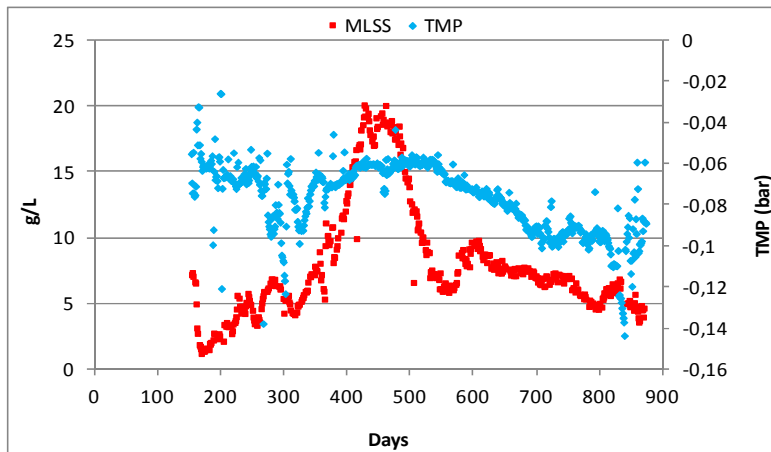


Figure 4.21. Evolution of TMP with MLSS concentration throughout the investigation.

In the figure is noted as the initial increase in MLSS will affect the values of TMP so the solids rises as the TMP rises also. However, from day 310 there is a rapid and very significant increase in suspended solids that do not relate to a decline in the values of TMP, but rather there seems to have achieved improvement in the values of pressure. However, by sampling 790 a sudden increase of MLSS, without reaching excessively high levels in g/L was clearly reflected in an increase in the TMP.

Other factors that will influence the TMP are chemical cleaning to the membranes and cleaning airflow supply by a blower to the membranes.

As regards for chemical cleaning, the microfiltration plant underwent four cleanups with hypochlorite to reset the TMP membrane fouling when it was excessive, for days 303, 413, 841 and 862, where the figure shows the improvement of the values of TMP for these days.

With regard to the flow of air supplied by blowers for cleaning membranes, two maintenance operation were carried out caused by the low flow supplied. The blower was installed new in the installation and commissioning of the plant, and took two maintenance interventions as they were not supplied sufficient flow, in 463 and 855 days, seen an improvement in the values of TMP after these operations.

For the ultrafiltration plant maximum and minimum TMP values were controlled to measure fouling in filtration and backwash processes.

If we make a statistical analysis on the values of TMP with maximum and minimum values to see the influence of process variables, can be observed as like in the microfiltration plant the greatest influence is determined by temperature, increasing the TMP when temperature fall down.

Figure 4.22 shows the evolution of the MLSS in the mixed liquor ultrafiltration plant compared to the results of maximum and minimum TMP in this installation.

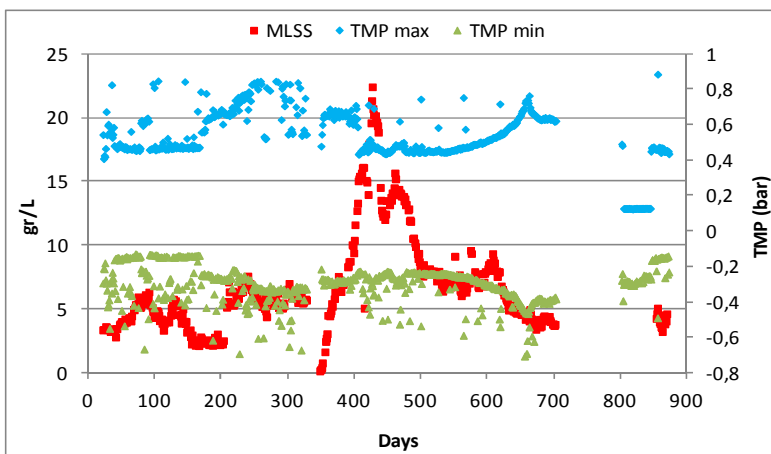


Figure 4.22. Evolution of TMP max and min with MLSS concentration throughout the investigation.

This graph shows the influence of MLSS in the TMP. At the beginning of the investigation, the pressure was stable at around -0.2 bar in filtration and 0.45 bar in backwash, but by day 200 there was an increase in MLSS concentrations, affecting both work pressures, but is seen most notably in the maximum pressure backwash, which reached maximum levels of 0.8 bar.

At the beginning of the activity after the first stop there was a dramatic increase in the mixed liquor solids, which was reflected in the values of minimum and maximum TMP, which initially remained stable perhaps even declining slightly and then increased when the MLSS tended to decrease after reaching their peak. A new rise in the concentration was reflected again in the pressure, which amounted to 640 day very high pressures and backwash production, with up to - 0.45 bar and 0.8 bar respectively.

But there are other factors that influence the evolution of the TMP, as in the microfiltration plant, which are the chemical cleaning and operational problems in the membranes blower.

The ultrafiltration plant has more types of chemical cleaning with different reagents, as described in section 2.1. During the first year were made frequent biocides chemical cleaning, whose basic objective is not the elimination of membrane fouling.

The cleaning with main objective in the elimination of membrane fouling is exhaustive cleaning procedures with hypochlorite and citric acid. In total there were four exhaustive chemical cleaning, the first one to day 303, the second during the first stop in February 2010, the third between days 663 and 664 and the last during the second break of the installation, appreciating their influence on the evolution of the TMP.

But it is necessary to consider another factor affecting the membrane fouling, which is the flow of air supplies by the membrane blower to reduce excess sludge attached on its surface. This equipment has suffer a decrease in the flow of air supplied to levels that do not remove enough solids cake on the membrane, requiring maintenance for days 320 and 656, where their influence can be seen on the values of TMP.

#### 4.7.- Water Reuse

In terms of physical-chemical parameters studied in effluents in order to reuse the water produced indicate a high quality water, have been analyzed suspended solids in the two

effluents, turbidity, COD, BOD 5 and the quantity and size distribution particle detected in the permeate.

For turbidity, the average values are very low (table 4.38), and there are no statistically significant differences between the results for the effluents from each system.

For tests colour in effluents we took readings at three wavelengths,  $\alpha_{436}$ ,  $\alpha_{525}$  and  $\alpha_{620}$  nm, and the greatest intensities were recorded at  $\alpha_{436}$  nm, while for the other wavelengths absorbance was significantly lower (table 4.38). There were no statistically significant differences between the colour values obtained for most of the samples from each pilot plant (table 4.38).

The values of COD and BOD<sub>5</sub>, as we have seen in section 4.4 are presented throughout the research excellent results in all operating conditions, without any differences observed between facilities. In the table 4.38 are exposed the average characteristics of the effluents obtained for this parameters.

Table 4.38. Summary of physico-chemical characteristics of effluents.

(MPV= Maximum Permissible Value R.D. 1620/2007; MPV\*= Maximun Permissible Value R.D. 509/1996)

Parameter	Ultrafiltration			Microfiltration			VMP	p-value
	Max.	Min.	Avg.	Max.	Min.	Avg.		
Turbidity NTU	0.58	0.0	0.17	0.59	0.0	0.15	2 -10	0.5790
S.S. mg/L	0.0	0.0	--	0.0	0.0	--	5 – 35	--
Colour $\alpha_{436\text{nm}}$ $\text{m}^{-1}$	2.3	0.1	1.26	1.9	0.1	1.28	--	0.2361
Colour $\alpha_{525\text{nm}}$ $\text{m}^{-1}$	0.9	0.2	0.49	0.9	0.1	0.48	--	0.6357
Colour $\alpha_{620\text{nm}}$ $\text{m}^{-1}$	4.0	0.0	0.42	4.0	0.0	0.46	--	0.0781

BOD <sub>5</sub> mgO <sub>2</sub> /L	12	0.0	2.73	9	0.0	2.04	25	
COD mgO <sub>2</sub> /L	72.0	1.3	23.12	67,2	2.0	21,53	125	

Size particle distribution in the effluent is a key parameter when comparing the quality of effluent. Figure 4.23 shows the results for each of the MBR systems tested in the total count for particles of between 0.2 and 125 µm. The average values for the samples for the different months of the research period show a downward trend over time. A similar trend was observed in the effluents from the two plants tested, and no significant statistical differences could be noted for the average distributions obtained from the permeate at each plant ( $p = 0.9432$ ).

Size particle distribution between 2 to 125 µm of both systems under study followed a logarithmic X-model regression, with different values in the slope and at the intersection with the ordinate axis. These differences are not very significant, but they do represent a distinguishing factor between the two MBR systems we tested, as the ultrafiltration MBR has a lower large particle content.

