

UNIVERSIDAD DE GRANADA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA CIVIL

ETSI DE CAMINOS, CANALES Y PUERTOS

**ESTUDIO TÉCNICO DE BIORREACTORES DE
MEMBRANA CON LECHO MÓVIL
APLICADOS AL TRATAMIENTO DE AGUAS
RESIDUALES URBANAS**

TESIS DOCTORAL

PARA LA OBTENCIÓN DEL GRADO DE DOCTOR CON MENCIÓN
INTERNACIONAL POR LA UNIVERSIDAD DE GRANADA

JAIME MARTÍN PASCUAL

Directores:

ERNESTO HONTORIA GARCÍA

JOSE MANUEL POYATOS CAPILLA

GRANADA, FEBRERO 2014

Editor: Editorial de la Universidad de Granada
Autor: Jaime Martín Pascual
D.L.: GR 1824-2014
ISBN: 978-84-9083-007-9

El doctorando Jaime Martín Pascual y los directores de la tesis, Dr. Ernesto Hontoria García y Dr. José Manuel Poyatos Capilla, garantizamos, al firmar esta tesis doctoral, que el trabajo ha sido realizado por el doctorando bajo la dirección de los directores de la tesis y hasta donde nuestro conocimiento alcanza, en la realización del trabajo, se han respetado los derechos de otros autores a ser citados, cuando se han utilizado sus resultados o publicaciones.

Doctorando:



Fdo. Jaime Martín Pascual

Directores de la tesis:



Fdo. Ernesto Hontoria García



Fdo. José Manuel Poyatos Capilla

Este trabajo ha estado financiado por el ministerio de Ciencia e Innovación a cargo del proyecto I+D+i, Acciones Estratégicas y Eranets, de referencia CTM2009-11929-C02-01, y por el Plan Propio de Investigación de la Universidad de Granada.

AGRADECIMIENTOS

Resulta difícil recopilar en unas líneas a todas aquellas personas que de un modo u otro han contribuido al desarrollo de esta tesis, sin cuya ayuda no hubiese sido posible.

En primer lugar, quiero dar las gracias a mis directores de tesis: a D. Ernesto Hontoria García, quien me brindó la posibilidad de hacer algo que siempre me había atraído, por haberme involucrado desde el primer momento permitiéndome aprender y transmitiéndome las ganas de mejorar y buscar ese saber práctico tan necesario para un ingeniero; a D. José Manuel Poyatos Capilla, por apoyarme en todo momento, guiarme desde que llegué, enseñarme a razonar y a conocer en qué consiste la investigación, y por tener siempre los consejos y palabras oportunas en aquellos momentos en que parece que nada va a salir bien.

Me gustaría mencionar a la profesora Dña. Montserrat Zamorano Toro, quien me ha apoyado y ayudado en todo lo que ha podido desde que empecé con mi proyecto fin de carrera, así como a todos los profesores del Área de Tecnologías del Medio Ambiente y del Departamento de Ingeniería Civil de la Universidad de Granada.

Agradecer también al Profesor Conti y al Dr. Falletti por acogerme durante mi estancia de investigación en la Universidad de Padua, donde me recibieron con los brazos abiertos, dejándome ser partícipe de su trabajo de investigación.


Asimismo, esta tesis doctoral no hubiese sido posible sin la colaboración de EMASAGRA y ESAMUR, ambas entidades nos han permitido utilizar sus instalaciones para las plantas piloto, apoyándome y colaborando en todo aquello que les he pedido.

Gracias, también, a mis compañeros del Grupo de Investigación y del Laboratorio de Ingeniería Sanitaria y Medio Ambiente de la ETSI de Caminos, Canales y Puertos de la UGR, por estar siempre ahí, por ayudarme en todo aquello que he necesitado, conviviendo y compartiendo los buenos y no tan buenos momentos con alegría e ilusión.

A mis amigos, que siempre han estado a mi lado, soportando los malos momentos y ayudándome sin impedimentos, implicándose en mi vida y enseñándome el valor de la verdadera amistad.

Y como no, mi más sentido agradecimiento a mi familia. Quiero dar las gracias a mis padres por guiarme y apoyarme incondicionalmente, y a mis hermanos por estar siempre ahí para lo que he necesitado, brindándome todo su cariño.

Gracias



**TECHNICAL STUDY OF MOVING BED
MEMBRANE BIOREACTORS APPLIED TO
THE URBAN WASTEWATER TREATMENT**



Scientific Report



INDEX

ABSTRACT	I
1. INTRODUCTION	II
1.1. MEMBRANE BIOREACTOR (MBR).....	III
1.2. MOVING BED BIOFILM REACTOR (MBBR)	IV
1.3. HYBRID MOVING BED BIOFILM REACTOR MEMBRANE BIOREACTOR (HYBRID MBBR-MBR).....	VII
1.4. KINETIC MODELLING	VII
2. ANALYTICAL METHOD	VIII
2.1. PHYSICAL AND CHEMICAL DETERMINATION.....	VIII
2.2. RESPIROMETRIC METHOD	VIII
2.2.1. Determination of kinetic constants of heterotrophic biomass.....	ix
2.2.2. Determination of kinetic constants of autotrophic biomass	x
2.3. STATISTICAL ANALYSIS	XI
3. PREVIOUS RESEARCH.....	XI
3.1. EXPERIMENTAL PROCEDURE	XI
3.1.1. Description of the pilot-scale experimental plant and operating conditions	xi
3.1.2. Carrier Type.....	xiii
3.2. RESULTS AND DISCUSSION	XIV
3.2.1. Biofilm formation.....	xiv
3.2.2. Organic matter removal	xv
3.2.3. Kinetic study.....	xviii
3.3. CONCLUSIONS.....	XIX
4. MAIN RESEARCH.....	XX
4.1. EXPERIMENTAL PROCEDURE	XX
4.1.1. Description of the pilot-scale experimental plant	xx
4.1.2. Operating conditions	xxii
4.2. RESULTS AND DISCUSSION	XXIII
4.2.1. Behaviour of the hybrid biomass in relation to the operative variables	xxiii
4.2.2. Organic matter removal in relation to the operative variables	xxvii
4.2.3. Ammonia removal in relation to the operative variables.....	xxxii
4.2.4. Behaviour of the membrane in relation to the operative variables. Effect of the temperature in the permeability of the membrane.....	xxxv
5. CONCLUSIONS	XLIII



ABSTRACT

The study of new wastewater treatment technology to know its working and the possibilities of use is needed due to the fact that new wastewater treatment plants (WWTP) have been built and some of the WWTP built must be rehabilitated to obtain the requirements of the European Directive 91/271/EEC. New technologies such as moving bed (MB) and membrane bioreactor (MBR) have its origin in the typical problem of conventional technologies of activated sludge and in the more efficiency required nowadays. On the one hand, in a MBR the secondary settler is replaced by a membrane, therefore it can be operated a higher MLSS obtaining an effluent of major quality and a higher solids retention time of the sludge. On the other hand, MB technology consist in introduce some plastic carrier in continuous motion inside the bioreactor to grow biofilm. The owner of biofilm process advantages are supplied by the hybrid biomass of the bioreactor (dispersed and attached). The combination of both technologies, moving bed membrane bioreactor (MB-MBR) is studied in the present work to analyze the global operation of the process and to study the influence of the operative variables (HRT, MLSS, filling ratio and temperature) in the behaviour of the hybrid biomass (SRT, density of biofilm, kinetic constants for heterotrophic and autotrophic biomass and organic matter and nitrogen removal) and in the operation of the membrane (permeability, fouling rate and recovery).

A previous study was done to analyze some of the different available carrier type. K1 of Anoxkaldness™ and ABC5 of Aqwise™ were selected in this study in relation to the higher density of biofilm obtained and the major oxidation capacity under the different conditions of HRT and filling ratio checked. Selected the carrier type, the working of an activated sludge with carrier was studied obtaining favourable data to reduce the operative volume of the bioreactor in a conventional activated sludge of low loading.

MB-MBR technology was studied in a pilot plant of 445 L of volume with ultrafiltration membrane (ZW-10) under 10 and 24 h of HRT, three filling ratio (20, 35 and 50 %) with two MLSS (about 2.5 and 4.5 g/L) in a hybrid moving bed and with a pure moving bed at temperatures between 2.5 and 28 °C. The results obtained showed that the use of carrier implies an improvement of the autotrophic and heterotrophic hybrid biomass; therefore, MB can be considered a usable technology in the actual problematic of wastewater treatment. In a hybrid moving bed, the removal rate was higher than 87.4 and 94.9 % in COD and BOD₅ respectively. No less than 40.4 and 24.1 % ammonia and total nitrogen content was removed in the hybrid moving bed bioreactor

The operative variables presented an important influence in the behaviour of the system. MLSS was

the operative variable affected in the behaviour of the biomass (biofilm and SRT) and in the organic matter and nitrogen oxidation and the filling ratio influenced in the variability of SRT and in the biofilm. The density of the biofilm attached was not affected by the filling ratio studied (average values of 4046, 4335 y 3968 mg/L of carrier at 20, 35 and 50 % filling ratios), however, the filling ratio presented a major influence in the organic matter removal under 24 h of HRT due to the fact that the biofilm required more time to consume it. Regarding the SRT, it increased with the introduction of carrier in the bioreactor because the biofilm increases the constant of decay for heterotrophic biomass and thus the stabilization grade of the sludge is higher. The effect of the temperature was fundamental such as in the behaviour of the biomass as in the operation of the membrane affecting the fouling rate, the permeability and the critical flux. Therefore, it is necessary to consider the temperature as a design parameter of the membrane.

1. INTRODUCTION

As a consequence of increasing urbanization, industrial development, and changes in farming practices, which have caused a huge rise in the consumption of water resources as well as deterioration in their quality (Wang et al., 2006) making wastewater a global concern. Surface water pollution is a serious problem in many developed countries because of the enrichment of nutrients in water bodies, with a discharge of excess organic pollutants, nitrogen and phosphorous substances into natural waters, such as rivers and lakes (Plattes et al. 2006). Advanced technologies regarding wastewater treatment are necessary to preserve water quality and to satisfy the limits imposed on the effluent from municipal wastewater treatment plants (WWTPs) by the Water Framework Directive (Chave, 2001).

Biological processes are a cost-effective and environmentally friendly alternative to the chemical treatment of wastewater (Mulkerrins et al. 2004) that allow complete treatment of the wastewater are required (Trapani et al. 2010), and these can be improved by efficient physical separation technologies such as the use of membranes. The biological treatment that is currently used most extensively on a global basis is conventional activated sludge (CAS), in which all the biomass in the bioreactor is suspended (Guibaud et al. 2003). CAS has been used since the early 1900s and it has become an effective system for organic carbon and nutrient removal in municipal wastewater plants (Kermani et al. 2008). In this process, microorganisms are returned to the reactor to increase the available biomass and speed up the reactions; recycling biomass maintains a high biomass concentration in the aeration tanks allowing treatment to be performed in technologically acceptable retention times. The process is aerobic, requiring a supply of oxygen and therefore involving a higher aeration cost (Mehrdadi et al. 2006). However there are some problems such as settling of the sludge, and therefore need for large reactors and settling tanks, and



biomass recycling (Pastorelli et al. 1999). It is therefore necessary to find alternatives which have the advantages of the activated sludge process without its disadvantages, and if it is possible to improve their efficiency.

1.1. MEMBRANE BIOREACTOR (MBR)

In order to improve the yield of CAS, in recent years, a combination of membrane technology with biological treatment using a membrane bioreactor (MBR) has been employed as an innovative and promising option for secondary treatment of municipal wastewater and its reuse. MBR presents an alternative solution for overloaded conventional wastewater treatment plants (WWTP), replacing the settling tank with membrane filtration (Gunder and Krauth, 1998; Van der Roest et al., 2002). It is commonly understood as a combination of membrane filtration and activated sludge as a biological treatment in which the membrane replaces the second clarifier in the wastewater treatment system (Van der Roest et al. 2002). MBR represent an attractive treatment technology in wastewater management since they produce a high quality effluent at a very low surface demand (Krzeminski et al. 2012) and reduce the number of pathogens present, since the incorporated ultrafiltration membrane has the capacity to retain bacteria and some types of virus (Rodríguez et al. 2011). Indeed, MBR can be operated at higher concentrations of suspended biomass, resulting in long sludge retention times (SRT) even at smaller reactor volumes (Ahl et al. 2006) as well as lower sludge production, avoiding problems of sludge bulking (Ahl et al., 2006).

However, the poor characteristics of the sludge in the bioreactor (such as bulking of sludge due to excessive development of filamentous bacteria) can have a huge impact on membrane fouling, contributing to a worsening of the system performance (Meng et al., 2007; Meng and Yang, 2007). Fouling is a common problem of this kind of system; it is caused by the accumulation of substances on the surface of the membrane with a consequent reduction in membrane permeability (Defrance et al., 2000). Since the original virgin membrane permeability is never recovered once a membrane is fouled through normal operation, there remains a residual resistance which can be defined as 'irrecoverable fouling' (Judd and Judd, 2012). Membrane fouling results from the interaction between the membrane material and the components in the activated sludge, so it is attributed to the physicochemical interactions between the biofluid and membrane (Chang et al. 2002) and it has been the main obstacle to the wide application of MBR, as it causes decreasing permeate flux or increasing transmembrane pressure (Yang et al. 2006). Fouling can take place through a number of physicochemical and biological mechanisms which all relate to increased deposition of solid material onto the membrane surface and within the membrane structure

(Judd and Judd, 2012). Membrane fouling is usually divided in two categories: (i) physically reversible fouling, which can be cancelled by physical cleaning because it develops from the accumulation of sludge particles whose particle sizes are larger than the membrane pore size, and (ii) physically irreversible fouling, which requires chemical cleaning (Tsuyuhara et al. 2010) because it results from the attachment of colloids and solute inside the membrane pores (Chang et al. 2002). Two types of chemical cleaning can be defined, one to remove the organic fouling and the other to cancel inorganic fouling.

The major factors affecting fouling described by Gao et al. (2009) are biochemical kinetics parameters (sludge retention time (SRT), hydraulic retention time (HRT), sludge concentration (MLSS), volumetric loading rate, and specific sludge loading rate), temperature, membrane characteristics (material, pore size and surface charge), characteristics of mixed liquor (viscosity, inorganic content), operational style and reactor hydraulic conditions.

1.2. MOVING BED BIOFILM REACTOR (MBBR)

The biomass in the reactor can also be fixed on a carrier, forming a biofilm. The processes that used this biomass have proved to be reliable for organic carbon and nutrient removal without some of the problems of activated sludge processes (Odegaard et al. 1994). Many different biofilm systems have been used, such as trickling filters (Ziolko et al. 2009), rotating biological contactors (Najafpour et al. 2005), fixed media submerged biofilters (Gómez-Silván et al. 2010), granular media biofilters (De Sanctis et al. 2010), continuous-flow reactors (Wang and Wang 2012) or fluidized bed reactors (Sokól et al. 2009).

However, in recent years, a new technology based on the use of plastic carriers in continuous motion has been successfully studied, i.e. moving bed biofilm reactor (MBBR) technology. MBBR has emerged as a highly effective biological treatment process, offering a compact alternative treatment to conventional activated sludge reactors for the treatment of municipal and industrial wastewater (Ødegaard et al. 1994). It combines the positive aspects of both suspended and attached growth; in contrast to most biofilm processes, the entire volume can be used for biomass growth (Ferrai et al. 2010).

MBBR consists in a process tank in which carriers are immersed, and are gradually colonized by the attached biomass on the protected surface on the inside. In MBBR systems, the biomass is grown as a biofilm on small carrier elements which have a slightly lower density than water, move around the reactor wastewater freely and are kept in the tank by a sieve arrangement without the necessity for sludge recycling. In order to be able to move the carrier suspension freely, it is recommended that filling ratio should be below 70% (Rusten et al. 2006). The movement of the carrier in the reactor is important to



transport substrates to the biofilm and to maintain a low biofilm thickness by shearing forces (Rusten et al. 2006). Several processes with different types of carriers have been developed, with porous materials such as expanded polyurethane and with nonporous materials such as polyethylene and polypropylene (Falletti and Conte 2007). The higher surface area of carriers in biofilm processes provides a greater number of sites for the adsorption and growth of microorganisms. Indeed, attached growth systems are generally considered less sensitive to toxic influents and variations in environmental conditions (Wang et al. 2005). Several studies (Germain et al. 2007; Davis et al. 2009; Kim et al. 2010) have demonstrated that, with MB, it is possible to get efficiencies in biochemical oxygen demand (BOD_5) greater than 90% and greater than 85% in chemical oxygen demand (COD).

Originally, the MBBR is a pure attached biomass process; however in the 1980s and 1990s, work began in the US on the integration of biofilm and activated sludge technologies (hybrid MBBR) due to increasing effluent requirements, high tank age expansion costs. Increased attention is focused on hybrid MBBR technology solutions both in fixed and dispersed media (Sriwiriyarat and Randall 2005). In pure MBBR, the biomass only grows on carriers, and no sludge recycling is needed, whereas in hybrid MBBR there is both biofilm and suspended activated sludge in the same tank. These systems add the benefits of fixed film system into the suspended growth AS process.

The reactor may be used for aerobic, anoxic or anaerobic processes. The movement in the reactor is important, both in order to transport the substrates to the biofilm and to maintain a low thickness of the biofilm by shearing forces (Rusten et al. 2006). The movement inside an aerobic reactor can be caused by aeration itself, while in anoxic and anaerobic processes a mixer keeps the carriers moving.

Immobilization of biomass in the form of biofilms is an efficient method to retain slow growing microorganisms, such as nitrifiers, in continuous flow reactors (Kermani et al. 2008). For biofilm processes, the higher surface area of carriers can provide more sites for microorganisms to adsorb and grow. Furthermore, attached growth systems are generally considered less sensitive to toxic influent and variations in environmental conditions (Wang et al. 2005).

The typical advantages of MBBR systems are represented by the low head loss, no filter channeling and no need of periodic backwashing (Pastorelli et al. 1999). Moreover they are simple in operation, have a low risk of biomass loss and are less temperature dependent. Furthermore, the resulting processes are inherently stable and resistant to organic and hydraulic shock loadings (Mehrdadi et al. 2006). Its exceptional mixing conditions result in an efficient mass transfer and elimination of the risks of liquid short-

circuiting and clogging of the media with biomass or other solids (Welandar et al. 1998).

Another important advantage is that the filling ratio of biofilm carriers in the reactor may be subject to preferences (Rusten et al. 2006). Indeed, the additional biomass provided by placing fixed film media directly into the suspended growth reactor does not increase clarifier solids loading (Mehrdadi et al. 2006). In the last few years, the technical and scientific community has shown a growing interest in developing innovative treatment processes with very high removal efficiencies. A possible solution is represented by the combination of attached and suspended biomass systems like hybrid MBBR, introducing plastic elements inside the aerobic reactor as carrier materials for the growth of the attached biomass.

The hybrid MBBR has emerged as a compact treatment alternative to conventional activated sludge reactors for the treatment of municipal and industrial wastewater (Ødegaard et al. 1994). Since its introduction it has been widely applied to up-grade and retro-fit existing wastewater treatment plants (WWTP). This process was developed to adopt the best features of the activated sludge process and the biofilter process, without including the worst (Rusten et al. 2006).

Researchers have proven that MBBR processes have many excellent traits such as a high biomass, high COD loading, strong tolerance to loading impact, relatively smaller reactor requirement and no sludge bulking issues (Chan et al. 2009). In recent years, many studies have been carried out on hybrid systems with the aim of investigating process performance and also to compare different carrier, obtaining very interesting results and showing the effectiveness of such systems both for carbon and nitrogen removal (Trapani et al. 2010). Recently, Mannina and Viviani (2009) demonstrated the effectiveness of hybrid MBBR systems for the upgrading of WWTPs that are overloaded.

Hybrid MBBR has emerged as a highly effective biological process offering an alternative compact treatment to conventional activated sludge reactors for municipal and industrial wastewater treatment (Ødegaard et al., 1994). These systems combine suspended biomass and biofilm processes inside the biological reactor for biofilm growth (Ødegaard, 2006). Therefore, they include the positive aspects of the growth of suspended and attached biomass. In contrast to most biofilm processes, the whole volume can be used for biomass growth (Ferrai et al., 2010). In fact, this process has been proved to be a very simple and efficient technology in municipal wastewater treatment (Hem et al., 1994; Rusten et al., 1995). In regard to this, interesting results have been obtained showing the effectiveness of hybrid MBBR systems for organic matter and nutrients removal (Müller, 1998; Di Trapani et al., 2008).



1.3. HYBRID MOVING BED BIOFILM REACTOR MEMBRANE BIOREACTOR (HYBRID MBBR-MBR)

The MLSS concentration and flux of the membrane affects membrane fouling in MBR processes (Poyatos et al. 2008; Rahimi et al. 2011). An alternative to managing this problem is a hybrid system, in which an MBBR for biodegradation of soluble organic matter is coupled with an MBR. Hybrid MBBR–MBR has the potential to utilize the best characteristics of both biofilm processes and membrane separation (Ivanovic and Leiknes 2008). Using this technology, the biofilm system may reduce the concentration of suspended solids and improve the extent of membrane fouling. In summary, in comparison to MBR, hybrid MBBR-MBR has the advantage of being even more compact, operating with higher fluxes, and having better energetic efficiencies and a higher control of membrane fouling, so this technology provides optional strategies for minimising the problem of fouling (Ivanovic et al., 2008). In relation to organic matter removal, several studies of MB-MBR technology have obtained COD removal efficiency greater than 93% (Leiknes and Ødegaard 2007; Yang et al. 2009; Yang et al. 2010; Yang and Yang 2011).

1.4. KINETIC MODELLING

The design criteria for MBBR are based on assumptions about the surface loading rate and the retention time in order to achieve the required effluent quality (Ferrai et al. 2010); however, to design conventional biological wastewater treatments, kinetic modelling for heterotrophs and autotrophs has become an important tool. Although activated sludge models have wide applications in the field of engineering (Plattes et al. 2008), in a hybrid systems, the competition for availability of the substrates between attached and dispersed biomass leads to modifications in the kinetic parameters of both biomass components (Trapani et al. 2010).). Indeed, there remain many doubts regarding the kinetic parameters of hybrid reactors, which probably differ markedly from those of pure MB and CAS reactors, and for which, furthermore, there is a lack of experimental study (Mannina and Viviani 2009).

Respirometry represents a helpful tool to characterise the biokinetic behaviour of biological wastewater systems for providing kinetic and stoichiometric parameters of heterotrophs and autotrophs under controlled conditions of temperature and pH. The scientific community has dedicated more attention to the micro-environment and structure of the biofilm than to the macro-kinetic behaviour of the biofilm system (Plattes et al. 2008). Moreover, hybrid MBBR processes are relatively new and there are still some uncertainties concerning the kinetic behaviour of the system. Indeed, in such a system, a competition between the two biomasses, suspended and attached, can arise for the availability of the substrates, and as a consequence lead to a modification in the biokinetic parameters of the two biomasses compared to that

of a purely suspended or attached biomass process (Trapani et al. 2010).

2. ANALYTICAL METHOD

2.1. Physical and chemical determination

The water samples (three replicates) were obtained for analytical determination every 24 h from the feed tank, biological reactor and permeate. The sample (1 l) from each assayed point was conserved in the laboratory at 4°C until physical and chemical analysis, and was analyzed within 4 h of sampling.

The COD and BOD₅ were determined according to the American Public Health Association, the American Water Works Association and the Water Environment Federation (APHA-AWWA-WEF) method. The solids in suspension (SS) were determined by gravimetric methods (APHA 2012). The pH was determined using a pH meter (Crison pH 25®) and conductivity was determined using a conductivity meter (Crison CM 35®).

Tests on carrier samples were carried out in order to establish the amount of biomass attached to the carriers. The biofilm solids were determined using 2 carrier elements that were sampled. The assessment of attached biomass was carried out, considering the solids in suspension on the support carriers. The sample of carriers was sonicated during 3 minutes. The biomass attached to the carriers was separated from the carrier by centrifugation and then washed off, the clean carriers were weighed and the amount of biofilm solids attached to both carrier elements was calculated. The amount of biomass in the reactor could then be determined since the filling ratios and the number of carriers elements per 1 litre are known, as described Plattes et al. (2006).

Ammonium, nitrites and nitrates were determined by ionic chromatography using a conductivity detector (Methrom). Separation and dilution of the anions was carried out on a Metrosep A supp5 column using a solution of carbonate/bicarbonate as eluent, and sulphuric acid as the regenerate. Separation and dilution of the cation with a Metrosep C 4 column using a solution of dipicolinic acid as eluent, and distilled water as the regenerate.

2.2. RESPIROMETRIC METHOD

A respirometer device employs a vessel that replicates the actions that occur at a bioreactor and assesses the process through fundamental measurements standards, such as oxygen uptake rate (OUR), oxygen consumed (OC), short term BOD (BOD_{st}), biodegradable fraction of COD (bCOD) and others. 1 litre



of mixed liquor (wastewater and suspended solids) containing 20, 35 or 50 % of carrier elements (biofilm) was withdrawn from each bioreactor of the pilot scale plant and transferred to a beaker, and finally aerated until endogenous conditions were reached. The endogenous respiration rate is measured after twelve hours of aeration to ensure the endogenous phase has begun. The samples were maintained at a constant temperature of $20^{\circ}\text{C} \pm 0.1^{\circ}\text{C}$ with a thermostat (Dinko Instruments) into respirometer during the respirometric test. Agitation was provided by a mechanical stirrer (Dinko Instruments) and the contents of the beaker were kept completely mixed. The sample was aerated using an air pump. The dissolved oxygen concentration was measured with an oxygen sensor (Hamilton) while the aeration control, data acquisition and visualisation were provided by the BM-Advance software. The BM-Advance software provided the generation of the respirograms, that feature the characteristic biomass endogenous and exogenous respiration phases.

2.2.1. Determination of kinetic constants of heterotrophic biomass

In the test of heterotrophic biomass, allylthiourea (ATU) was added during the batch tests in order to inhibit nitrifying activity (range 2 mg ATU/g MLSS). In order to evaluate the kinetic parameters of the process, three known amounts of sodium acetate as COD were prepared and added to the samples during the analysis. The addition of COD sample into the reactor causes a temporary decrease in the dissolved oxygen concentration due to cellular metabolism until all of the added substrate has been metabolized.

The microbial growth yield of heterotrophic biomass (Y_H) determines how much biomass must be employed to consume a pre-determined amount of substrate. Y_H is defined as the incremental increase in heterotrophic biomass (ΔX) which results from the utilization of an incremental amount of substrate (ΔS). In order to calculate ΔX , it can be approximated in relation to the oxygen consumed due to the added substrate (OC) and the initial and final substrate concentration (S_0 and S), as shown in equation 1.

$$\Delta X = (S_0 - S) + (OC_0 - OC) = S_0 - OC \quad (1)$$

Considering that the substrate that is not oxidized is used for growth, that all of the added substrate is utilized and that the oxygen concentration in the initial moment (OC_0) is zero (Helle 1999), Y can be calculated as shown in equation 2.

$$Y_H = \frac{S_0 - OC}{S_0} = 1 - \frac{OC}{S_0} \quad (2)$$

S_0 was determined as the product of sample volume and DQO concentration, and the amount of OC was calculated from the dynamic respiration rate of the respirogram.



The specific growth rate for heterotrophic biomass (μ_H) is defined by the change in the heterotrophic active biomass ($X_{H,VSS}$) over time (equation 3). The model of microbial growth used in the present research is based on the Monod model (equation 4), for which μ_H under substrate concentration (S) of a single growth-limiting substrate is defined through the maximum specific growth rate for heterotrophic biomass ($\mu_{H,MAX}$) and the substrate saturation constant (K_s) in the absence of endogenous metabolism (Judd 2010). Models based on saturation kinetics like this suggest that μ_H is approximately proportional to S at substrate concentrations below K_s , while at higher values of S , μ_H is independent of the substrate concentration; $\mu_{H,MAX}$ occurs when S is infinity.

$$\mu_H = \frac{dX_{H,VSS}}{dt} \frac{1}{X_{H,VSS}} \quad (3)$$

$$\mu_H = \mu_{H,MAX} \frac{S}{K+S} \quad (4)$$

The death of microorganisms and the subsequent utilization of the cellular material by the remaining microbes (microbial decay) can be included in the Monod model by adding a first order reaction for microbial decay (equation 5) due to the change in biomass concentration when S is equal to zero is due to microbial decay (Helle 1999), so μ_H can be defined as described in equation 6.

$$\frac{dX}{dt} = -b_H X \quad (5)$$

$$\mu_H = \mu_{H,MAX} \frac{S}{K+S} - b_H \quad (6)$$

The model decay coefficient, (b_H) can be calculated from equation 7 (Henze et al. 2000), where b'_H obtained from the specific oxygen uptake rate of the respirogram.

$$b_H = \frac{b'_H}{1 - Y_{H,VSS}(1 - f_p)} \quad (7)$$

2.2.2. Determination of kinetic constants of autotrophic biomass

Similar to heterotrophic biomass, the test to obtain the kinetic constant of autotrophic biomass were done using three additions of 10 mL of NH_4Cl . The yield for autotrophic biomass can be expressed in oxygen units ($mgO_2/mgN-NH_4$) or in biomass unit ($mgCOD$ formed/ mgN oxidized). In this research, the first one is named $Y_{A,O}$ and the second one ($Y_{A,SSV}$). Both are related by the equation 8 in relation to f_{cv} .

$$Y_{A,SSV} = \frac{Y_{A,O}}{f_{cv}} \quad (8)$$

To change the units of substrate, the stoichiometric coefficient for aerobic growth of autotrophs (4,57). The specific growth rate for autotrophic biomass (μ_A) has been defined by equation 9 considering



the empirical data of the respirogram.

$$\mu_A = \frac{Y_{A,SSV}}{X_{SSV,A}} \frac{1}{1-Y_{A,0}} R_S \quad (9)$$

The equation 55 was linealized and the maximum specific growth rate for autotrophic biomass ($\mu_{\max,A}$) and the ammonia half-saturation coefficient for autotrophic biomass (K_N) were estimated.

2.3. Statistical analysis

The data obtained throughout this study were analyzed using a computer-assisted statistics program, SPSS 20 for Windows. A least significant differences test (LSD test) was used to measure the differences between the obtained results (COD and BOD₅) for the different operational conditions studied (pH, conductivity, COD, BOD₅, MLSS_t, MLSS_v and MLSS_f of the influent, pH, conductivity, temperature and MLSS_t, MLSS_v and MLSS_f of the bioreactor). Normality tests of the data were done using the Shapiro-Wilk test since the dataset was smaller than 2000 elements. An analysis of variance (ANOVA) was used to assess the homogeneity of variance, with a significance level of 5% ($P < 0.05$).

A multivariable analysis in Canoco for Windows version 4.5 was used to quantify the influence of the environmental variables (biomass concentration, temperature and HRT) on the kinetic constants. A Monte Carlo test of permutations (499 permutations) was performed, with a selected significance level of 0.05.

3. PREVIOUS RESEARCH

A previous research was done in order to study the influence of three different carrier types on pollutant removal rates to evaluate the effectiveness of different carriers in organic matter removal in a MBBR system. Known the behaviour of the carrier, one of them is selected to the main research.

3.1. EXPERIMENTAL PROCEDURE

3.1.1. Description of the pilot-scale experimental plant and operating conditions

In this research a pilot-scale experimental plant was used. A simplified diagram of the plant is displayed in Figure 1. The pilot plant consists of three reactors (each with a 3 litre operating volume), which operate in parallel, fed from a common feed tank by a multi-channel peristaltic pump. The feed tank was filled periodically with water from the outlet of the primary settler from the Wastewater Treatment

Plant (WWTP) of Puente de Los Vados, Granada.

Special sieve arrangements were adopted to retain the carriers inside the aerobic reactors. The necessary aeration system is supplied by a compressor, from which three lines are derived for each of the reactors. To ensure adequate air diffusion and the homogeneity of the mixed liquor in the bioreactor, each of the reactors was equipped with a porous plate and a stirring system. A system for the purge of excess sludge was also provided in each reactor. Dissolved Oxygen (DO) was controlled daily using an oximeter to ensure aerobic conditions.

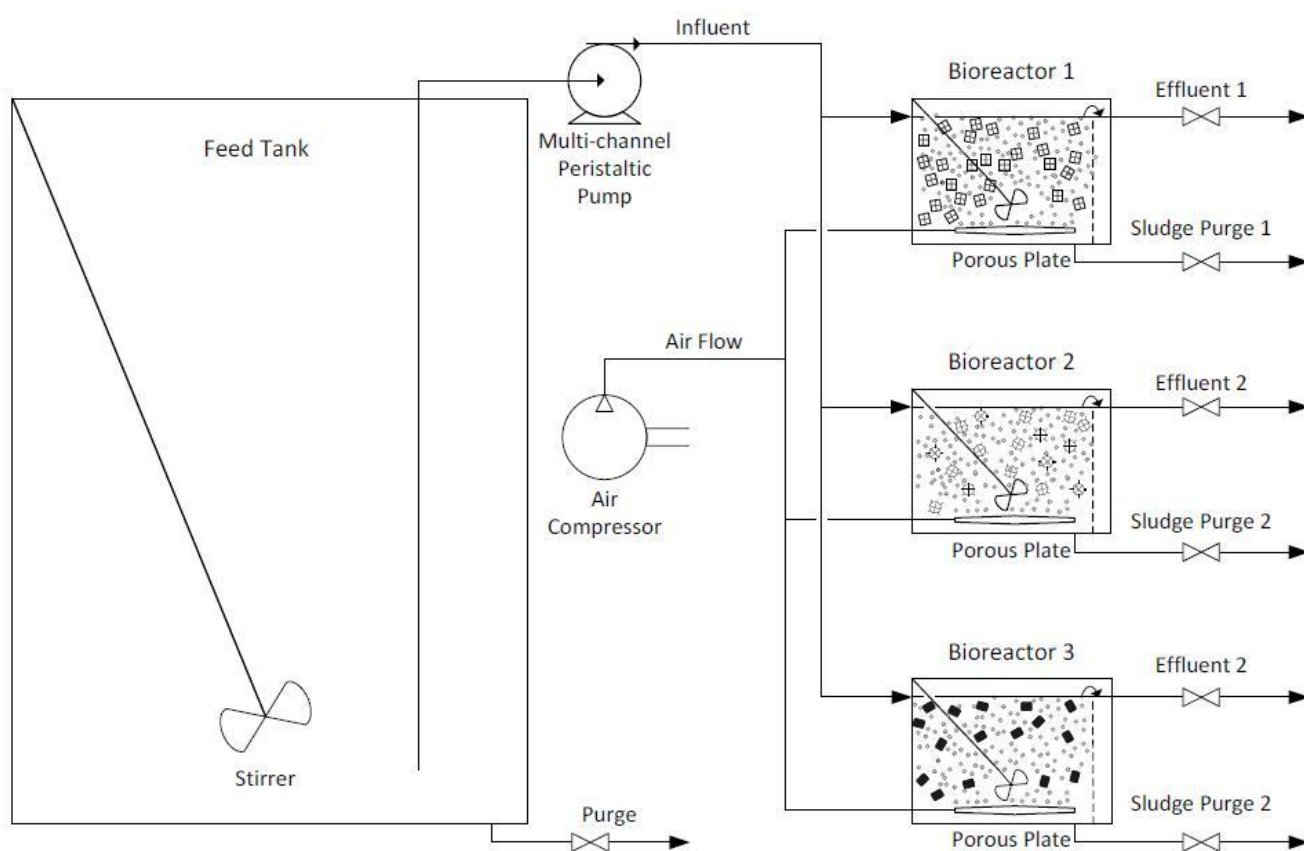


Figure 1. Schematic diagram of three parallel lab-scale pilot plants moving bed system with the three carrier types.