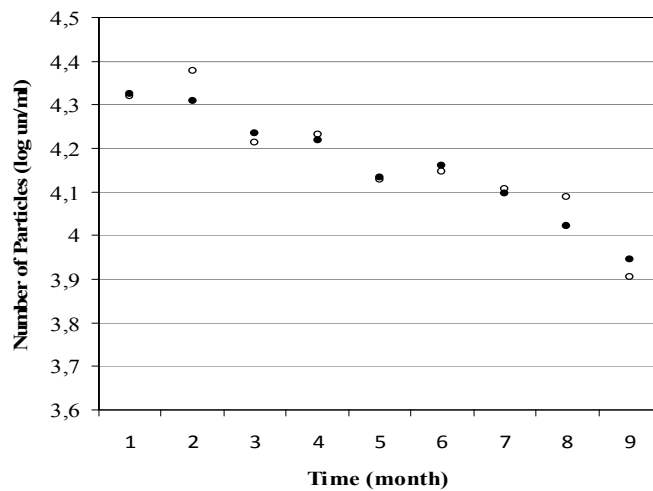


Figure 4.23. Temporal evolution of the particle concentration in the effluent.

Also in the effluents of the two plants were carried out microbiological analysis to control water quality in relation to presence of nematode eggs, *E.coli*, concentration of aerobic microorganisms at 22 °C and the presence of coliphage virus.

Effluents from both MBR systems were tested for the presence of total nematode eggs and specifically for *Ascaris lumbricoides*, *Trichuris trichiura*, *Ancylostoma* and tapeworm eggs as set out in W.H.O. guidelines (Carr et al., 2004). 100 % of the samples were found to be totally free of these kinds of infectious organism, as a result of which total effectiveness for nematode eggs removal could be assumed.

Table 4.39 shows the results obtained at both facilities in terms of microbial count of the indicator *E.coli*. In all samples analyzed, only 5% were positive for *E.coli* membrane ultrafiltration and microfiltration 6%, with a maximum count of 2 CFU/100 mL for both plants and no statistically significant differences between them.

In spite of their excellent *E. coli* retention results, 83 % of the samples from the ultrafiltration membrane unit and 96 % of those from the microfiltration membrane unit contained aerobic bacteria with statistically significant differences for both units (table 4.39). The presence of this kind of bacterial indicator was significantly higher for the effluent from the microfiltration membrane unit, with a downward tendency over time in both cases with the highest counts at the beginning when the two experimental units were started up.

Counts of *E.coli* C coliphages in permeate samples from both MBR systems showed statistically significant differences (table 4.39). The permeate from the ultrafiltration system was of higher quality with total absence of coliphages in 75 % of samples, while only 25 % of permeate samples from the MBR with a microfiltration membrane showed total absence. This supposes the biggest difference between technologies in terms of effluent quality.

Table 4.39. Summary of physico-chemical characteristics of effluents.

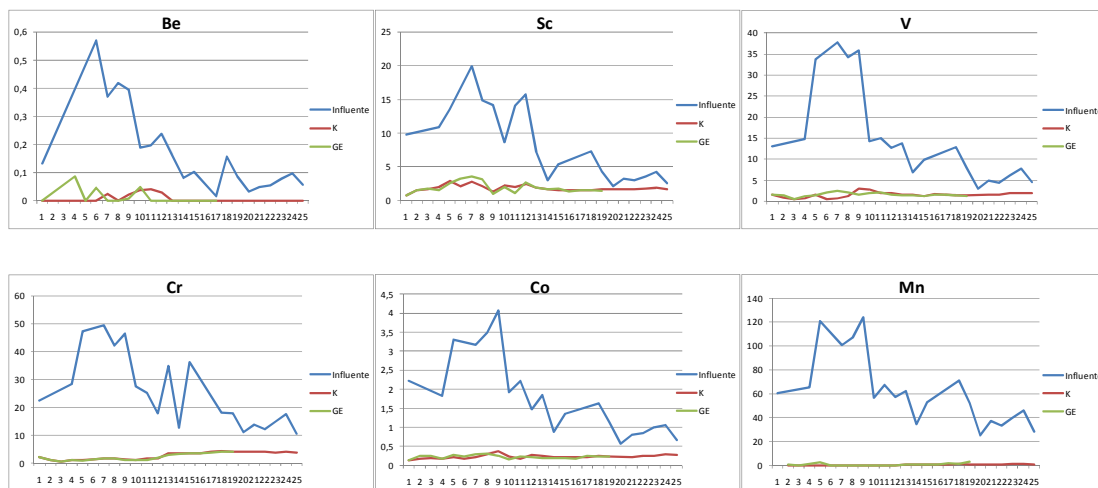
(MPV= Maximum Permissible Value R.D. 1620/2007)

Parameters	Ultrafiltration			Microfiltration			VMP	p-value
	Max.	Min.	Avg.	Max.	Min.	Avg.		
Nematode eggs/10L	0	0	0	0	0	0	1	--
Aerobic bacteria cfu/mL	800	0	68	1500	0	304	--	0.001
<i>E. coli</i> cfu/100mL	2	0	0.2	2	0	0.15	0-10.000	0.466
Coliphages pfu/100mL	17	0	1.5	105	0	33.2	--	0.001

In addition, we studied the presence and concentration of heavy metals in both facilities to determine if their presence in water and sewage sludge could pose problems reusing these products.

The metals studied in influent and both effluents and sludges were Be, Sc, V, Cr, Mn, Co, Ni, Cu, Zn, As, Y, Mo, Cd, In, Ba, Sn, Sb, Au, Tl, Pb, Bi, Th and U, which represents a wide representation possible elements in urban wastewater.

Figure 4.24 show the evolutions for the influent and effluents in the studied elements.



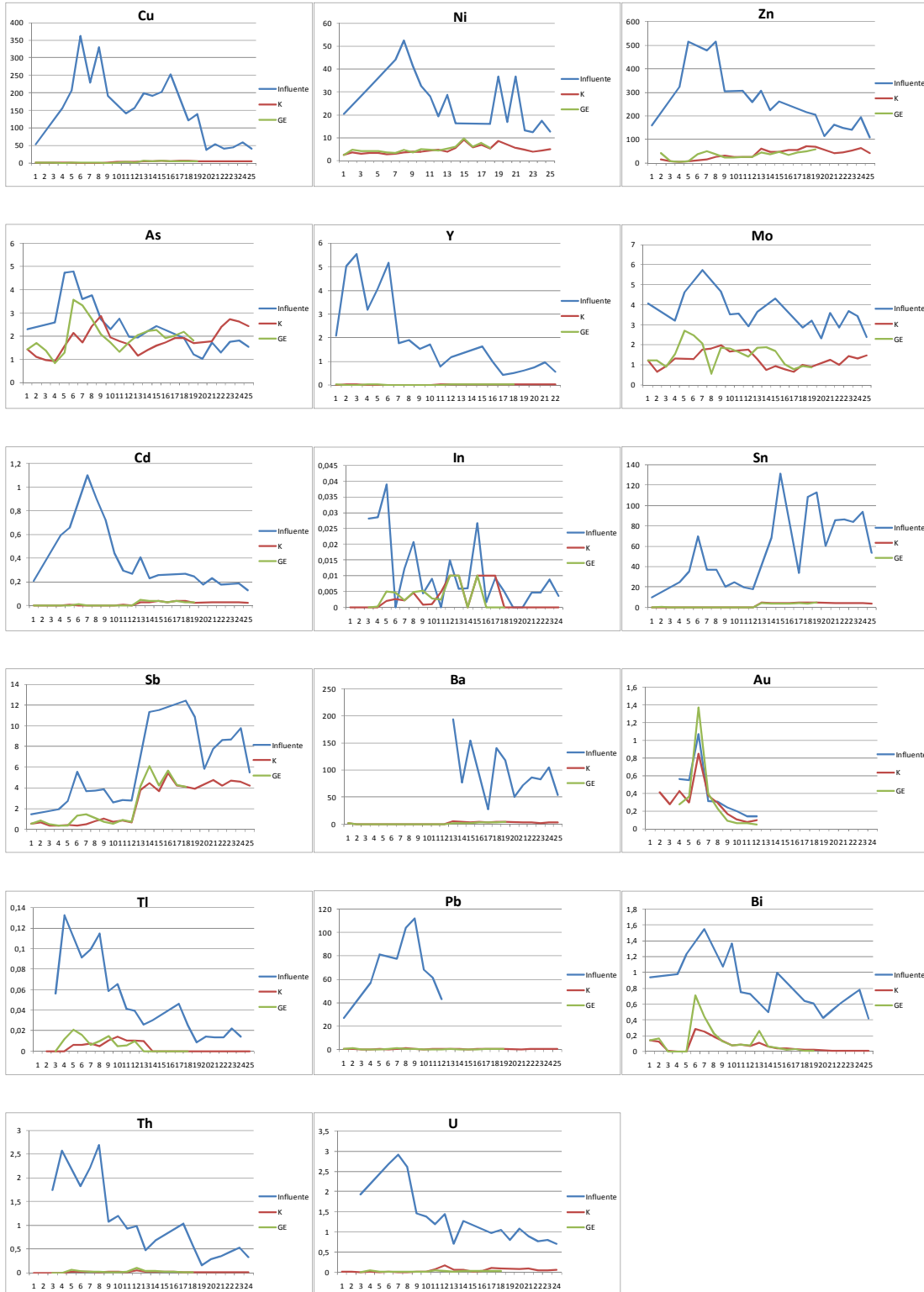


Figure 4.24. Evolution of metals in influent and effluents.