During the experimental period, the influent flow was the same for both lines, with a constant value of 0.6 L/h, corresponding to a hydraulic retention time (HRT) in the biological reactors of 5 hours (first phase); a second phase during which the flow rate of the line was increased by up to 0.3 L/h, corresponding to a 10 hours HRT, and a third phase with a constant flow of 0.2 L/h corresponding to a HRT of 15 hours.

3.1.2. Carrier Type

In this research three different carriers (Figure 2) have been used to study the influence of the carrier type on municipal wastewater treatment plants. The characteristics of the carriers employed can be seen in Table 1. These carriers differ fundamentally in size, material, shape and structure.

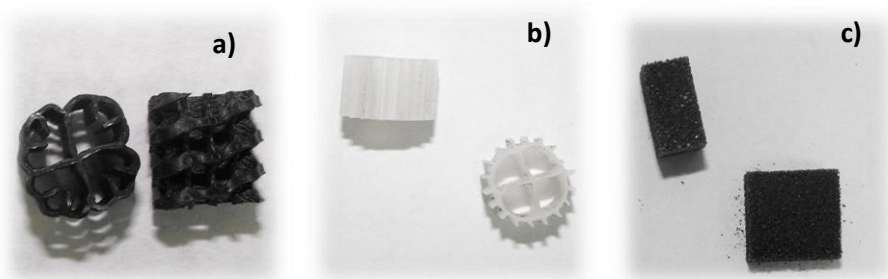


Figure 2. Carriers used in this research: AQWISE ABC5 (a); K1 of Anoxkaldness™(b);BIOCONS

The first carrier is a hollow square spiral made from high-density polyethylene with a inner cross-shaped cut out; this carrier has been created by Aqwise in Spain, and was provided by EcoHidro Agua y Medio Ambiente under its commercial name of Aqwise ABC5 Carrier. The second is called K1, this carrier has been developed by AnoxKaldness. This carrier has been widely studied in moving bed research by other authors such as Melin et al. (2005), Plattes et al. (2006), and Leiknes and Odegaard (2007). It is a cylindrical high-density polyethylene ring with also with a cross-shaped cut out. The third carrier is a porous polyurethane cuboid sprayed with activated carbon developed by the BIOCONS Environmental Solution Company and the commercial name is BIOCONS carrier.

Table 1 Physical and geometric characteristics of the carriers used in this research.

	Aqwise ABC5	K1	BIOCONS
Height (mm)	13	7	14
Longest Length (mm)	14	11	14
Shortest Length (mm)	12	11	7
Diameter (mm)	-	10	-
Thickness (mm)	0.8	0.5	-
Density (g/cm ³)	0.92–0.96	0.92–0.96	0.88-0.92
Units per m ³	308000	1030000	366000
Average Weight per Ud.(mg)	370	159	125

Carrier inoculation was done by recycling mixed liquor as described Jahren et al. (2002) with half-load activated sludge from the WWTP of Puente de Los Vados which had a medium concentration of suspended solids equal to 3 ± 0.27 g/L.

3.2. RESULTS AND DISCUSSION

3.2.1. Biofilm formation

Biofilm formation was developed by the recycling mixed liquor from the biological reactor of the WWTP of Puente de los Vados at a flow rate of 67 mL/min such as was used by Xing et al. (2000) and Jahren et al. (2002). In this research, the recycling stopped when the attached biofilm density reached was similar to previous research (Tyagi and Vembu 1990; Marques et al. 2008) maintaining a total time of inoculation of 11 days. Figure 3 shows the evolution of the attached biofilm during the inoculation process.

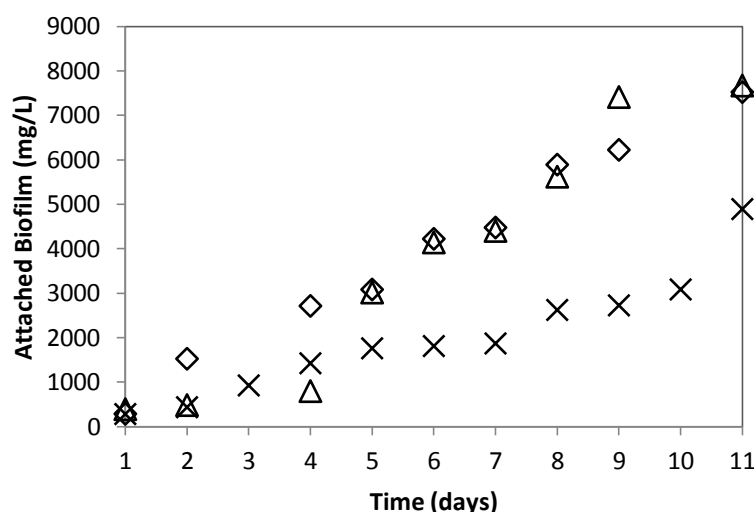


Figure 3. Evolution of the biofilm attached on each of the carriers used in this research during the period of inoculation. \diamond K1; Δ Aqwise ABC5 and \times BIOCONS.

There is a more pronounced trend in the attached biofilm density in the case of Aqwise ABC5 and K1 carriers than in the BIOCONS carrier. At the end of the sludge recycling, the attached biofilm density obtained in Aqwise ABC5 and K1 carriers was similar to the density obtained by Marques et al. (2008), who reached between 3250 and 13000 mg/L in polyether carriers with filling ratios between 10 and 40%. Rates of 7.52 and 7.669 g/L of carrier were reached by Aqwise ABC5 and K1 carries respectively in this research, whereas BIOCONS carrier obtained a lower value of attached biofilm density in the same period of time, with 4.890 g/L of carrier at the eleventh day. However, Tyagi and Vembu (1990) who with polyurethane carrier with filling ratios between 15 and 75% obtained densities between 7000 and 9000 mg/L. Attached biofilm density values to similar to previous experience, it suggests that the inoculation was adequate for the performance of the experimental moving bed treatment plant after eleven days of recycling mixed liquor with 3 ± 0.27 g/L of suspended solids.



There is a more pronounced trend in the attached biofilm density in the case of Aqwise ABC5 and K1 carriers than in the BIOCONS carrier. At the end of the sludge recycling, the attached biofilm density obtained in Aqwise ABC5 and K1 carriers was similar to the density obtained by Marques et al. (2008), who reached between 3250 and 13000 mg/L in polyether carriers with filling ratios between 10 and 40%. Rates of 7.52 and 7.669 g/L of carrier were reached by Aqwise ABC5 and K1 carriers respectively in this research, whereas BIOCONS carrier obtained a lower value of attached biofilm density in the same period of time, with 4.890 g/L of carrier at the eleventh day. However, Tyagi and Vembu (1990) who with polyurethane carrier with filling ratios between 15 and 75% obtained densities between 7000 and 9000 mg/L. Attached biofilm density values to similar to previous experience, it suggests that the inoculation was adequate for the performance of the experimental moving bed treatment plant after eleven days of recycling mixed liquor with 3 ± 0.27 g/L of suspended solids.

3.2.2. Organic matter removal

The removal of organic matter was studied by obtaining soluble Chemical Oxygen Demand (sCOD) at the influent and the effluent of each of the bioreactors. sCOD is a parameter which embodies the soluble organic compounds in wastewater. The removal of soluble organic compounds depends on the biodegradation process in the biofilm reactor (Sun et al. 2009). Figure 4 shows the sCOD obtained from influent and effluents during the research. During the experiment, suspended solids present in the mixed liquor (MLSS) and Dissolved Oxygen DO are controlled to maintain homogeneous conditions in different reactors, the average DO was 1.32 ± 0.39 , 1.31 ± 0.26 and 1.33 ± 0.36 mgO₂/L in bioreactor 1, 2 and 3 respectively, and MLSS was 2.008 ± 0.111 , 2.088 ± 0.141 and 2.056 ± 0.090 g/L in bioreactor 1, 2 and 3 respectively.

pH, conductivity and temperature were measured, the average value of pH was 7.61 ± 0.17 , 7.59 ± 0.13 and 7.60 ± 0.18 in bioreactor 1, 2 and 3 respectively; the value of conductivity was 1188 ± 205 , 1180 ± 178 and 1185 ± 107 μS in bioreactor 1, 2 and 3 respectively, and for temperature 23.87 ± 0.84 , 23.85 ± 0.84 and 23.91 ± 0.91 °C was measured in bioreactor 1, 2 and 3 respectively. Table 2 shows the attached biofilm density measured daily during the research. Such as was found by Xing et al. (2000), the attached biomass at the beginning of the experiment decreased after the inoculation, stabilizing during the experimental period due to a biofilm detachment as a result of changing conditions; the attached biofilm density was measured daily during the research, which as shown in Table 2 was roughly constant across all carriers at about 2.149 ± 0.338 mg/L of carrier.

Table 2. Average and standard deviation of biofilm attached density (mg/L) for each of the conditions of filling ratio and HRT studied in each of the carriers.

Filling ratio (%)	HRT (h)	Aqwise ABC5 (mg/L)	K1 (mg/L)	BIOCONS (mg/L)
50	5	2191 ± 447	2724 ± 168	2409 ± 275
	10	1709 ± 241	2071 ± 569	2387 ± 259
	15	1784 ± 187	2213 ± 45	2281 ± 169
35	5	1944 ± 81	2111 ± 48	2469 ± 221
	10	1621 ± 403	1967 ± 46	2736 ± 246
	15	1577 ± 173	2025 ± 88	2481 ± 215
20	5	1725 ± 264	2354 ± 98	2355 ± 179
	10	1850 ± 332	2326 ± 286	2510 ± 188
	15	1715 ± 213	2105 ± 243	2439 ± 209

This density was higher than that reported in other studies such as Gonzalez et al. (2002), moreover there was no direct relationship between the organic matter and the biofilm, which was approximately constant over the whole experiment.

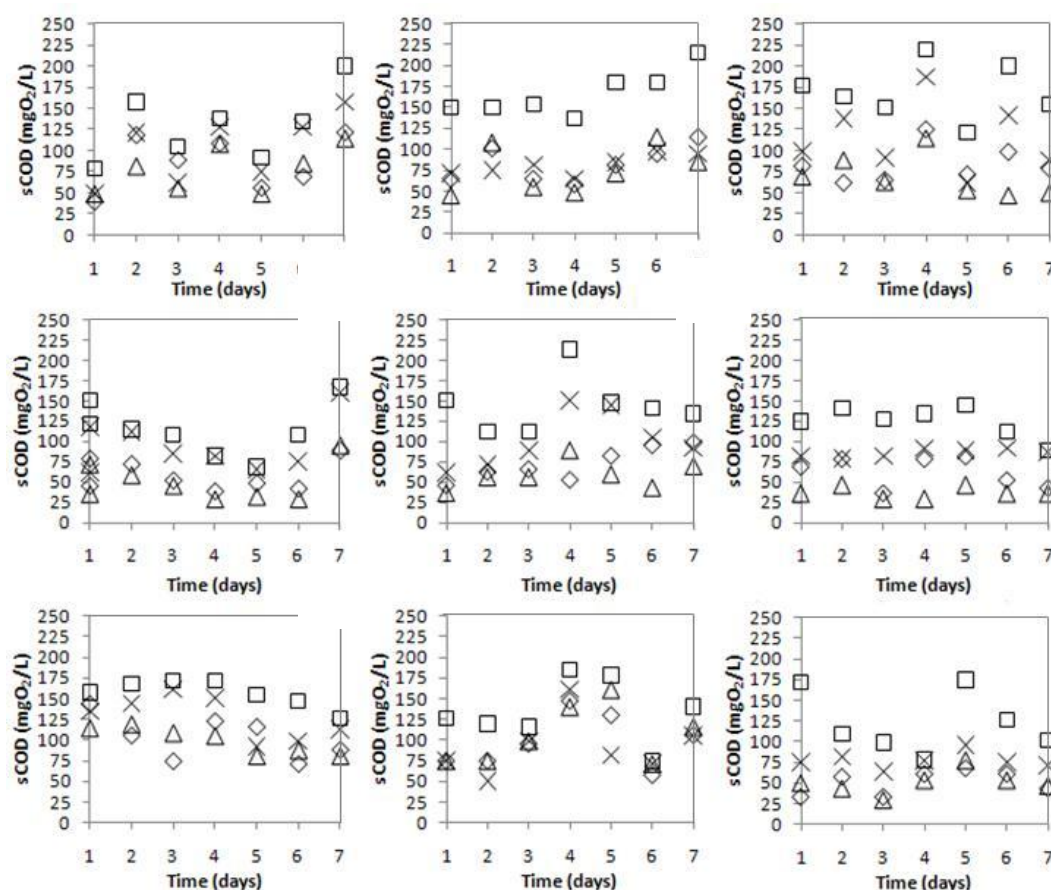


Figure 4. Organic matter removal. Soluble Chemical Oxygen Demand (mg/L) on the inside and outside of each bioreactor. □ Influent; Effluent Bioreactor 1 (K1 carrier); Δ Effluent Bioreactor 2 (Aqwise ABC5 carrier) and X Effluent Bioreactor 3 (BIOCONS carrier). a) 5 hours HRT and 50% filling ratio; b) 10 hours HRT and 50% filling ratio; c) 15 hours HRT and 50% filling ratio; d) 5 hours HRT and 35% filling ratio; e) 10 hours HRT and 35% filling ratio; f) 15 hours HRT and 35% filling ratio; g) 5 hours HRT and 20% filling ratio; h) 10 hours HRT and 20% filling ratio and i) 15 hours HRT and 20% filling ratio.



Figure 4 shows an increase in organic matter removal with the increase of HRT and decreased with a decrease in filling ratio. In Figure 4, a similar behaviour can be appreciated in the Aqwise ABC5 and K1 carriers, moreover, for a HRT of 5 hours a removal of between 65 and 80% with respect to an HRT of 15 h was observed. However, the BIOCONS carrier required more HRT to remove the same organic matter as a result of a poor hydraulic performance due to the appearance of preferential paths at the top of the reactor because of the low fluidisation maintained by this carrier.

Aqwise ABC5 and K1 carriers showed no significant difference between the filling ratios 35 and 50% in which yields were similar due to an improved hydraulic performance of 35% compared to 50%. For a 50% filling ratio, although the overall amount of biomass was higher, there was less movement of the carriers and so less contact of the influent with the biofilm. For a lower filling ratio in the case of these carriers, a significant decrease in organic matter removal was observed. The maximum removal was of 118, 154 and 95 mgO₂/L for Aqwise ABC5, K1 and BIOCONS carriers respectively in terms of a higher percentage of filling ratio and HRT of 15 hours for the K1 and BIOCONS carriers and 10 hours for the Aqwise ABC5 carrier. On average, it eliminated 56, 60 and 30 mg sCOD/L in the Aqwise ABC5, K1 and BIOCONS carriers respectively.

In other studies of MBBR systems with physical separation systems behind the bioreactor, yields of up to 94% COD for organic loads of 6.4 g per day DQO/m² have been obtained (Rusten et al. 1997) or 73% in sCOD removal using a K1 carrier with a filling ratio of 70% in a moving bed system (Melin et al. 2005), both of which had physical separation membranes. However, the highest rate obtained in this research has been lower, with an average organic matter removal rate of 56.97 ± 5.95 , 58.92 ± 7.38 and 46.13 ± 4.89 in Aqwise ABC5, K1 and BIOCONS carriers with 15 hours of HRT and 50% filling ratio, because this research has not considered the effect of the membrane or settler since all organic matter is removed due to biological treatment.

In this research, higher values in organic matter removal rates have been reached compared to previous studies, such as Leiknes and Odegaard (2007) who in a similar experience with a 70% filling ratio with K1 yields obtained outputs of the biological treatment of 55% and 48% for operating conditions of low and high load respectively. On the other hand, in this research 58.92 ± 7.38 % has been obtained with the same carrier but a lower filling ratio, moreover Aqwise ABC5 carrier has shown similar behaviour with an organic matter removal rate of 56.97 ± 5.95 %, with a 50% filling ratio.

Statistically significant differences of the nitrogen content in the different samples have not been obtained, so the average amount of nitrogen of the influent and the three effluents during the research

were 81.54 ± 10.37 , 72.79 ± 13.70 , 75.42 ± 18.17 and 74.97 ± 15.58 mg-N/L. In the ANOVA statistical test significant differences have been obtained among BIOCONS and Aqwise ABC5 (P-value = 0.0027) and between BIOCONS and K1 (P-value = 0.0002), however statistically significant differences have not been obtained between K1 and Aqwise ABC5 (P-value = 0,7323).

Also was studied the significant differences between filling ratios and HRTs .Aqwise-ABC5 and K1carrier did not present statistically significant differences between 35% and 50% of filling ratio with P-value of 0.08997 and 0.9265 respectively; BIOCONS carrier showed significant differences with these filling ratio (P-value = 0.0002) and did not show between 35% and 50% (p-value= 0.09014).

The carriers that showed a higher sCDO removal under our conditions studied were Aqwise and K1. The statistical test shows that Aqwise-ABC5 under different filling ratios studied not present significant differences between 10 and 15 hours of HRT with a filling ratio of 20, 35 and 50 % (P-values 0.2394, 0.7389 and 0.7362 respectively). K1 carrier only show significant differences under 20% of filling ratio (P-value =0.0081), with 35% and 50% not present significant differences(p-values 0.8423 and 0.4204 respectively), although an improvement in sCOD removal efficiency had been obtained such as it has been indicated previously. P-values of BIOCONS obtained between 5 and 10 hours of HRT and filling ratio of 20 and 50%, as shows Table 3, were 0.0024 and 0.0003 respectively, so statistically significant differences were obtained. Also, significant differences were obtained between 5 and 15 hours of HRT and 20 and 35 % of filling ratio and between 10 and 15 hours to the highest filling ratio with P-values lower than 0.05.

3.2.3. Kinetic study

At the end of the experiment, respirometry was performed on each carrier with its corresponding mixed liquor, to compare the kinetics behaviour of the different carriers and analyse the improvements of this process compared to conventional systems. Y values obtained are shown in Table 3. K1 carrier requires less oxygen to oxidize the same amount of substrate, which under the conditions studied shows the best kinetic behaviour ($Y = 0.774$). The Aqwise ABC5 carrier showed a similar behaviour to K1 ($Y = 0.700$), however the BIOCONS presented kinetic behaviour with a value of $Y = 0.465$.

The parameters fit the Monod model for each of the samples, identifying a better performance in the case of Aqwise ABC5, which presents the lowest value of μ_{max} , followed by K1 and finally BIOCONS which displayed a value 33% higher, which means this carrier requires more time for oxidation of organic matter under our experimental conditions. Trapani et al. (2010) in a hybrid system with K1 and a filling ratio of 30% had similar values to those obtained in this research, with $Y = 0.88$, $K_m = 5.2436$ mg/L and $k_d = 0.056$ d⁻¹. In a



kinetic study in a membrane bioreactor system, Rodriguez et al. (2011) achieved similar values for a concentration of volatile suspended solids in mixed liquor of 7110 mg/L to Aqwise ABC5 and K1, so the kinetic behaviour under the conditions studied with 20% of filling ratio is similar to the MBR with 7110 mg/L of MLSS for Aqwise ABC5 and K1 carriers.

Table 3. Growth yield values (Y), maximum specific growth rate (μ_{\max}), substrate saturation constant (Km) and microbial decay coefficient (Kd) obtained for each of the carriers used in the research and the half-load activated sludge used in the inoculation of carriers.

	Aqwise ABC5	K1	BIOCONS
Y	0.6998	0.7735	0.4648
μ_{\max} (h ⁻¹)	0.0087	0.0101	0.0120
K _m (mg/L)	5.2660	5.2436	8.3237
K _d (d ⁻¹)	0.0193	0.0357	0.0226

K_m values shown for Aqwise ABC5 and K1 presented a similar behaviour, obtaining μ_{\max} with less available substrate than the BIOCONS carrier, which presented a higher K_m value and so more time would be required to achieve a steady state under the conditions studied. The k_d values calculated during the experiment are reported in Table 3. Similar behaviour was observed in the case of the three carriers, the values obtained are lower than the typical values used in activated sludge modelling (Henze et al. 2000); it is nevertheless important to highlight that the microbial decay coefficients obtained are not significantly different. Also, these results are in agreement with the results reported by other authors (Mardani et al. 2011; Zang et al. 2011).

3.3. CONCLUSIONS

Given the three carriers under the conditions studied, the following conclusions were made:

- ✓ Aqwise ABC5, K1 and BIOCONS carriers removed 56.97 ± 5.95 , 58.92 ± 7.38 and 46.13 ± 4.89 % organic matter respectively as sCOD, with Aqwise ABC5 and K1 carriers requiring lower filling ratios to than BIOCONS carrier to remove the same amount of substrate.
- ✓ Given the μ_{\max} ratio of 0.0087, 0.0101 and 0.0120 h⁻¹ and the K_m ratio of 5.2660, 5.2436 and 8.3237 mg/L for Aqwise ABC5, K1 and BIOCONS carriers respectively, it is concluded that K1 and Aqwise ABC5 carriers are more accessible to the biofilm-substrate contact, and therefore organic matter is consumed faster than in the BIOCONS carrier under the conditions studied.
- ✓ The respirometric analysis is consistent with the data obtained in organic matter removal. It is observed that the behaviour of microorganisms in each of the carrier types in terms of oxygen transfer is different, which would be attributed to the physical characteristics of the carrier itself.

In view of these results, the carrier selected to use in the main research was K1 of Anoxkaldness.

4. MAIN RESEARCH

The aims of the present research were the followings:

- ✓ Study the influence of the operative variables (filling ratio, HRT, MLSS and temperature) in the behaviour of a moving bed membrane bioreactor in relation to the organic matter removal, the nitrification activity and the operation of the process
- ✓ Analyse the decrease of the building volume of the bioreactor in a new plant or in a rehabilitation using a moving bed.

In order to obtain the main aims, the following secondary aims were defined:

- ✓ Analyse the influence of the operative variables in the behaviour of the hybrid biomass
- ✓ Study the organic matter and nitrogen removal of the process under the different operative variables
- ✓ Analyse the relationship between the operative variables and the behaviour of the membrane through its permeability and fouling rate
- ✓ Study the effect of the temperature in the behaviour of the process
- ✓ Analyze the decrease of the volume of the bioreactor in a membrane bioreactor using a moving bed in relation to the operative variables

4.1. EXPERIMENTAL PROCEDURE

4.1.1. Description of the pilot-scale experimental plant

In this research, a pilot-scale experimental plant was used. A schematic of the process configuration and pilot plant used is shown in Fig. 1. The pilot plant was situated at the Puente de Los Vados WWTP in Granada, Spain. The urban wastewater used was taken from the outlet of the primary settler, so this wastewater had been mechanically pre-treated before being fed to the pilot plant.

The experimental plant used in this research had two bioreactors: a cylindrical bioreactor with an operating volume of 358 L in which carriers were contained, and a rectangular tank with 87 L of operating volume in which three Zenon® hollow fiber ultrafiltration membrane units were submerged. The modules used were ZW-10, configured as an outside/in hollow fiber with a nominal membrane surface area of 0.93



m², a nominal pore size of 0.04 μm and an absolute pore size of 0.1 μm.

The typical operating transmembrane pressure of this module is 10-50 kPa with a maximum transmembrane pressure of 62 kPa. Biodegradation took place in the first bioreactor (hybrid MBBR), followed by a membrane reactor with submerged modules in which solid separation occurred. In order to maintain the concentration of biomass in the hybrid MBBR, a recycling pump with a constant flow of 90 L/h took the sludge from the membrane tank to the hybrid MBBR. The excess sludge was extracted under constant flow in each condition, as this is related to the operational conditions. The carriers were contained in the cylindrical reactor with a 20, 35 and 50 % filling ratio (rate between the apparent carrier volume and the operational volume of the bioreactor) in relation to the condition tested.

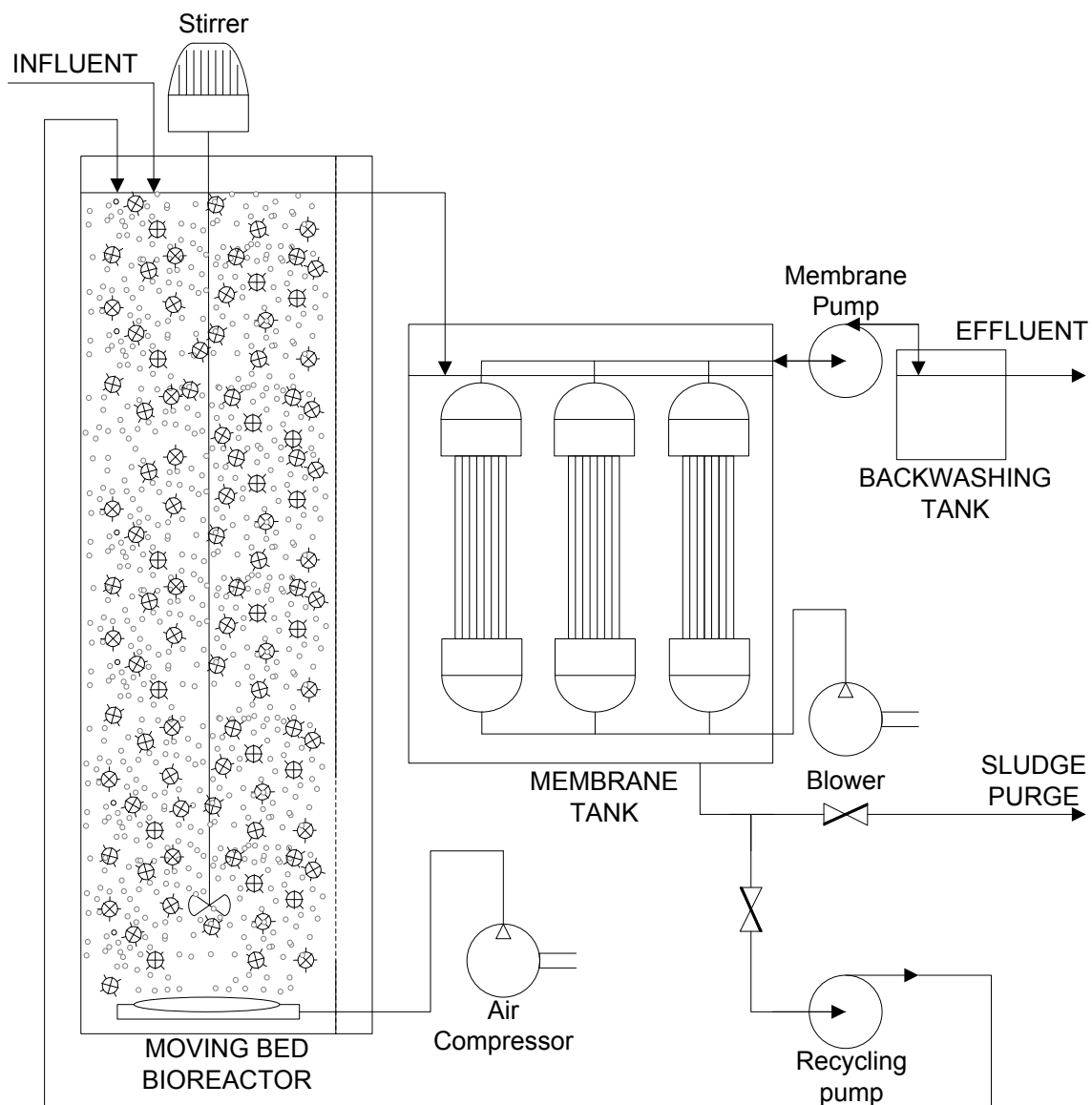


Figure 5. Schematic diagram of the studied hybrid MBBR-MBR pilot plant.

4.1.2. Operating conditions

Seventeen cycles of operation were studied in the present research in relation to the filling ratio, MLSS and HRT (Table 4). These cycles were ordered in three phases according to the filling ratio: phase I with 20 % (cycles from 1 to 6), phase II with 35 % (cycles from 7 to 12) and phase III with 50 % (cycles from 13 to 17). In each phases were checked two HRT in a pure MBBR (cycles 5, 6, 11, 12, 16 and 17) and in two hybrid MBBR with two different MLSS. The HRT were 10 h (cycle 1, 3, 6, 8, 9, 12, 13, 14 and 17) and 24 h (cycles 2, 4, 5, 7, 10, 11, 15 and 16); the hybrid MBBR–MBR was operated at a flow rate of 45.5 L/h when HRT was 10 h and 18.96 L/h when HRT was 24 h. The MLSS tested were about 2.5 g/L (cycles 1, 2, 7, 8 and 13) and about 4.5 g/L (cycles 3, 4, 9, 10, 14 and 15).

Table 4. Operative conditions (filling ratio, HRT, MLSS and temperature) and operative parameters (SRT, BFSS and F/M rate) in the different phases and cycles checked in the main research.

Phase	Cycle	Operative Variables				Operative Parameters			
		Filling Ratio (%)	HRT (h)	MLSS (mg/L)	Temperature (°C)	SRT (days)	BFSS (mg/Lof carrier)	F/M (kgBOD ₅ /(kgMLSS.día))	
I	1	20	10	2414 ± 166	17.99 ± 1.56	12.71	2618 ± 272	0.4093 ± 0.0741	
	2	20	24	2514 ± 148	25.01 ± 3.49	24.72	4355 ± 457	0.1392 ± 0.0357	
	3	20	10	4329 ± 342	14.12 ± 1.63	22.25	5196 ± 324	0.1632 ± 0.0597	
	4	20	24	4397 ± 275	10.35 ± 1.91	55.63	6991 ± 843	0.073 ± 0.0221	
	5	20	24	1116 ± 240	7.6 ± 2.88	1*	3608 ± 3441	0.2458 ± 0.0623	
	6	20	10	800 ± 234	4.6 ± 2.61	0.42*	1510 ± 127	1.1962 ± 0.6096	
II	7	35	24	2798 ± 67	14 ± 2.6	18.54	4403 ± 188	0.1337 ± 0.0199	
	8	35	10	2581 ± 127	20.51 ± 3.26	8.56	5424 ± 259	0.3518 ± 0.0543	
	9	35	10	4278 ± 154	27.88 ± 1.52	17.8	5284 ± 287	0.1601 ± 0.0262	
	10	35	24	4548 ± 104	22.42 ± 2.64	56.53	4594 ± 217	0.075 ± 0.0069	
	11	35	24	513 ± 67	17.03 ± 0.55	1*	3775 ± 247	0.6048 ± 0.1782	
	12	35	10	500 ± 52	15.67 ± 1.53	0.42*	2529 ± 77	1.6997 ± 0.0206	
III	13	50	10	2579 ± 61	14.43 ± 3.11	13.91	5844 ± 268	0.1346 ± 0.1253	
	14	50	10	4524 ± 49	6.48 ± 3.74	18.59	5564 ± 259	0.1807 ± 0.0891	
	15	50	24	4594 ± 47	5 ± 1.58	49.44	4604 ± 191	0.0845 ± 0.0069	
	16	50	24	718 ± 92	5.03 ± 3.05	1*	1838 ± 53	0.5402 ± 0.0257	
	17	50	10	612 ± 3	2.5 ± 1.5	0.42*	1988 ± 13	1.4113 ± 0.1625	

The membrane reactor was designed as an external submerged unit in which the dimensions of the reactor were adjusted only for particle separation. During the study, two different modes of membrane operation were applied: continuous filtration and periodic backwashing. The cyclic mode of operation consisted primarily of a production period of 9.67 min with 0.33 min backwash. The submerged membrane units were operated at a constant flux using a suction pump in each cycle and the transmembrane pressures (TMP) varied between 0.3 and 0.5 bar. Air scouring of the membrane was applied continuously.

The variables of the process fixed by the operative variables defined in this research were the sludge retention time (SRT), suspended solids of the biofilm (BFSS) and feed/mass rate (F/M). These parameters



are shown in the Table 4 too. In order to simulate a pure MBBR process (cycles 5, 6, 11, 12, 16 and 17) in the pilot plant the SRT was imposed equal to HRT in order to avoid the concentration of MLSS into the bioreactor.

The start-up of the pilot plant consisted in feeding the pilot plant with urban wastewater from the primary settler of the wastewater treatment plant of Los Vados in Granada (Spain), where the plant was situated. The pilot plant worked under the conditions of each cycle until the MLSS obtained the required value, at which point a purge flow was initiated in order to stabilize the biomass.

4.2. RESULTS AND DISCUSSION

4.2.1. Behaviour of the hybrid biomass in relation to the operative variables

The amount of biofilm affects the efficiency of the process both in the removal of organic matter and nitrogen and depends on the variables of the process. The ANOVA analysis showed the existence of differences statistically significant in the biofilm and the non-presence in the characteristics of the influent (COD, BOD₅, SS, nitrogen) in different cycles, therefore the biofilm depends on operational variables (HRT, filling ratio, MLSS and temperature).

Different authors have described some parameters that can affect the formation of biofilm. The thickness of the biofilm formed depends on the organic load, temperature and the concentration of dissolved oxygen (Levestek and Plazi, 2009), stressing the importance of substrate entry, to greater load input greater growth of attached biomass (Nicolella et al. 2000, Dandan et al. 2008, Escudié et al. 2010) as well as in the relationship C/N (Basin et al. 2012) as a result of competition between autotrophic and heterotrophic bacteria by substrate availability. This effect can be considered in the present research through the HRT.

SRT theoretically increases with the HRT. An increase in HRT implies a decrease of the substrate available for microorganisms and less generation of matter. Comparing cycles of this research with similar MLSS (cycle 1 and 2; 3 and 4; 7 and 8; 9 and 10; 14 and 15) SRT increases approximately twice from TRH of 10 to 24 hours. By other hand, an increase of biomass for a same substrate implies that microorganisms have less substrate and therefore generate less matter to purge, increasing the SRT.

The effect of the filling ratio regarding the SRT, with the data obtained was not clear due to the influence of other operational variables. Various studies (Chang et al, 1991; Kwok et al, 1998; Ritmann

2001) indicated a possible relationship of the filling ratio with the density of biofilm and its thickness.