No differences were found between effluent facilities for any metal, except in the case of U (p-value = 0.0415) with lower concentrations in ultrafiltration.

The average percentages of removal for each metal in the facilities are expressed in figure 4.25.

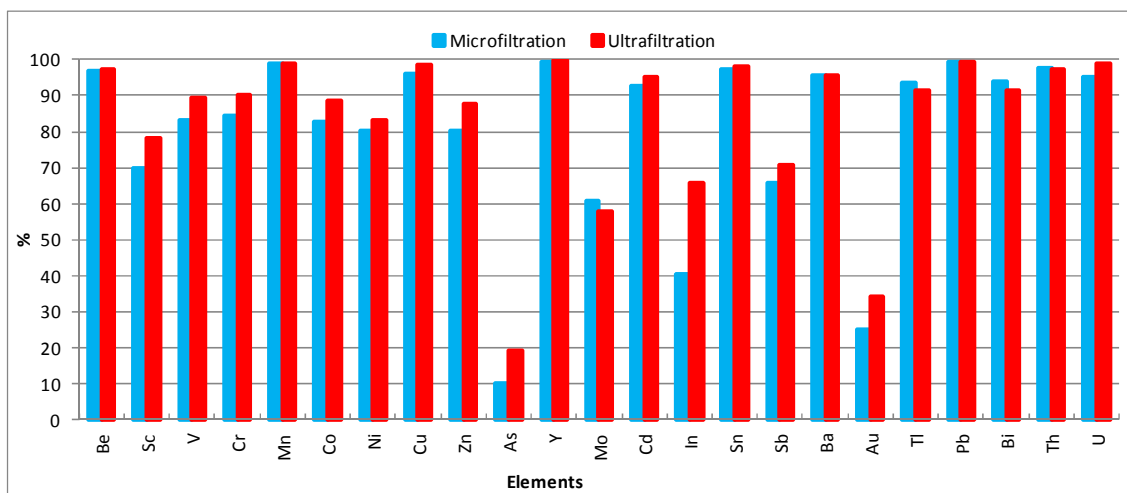


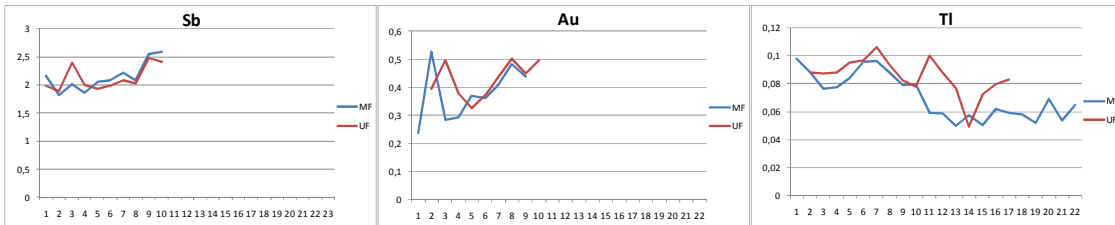
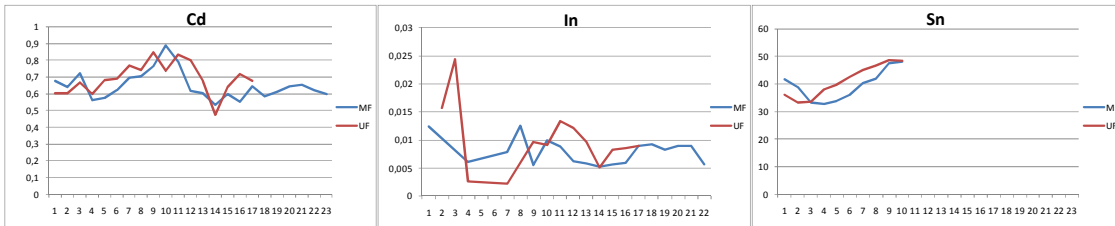
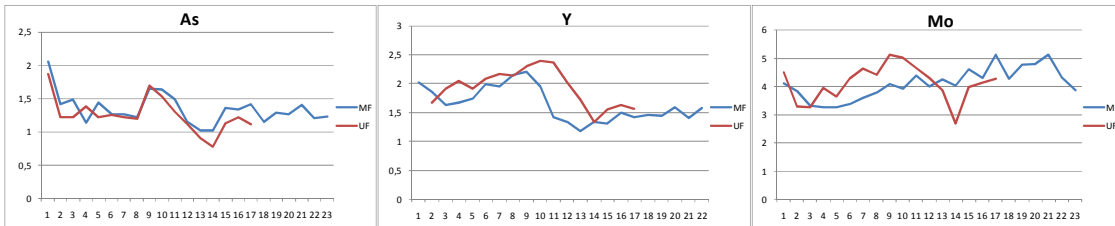
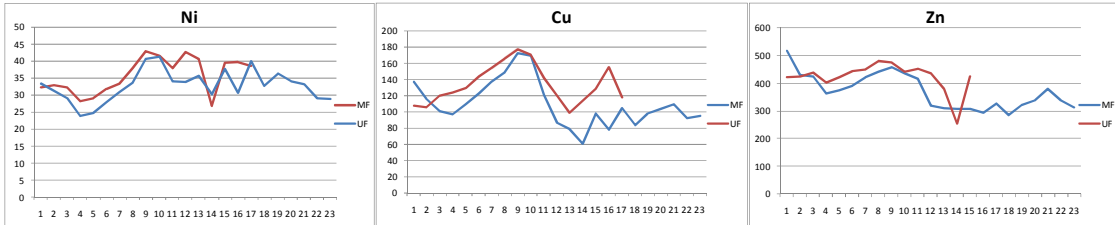
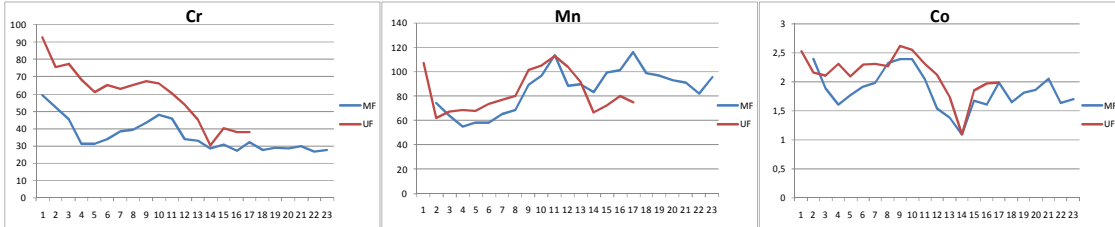
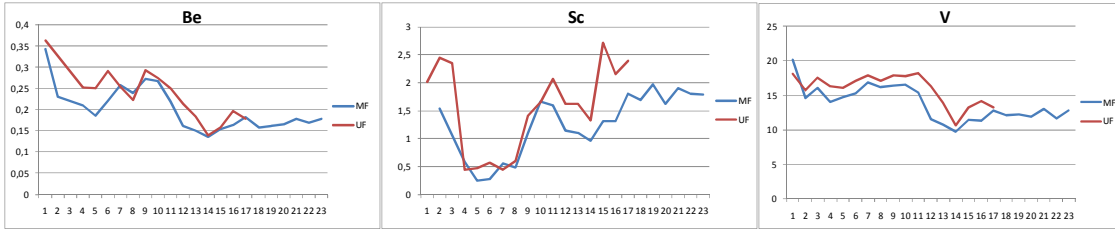
Figure 4.25. Removal efficiency for metals in each facility.

Is generally observed high removal efficiency, with up to 17 of the 25 elements studied with efficiencies above 80%, and of these 12 above 90%.

It can be seen, however, two elements, As and Au in which the efficiency are not so high, with mean elimination of 10% and 19.2% in the case of As for microfiltration and ultrafiltration, respectively, and 25 and 34% for Au in micro and ultrafiltration.

No statistically significant differences between the two plants for the removal efficiency of each metal were found, except Cu, in which exist differences, with p-values of 0.0369. In this case the installation of ultrafiltration obtained higher elimination percentages, with 98.27% compared to 96%.

The evolution of heavy metals in activated sludge sewage from both treatment plants during the investigation can be seen in the figure below (figure 4.26), expressed as mg of metal per kg of dry matter.



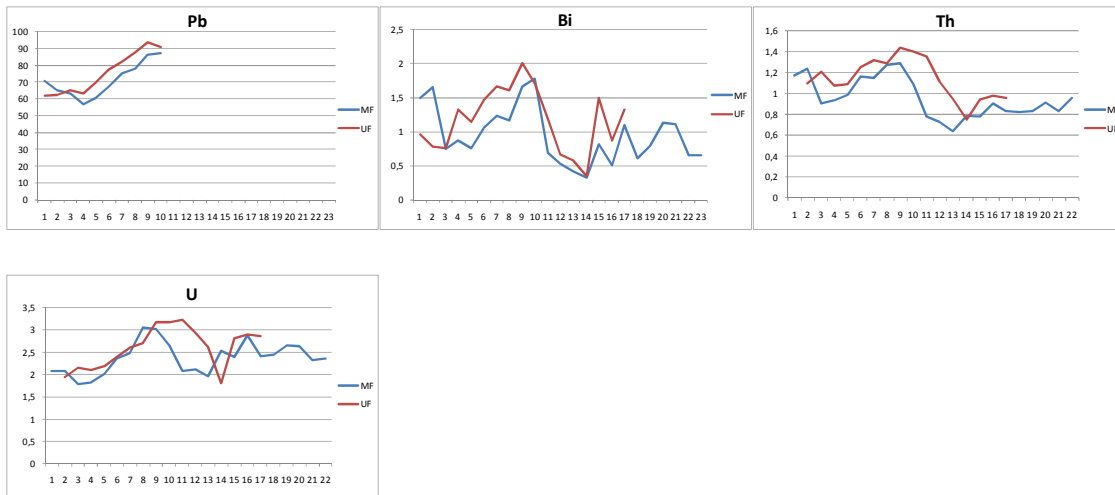


Figure 4.26. Evolution of the concentration of metals in sludge.

Comparing the metal concentrations in sludge from the two plants is noted statistically differences in eight of the metals analyzed, namely V, Cr, Co, Cu, Zn, Y, Tl and Th, with higher average concentrations for the plant with ultrafiltration membranes.

The sludge concentration in metals there is a certain tendency to accumulate, such as Mn, Ni, Cu, Sn, and Pb, although the correlations of  $r^2$  of these metals for accumulative process are very low.

## 5.- DISCUSSION

---

### 5.1.- Influent Characterization

The correct characterization of the influent entrance to installations is of vital importance since it is a parameter that will condition the functioning of these.

The wastewater characteristics will be defined by the activity of the city from which water is collected, the environmental conditions and sewage network, as well as variations in water consumption and water infiltration or exfiltration conduction processes (Henze *et al.*, 2008).

Registered COD presented high variability. The average pollutant load entering the plants could be classified according to the classification exposed by Henze *et al* (2008) as a medium-high pollution for urban waste water, with seasons in which the load was very high, as occurred between samples 350 and 500, with peaks of COD above 2500 mgO<sub>2</sub>/L, doubling the values that are considered high pollution.

For the decomposition of COD into its fractions is observed that according to the wastewater type characterization described by Ronzano and Dapena (1995), the particulate fraction in this wastewater type corresponds to 37.1% and the soluble fraction at 62.9%. However, the water study has not followed this distribution, with a majority in the particulate fraction of COD with a 64.44% and a 35.56% in the soluble fraction.

By fractionating COD in the biodegradable and inert components, the percentages obtained in the fractions  $X_{inf\ b}$  by  $X_{inf\ u}$  or on the total  $X_{inf}$  were very approximate to those proposed by Ronzano and Dapena (1995) in his characterization of an urban wastewater. However, to express these results as a percentage of total COD analytical results were higher than in the usual urban wastewater, which lies, according Ronzano and Dapena (1995) about 26.4% and 10.6% for  $X_{inf\ b}$  and  $X_{inf\ u}$ , respectively, whereas in this study were obtained percentages of 18.56% and 45.81% respectively.

Looking at the soluble COD fractionation in the characterization of water type (Ronzano and Dapena, 1995) the distribution percentages between  $S_{inf\ b}$  and  $S_{inf}$  are slightly modified, marking the  $S_{inf\ b}$  a percentage of 84.06% over  $S_{inf}$  and 52.87% of the total COD, while  $S_{inf\ u}$  represents a 16.48% of the soluble fraction and 10.05% of the total COD. The water shows a higher biodegradability in the soluble fraction than in water type marked, while the COD overall percentages are lower, because soluble fraction is minority in the influent COD.

In the calculations based on the work of Ronzano and Dapena (1995), degradable fraction reaches 79.35% percentage and non-biodegradable fraction a 20.65%, overall percentages similar to those obtained in the characterization of the water study, 78.68% and 21.32%, respectively.

BOD<sub>5</sub> values detected in the influent to the facility has followed a similar pattern as recorded for COD, with an average contamination considered a medium-high level (Henze *et al.*, 2008), with peaks above 1200 mgO<sub>2</sub>/L, doubling what is considered a high pollution. However, in behaviour similar to the COD, in the initial and final periods contamination is considered low for BOD<sub>5</sub>, averaging around 300 mgO<sub>2</sub>/L.

In the characterization based on influent BOD<sub>5</sub>, Ronzano and Dapena (1995) determined the percentages corresponding to each fraction in a sewage type, in which the particulate fraction represented 33.3% of the total and soluble at 66.7%. In our water the particulate fraction, as well as COD, represented a much higher percentage than the soluble, 58.9% particulate from 41.1% soluble.

In DQO/DBO<sub>5</sub> ratio values obtained indicates average water biodegradability, susceptible of being treated with biological methods (Henze *et al.*, 2008).

The concentrations of suspended solids in the influent recorded along the investigation fall into a high pollution characterization for this parameter according to Henze *et al.* (2008), with the same pattern followed by COD and BOD<sub>5</sub>.

When performing the fractionation of the suspended solids and obtain the percentages of each fraction, the percentages differ from those calculated by Ronzano and Dapena (1995) for an urban wastewater type, with percentages of mineral suspended solids of 30% biodegradable solid 50% and 20% inert, as in the water to study the inorganic fraction was lower, reaching only 20.12% average mineral solids concentration in the influent entering the plant and the fraction organic matter is higher than expected, with average values of 56.94% and 22.94% biodegradable and inert solids.

In terms of nutrients N and P in the influent, has seen a high variability as in the rest of the parameters, which has made at certain times of work they had high pollution levels in these elements and other pollution periods were low, with an influent nutrient-poor phases over COD and nutrient-rich phases in less polluted with COD (Henze *et al.*, 2008).

Water pH is a parameter that has remained more stable over time, leaving a mid-range category as described by Henze (1992), appreciating the seasonality of certain values, increasing during the cold seasons.

For the conductivity of the wastewater can be classified as average pollution for this parameter.

Therefore for this study worked with residual water differs from the features described in model-type of urban wastewater (Ronzano and Dapena, 1995; Orhon *et al.*, 1997; Henze *et al.*, 2008). Contamination has been medium or medium-high categorized values, with very high peak, with a specific importance in the particulate fraction, and a mineral fraction lower than expected.

This is because at the top of the plant will not only get wastewater canalized from the city of Granada, but also receive discharges of water trucks that collect septic tanks and leachate recirculation flow and from other points installation, and the supernatant of anaerobic digesters, sludge thickening and drying, which are flows that have large pollutant loads in many of its components (Henze *et al.*, 2001). At the same time is suggested the presence of industrial discharges into the inlet wastewater with high pollution loads at certain periods of the investigation, in which charges were influential over the usual values of urban water, and more similar to industrial facilities wastewater.

It is also necessary to consider the work to expansion of the WWTP, where pilot plants are installed, and the connection of new emissaries to the sewage plant during the period that has been working, which produces an increase in input load to the WWTP, which affects the characteristics of the influent.

## 5.2.- Comparative Between Plants

The comparison between the two facilities was performed during the initiation of the investigation, in some periods of equality in all the process variables between plants.

The MLSS concentrations were similar in the two facilities, with typical values of MBR systems (Le-Clech *et al.*, 2003; Poyatos *et al.*, 2007), showing a relationship between total volatile solids and about 75% in both plants (Pollice *et al.*, 2008). However statistically significant differences were determined between plants, with a higher concentration for the installation of ultrafiltration. When separated into organic and mineral components the sludge shows that the organic fraction of sludge generated no significant differences, while the fraction

of this mineral that generates this differences, being this the cause of the overall differences in MLSS concentrations between plants.