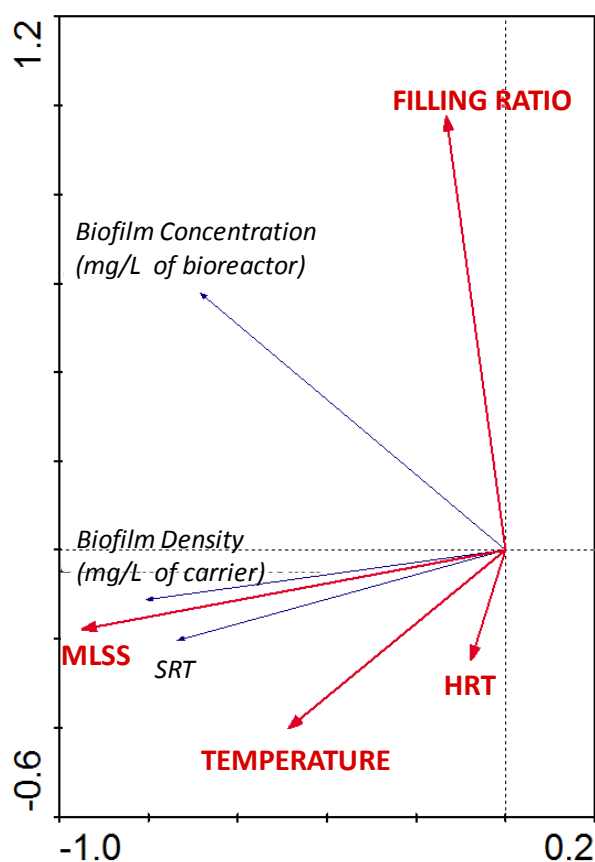


Figure 6. Graph of the results from the multivariable analysis used to study the relationship between HRT, temperature, MLSS and filling ratio as variables, and biofilm measured per volume of carrier (density) and per volume of bioreactor (concentration) and SRT as species for the conditions tested in

The thickness of the biofilm under high filling ratios presents greater activity indicating an increased rate of removal of organic matter and nutrients per unit biofilm (Rittmann et al. 1992; Peyton 1996; Vieira and Melo 1999); However, with high filling ratio, the detachment of the microorganisms of the biofilm is favoured assuming a decline in biomass attached in the bioreactor (Gjaltema et al. 1995), in addition the fluidization of the carriers requiring a greater flow of air to suspend it which means incurring a cost overrun of the process (Wang et al. 2005). On the one hand, an increase of the biofilm in the system to the same substrate means that microorganisms have less substrate and therefore less matter to purge; on the other hand, the higher filling ratio favors the crashes between the carrier and the detachment of the biofilm and therefore an increase in the SRT. The increase in temperature means an increase of microbial activity that generates increased consumption of substrate and therefore an increase in the SRT. The effect of variable temperature cushion by the influence of other variables more influential although it can be observed in cycles 2 and 7 of similar MLSS and the same HRT but an important change of temperature that affects the change of SRT.



A multivariate analysis to study the effect of different variables on a particular species, as well as the relationships between the different species was done. The variables of the multivariate statistical analysis defined were the HRT, the MLSS, the filling ratio and temperature and the species were SRT, amount of biofilm in the reactor and density of the biofilm. The analysis represented a 68.8 % of accumulated variance of the species in the first axis and 61.5 % in the second one. The cumulative variance of the relationship between the species and the variables represented in the first axis was 89.5 % and the totality in the second axis.

The biplot diagram of analysis of redundancy is shown in Figure 6. The Monte Carlo test showed that filling ratio and MLSS were statistically significant variables in the system (P-value of 0.050 and 0.002 respectively) and therefore the most influential variables on the variability of the system under the conditions studied. The variable most influential in the density of the biofilm formed were the MLSS, to major MLSS, major biofilm. Temperature presented a strong positive correlation, the density of the biofilm formed increases with the temperature due to microbial activity increases. The HRT showed a positive influence in the biofilm density. In addition, the multivariate analysis showed that the filling ratio did not influence the density of the biofilm under the conditions studied because there is not any correlation.

The total amount of biofilm in the bioreactor presented obviously a positive correlation with the filling ratio. The MLSS presented a positive correlation, the amount of biofilm in the system increases with the temperature. The effect of HRT, whose importance in the system was much lower than expected (P-value of 0.718) and the temperature was not relevant in this variable.

An empirical relationship of the TRC and the f/m was designed to study the influence of both. By one hand, under low F/M , the SRT is very high; by the other hand the SRT is almost nil if F/M is very large, arithmetically this behavior can be modeled by a hyperbola, which is the only geometric function that presents an horizontal and a vertical asymptote and the model is positive in the first quadrant (X e $Y > 0$). The empirical models of SRT to 20, 35 and 50 % of filling ratio are shown in the equations 10, 11 and 12 respectively.

$$\text{SRT}^{20\%}(\text{days}) = 0.6997 F/M^{-1,661} \quad (10)$$

$$\text{SRT}^{35\%}(\text{days}) = 0.8545 F/M^{-1,616} \quad (11)$$

$$\text{SRT}^{50\%}(\text{days}) = 0.6177 F/M^{-1,817} \quad (12)$$

The effect of temperature on the SRT has been tested in hybrid MBBR cycles. The temperature affects the biological process, so it has been the difference between the theoretical values of SRT (in the

absence of biological process) and the real values obtained during this investigation. The substrate is partially consumed by micro-organisms then the mass purge diminishes what the purge flow is reduced and the TRC increases. The difference between both SRT increases with increasing temperature, presenting a relatively linear behavior. Analysis was performed for the SRT of each of the phases of research, the increase of SRT obtained against the theoretical increases are shown in Figure 94. The fit got for 20, 35 and 50, whose correlations (R^2) were 0.9864, 0.8192 and 0.9954, respectively, they are shown in the equations, 13, 14 and 15 in increasing order of filling ratio.

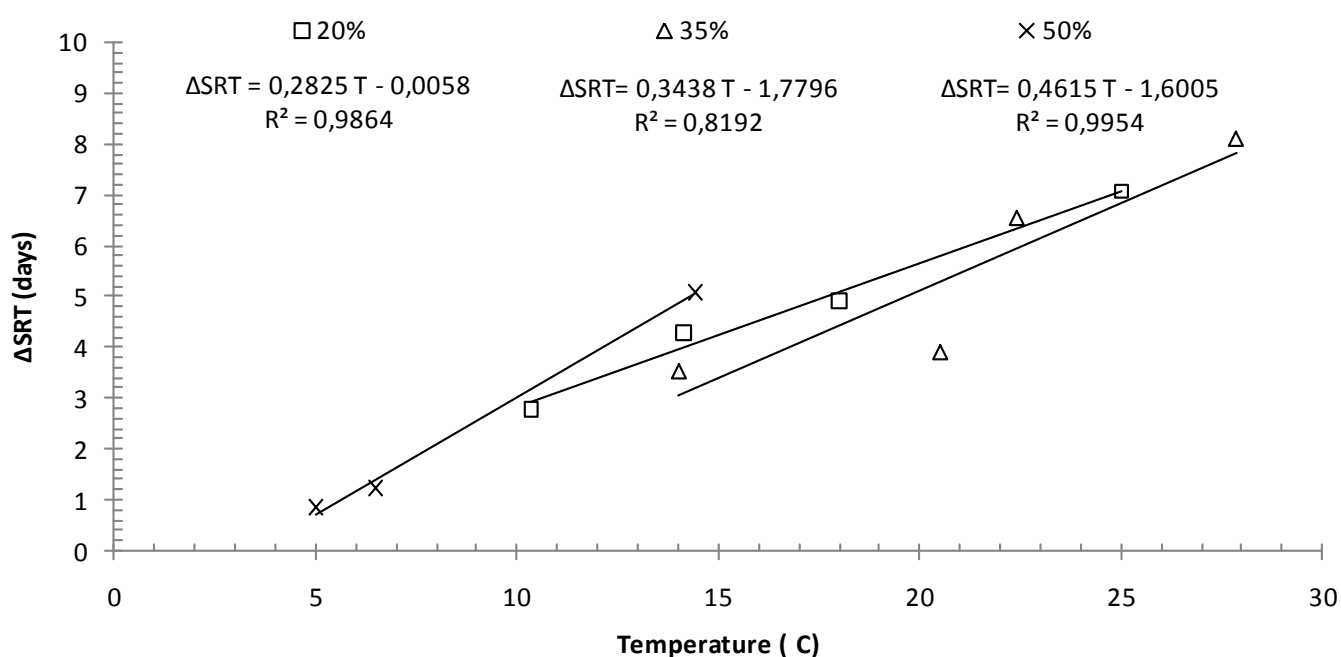


Figure 7. Difference between SRT obtained in each phase (20, 35 and 50 % of filling ratio) and theoretical SRT in absence of biological process

$$\Delta SRT_{20\%}(\text{days}) = 0.2825 T - 0.0058 \quad (13)$$

$$\Delta SRT_{35\%}(\text{days}) = 0.3438 T - 1.7796 \quad (14)$$

$$\Delta SRT_{50\%}(\text{days}) = 0.4615 T - 1.6005 \quad (15)$$

SRT system can be expressed according to HRT, MLSS and SS of the influent. For each filling ratio, the equations 16, 17 and 18, with a correlation (R^2) of 0.9864, 0.8192 and 0.9954 were obtained for 20, 35 and 50% respectively.

$$SRT_{20\%}(\text{days}) = \text{HRT} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influent}}} + 0.2825 T - 0.0058 \quad (16)$$



$$SRT_{35\%} \text{ (days)} = \text{HRT} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influent}}} + 0.3438 T - 1.7796 \quad (17)$$

$$SRT_{50\%} \text{ (days)} = \text{HRT} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influent}}} + 0.4615 T - 1.6005 \quad (18)$$

4.2.2. Organic matter removal in relation to the operative variables

The organic matter removal yields in COD and BOD₅ obtained during 17 experimental cycles are shown in Table 5. Also, homogeneous subsets are shown as superscripts of the values to which belong the values obtained in the analysis of variance (ANOVA) of HSD Tukey with a confidence of 95 index ($\alpha=0.05$). The average removal of COD is between 67.05 ± 1.14 (cycle 17) and 95.98 ± 2.43 (cycle 10); regarding the BOD₅, average yields ranged between $74, 14 \pm 0.84$ (cycle 17) until 98.84 ± 1.12 (cycle 4). The effect of the MLSS and the HRT, is reflected in the data obtained, obtaining higher yields as they increase both variables to equal the remaining. However, the filling ratio did not provide statistically significant differences to the other variables equal, therefore, a trend in the behaviour of the system cannot be observed with this statistical analysis.

Table 5. COD and BOD₅ removal in the different cycle of the main research. Superscript show the homogenous subset of the HSD of Tukey of ANOVA test done with $\alpha=0.05$

Phase	Cycle	COD removal (%)	BOD ₅ removal (%)
I	1	87.62 ± 2.47 ^{a,b}	94.41 ± 2.26 ^{a,b,c,d}
	2	93.44 ± 2.14 ^b	97.73 ± 0.81 ^{d,e,f}
	3	92.95 ± 4.08 ^b	97.47 ± 2.56 ^{c,d,e,f}
	4	95.83 ± 2.43 ^b	98.84 ± 1.12 ^f
	5	83.05 ± 0.77 ^{c,d}	87.01 ± 0.92 ^{g,a}
	6	73.00 ± 1.00 ^c	83.05 ± 1.17 ^h
II	7	95.33 ± 2.20 ^b	98.43 ± 0.35 ^{e,f}
	8	89.52 ± 3.29 ^b	96.56 ± 1.41 ^{b,c,d,e}
	9	94.31 ± 2.45 ^b	98.02 ± 0.33 ^{e,f}
	10	95.98 ± 1.52 ^b	98.67 ± 0.30 ^f
	11	86.36 ± 2.12 ^{a,d}	91.54 ± 0.21 ^{a,b}
	12	77.14 ± 0.89 ^c	83.62 ± 2.17 ^{h,i}
III	13	87.40 ± 6.90 ^{a,b}	96.10 ± 5.36 ^{a,b,c}
	14	93.41 ± 3.92 ^{a,b}	96.54 ± 2.65 ^{d,e,f}
	15	91.34 ± 2.53 ^{a,b}	94.88 ± 2.41 ^{b,c,d,e,f}
	16	80.93 ± 0.97 ^c	84.99 ± 0.26 ^{i,g}
	17	67.50 ± 1.14 ^e	74.17 ± 0.84 ⁱ

Cycles 1, 8 and 13, under similar MLSS (2414 ± 166 , 2798 ± 67 , and 2579 ± 61 mg/L), HRT of 10 h and filling ratio of 20, 35 and 50% respectively, did not show statistically significant differences; however, the highest performance in COD and BOD₅ was to the intermediate concentration due to the higher

temperatures experienced during the pilot phase (20, 51 ± 3 , 26 front at 17, 99 ± 1 , 56-14, 43 ± 3 , 11 °C 1 and 13 respectively). Cycles 1 and 13 showed a similar performance in removal of COD and BOD due the fact that the lower temperature of cycle 13 was compensated for the increase of biofilm (from 523 ± 54 to 2922 ± 134 mg/L of bioreactor) as a result of the increase in the percentage of filling (from 20 to 50%) and by the increase of the BFSS (from 2618 ± 272 to 5844 ± 268 mg/L of carrier). Cycle 7 (35% of filling) also presented a better performance than the 2 (20% of filling), although the temperature was higher in the 2 cycle due to the presence of more biofilm. Under HRT of 10 h and MLSS about 4.5 g/l (3, 9, and 14 cycles), again, the higher yield in COD and BOD₅ removal was obtained in the case of 35% and the lowest 50% as a result of the low temperature of the last phase. Under similar MLSS but higher TRH (cycles 4, 10 and 15), yields of COD and BOD₅ obtained for a 20 and 35% of filling ratio were similar indicating that the effect of the biofilm is higher than the temperature in higher TRH. However, the low temperatures experienced during cycle 15 which came to temperatures up to 2 °C the biological process was inhibited despite having an average value of biofilm similar in the biological reactor.

Cycles that simulated a pure MBBR (cycles 5, 6, 11, 12, 16 and 17) showed a significant decreasing of the yields in removal of organic matter. Under HRT of 24 h (cycles 5, 11 and 16), the best yields were obtained for the cycle with a filling, coinciding with the cycle of higher temperature (17.03 ± 0.55 °C); 35 the cycle 5 (7.60 ± 2.88 °C) presented a performance intermediate between that of the 35 and 50 (5.03 ± 3.05 °C). With HRT of 10 hours (6, 12 and 17 cycles), the best yields were experienced in the cycle with higher average temperature of (cycle 12 with temperature of 15.67 ± 1.53 °C) while the rest of cycles obtained yields were lower as a result of low temperatures (4.60 ± 2.61 and 2.50 ± 1.50 °C for the cycles 6 and 17 respectively).

Compared with the results obtained in removal of organic matter in conventional MBR systems by other authors is reflected the effect of the presence of the bed; Kreminski et al. (2012) in a MBR under a TRH higher than 24 h and similar influent COD obtained an average removal efficiency of COD of 94.1 with MLSS higher than 8.3 g/L, with the process of hybrid MBBR-MBR of this research to TRH of 24 h, similar and even higher yields were obtained for MLSS higher than 2 g/L; Gomez et al. (2012) in a real plant of MBR to TRH more than 24 hours, obtained yields around the 91 of COD under 4.2 g/L of MLSS while with the hybrid MBBR-MBR tested in this research the yield is similar under lower MLSS, also under similar MLSS (cycles 4, 10 and 15) the bed increases the yield of COD removal to 95.83 ± 2.13 , 95.98 ± 1.52 and 91.34 ± 2.53 for the 20, 35 and 50 %, by other hand; in comparison to Gomez et al. (2012) working with hybrid MBBR at lower temperatures as the temperature reached in cycle 15 (5.00 ± 1.58 °C) with similar behaviour.



From the data obtained under the HRT (10 h) is observed that the presence of the moving bed in the MBR can improve efficiency in removal of BOD₅. Rodriguez et al. (2012) in a bioreactor membrane with modules similar membrane and influent obtained performance in removal of BOD₅ from the 91.8 12 hours of TRH and 4.017 g of MLSS, with moving bed to similar MLSS (cycles 3, 9 and 14) yields above have been obtained (97.47±2.56, 98.02±0.33 and 96.54±2.65 respectively) running 2 hours less of HRT and increasing the CRT from the 14 days of Rodriguez et to the. (2012) to average temperature of 16 °C to TRC of 22.25, 17.8, and 18.59 days (20, 35 and 50%) at even lower temperatures as in cycle 14 (6. 48±3. 74 °C); in the cycles 1, 8 and 13 with MLSS about 2.5 g/L and HRT of 10 h from the 35% of filling ratio the removal efficiency in organic matter obtained was similar to the Rodriguez et al. (2012) however, the SRT was lower, a 50% of filling ratio is necessary to maintain SRT. In relation to the temperature, it was observed that organic matter removal is drastically reduced at temperatures below 5 °C. The effect of temperature is more important than the presence of biofilm at low HRT while that filling ratio presents a greater effect to high HRT.

To verify the behaviour of the system in organic matter removal, a kinetic study of heterotrophic biomass was done. Average kinetic constants of cycles 1, 2, 3 and 4 of the phase 1, cycles, 7, 8, 9 and 10 of the phase 2 and cycles 13, 14 and 15 of the last phase obtained are shown in Table 6. The kinetic constants varied in different cycles which show the influence of operating parameters.

Table 6. Kinetic constants for heterotrophic biomass in the different cycles of the main research.