This mineral substance has two origins, the influent input and mineralization of sludge. Both facilities were fed with the same wastewater and biological activity was similar. The marked difference between the two technologies for this comparative study is the difference in operating time, as the plant with ultrafiltration membranes had a higher operating time before comparison, as the comparative phases between plants when the installation began ultrafiltration had 143 days of operation while the microfiltration plant the run was 30 days work. The generation of inorganic solids has been referenced as no influence on these facilities (Arévalo *et al.*, 2010) so that the greatest influence on the inorganic matter in the sludge is determined by the concentration of the influent in the sludge of the facility.

The adjustment of the two facilities to the theoretical calculations provided by the sludge production models indicates that no operational differences between the sludge of the two facilities, which is also found through respirometric techniques (Ruiz *et al.*, 2011), and kinetic and stoichiometric constants assumed in the theoretical calculations are suitable for working conditions established, so can not seen differences between plants for the evolution of biomass.

BOD<sub>5</sub> results obtained in both plants were very low and stable over time, with differences between plants and a higher concentration of BOD<sub>5</sub> in ultrafiltration one. The mean difference that causes the differentiation of plants is less than 1 mgO<sub>2</sub>/L, very low and due to the low values measured a couple of high punctual samples generate significative differences.

In addition, both plants have better effluent quality results for this parameter than expected by theoretical calculation of the dissolved fraction would remain in effluents (Ronzano and Dapena, 1995), indicating that the constants in the calculation ( $Y_h$ ,  $b_h$ ,  $K_t$ ) does not fit to the existing in facilities, but at the same time these constants change between plants and causes significant differences between them.



The two plants working conditions were equal in comparison period, with no significant differences in the production of sludge so it is assumed that the value of  $Y_h$  has been similar, but the presence of differences in quality of  $BOD_5$  suggests that the value of the kinetic constant  $K_t$  varied between ultrafiltration and microfiltration plant, with a greater value in microfiltration and therefore greater degradability producing less load of  $BOD_5$  in effluent.

Instead, for the effluent COD parameter were not detected differences between the two facilities, with great performance in both. The COD in the effluent will be defined by the presence of non-biodegradable soluble COD of the influent, not affected in the biological treatment (Henze *et al.*, 1987, Phillips *et al.*, 2009). The fact that the two facilities work with the same influent made non-biodegradable soluble fraction was equal in both and do not generate significant differences between them.

In the fractionation of N present in the influent there is a fraction that is non-biodegradable soluble form (Henze *et al.*, 2008), which is not altered by biological treatment. Part of the soluble nitrogen not nitrifiable of the influent has been retained in the interior of both systems without any significant differences in retention between them, since the concentration of ammonia detected in the effluent is less than the non-nitrifying fraction, not affected in the treatment. Nitrification has not been a limitation in any of the two facilities for the tested conditions.

From the design, these facilities are limited in their nitrate removal capacity due to the recirculation needed between tanks in 12.5% in the ultrafiltration plant and 20% on installation of microfiltration.

Both MBR systems are limited in the ability of  $NO_3^-$  elimination based on the calculation of the maximum denitrification capacity of these phases of work (Ekama and Wentzel, 2008), since the input biodegradable COD in the influent was not enough to degrade all the  $NO_3^-$  generated.

To improve the denitrification capacity in both plants would be necessary to enable a greater reduction of nitrate through the slowly biodegradable organic matter or 2<sup>nd</sup> kinetics (Ekama and Wentzel, 2008). To achieve this objective should be increase the temperature of the facility, increasing the SRT or increasing the percentage of anoxic fraction of the facilities, to enhance the capacity of degradation of slowly biodegradable organic matter.

Although the two facilities suffer the same limitations in denitrification, and taking into account the different recirculation rate, there were differences in denitrification between them with a better performance in microfiltration one, since a higher degree of recirculation promotes the entrainment of dissolved oxygen to anoxic reactors (Tan and Ng, 2008) and this compete in advantage with nitrate as terminal electron acceptor for the degradation of organic matter (Thauer *et al.*, 1977).

### 5.3.- Influence Of Process Variables On Effluent Quality

A comparison was made between phases to evaluate the influence of process variables in the system.

For the parameter of COD have obtained great results in effluent COD concentration over the entire period of investigation, something already demonstrated in MBR systems (Mohammed *et al.*, 2008, Arévalo *et al.*, 2009, Kent *et al.*, 2011), remained very stable over time.

For this parameter, none of the phases to study for any of the process variables have been generated significant differences. The removal of COD of water is determined by the microbial metabolic activity and retention in the membrane without the membrane in these cases has been a problem or difference between plants.

Microbial activity is affected by process variables, with a strong influence of temperature on the kinetic constants of the sludge and the SRT of this (Henze *et al.*, 1987; Eckenfelder, 1991,

Henze *et al.*, 2008), and other research has found that the greatest influence for removing wastewater COD is the temperature, followed by the HRT and SRT, although with much less influence (Wang *et al.*, 2009).

Throughout the investigation we have worked with very different temperatures in the sludge, ranging between 10 °C and more than 30 °C detected at peak times, without having affected the capacity of removal capacity of COD in facilities. In all these phases the SRT and HRT work were high, with a minimum of 20 days and 32 hours respectively, which has cushioned the potential problems caused by working with the facilities at low temperatures or sudden changes in pollutant loadings, factors affecting biological purification of water (Aguilera *et al.*, 2003; Birima *et al.*, 2009).

As for BOD<sub>5</sub> values obtained showed high effluent quality in terms of this parameter throughout the research process, which is a major feature of this technology (Mohammed *et al.*, 2008; Arévalo *et al.*, 2009).

The effluent BOD<sub>5</sub> values show a clear pattern of behavior with respect to temperature. It is seen that with decreasing temperature decreases the concentration of BOD<sub>5</sub> in the effluent, which contradicts what is expected for this parameter, increasing as the temperature decreases concentrations, by the affectation of the kinetic constants of organic matter degradation (Eckenfelder , 1991; Ronzano and Dapena, 1995). This may be due to an increase in the rate of endogenesis in the sludge. This rate of endogenesis and cell death is greater at higher temperatures, and since the residue of endogenous soluble fraction is slowly biodegradable (Ramdani *et al.*, 2010) remains in the sludge long enough so that part is extracted in the permeate, which increases the concentration of BOD<sub>5</sub> in effluent.

As for the forms of nitrogen in effluent concentrations of N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> are strongly dependent on the SRT of work and the process temperature (Ekama and Wentzel, 2008). MBR systems have advantages in the process of nitrification over other treatments because of high SRT of work, which favor the growth of nitrifying bacteria, and the complete retention of these bacteria (Ersu *et al.*, 2010). At all stages, except in some of these operational problems in aeration, was obtained total nitrification of N in influent. The differences between phases are caused by the

concentration of soluble nitrogen not nitrify entrance to the plant, which was higher than the concentrations of  $\text{N-NH}_4^+$  measured in the effluent, so the ammonium measured in the permeate comes from the fraction of nitrogen soluble, which is partially adsorbed on the biomass of the plant, so the nitrification nitrified compounds has been complete.

Therefore, the nitrification process have not been limited to working conditions present at the facility, on the condition that worked with a sufficient SRT, above 20 days and keep control of dissolved oxygen in the correct installation according aeration needs.

As noted above, denitrification is limited in both plants according to the degree of recirculation to occur in these, 12.5% in the ultrafiltration plant and 20% on installation of microfiltration.

The nitrate concentration is a major problem in the operation of facilities, and its concentration was high during most of the research. Their behavior between phases for the process variables under study is erratic, not being able to obtain patterns with respect to process variables. The greatest influence on denitrification has corresponded with an operational problem and not one of the variables under study, since the concentration of dissolved oxygen that reaches the anoxic reactor through the recirculation of sludge which limits the potential denitrifying facilities (Tan and Ng, 2008).

Denitrifying bacteria are facultative bacteria that prefer the use of  $\text{O}_2$  as a terminal electron acceptor on the use of nitrate since it is a more cost-effective energy (Thauer *et al.*, 1977). To avoid this it is recommended to increase the available organic matter, which can be done by increasing the second kinetics of denitrification. This is facilitated through the increase temperature of the facility, increasing the SRT or increase the percentage of anoxic fraction of the facilities (Ekama and Wentzel, 2008). It is also interesting to reduce the amount of oxygen reaching the anoxic reactors by reducing recirculation and greater control of the values of dissolved oxygen in sludge and aeration of the membranes.

#### 5.4.-Stability Of Biomass

During the period of research has shown the great variability of concentrations of suspended solids in the mixed liquor, as well as in its volatile content.