Phase	Cycle	Y_H (mgCOD _{formed} /mgCOD _{oxidized})	$\mu_{H,m\acute{a}x}$ (h ⁻¹)	$K_{H,N}$ (mgCOD/L)	b_H (h ⁻¹)
I	1	0.622 ± 0.028	0.0535 ± 0.0189	5.84 ± 0.79	0.01413 ± 0.00949
	2	0.577 ± 0.024	0.0392 ± 0.0038	6.23 ± 0.62	0.01291 ± 0.01229
	3	0.530 ± 0.003	0.0426 ± 0.0030	7.55 ± 0.90	0.00712 ± 0.00170
	4	0.462 ± 0.014	0.0316 ± 0.0031	8.63 ± 0.34	0.00568 ± 0.00248
II	7	0.636 ± 0.029	0.0401 ± 0.0229	6.14 ± 1.89	0.01472 ± 0.01854
	8	0.714 ± 0.076	0.0560 ± 0.0126	6.65 ± 0.49	0.01703 ± 0.01200
	9	0.537 ± 0.033	0.0553 ± 0.0131	4.88 ± 1.47	0.00912 ± 0.00190
	10	0.506 ± 0.004	0.0448 ± 0.0010	5.83 ± 0.51	0.00768 ± 0.00638
III	13	0.593 ± 0.057	0.0537 ± 0.0070	6.04 ± 0.58	0.01952 ± 0.00502
	14	0.515 ± 0.011	0.0348 ± 0.0010	6.50 ± 0.45	0.00671 ± 0.00258
	15	0.504 ± 0.016	0.0245 ± 0.0006	7.83 ± 0.24	0.00511 ± 0.01146

The yield for heterotrophic biomass (Y_H) ranged between 0.462±0.014 and 0.714±0.076 mgCOD_{formed}/mgCOD_{oxidized} (cycle 4 and cycle 8 respectively). The Y_H remained in the range proposed by the ASM1 (Henze et al., 1999), although slightly lower than those obtained by Trapani et al. (2010) in a hybrid

system operating under a filling ratio of 30 with the same carrier, which obtained an and 0.88. In general, Y_H is greater at low HRT and is lower when it increases biomass especially in relation to biomass dispersed; major differences were observed between different MLSS that between different filling ratio. The behaviour of the maximum specific growth rate for heterotrophic biomass ($\mu_{H, \max}$) in relation to the operating variables is similar to Y_H . The heterotrophic biomass shows a higher $\mu_{H, \max}$ when it gives higher content of substrate (less HRT). To the same substrate available but highest concentration of biomass, an effect similar to that of the increase of the HRT is produced. The temperature in $\mu_{H, \max}$ and Y_H is a key factor: microbial metabolism at low temperatures is seen slowing, as happened in the last three cycles of the phase III, which had average temperatures below 15 °C.

$K_{H, N}$ showed values superior to high concentrations of biomass and low concentrations of substrate (older HRT). The media in different cycles values oscillated around those obtained by Trapani et al. (2010), in a hybrid MBBR with a 30% of K1 (5.2436 mg/L), so in a hybrid MBBR hybrid $K_{H, N}$ could not present great differences.

The values of decay coefficient for heterotrophic biomass (b_H) were higher than those obtained by other authors. Trapani et al. (2010) with a hybrid MBBR with 30% of K1 obtained 0.056 days⁻¹. Mardani et al. (2011) and Zhang et al. (2011) in conventional activated sludge processes obtained lower b_H . As Table 6 shows, b_H increases when HRT decreases due to an increase of available substrate. b_H is reduced when the substrate available for microorganisms by the HRT increase or the increase in biomass. The filling ratio influence on b_H , when the filling ratio increases, the amount of biofilm in the system increases too. More biofilm in the system reduce b_H and increase SRT. Likewise, dispersed biomass affects a constant analysis. b_H is reduced as the MLSS, increase as indicated Rodriguez et al. (2011) in a MBR.

A multivariate statistical study using the software Canoco for Windows 4.5 was undertaken to analyze the influence of filling ratio, HRT, MLSS and temperature on the kinetic constants and on the removal efficiencies due to difficulties with including environmental parameters in modeling the constant. A detrended correspondence analysis (DCA), as the most appropriate ordination statistical analysis, was carried out to obtain the gradient lengths. DCA revealed the longest ordination axis to be less than three, and so the distribution of the model was linear. Redundancy analysis (RDA) was therefore used as the statistical method recommended for gradients with a linear response (Lepš et al. 1999).

Statistical significance was tested using a Monte Carlo permutation test with 499 permutations. Three of the variables studied presented P-values lower than 0.05: these variables were HRT (P = 0.002), MLSS (P-value=0.002) and temperature (P-value=0.008). The results of the analysis are shown in a triplot



diagram (Figure 8). The model represents 92.2% of the cumulative variance is represented between the two first axes. Considering the relationship between species and environmental variables, 99.5% of cumulative the variance is included in the two mean axes.

The kinetic constants were grouped in the same quadrant, correlated positively with the temperature and strongly with the MLSS. The HRT showed weak positive influences on Y_H , b_H and $\mu_{H,max}$; however $K_{H,N}$ was not affected by HRT.

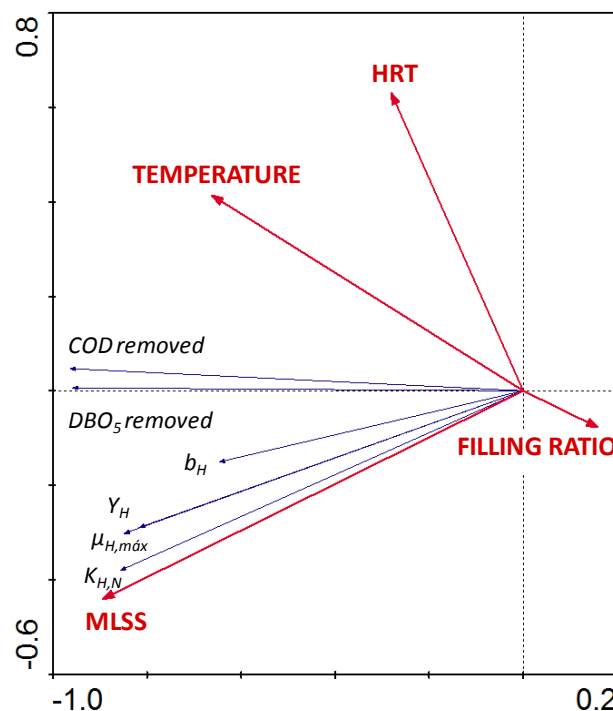


Figure 8. Graph of the results from the multivariable analysis used to study the relationship between HRT, temperature, MLSS and filling ratio as variables, and COD removal rate, BOD₅ removal rate, Y_H , b_H , $\mu_{H,max}$ and $K_{H,N}$ as species for the conditions tested in this study.

Given the importance of the MLSS and TRH in the behaviour of heterotrophic biomass and organic matter removal, an adjustment of the yields of COD and BOD₅ in relation to the feed/mass rate of the process was done to each filling ratio. The equations obtained for BOD₅ removal for 20, 35 and 50 % of filling ratio are the equations 19, 20 and 21 respectively (R^2 of 0.7025, 0.8738 and 0.8555). The equations of elimination of COD, in the same order equations 22, 23 and 24, had a correlation of 0.8602, 0.9472 and 0.8311 respectively.

$$\eta\text{BOD}_{520\%}(\%) = 85.067 F/M^{-0.062} \quad (19)$$

$$\eta\text{BOD}_{535\%}(\%) = 88.243 F/M^{-0.054} \quad (20)$$

$$\eta\text{BOD}_{550\%}(\%) = 79.103 F/M^{-0.096} \quad (21)$$

$$\eta_{\text{COD}_{20}\%}(\%) = 76.049 F/M^{-0.097} \quad (22)$$

$$\eta_{\text{COD}_{35}\%}(\%) = 81.916 F/M^{-0.071} \quad (23)$$

$$\eta_{\text{COD}_{50}\%}(\%) = 72.896 F/M^{-0.112} \quad (24)$$

The expressions obtained for the SRT in relation to feed/mass rate and in relation to the HRT, the MLSS, the SS of the influent and temperature have been used to model the effect of temperature on the removal of organic matter. An empirical relationship between removal rate of organic matter and HRT, MLSS, suspended solids of the influent and temperature was obtained. Equations 25, 26, 27, whose R^2 are 0.6564, 0.6717 and 0.6675, relate the BOD_5 removal for 20, 35 and 50 % of filling ratio respectively, still valid model in the range of values worked on this research (between 5 and 25 °C to 20 % of filling ratio, between 14 and 28 °C under 35 % of filling ratio and between 5 and 15 °C to 50 % of filling ratio).

$$\eta_{\text{BOD}_{5_{20}\%}}(\%) = 74.962 \left(\text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0.2825 T - 0.0058 \right)^{0.074} \quad (25)$$

$$\eta_{\text{BOD}_{5_{35}\%}}(\%) = 85.043 \left(\text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0.3438 T - 1.7796 \right)^{0.046} \quad (26)$$

$$\eta_{\text{BOD}_{5_{50}\%}}(\%) = 74.076 \left(\text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0.4615 T - 1.6005 \right)^{0.080} \quad (27)$$

Similarly, removal rate of cod were obtained; these fits are shown in 28, 29 and 30 for 20, 35 and 50 % of filling ratio, whose R^2 were 0.8038, 0.7281 and 0.6485 respectively.

$$\eta_{\text{COD}_{20}\%}(\%) = 62.397 \left(\text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0.2825 T - 0.0058 \right)^{0.116} \quad (28)$$

$$\eta_{\text{COD}_{35}\%}(\%) = 78.032 \left(\text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0.3438 T - 1.7796 \right)^{0.061} \quad (29)$$

$$\eta_{\text{COD}_{50}\%}(\%) = 67.520 \left(\text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0.4615 T - 1.6005 \right)^{0.093} \quad (30)$$

4.2.3. Ammonia removal in relation to the operative variables

Different removal rate of ammonium and total nitrogen were obtained in the present study (Table 7). Table 7 shows as superscripts homogeneous statistical subsets of Tukey HSD with an $\alpha = 0.05$ obtained on the Anova analysis.



Cycles that presented a greater elimination of ammonia (8, 9, and 2 cycles) were the highest temperature (20.51 ± 3.26 , 27.88 ± 1.52 and 25.01 ± 3.49 °C). However, while the temperature of the cycle 10 was similar (22.42 ± 2.64 °C), the ammonium removal performance was lower. Cycle 3, conditions similar to 9 cycle with the exception of the filling ratio (20%) and slightly lower temperature (14.12 ± 1.63 °C) also presented an higher removal efficiency. The MLSS influence the removal rate of ammonia, this can be observed comparing the yields of cycles with pure MBBR (cycles 5 and 6, 11 and 12 and 16 and 17) against the cycles with hybrid MBBR.

Table 7. Average removal rate of ammonium and nitrogen total during the main research. The superscripts represent subsets HSD Tukey obtained using the Anova analysis with $\alpha = 0.05$.

Phase	Cycle	NH ₄ removal rate (%)	N _t removal rate (%)
I	1	54.85 ± 19.71 ^{a, b, c, d}	34.93 ± 16.60 ^{a, b, c}
	2	94.04 ± 5.88 ^e	41.10 ± 19.55 ^{a, b, c}
	3	82.84 ± 20.95 ^{d, e}	50.33 ± 16.66 ^{b, c}
	4	69.87 ± 30.89 ^{c, d, e}	41.69 ± 20.83 ^{a, b, c}
	5	19.08 ± 13.29 ^{f, a}	16.90 ± 2.43 ^{a, b}
	6	13.88 ± 0.48 ^f	13.67 ± 8.22 ^{a, b}
II	7	65.23 ± 9.26 ^{b, c, d, e}	44.24 ± 16.65 ^{a, b, c}
	8	98.50 ± 2.60 ^e	71.09 ± 31.12 ^c
	9	90.35 ± 12.17 ^{d, e}	40.67 ± 15.56 ^{a, b, c}
	10	66.07 ± 18.42 ^{b, c, d, e}	34.46 ± 24.81 ^{a, b, c}
	11	66.61 ± 29.70 ^{b, c, d, e}	53.37 ± 21.32 ^{b, c}
	12	40.81 ± 13.58 ^{f, a, b, c}	34.07 ± 7.50 ^{a, b, c}
III	13	72.58 ± 5.16 ^{c, d, e}	8.75 ± 10.09 ^a
	14	40.40 ± 20.84 ^{f, a, b, c}	24.06 ± 17.34 ^{a, b}
	15	74.63 ± 2.26 ^{c, d, e}	55.88 ± 6.19 ^{b, c}
	16	36.48 ± 19.98 ^{f, a, b, c}	29.39 ± 18.01 ^{a, b}
	17	30.50 ± 2.46 ^{f, a, b}	21.01 ± 4.26 ^{a, b}

Also, removal rates increase with the HRT, but this increase is lower than the created by the temperature. The introduction of a moving bed implies an improvement in performance; Rodriguez et al. (2012a) in a MBR got an elimination of ammonia of 65.5 ± 11.9 % with 8 g/L of MLSS, 10.61 ± 3.81 °C of temperature and 18 hours of HRT and with 12 hours of HRT got a 59.0 ± 20.1 with a MLSS around 4 g/l and a temperature of 13.20 ± 1.19 °C so with a hybrid MBBR is possible to decrease the MLSS or the HRT without decrease the efficiency.

The kinetic constants for autotrophic biomass of hybrid biomass are shown in Table 8. The maximum specific growth rate for autotrophic biomass ($\mu_{A, \max}$) and the yield for autotrophic biomass (Y_A) had a similar behaviour in relation to the operative conditions. Both showed a strong temperature dependency; under the low temperatures experienced during phase III, these constants presented values lower than typical of

CAS to 20°C (Henze et al. 1986); therefore at low temperatures the moving bed process doesn't improve significantly. The ammonia half-saturation coefficient for autotrophic biomass ($K_{A,N}$) presented an inverse trend to the $\mu_{A,max}$ and Y_A , the highest values were obtained in the cycles at lowest removal rate in ammonium.

Table 8. Kinetic constants for autotrophic biomass.

Phase	Cycle	Y_A (mgCOD _{formed} /mgN _{oxidized})		$\mu_{A,max}$ (day ⁻¹)		$K_{A,N}$ (mgN-NH ₄ /L)	
II	7	0.46	± 0.03	0.2331	± 0.2040	7.66	± 0.54
	8	0.51	± 0.12	0.3083	± 0.1199	1.98	± 0.72
	9	0.47	± 0.02	0.2752	± 0.1507	7.27	± 0.55
	10	0.31	± 0.04	0.1555	± 0.0030	8.48	± 0.20
III	13	0.27	± 0.01	0.1293	± 0.0131	14.49	± 0.44
	14	0.23	± 0.01	0.0816	± 0.0063	19.22	± 2.19
	15	0.29	± 0.02	0.1843	± 0.0078	13.73	± 1.89

A multivariate analysis was done to study the influence of operative variables (filling ratio, HRT, MLSS and temperature) in the kinetic behaviour for autotrophic biomass ($\mu_{A,max}$, Y_A and $K_{A,N}$) and in the removal rate of ammonia. The concentration of ammonia in the influent was included as a variable of the statistical system because of the presence of significant differences statistically (P-value 0, 05) in the concentration of ammonia in the effluent. The Figure 9 shows a two-dimensional diagram of the redundancy analysis.

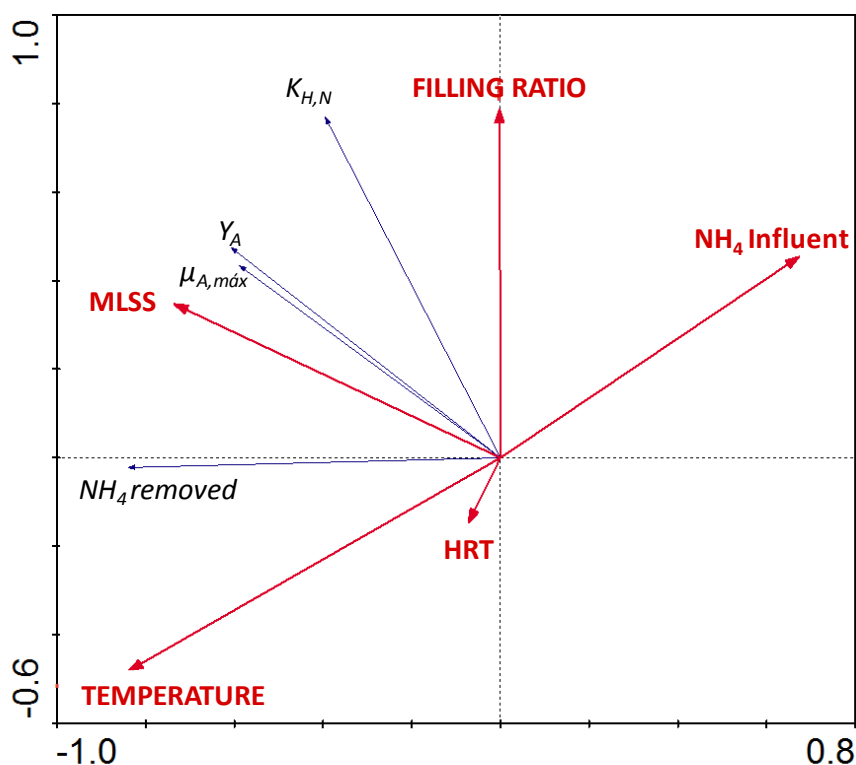


Figure 9. Graph of the results from the multivariable analysis used to study the relationship between HRT, temperature, MLSS and filling ratio as variables, and ammonia removal rate, Y_A , $\mu_{A,max}$ and $K_{A,N}$ as species for the conditions tested in this study



The analysis was able to represent 95.2 and 100% of the variance of the relationships between species and variables for the first and second axis respectively. The MonteCarlo test revealed that the most influential variables were temperature and the MLSS (P-Values<0.05) and then the filling ratio (P-value = 0,1160). As Figure 9 shows, the variables most influential in the removal rate of ammonia are the MLSS and the temperature, this increases with temperature and MLSS. The kinetic constants had different behaviour in relation to the operative variables. The Y_A and the $\mu_{A,max}$ are strongly correlated with the MLSS and, although to a lesser extent, with the filling ratio and the temperature. These constants are higher when MLSS, filling ratio or temperature increase too. The filling ratio mainly affects $K_{A,N}$, $K_{A,N}$ increases with the filling ratio, however, the effect of temperature on this constant is practically non-existent. The concentration of ammonium in the influent affects negatively in the removal rate; this rate decreases when the concentration of the influent increases.