The pollution load in the influent of entry to the facilities presents a great influence on the MLSS concentration due to sludge retention of non-biodegradable substances and a higher load to produce biomass. However, the volatile fraction is unaffected by changes in the pollutant load, as this percentage is greatly influenced by the characteristics of raw water (Huang *et al.*, 2001; Knerr *et al.*, 2011).

For the conditions of work in this investigation HRT and SRT have raised a little influence on the MLSS concentration and the percentage of volatile matter, contrary to expectations as references for these variables (Wen *et al.* 1999, Tay *et al.*, 2003).

The temperature has shown a clear relationship with the decrease of the volatile fraction of the sludge, so when the temperature increases was translated into decreases in the amount of volatile organic sludge. This is attributable to the change with the temperature of the kinetic constants of the sludge, in particular to an increase in the rate of sludge endogenous conditions ( $b_h$ ), which determines a higher degradability of organic matter and therefore a decrease in the percentage of volatiles.

The mineral fraction of sludge comes from the mineral solids provided by the influent and the rate of mineralization of the biomass is given in the bioreactors.

Mineral matter detected in the influent is about 30% lower than expected for an urban wastewater (Ronzano and Dapena, 1995), so that the amount of mineral matter from the influent will be lower than expected.

The mineralization of sludge has been limited in working conditions that have arisen in the investigation, with a low influence of this source on these solid mineral matter in the mixed liquor (Laera *et al.* 2009; Arévalo *et al.*, 2010). Therefore, the amount of mineral matter present

in the mixed liquor is determined by the contributions from the influent, so that the composition of this will be the determining factor.

The process variable has more influence on the concentration of the mineral fraction is the organic load, with negative values of  $R_i$  for phases with high charge and positive values for low load phases, caused by of sludge endogenous conditions in these phases, that increase the mineralization of sludge (Vuković *et al.*, 2006).

The rate of biomass generation is influenced by the generation from the substrate ( $Y_h$ ) causing an increase on this generation, and the rate of endogenesis ( $b_h$ ) which causes a decrease (Henze *et al.*, 1987), which define the generation of biomass and therefore the percentage of volatile matter.

Load increases favor the generation of biomass is an increase in the amount of substrate that is provided to the experimental facility (Knerr *et al.*, 2011), generating a greater amount of volatile matter in the mixed liquor.

The temperature has a great influence in biomass generation, so at higher temperatures was observed a higher rate of biomass generation, but also increases in temperature favor the increase in the rate of endogenesis, responsible for removing some biomass generated, so that creates a constant balance between generation of biomass available from the substrate ( $Y_h$ ) and the rate of endogeny ( $b_h$ ). Thus, between 15 and 25 °C there is a predominance of  $Y_h$  against  $b_h$ , reason that the rate of biomass generation ( $R_m$ ) is higher, while temperatures above 25 °C there is a predominance of  $b_h$  (An *et al.* 2007) that produces less volatile and therefore a lower percentage of these.

SRT variations throughout the investigation produce different effects depending on the sludge age. The SRT increase induced increase in  $b_h$ , while  $Y_h$  also experiences a decline, although this

is less significant as in the relationship with the SRT and  $b_h$  is exponential (Huang *et al.*, 2001). This explains the behavior of the biomass generation rate with respect to the SRT, so that small increases for large values of SRT (35-40) generally involve a decrease in the rate of biomass generation, which means less mud and less volatile at higher SRT. However, small increases but relatively low (20-25 days), increases mean more biomass generation rate (Huang *et al.*, 2001).

The behavior of biomass generation indicates that increases in the hydraulic retention time resulting in a higher rate of biomass generation (Tay *et al.*, 2003). This is because the longer contact time between substrate and biomass promotes the degradation of slowly biodegradable compounds (Viera and Sant'Anna, 2008).

With regard to the rate of degradation of organic matter, microorganisms consume the organic matter influent to transform it into biomass, so greater  $R_o$  implies greater biomass generation and therefore higher concentration of MLSS (Hocaoglu *et al.*, 2010).

The factor which has defined over the research the degradation of organic matter has been input organic load in the influent, with an almost complete degradation of the incoming biodegradable COD. In MBR systems, allows to work at high concentrations of biomass in the reactor and high HRT and SRT is common to have almost complete removal of biodegradable organic matter (Judd, 2010, Weinrich *et al.*, 2010). In this way it has been observed that at higher pollutant load in the influent  $R_o$  reached higher values, as there was a greater amount of biodegradable COD to use.

For values of HRT and SRT of work have produced no influence on the  $R_o$ , as they are relatively high values and promote the degradation of organic matter competence (Tay *et al.*, 2003, Macomber *et al.*, 2005).

In the case of the temperature has been observed influence on the rate of degradation of organic matter. At maximum temperature has been observed a decrease in  $R_o$ , motivated because higher temperatures endogenous conditions in the sludge is greater (An *et al.*, 2007) and therefore there will be less active bacteria in the mixed liquor, limiting the rate of degradation of organic matter.

In the calculation of  $Y_h$  has been observed an influence of SRT and temperature, while the HRT working in these times of retention has not showed influence.

In the SRT, for phases with a higher time there has been less  $Y_h$  observed, which leads to a lower production of biomass in the overall process (Huang *et al.*, 2001). Temperature also has shown a clear influence on the generation of biomass in systems, decreasing to minimum and maximum temperatures below 15 °C and above 25 °C. The influence of temperature has been seen that for temperatures > 25 °C production of biomass is lower, biological activity is high, with a rate of endogenesis very high so it degrades much organic matter active while for low temperature the biological activity is lower and therefore there is less biomass generation (An *et al.* 2007, Al-Amri *et al.*, 2011).

The problems of sludge flotation due to the presence of filamentous bacteria and EPS are common situations in MBR systems given the typically conditions in which this technology works (Jenkins *et al.*, 2004; Tandoi *et al.*, 2006; Smith, 2006; Di Bella *et al.*, 2008).

The growth of filamentous bacteria at low temperatures has been found by other authors (Jenkins *et al.*, 2004, Xie *et al.*, 2007; Gerardi, 2008; Parada-Albarracín., 2010), they saw temperatures around 16 °C favors the development of certain filamentous bacteria, and also for these cold temperatures is an increase in the production of compounds extracellular (Nakajima and Mishima, 2005; Judd, 2006; Di Bella *et al.*, 2011) which increases the foam problems, and has been around this temperature where the most serious foaming problems have occurred in the facilities.

In both facilities the foam loss problems were generated in the lowest points of the installation, in both anoxic reactors that are buried and act as traps preventing the foams outlet. This loss of sludge by flotation has been produce a decrease in solids concentration and an increase in the percentage of volatiles in sludge.



In the facilities any of the measures employed have been particularly effective, but seeding sludge without or with less microbiological problem has been reduce very slowly cases of loss of biomass, while adding some of the MLSS that were lost with the foams flotation, but the most effective has been the passage of time and the rise in the temperature has become control the microbiology of sludge and reduce foaming problems.

### 5.5.- Discussion TMP Evolution

We have studied the evolution for both facilities of transmembrane pressure to determine the influence of process variables on their operation.

The mode of operation at these facilities setting a certain flow and measure the changes in TMP is the most effective and most used in the operation of MBR. For these installations have been working with low flux, between 10 and 15 L/m<sup>2</sup> h, leading to a lower degree of membrane fouling (Le-Clech *et al.*, 2006)

On both floors of the TMP developments show a clear influence of temperature on their values.

The increase in filtration resistance due to lower temperature is based on four phenomena occurs in the systems (Mulder, 2000, Jenkins *et al.*, 2004, Jiang *et al.*, 2005, Pan *et al.*, 2010):

- The temperature has influence on the TMP through the fluid viscosity, so the lower temperature increases sludge viscosity and hydraulic resistance to the filtrate. The viscosity of the sludge is increased by up to 10% at low temperatures, increasing the resistance to filtration and reducing the shear flow combing thick bubble over membrane surface.

- The process of deflocculation is increased at low temperatures, increasing the amount of filamentous bacteria, decreasing biomass floc size and increasing the release of cellular products into the environment, such as SMP and EPS.
- The transport speed of the particles, calculated by the Brownian diffusion coefficient is linearly related to temperature, decreasing to diminish in temperature.
- The degradation of COD compounds decreased with temperature, resulting in a higher concentration of particulate matter and soluble COD in the reactor.

In both facilities is seen an increase in TMP with drops in temperature, which may be attributable to any of the factors previously viewed, as theoretically there were an increase in viscosity and decrease in transport velocity of particles due to the decrease in temperature.