4.2.4. Behaviour of the membrane in relation to the operative variables. Effect of the temperature in the permeability of the membrane

Table 9 shows values of initial pressure to obtain the flux and the average values of fouling and recovery of each cycle. The initial pressure ranged from 25 kPa (cycle 5) until 52 kPa (cycle 17). Pressure depends on the TRH (to lower HRT greater initial pressure) and the MLSS (to major MLSS higher initial pressure). The effect of these variables are cushioned by the temperature, the pressure required is lower when the temperature is higher.

The fouling rate determines the frequency of chemical cleaning. To quantify the fouling rate, increasing pressure before and after regular physical cleaning were measured. The recovery of the membrane after the backwashing is reduced during the normal operation of the plant. The fouling rate has a strong dependency with the MLSS and HRT (fouling rate is higher when MLSS increases and HRT decreases. Temperature also affects the fouling rate. In the cycles of average temperature below 10 °C (cycles 5, 6, 14, 15, 16 and 17) fouling rate is very high, with average values greater than 2 Kpa/day. Fouling rates obtained are superior to those obtained by other authors; Poyatos (2007) with the same membrane and influent, for slightly higher permeate flux values obtained fouling rate on half of those obtained in this research to similar values of temperature and MLSS.

The fouling rates obtained are supported by those obtained by other authors (Rosenberger et al., 2006; Sun et al., 2010). Research comparing the fouling in membranes with flocs and biofilm obtained similar results; Yang et al. (2009) said that under the same operational conditions the rate fouling of hybrid

MBBR-MBR was three times higher than of conventional MBR due to the presence of EPS and proteins; Lee et al. (2001) obtained a fouling rate seven times higher in systems with biofilm than with flocs; this one could be due to a lower roughness in the formed layer on the membrane in the systems with only floc (Lee et al. 2001).

The filling ratio, MLSS and TRH influence the recovery of the membrane after chemical cleaning with sodium hypochlorite. Under similar MLSS, the recovery increases with HRT. Under the same HRT and filling ratio, recovery increases with the concentration of MLSS. However the influence of the filling ratio is difficult to quantify since their effect seem be cushioned by the temperature, so both effect were studied in a multivariate analysis.

Table 9. Values of initial pressure to get the flux of the membrane, of fouling rate before and after backwashing and of recovery of the membrane after a chemical cleaning and backwashing

Phase	Cycle	Temperature (°C)	Initial Pressure (kPa)	Fouling Rate (Δ Kpa/day)		Recovery (%)	
				Post Physical Cleaning	Pre Physical Cleaning	Physical Cleaning	Chemical Cleaning
I	1	17.99 \pm 1.56	50	0.46 \pm 0.48	0.37 \pm 0.48	3.41 \pm 1.18	22.83
	2	25.01 \pm 3.49	25	0.37 \pm 0.61	0.33 \pm 0.52	3.20 \pm 1.01	43.03
	3	14.12 \pm 1.63	41	1.33 \pm 1.22	1.22 \pm 1.09	2.50 \pm 1.27	33.97
	4	10.35 \pm 1.91	41	2.71 \pm 2.03	2.67 \pm 2.23	2.75 \pm 0.97	63.24
	5	7.60 \pm 2.88	25	2.13 \pm 2.46	2.00 \pm 1.83	7.40 \pm 2.51	-
	6	4.60 \pm 2.61	36	2.75 \pm 3.20	2.25 \pm 2.87	3.00 \pm 2.12	-
II	7	14.00 \pm 2.60	41	1.70 \pm 1.67	1.52 \pm 1.78	3.11 \pm 1.17	28.23
	8	20.51 \pm 3.26	48	1.40 \pm 2.55	1.18 \pm 2.52	3.40 \pm 1.26	44.12
	9	27.88 \pm 1.52	42	1.19 \pm 1.23	1.08 \pm 1.22	3.50 \pm 0.90	36.36
	10	22.42 \pm 2.64	22	1.09 \pm 1.11	1.01 \pm 1.23	3.42 \pm 1.51	52.25
	11	17.03 \pm 0.55	22	1.00 \pm 1.41	0.50 \pm 0.71	10.67 \pm 2.31	-
	12	15.67 \pm 1.53	45	0.50 \pm 0.71	0.50 \pm 0.71	4.67 \pm 1.15	-
III	13	14.43 \pm 3.11	44	1.40 \pm 1.51	1.40 \pm 1.43	3.73 \pm 1.10	25.40
	14	6.48 \pm 3.74	47	2.63 \pm 2.55	2.71 \pm 2.58	1.67 \pm 0.78	36.44
	15	5.00 \pm 1.58	32	1.59 \pm 1.61	1.65 \pm 1.63	4.56 \pm 1.13	46.67
	16	5.03 \pm 3.05	29	2.00 \pm 1.41	2.00 \pm 0.00	5.00 \pm 1.73	-
	17	2.50 \pm 1.50	52	2.50 \pm 0.71	2.00 \pm 0.00	4.00 \pm 1.00	-

A redundancies analysis was done to know the relationships between the operational variables of the pilot plant and the behaviour of the membrane (Figure 10). The analysis allowed representing the 96.2 and 99 % of accumulated variance of the relationships between species and variables in the first and second axis respectively.

The alignment of the vectors that represent the operation of membrane (Figure 10) showed: i) the fouling rate before and after of the backwash behaved virtually unchanged; (ii) the fouling rate and initial pressure were relatively independent; (iii) the recovery after backwashing and the fouling rate presented a high negative correlation, cycles with more fouling rate had less recovery after backwashing, those cycles



were the most unfavourable in relation to the behaviour of membrane because most chemical cleaning were necessary; and iv) recovery after chemical cleaning presented a strong correlation positive with the MLSS, weakly positive with the HRT, negative with the filling ratio and anyone with temperature.

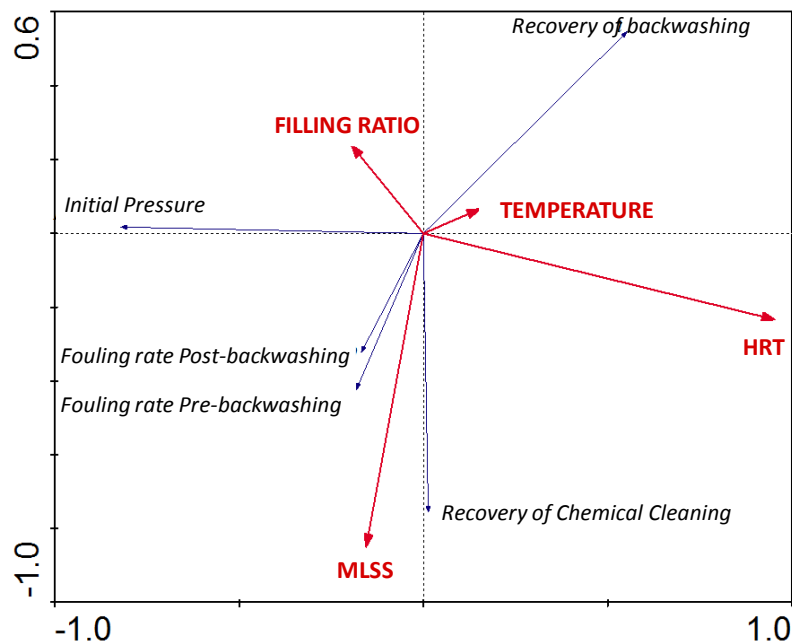


Figure 10. Graph of the results from the multivariable analysis used to study the relationship between HRT, temperature, MLSS and filling ratio as variables, and initial pressure, recovery and fouling rate as species for the conditions tested in this study

A permeability study was done to study and model the influence of the sludge temperature on the membrane used in the hybrid MBBR-MBR, modifying the temperature of the sludge between 10 and 35 degrees. This study was done under three different conditions of chemical cleaning of the membrane (fouling membrane after operation, after chemical cleaning with hypochlorite, and after chemical cleaning with hypochlorite and citric acid) and four different suspended solid concentrations in the membrane tank were assayed, considering the rheological characteristics of the sludge to analyze the behaviour of the permeate flux.

Different fluxes were obtained in relation to the conditions tested. However, a same patrol of flux was possible to define independently of the temperature, the MLSS and the degree of fouling. The flux of the membrane increases as transmembrane pressure increases, presenting a linear correlation from 0.05 bar until critical flux. From critical flux, the slope between flux and transmembrane pressure decreases, increasing the transmembrane pressure without significant differences in the permeate flux. Different values of critical flux were obtained according to the condition checked. Figure 11 shows the effect of the variables (temperature, MLSS and degree of fouling) in the permeate flux in relation to the transmembrane pressure tested. Each subfigure shows the average value of the flux in relation to the transmembrane

pressure of every temperature tested under the twelve situations of the degree of fouling and MLSS checked in the present study. The rows of Figure 11 correspond to the different MLSS, the first one having the highest value (2800 ± 33 mg/L) and the last one being clean water. The degree of fouling is represented in Figure 11 by the columns; the first column shows the normal situation of membrane fouling after operation, the second is after chemical cleaning with hypochlorite and the third one after chemical cleaning with hypochlorite and citric acid.

Goosen et al. (2002) showed that the polymer membrane can be very sensitive to changes in the feed temperature, increasing by 60 % the permeate flux when the feed temperature increased from 20 to 40 °C in both the presence and absence of solute. This fact was checked in this study and we obtained similar values, with an average increase of 45.66 % between 20 and 35 °C and 76.70 % between 15 and 35 °C. The permeate flux of the membrane increases with the temperature (Figure 11 shows this effect independently of the degree of fouling and the sludge used as effluent on the membrane). Under a normal situation of fouling with 2800 ± 33 mg/L of MLSS, the permeate flux rises from 7.53 to 11.62 L/m².h with 0.5 bar of transmembrane pressure. However, this difference increases with the concentration of suspended solids, when under the same degree of fouling, clean water and the same range of temperatures, the permeate flux increases from 8.39 to 18.06 L/m².h.

The flux increases when the temperature of the feed sludge increases, but these increases are not proportional to the temperature. The average increase with the temperature depends on the temperature increase, the highest being between 10 and 35 °C with a value of 110.52 %, while the lowest is between 20 and 25 °C with an average increase of 8.7 %. Within a range of 5 °C it has been shown that the effect of the temperature is greater at lower temperatures than higher. Within the range between 10 and 15 °C and between 15 and 20 °C, the average increase is around 20 % (19.18 and 21.17 % respectively), while at the highest ranges it is around 15 % (15.55 % between 25 and 30 °C and 15.64 % between 30 and 35 °C).

The values of flux obtained in the present research are similar to the values obtained by Wang et al. (2006) and higher than those of Lan et al. (2011). According to Field et al. (1995), the critical flux of the membrane was determined in each condition tested. The critical flux value changes with the temperature too, and the transmembrane pressure of critical flux increases with the temperature, independently of the other variables. Table 10 shows the critical flux obtained under the different conditions of degree of fouling and feed sludge tested in relation to the temperature.

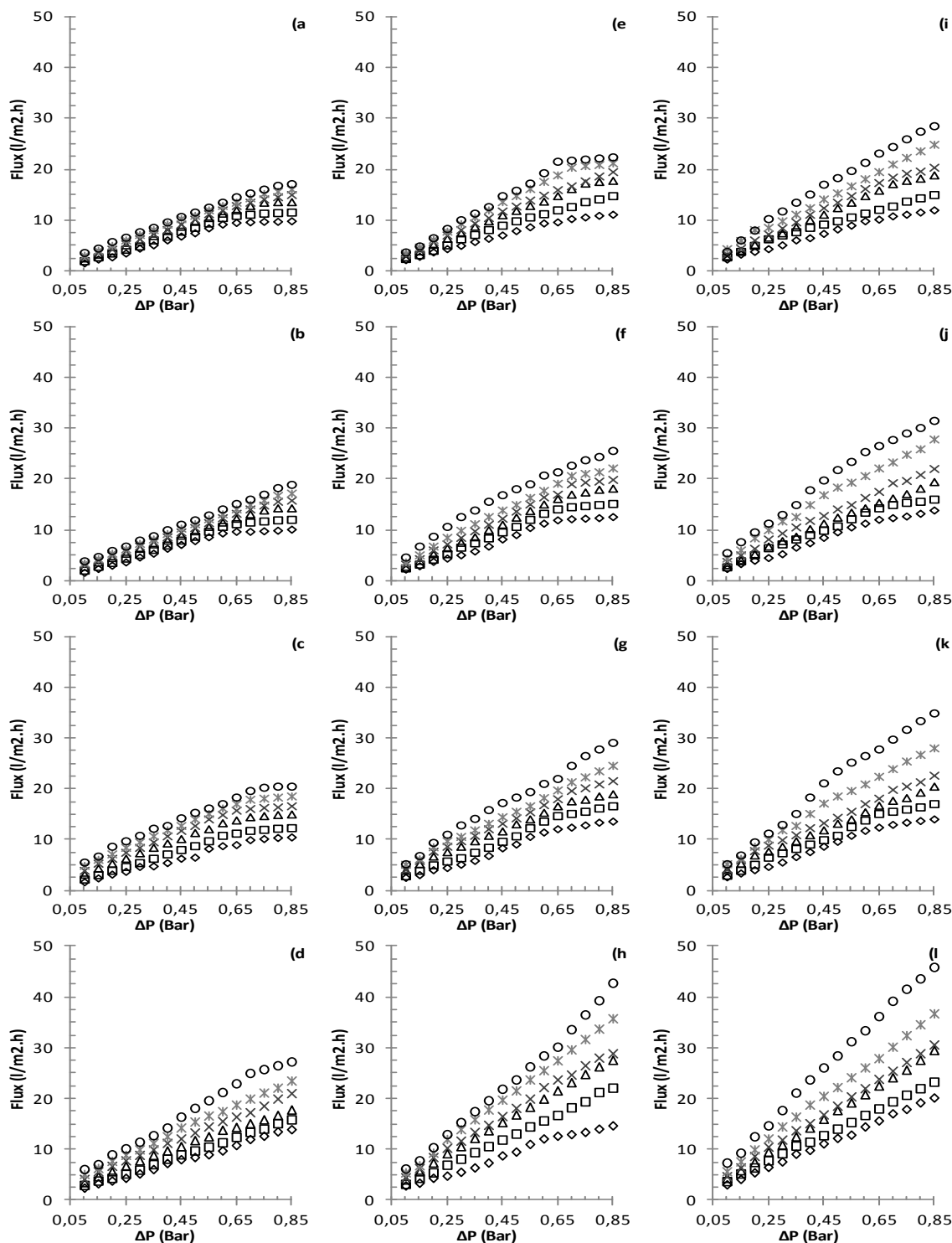


Figure 11. Flux of the membrane in relation to the transmembrane pressure at the seven temperatures tested: 10 °C (○), 15 °C (□), 20 °C (Δ), 25 °C (×), 30 °C (*) and 35 °C (o). The different conditions of chemical cleaning of the membrane are shown in the columns: first column under fouling membrane after operation (a, b, c, and d); second column after chemical cleaning with hypochlorite (e, f, g and h); third column after chemical cleaning with hypochlorite and citric acid (i, j, k and l). The four different suspended solid concentrations in the membrane tank are shown in the rows: first row under 2800 ± 33 mg/L (a, e and i); the second row under 1822 ± 19.mg/L (b, f and j); third row under 933 ± 88.mg/L (c, g and k); final row using clean water (d, h and l).

The effects of the temperature on the critical flux are clear. As the temperature increases the critical flux also increases, by values of around 100 % between 10 and 35 °C. Again the smallest difference is observed within the temperature range of 20 – 25 °C. With clean water, the effects of the temperature were not seen in the present research because the range of working critical flux was not achieved, although the trend must be similar.

Poyatos et al. (2008), with similar modules of the membrane, obtained a value of critical flux of 29.90 L/m².h, and the values obtained in the present research are similar, although the effect of the temperature is important as this research shows. After organic and inorganic cleaning of the most concentrated sludge, the maximum value of flux obtained in the non-critical range was from 10.13 L/m².h to more than 28.61 L/m².h,. The data on the critical flux are based on the values reported by Jiang et al. (2005) of around 30 L/m².h.

Table 10. Critical flux of the membrane (L/m².h) under different conditions tested. The values of suspended solids checked are 2800 ± 33 (S1), 1822 ± 19 (S2) and 933 ± 88 (S3) mg/L and clean water (CW). The values not obtained are indicated by -.

Temp (°C)	Normal Fouling Degree				After Organic Cleaning				After Organic & Inorganic Cleaning			
	S1	S2	S3	CW	S1	S2	S3	CW	S1	S2	S3	CW
10	9.57	9.65	9.71	13.87	10.12	12.12	12.48	-	10.13	12.24	12.81	-
15	11.00	11.35	11.85	-	12.93	14.37	15.40	-	13.10	14.70	15.76	-
20	13.54	14.01	14.61	-	16.56	16.65	17.25	-	16.71	-	-	-
25	13.75	15.60	16.14	-	17.34	17.89	18.95	-	17.83	-	-	-
30	15.00	16.76	18.02	-	19.17	20.36	22.39	-	-	-	-	-
35	16.61	18.67	20.65	-	19.83	21.82	-	-	-	-	-	-

The degree of fouling is one of the most important aspects in the permeate flux of the membrane (Wang et al. 2006). The same tests with changing temperatures and concentrations of suspended solid were conducted before and after organic cleaning and organic and inorganic cleaning. The recovery of the membrane flux, measured at 20°C, was 43.92 % with organic cleaning and 3.83 % with organic and inorganic cleaning. The recovery after the inorganic cleaning was so low because the membrane had been working only during the tests after CW organic cleaning and the fouling was low. Indeed the inorganic fouling was generally lower because the feed of the pilot plant is pre-treated urban effluent coming from a primary settler.