About the flocs size, in both annual periods of low temperature have occurred biomass loss events by increasing populations of filamentous organisms in sludge. These microorganisms cause a deflocculation of sludge and an increase in the concentration of SMP and EPS in the sludge (You and Sue, 2009; Pan *et al.*, 2010), two cellular substances which have a very high influence on the fouling membranes (Nagaoka *et al.*, 1996, Cho and Fane, 2002, Rosenberg *et al.*, 2005), therefore can be attributed part of the TMP increased with an increase in the concentrations of SMP and EPS in periods of lower temperatures.

However, for another factor affecting the TMP, the COD facilities was lower when temperature decrease, as noted in section 4.4.1, in which it is seen that the values of COD and BOD<sub>5</sub> were better at lower temperatures, so this membrane fouling factor is not present in these research facilities in these conditions.

Another factor which influence on the variation of the TMP is the concentration of MLSS in the sludge. The influence of this parameter is still controversial, given its complex interaction with the membrane fouling. Generally considered to be an increase in suspended solids concentration has negative influences on TMP (Cicek *et al.*, 1999, Chang and Kim, 2005), but in another series of articles has not been detected in the influence of these fouling (Hong *et al.*, 2002;

Lesjean *et al.*, 2005) or positive influences on the filtration (Brookes *et al.*, 2006) without being able to make a direct relationship between increasing MLSS and increased membrane fouling.

For installations under study has appreciated a limited influence of MLSS on TMP, without seen a clear linear relationship between these two parameters. Both facilities support substantial increases in the sludge MLSS without these increases supposed increases in TMP, instead, in times of higher MLSS concentration in sludge transmembrane pressure tended to be stable or even decline slightly, indicating a positive impact on membrane fouling. However, other less notable increases MLSS does have clear influence on an increase in the values of TMP. Some authors have described situations of low incidence of MLSS on fouling at average MLSS concentrations between 5-6 g/L to 12-18 or even 30 g/L (Lubbecke *et al.*, 1995, Rosenberg *et al.* 2005), with a higher influence for concentrations below and above these. This is because the MLSS concentration is a poor indicator of effectiveness in the fouling of membranes as the factors that have proven key to this process, and even more at lower flux of work are the bacterial products, such as EPS and SMP (Nagaoka *et al.*, 1996, Le-Clech *et al.*, 2006).

The production of EPS and SMP is affected by increases in MLSS since altered the ratio F/M and decreases the concentrations of microbial substances in the sludge as microorganisms consume these compounds (Dvořák *et al.*, 2011). Therefore, the SRT control in sludge becomes an essential tool to reduce fouling, recommending work at SRT above 30 days (Brookes *et al.*, 2003; Han *et al.*, 2005; Hernández *et al.*, 2005).

The TMP has been affected by increases in MLSS in the low ranges, below 8 g/L, with higher ratios F/M and SRT between 20 and 25 days, so is supposed an amount of cellular substances in sludge higher, causing the real influence on the TMP. However, for those times when MLSS levels rose significantly the ratio F/M was reduced as the level of these microbial compounds in sludge, although the concentration of MLSS was kept within limits that do not pose filtration problems, so this was aided by the process conditions, also SRT reaching values of 30-35 days. Sludge extracellular substances are the main cause of fouling problems and impediments of filtering, so must maintain under control by managing the sludge retention times.

To combat the effects of fouling has been used cleaning tools, physical and chemical.

Both facilities have membrane aeration systems for removing the cake adhered to the membrane surface, which has shown to have a high influence on the degree of membrane fouling. Some of the biggest problems of fouling throughout the period of work have been directly related to the malfunction of these blowers, so the flow of bubbles on the membrane has a large effect on the fouling (Delrue *et al.*, 2011), requiring a strict operational control over these processes to avoid fouling and extend the membranes operation life.

Chemical cleaning are aggressive treatments on the membrane surface which can modify the physical and chemical properties of this (Arkhangelsky *et al.*, 2007b; Wang *et al.*, 2010). The fouling resistance of the membrane is strongly determined by the physicochemical characteristics of the surface, particularly its hydrophilicity, since the membrane fouling occurs more easily in hydrophobic surfaces than in hydrophilic membranes (Chang *et al.*, 2002; Meng *et al.*, 2009).

It has been observed that the application of chemical reagents can effectively remove fouling, while in turn leads to situations that ultimately lead to a greater degree of pollution and more problems in membrane cleaning due to changes in chemical characteristics of the membrane, in their functional groups and thus the contact angle of drops with the surface (Kuzmenko *et al.*, 2005; Arkhangelsky *et al.*, 2007a) and a decrease in mechanical strength of the membranes due to gradual deterioration of materials (Arkhangelsky *et al.*, 2007b). Therefore it is a procedure that carries a significant wear on the conditions of the membranes.

In the process of working with the facilities had to resort chemical cleaning to remove fouling recorded, featuring high efficiency, because after doing these cleanups TMP values returned to initial levels of the process. However, it is appropriate to resort to this type of mechanism only when is strictly necessary to prevent the possible deterioration of the characteristics of the membrane surface and thus extend the life of these.

## 5.6.- Effluent Reuse

Turbidity and suspended solids affect the aesthetic appearance of the water. Membranes, due to their sieving effect on particle material improve both parameters to such an extent that there are no suspended solids in the effluents from both MBR systems. A mixture of several organic substances such as flavines, polycarboxylates, humics acids, etc, seems to be responsible for this yellow-brown colour (Abegglen *et al.*, 2006; Kent *et al.*, 2011). These are sub-products of the degradation of the biomass and their level of concentration depends on the SRT (Abegglen *et al.*, 2009), which controls the level of biological activity in active sludge systems (Ruiz *et al.*, 2011).

The values of COD and BOD<sub>5</sub> of the effluent, as discussed in paragraph 4.4, have excellent quality, common in MBR systems (Kent *et al.*, 2011), which favors can be given to the treated water a lot of uses without being limited reuse the use of those parameters.

The mechanism used by each membrane for retaining these non- or only slightly biodegradable substances will depend on the molecular weight cut-off (MWCO) of each membrane (Rojas *et al.*, 2011). On this basis, the ultrafiltration membranes will have a greater capacity to retain organic compounds than the microfiltration membranes. Nonetheless the final values achieved were similar with no statistically significant differences. MBR membranes can provide enhanced removal of macromolecules due to the effect of the foulant layer on the membrane surface (Tao *et al.*, 2005).

It is not feasible that all the particles between 0.2 and 125 µm come from the activated sludge filtered, because they are larger than the membrane pores. This means that a substantial proportion of these particles must come from the permeate zone. In a study of a water potabilization system, Rojas *et al.* (2008) observed that a large quantity of particles enter the effluent immediately after the chemical cleaning or backwashing of the ultrafiltration membrane. The particles washed into the effluent would appear to have various origins: incrustations in the permeate zone, the development of biofilms, the accumulation of organic matter, wear and tear of materials, etc. This means that the quality of the effluent can lead to deposits developing on the surfaces of the permeate zone and cleaning and maintenance operations on pipes and tanks will affect the final quality of the effluent.

About the study of presence of nematode eggs in treated water, 100 % of the samples were found to be totally free of these kinds of infectious organism, as a result of which total effectiveness for nematode eggs removal could be assumed.

Membranes, and ultrafiltration membranes in particular, are highly effective in the retention of viruses and bacteria (Gómez *et al.*, 2007; Rojas *et al.*, 2008), a fact confirmed by our own tests in this dissertation. Since the *E. coli* bacterium is typically larger than the pore size of both membranes, size exclusion by the membrane is probably the main removal mechanism. The continued efficacy in retaining bacterial indicators is a sign that the membrane remains intact, given that a break would lead to an immediate increase in the counts for *E. coli* (Hirani *et al.*, 2010).

In spite of their excellent *E. coli* retention results, 83 % of the samples from the ultrafiltration membrane unit and 96 % of those from the microfiltration membrane unit contained aerobic bacteria with statistically significant differences for both units. The presence of this kind of bacterial indicator was significantly higher for the effluent from the microfiltration membrane unit, so there is a relationship between the pore size and the action mechanism in both systems that affects this microbiological quality. The microfiltration membrane has pores that are large enough to let certain types of bacteria to get through, something observed by previous authors (Zhang and Farahbakhsh, 2007), and may be one of the reasons why the ultrafiltration membrane system shows a higher aerobic bacteria count.

The permeate circuit is not in sterile conditions and it can be reached by bacteria either through the membrane (Zhang and Farahbakhsh, 2007), as a result of the backwashes (Hirani *et al.*, 2010) or by other mechanisms, and the conditions facilitate the formation of biofilms.

When these biofilms are washed away by the water-flow this leads to a high number of positive samples for aerobic bacteria. The main differences between the microfiltration and ultrafiltration systems are that in microfiltration systems the bacteria are more likely to get through the membranes, and backwashes are not used. This leads to enhanced generation of biofilms in the

permeate zone of the microfiltration systems, which are less likely to be washed away as there are no backwash operations, increasing the biofilms in this plant, and so the bacterial and particle count.

Counts of *E. coli* C coliphages in permeate samples from both MBR systems showed statistically significant differences, with more quality in the ultrafiltration plant. Coliphages are similar in size to the nominal pore size for the ultrafiltration membrane and smaller than the nominal pore size for the microfiltration membrane, so, viral presence in effluents is expected. However, the MBR systems have a good virus retention capacity (Zhang and Farahbakhsh, 2007; Hirani *et al.*, 2010). Various mechanisms for the virus retention take place in MBR, like adsorption to sludge solids (Gómez *et al.*, 2007; Zhang and Farahbakhsh, 2007) to get retained in membrane, which is the most significative. However this mechanism is not a decisive factor, as the concentration of suspended solids in the permeate from both systems is negligible, whereas there are significant differences in terms of coliphages. Other mechanism in virus retention are adsorption to membrane surface (Farahbakhsh and Smith, 2004), retention by the biofilm/gel layer or cake formed on the membrane surface, (Farahbakhsh and Smith, 2004), which is more significative in microfiltration membrane, or predation (Zhang and Farahbakhsh, 2007; Zheng and Liu, 2007; Hirani *et al.*, 2010). Nonetheless our results show that pore size is the differentiating factor between microfiltration and ultrafiltration membranes when it comes to retaining viral particles in MBR systems (Urase *et al.*, 1994; Herath *et al.*, 1998; Madaeni, 1999).

At the same time heavy metals in water and sludge were also analyzed in order to evaluate the limitations of these elements in the reuse of both waste water treatment products.

If we propose the possibility of water and sludge reuse is necessary to follow the Spanish legislation for those products reuse, RD 1620/2007 for water reuse and R.D. 1310/90 for the use of sludge in agricultural amendments.

The removal of metal from waste water is due to a number of physico-chemical mechanisms and biological causes, such as its adhesion to solid particles by linkage to organic or inorganic compounds, adsorption and chemical precipitation, depending on the influent metal

concentration in the influent COD of this, and its alkalinity, hardness and pH, and biological processes active bioaccumulation of metals by some bacterial species (Lester, 1987; Arican *et al.*, 2002; Kelly *et al.*, 2004). The main process is the binding of particles, which can be stimulate by managing the operational conditions of the plants. Thus, by raising the concentrations of MLSS, EPS, the concentration of dissolved oxygen to oxidize the metal compounds, increasing the HRT and SRT, or by adding chelating agents to enhance the capacity of removal of these substances facilitating its attachment to compounds or precipitation (Chen *et al.*, 1974; Rossin *et al.*, 1982; Fukushi *et al.*, 1996, Comte *et al.*, 2008). Therefore, in working conditions like the developed, that have high concentrations of suspended solids, high hydraulic retention times and sludge retention times, high aeration and total retention of compounds such as EPS is favoured the removal of metals by binding to elements of the sludge. The total removal of solids and sludge particles of effluent through the membrane is a big advantage in the removal of metals from this technology over conventional, improving performance between 5 and 13% (Santos and Judd, 2010).

Comparing the performance results of disposal facilities with the observed performance data in the literature is possible to see that these are in the range defined in other studies (Innocenti *et al.*, 2002, Cecchi *et al.*, 2003; Fatone *et al.*, 2005; Fatone *et al.*, 2006; Fatone *et al.*, 2008; Dialynas and Diamadopoulos, 2009; Battilani *et al.*, 2010), usually along their upper limits and even improving the percentages that are referenced, as in the case of V, Mn, Co, Cu, Sn and Ba. But there are other elements with worst performance of elimination, such as gold and arsenic.

In the case of As, the main form of presence in activated sludge is in the aqueous phase (Rudd and Lester, 1987; Tanizaki *et al.*, 1992). Its mechanism of elimination is not based on adsorption or attachment to biological solids, so it is not affected by the increase in SRT or MLSS. Not being the specific removal of As an objective no specific retention mechanisms were applied (Ito *et al.*, 2001), so it was obtained normal results for biological treatment without removal of As (Shafer *et al.*, 1998). However, Au is an element with low solubility in water and a very low presence in the middle (Babula *et al.*, 2008). In the wastewater studied the concentration of gold at the entrance was low, however the results suggest that the metal was found mainly in the aqueous phase.



When compared data obtained of metal pollution with results showed in bibliography in urban wastewaters (Fatone *et al.*, 2005; Fatone *et al.*, 2006, Santos and Judd., 2010; Choubert J.-M. *et al.*, 2011) this can be considered to have average pollution levels, except for some of the elements present, such as Be, Sn, and Sb that have contamination levels higher than those found in literature, but there are elements with contamination levels lower than those reported in other articles such as Ni, Cd or Zn.

Among the effluents from both facilities were not detected differences in metal concentrations except in the case of U (p-value= 0.0415) so we can infer that membrane technology is not a factor in the elimination of these water ions, as their primary mechanism of elimination is binding particles and the biological process was similar as seen in the results section.

Comparing the results obtained in the effluent with the requirements set in RD 1620/2007 are observed well below the limits established in this water reuse normative, so the presence of heavy metals in the effluent would be no limitation on the reuse of wastewater.

Looking at the concentrations of heavy metals in sludge, compared with data obtained by Bolzonella *et al.* (2010) we see that the sludge obtained has a very low concentration of heavy metals, except for Sn with values higher than those reported in this work. This indicates a low concentration of metal in the sludge of our facilities, which is positive for the biological process and possible destinations and uses of sludge produced (Diamant, 1981; Katsou *et al.*, 2011).

If we compare the concentration of heavy metals in the sludge with the values set by the RD 1310/90 to use sludge like organic amendment is observed that there is no limitation to the use of this sludge in agricultural amendments. However, a tendency is observed in the accumulation of some metals, such as Mn, Ni, Cu, Sn, and Pb. This capacity to accumulate metals has been described elsewhere (Chipasa *et al.*, 2003), but correlations are very low accumulation and slope of accumulation is low so that should not be a problem although it is desirable to maintain these parameters under surveillance.

## *6.- CONCLUSIONS*

---

According to the results obtained in this investigation, and taking into account the bibliographical references in this area, have been established the following conclusions.

- Membrane technology used (hollow fiber or flat membrane) does not interfere in the process of water treatment to level of organic matter removal and nitrification, can be used either one of those technology for this purpose.
- The rate of sludge recirculation between tanks will regulate denitrification capacity of the facilities, but drags in turn dissolved oxygen to anoxic tanks, limiting the denitrification capacity, being necessary to consider this limitation in design steps and optimize the aeration process both biological as membranes aeration and recirculation to limit these effects.
- MBR systems allow retention of soluble organic matter non biodegradable and nitrogen soluble inert, contributing to a better quality of effluent obtained.

- The composition of the influent in MBR systems working with high values of HRT and SRT will mainly affect the composition and quantity of sludge purged, and must adjust the operating conditions to the composition to avoid high amounts of biomass in the bioreactor.
- Temperature is one of the most influential variables in the operation of MBR facilities, affecting the membrane permeability, rate of degradation of organic matter, growth rate of biomass or nitrogen removal capacity, so for temperatures above 25 °C in the activated sludge greatly favors the process, while temperatures below 15 °C works against it.
- The pollution load influences the rate of degradation of organic matter and growth rate of biomass, causing a higher concentration of activated sludge.
- Working at HRT values greater than 30 hours and SRT over 20 days minimize the negative effects that low temperature and high pollution load have on the MBR treatment process, maintaining the effluent quality.
- The SRT is the main influential variable on the generation of biomass in MBR systems, reducing the concentration of active biomass at elevated SRT despite the temperature and pollutant load.
- It is necessary to limit the chemical cleaning of membranes for excess TMP or increases in bacterial counts, if you plan to reuse, preventing structural and chemical damage on them.
- The permeate obtained in all the circumstances of work presents exceptional conditions for reuse, based on microbiological and physicochemical control, being necessary to control by chemical cleaning microbiological parameters of the effluents.
- The permeate from the microfiltration membranes had a higher concentration of particles and viruses, which shows a lower quality of the effluent compared to those obtained from the ultrafiltration plant.
- MBR systems have a significant capacity to retain heavy metals, with high yields removal, being important for this process to work with high concentrations of suspended solids in activated sludge.

- Heavy metals are removed from the water and fixed to the sludge particles, however this does not limit their capacity to use as an organic amendment in agriculture, however it is important to keep under surveillance the possibility of accumulation of these metals in sludge with high SRT.