The degree of fouling affects the critical flux. As the degree of fouling decreases, the transmembrane pressure value of the critical flux increases. With a temperature of 20 °C and an MLSS of 2800 ± 33 mg/L, the transmembrane pressure of the critical flux was 0.73, 0.76 and 0.78 bar before, after organic cleaning and after organic and inorganic cleaning respectively. With a typical concentration of suspended solids in a



MB-MBR process (2800 ± 33 mg/L) and a medium temperature of 20 °C the permeate flux with 0.5 bar of transmembrane pressure was 9.78 , 11.94 and 12.47 in the three degrees of fouling tested, being higher when the level of cleaning is higher. However, the effect of the degree of fouling on the permeate flux was greater with clean water, as shown in Figure 11d), h) and k), the temperature of the feeding sludge being at a maximum, and in these conditions the permeate flux under 0.5 bar of transmembrane pressure rose from 18.06 to 28.39 L/m².h.

Another important aspect to consider in the permeate flux of a membrane is the MLSS, the influence of which was evident across all the different conditions tested, as shown in the different rows of Figure 11. There are differences between the four concentrations of suspended solids, but the greatest increase obtained was with clean water at a temperature of 35 °C after organic and inorganic cleaning of the membrane. The permeate flux with 0.5 bar of transmembrane pressure was 18.39 , 21.94 , 23.66 and 28.38 L/m².h with 2833 , 1833 , and 1000 mg/L of suspended solids and clean water respectively.

The concentration of suspended solids also affects the critical flux. In fact, in the experiments using clean water as the feed of the membrane, critical flux was only obtained at the lowest temperature and with the highest degree of fouling. This one was due to the transmembrane pressure of the critical flux must be higher than the transmembrane pressure that was testable in this model. The same trend was identified with the different degrees of fouling checked. However, the influence of the sludge is produced by dynamic viscosity.

Although dynamic viscosity increases with the concentration of suspended solids, the temperature is influential too. In this research, similar values of dynamic viscosity were found with two different concentrations of sludge and two different temperatures, but the permeate flux was not the same. For example, before the cleaning of the membrane with 2800 ± 33 mg/L of MLSS at 35 °C, the dynamic viscosity was 3.54 CP, similar to the dynamic viscosity with 1822 ± 19 .mg/L of MLSS and 20 °C (3.55 CP). However, the flux was higher in the most concentrated sludge (11.61 L/m².h) than in the lowest concentrated (9.89 L/m².h) because the temperature was higher in the former.

The temperature has a double effect on the permeability of the membrane, on the one hand in the rheological properties of the sludge and on the other hand through the physical behaviour of the membrane. In order to model the permeability of the membrane under the different degrees of fouling tested in the present research, because the mixed liquor and temperature are related throughout viscosity, the dynamic viscosity was considered as the representative variable of the feed sludge in the modelling of

the permeability. So, in the model, permeability was defined in relation to the viscosity and temperature, under the different degrees of fouling studied to carry out a multivariable analysis with a multiple linear regression.

The value of permeability used was defined as the average of the values of permeability in the non-critical range (Table 11). Obviously, the variables studied (temperature, fouling degree and concentration of suspended solids) have the same effects in the permeability as in the permeate flux. Permeability increases with temperature and decreases when the degree of fouling and MLSS increase. Knowing the relation between the variable and the permeability, permeability values lower than the critical flux obtained in the research were fitted to a multiple linear regression. The fit obtained is shown in equation 30 (normal situation of fouling), equation 31 (after organic cleaning) and equation 32 (after organic and inorganic cleaning), with correlation rates (R^2) of 0.893, 0.874 and 0.904 respectively.

Table 11. Permeability of the membrane under different conditions tested. The values of suspended solids checked are 2800 ± 33 (S1), 1822 ± 19 (S2) and 933 ± 88 (S3) mg/L and clean water (CW).

	Temp. (°C)	S1	S2	S3	CW
Normal Fouling Degree	10	14.49 ± 1.01	15.11 ± 1.18	14.58 ± 1.23	17.11 ± 1.37
	15	16.77 ± 1.09	17.35 ± 1.07	17.97 ± 1.54	19.57 ± 1.69
	20	19.24 ± 1.52	20.07 ± 1.93	22.94 ± 3.01	23.67 ± 2.85
	25	20.27 ± 1.59	21.57 ± 2.16	26.14 ± 4.18	27.26 ± 3.70
	30	22.30 ± 2.12	23.10 ± 2.44	28.94 ± 5.02	31.06 ± 4.06
	35	23.84 ± 2.73	24.91 ± 0.85	32.23 ± 6.08	36.64 ± 3.90
After Organic Cleaning	10	15.91 ± 1.62	17.82 ± 1.23	18.39 ± 1.38	18.96 ± 1.37
	15	19.53 ± 1.21	21.27 ± 0.97	22.29 ± 1.86	26.36 ± 0.80
	20	24.09 ± 1.41	24.97 ± 1.21	27.19 ± 1.86	34.07 ± 1.52
	25	25.84 ± 1.85	27.63 ± 1.52	30.33 ± 4.37	37.23 ± 2.37
	30	29.64 ± 1.49	30.87 ± 2.39	33.28 ± 4.69	43.89 ± 1.85
	35	31.89 ± 1.64	36.95 ± 4.92	39.72 ± 4.70	48.89 ± 1.77
After Organic & Inorganic Cleaning	10	16.51 ± 1.95	18.60 ± 1.51	19.27 ± 1.45	24.63 ± 1.19
	15	20.77 ± 2.85	22.74 ± 2.07	23.39 ± 1.99	28.77 ± 2.11
	20	24.86 ± 1.12	24.93 ± 1.66	27.52 ± 3.83	35.37 ± 1.39
	25	27.40 ± 1.63	28.95 ± 2.63	30.74 ± 4.52	37.97 ± 2.43
	30	31.85 ± 3.66	36.50 ± 3.11	37.23 ± 3.34	45.24 ± 2.59
	35	37.22 ± 2.36	42.80 ± 3.65	44.84 ± 2.14	5.47 ± 2.45

$$K=18.6459+0.5303*T-2.5474*\mu \quad (31)$$

$$K=22.1223+0.6893*T-3.3136*\mu \quad (32)$$

$$K=27.1302+0.7398*T-4.5988*\mu \quad (33)$$

The sign of each proportional constant shows whether the relation is positive (permeability increases with temperature) or negative (permeability decreases when dynamic viscosity increases). The values of the constants depend on the degree of fouling: when the fouling of the membrane decreased, the



constants of the model presented a higher value, so the effect of the variable was greater too. Variables that were not controlled in the present study but that could affect the permeability of the membrane, such as pH or membrane characteristics, are included in the constant of the linear regression. This constant is higher when the cleaning degree is higher, so the permeability is higher too. The model shows the behaviour of the permeability observed in the research and that the two variables used in the model present a similar quantitative influence in the range of temperature (from 10 to 35 °C) and dynamic viscosity (from 1 to 5 Cp) tested. Independently of the degree of fouling of the membrane, the permeability estimated by the model showed an increase greater than 60 % between 10 and 35 °C with a dynamic viscosity of 1 Cp (increase of 61.95, 67.95 and 61.80 % under a normal situation of fouling, after organic cleaning and after organic and inorganic cleaning respectively). The variations due to the dynamic viscosity are of the same order of magnitude, between 1 Cp and 5 Cp (typical values of the dynamic viscosity obtained during the research) and at a temperature of 20 °C the increase is higher than 60 % too (61.70, 68.53 and 97.16 % under a normal situation of fouling, after organic cleaning and after organic and inorganic cleaning respectively). In relation to the influence of the degree of fouling at medium temperatures (20 °C) and dynamic viscosity values (2.5 Cp), the model represented an increase of 32.97 % between the greatest and least degree of cleaning.

The data obtained show the importance of the temperature in the permeation of the membrane. By controlling the temperature of the feeding sludge of the membrane it is possible to optimize the separation process and thus the energy consumption of the pump. If the temperature cannot be controlled, the way in which the permeate flux changes can at least be predicted by a simple model.

5. CONCLUSIONS

The results from this research were obtained in a moving bed membrane bioreactor system treating urban effluents under the following conditions: (i) MLSS from 0.5 g/L to 4.6 g/L; (ii) 20, 35 and 50 % filling ratio; (iii) 10 and 24 hours of hydraulic retention time; and (iv) temperatures between 2.5 and 27.9 °C. From these operating conditions, and according to the operative variables studied, it can be concluded that:

Regarding the MLSS, it significantly affected the biomass behaviour and the organic matter and nitrogen oxidation in the following aspects:

- ✓ The biofilm density and the solids retention time increased with MLSS. These increases imply a major capacity of organic matter and nitrogen oxidation.



- ✓ Operating with hybrid biomass increased the removal rate of organic matter near to 20 % and the removal rate of ammonia to 26 %. In a hybrid moving bed, the removal rate was higher than 87.4 and 94.9 % in COD and BOD₅ respectively, whereas the minimum values of ammonia and nitrogen content were 40.4 and 24.1 %.
- ✓ The yield varied between 0.462 ± 0.014 and 0.714 ± 0.076 mgCODformed/mgCODoxidized for heterotrophic biomass and between 0.23 ± 0.01 and 0.51 ± 0.12 mgCODformed/mgNO_xoxidized for autotrophic biomass. Both ranges decreased with MLSS.

In relation to the filling ratio, it showed statistically significant difference in the variability of SRT but not in the organic matter removal, in the nitrification capacity or in the operation of the membrane. The effects caused by the filling ratios studied were:

- ✓ The density of the biofilm attached was not affected by the filling ratio studied (average values of 4046, 4335 y 3968 mg/L of carrier at 20, 35 and 50 % filling ratios).
- ✓ The stabilization grade of the sludge increased with the introduction of carrier in the bioreactor due to the fact that the solids retention time was major; it was increased because the presence of biofilm increases the constant of decay for heterotrophic biomass and the global concentration of the biomass in the bioreactor.
- ✓ The filling ratio had a major influence in the organic matter removal under 24 h of hydraulic retention time due to the fact that the biofilm required more time to consume it.

Concerning the hydraulic retention time, it was a statistically significant variable in the organic matter consumption and in the operation of the membrane, and the following conclusions were deduced:

- ✓ The biofilm density and the organic matter removal increased with hydraulic retention time.
- ✓ The yield for heterotrophic biomass was positively affected when the hydraulic retention time was lower.
- ✓ The decrease from 24 to 10 h HRT required an increase in the initial transmembrane pressure that decreased with the MLSS, being 42.85 % for pure moving bed bioreactor and 26.9 % for hybrid moving bed bioreactor with 4.6 mg/L of MLSS.

The temperature significantly affected the behaviour of the heterotrophic and autotrophic biomass and the operation of the membrane in the following concerns:



-
- ✓ The yield for heterotrophic and autotrophic biomass increased with the temperature, so the biofilm increased.
 - ✓ The fouling rate of the membrane was affected by the temperature, showing a slope value of $0.078 \text{ kPa}/(\text{day } ^\circ\text{C})$ after the backwashing and $0.074 \text{ kPa}/(\text{day } ^\circ\text{C})$ before the backwashing.
 - ✓ The increment of the temperature increased the permeability to $0.7398 \text{ L}/(\text{m}^2 \text{ h bar } ^\circ\text{C})$ and the critical flux, being both not exclusively dependent on the rheological properties of the sludge.



**ESTUDIO TÉCNICO DE BIORREACTORES DE
MEMBRANA CON LECHO MÓVIL
APLICADOS AL TRATAMIENTO DE AGUAS
RESIDUALES URBANAS**



Tesis Doctoral



ÍNDICE

RESUMEN.....	1
1. INTRODUCCIÓN Y PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
1.1. PROBLEMÁTICA DE AGUAS RESIDUALES	3
1.2. CONCEPTO, COMPOSICIÓN Y CARACTERÍSTICAS DEL AGUAS RESIDUAL	3
1.2.1. <i>Presencia de nitrógeno en las aguas residuales.....</i>	<i>4</i>
1.2.1.1. Origen del nitrógeno en el agua residual.....	5
1.2.2. <i>Procesos implicados en el ciclo del nitrógeno</i>	<i>6</i>
1.2.2.1. Riesgos ambientales debidos a la alteración del ciclo del nitrógeno: Eutrofización.....	9
1.2.3. <i>Legislación.....</i>	<i>10</i>
1.3. PRINCIPIOS Y PROCESOS DE DEPURACIÓN BIOLÓGICA.....	13
1.3.1. <i>Fraccionamiento de la materia orgánica.....</i>	<i>14</i>
1.3.2. <i>Metabolismo microbiano.....</i>	<i>15</i>
1.3.3. <i>Cinética de crecimiento microbiano</i>	<i>16</i>
1.3.3.1. Principio de la cinética microbiana.....	16
1.3.3.2. Modelo de crecimiento microbiano. El modelo de Monod	17
1.3.3.3. Respirometría	19
1.3.4. <i>Biomasa activa</i>	<i>19</i>
1.3.4.1. Flóculos biológico	20
1.3.4.2. Biopelícula	22
1.4. SISTEMAS DE DEPURACIÓN BIOLÓGICA.....	27
1.4.1. <i>Fangos activos.....</i>	<i>28</i>
1.4.1.1. Parámetros de diseño y funcionamiento	29
1.4.1.2. Clasificación de los sistemas de fangos activos	31
1.4.1.3. Problemas de explotación en plantas de fangos activos.....	32
1.4.2. <i>Reactor Biológico de Membrana (RBM)</i>	<i>33</i>
1.4.2.1. Membranas.	34
1.4.2.2. Evolución histórica e implantación.....	42
1.4.2.3. Parámetros de diseño	43
1.4.2.4. Ensuciamiento de las membranas.....	43
1.4.3. <i>Reactor Biológico de Lecho Móvil (RBLM)</i>	<i>46</i>
1.4.3.1. Descripción del proceso.....	47
1.4.3.2. Configuraciones del Proceso.....	49
1.4.3.3. Relleno	51
1.4.3.4. Condiciones operativas, de funcionamiento y rendimientos.....	52
1.4.4. <i>Situación actual de las investigacion en sistemas de lecho móvil.....</i>	<i>56</i>
1.5. FUTURO DE LA DEPURACIÓN	57
1.5.1. <i>Situación en nuestro entorno</i>	<i>57</i>



1.5.2.	Rehabilitación de plantas en pequeños núcleos	58
1.5.3.	Adaptación del aumento de carga en plantas de fangos activos	59
1.6.	TÍTULO DE LA INVESTIGACIÓN	59
2.	MÉTODOS ANALÍTICOS	61
2.1.	DETERMINACIONES FÍSICO QUÍMICAS.....	61
2.1.1.	Demanda Química de Oxígeno (método de oxidación a reflujo cerrado)	61
2.1.2.	Demanda Biológica de Oxígeno (Método Manométrico).....	61
2.1.3.	Sólidos en Suspensión	61
2.1.4.	Sólidos Totales.....	62
2.1.5.	Sólidos Volátiles y Fijos	62
2.1.6.	Densidad de la biopelícula	62
2.1.7.	Sedimentabilidad.....	62
2.1.8.	pH.....	63
2.1.9.	Conductividad.....	63
2.1.10.	Oxígeno disuelto.....	63
2.1.11.	Análisis de tamaño y distribución de partículas.....	64
2.1.12.	Aniones y cationes	64
2.1.13.	Viscosidad	65
2.1.14.	Microscopía electrónica de barrido.....	65
2.2.	DETERMINACIÓN PARA EL CONTROL DE CALIDAD MICROBIOLÓGICA DEL AGUA. DETECCIÓN Y RECuento DE COLIFORMES TOTALES Y FECALES (<i>ESCHERICHIA COLI</i>).....	66
2.3.	ANÁLISIS DE LA CINÉTICA MICROBIANA	66
2.3.1.	Equipo de ensayo.....	66
2.3.2.	Metodología del ensayo	68
2.3.2.1.	Ensayo dinámico.....	68
2.3.2.2.	Ensayo estático.....	69
2.3.3.	Procedimiento de cálculo para las constantes cinéticas heterótrofas	70
2.3.3.1.	Tasa de producción de biomasa heterótrofa (Y_H).....	70
2.3.3.2.	Velocidad máxima de crecimiento específico de biomasa heterótrofa ($\mu_{max,H}$) y coeficiente de semisaturación de biomasa heterótrofa (K_s).....	71
2.3.3.3.	Tasa o velocidad de crecimiento específico de la biomasa heterótrofa (μ_H) y Tasa o velocidad de utilización de sustrato de la biomasa heterótrofa ($r_{SU,H}$).....	72
2.3.3.4.	Constante de decaimiento de la biomasa heterótrofa (b_H)	72
2.3.4.	Procedimiento de cálculo para las constantes cinéticas autótrofas.....	73
2.3.4.1.	Tasa de producción de biomasa autótrofa (Y_A)	73
2.3.4.2.	Velocidad máxima de crecimiento específico de biomasa autótrofa ($\mu_{max,A}$) y coeficiente de semisaturación de biomasa autótrofa (K_N)	74



2.3.4.3.	Tasa o velocidad de crecimiento específico de la biomasa heterótrofa (μ_H) y Tasa o velocidad de utilización de sustrato de la biomasa heterótrofa ($r_{SU,H}$).....	74
2.3.5.	<i>Determinación de la biomasa heterótrofa y autótrofa</i>	74
2.4.	ANÁLISIS ESTADÍSTICO DE LOS DATOS	75
2.4.1.	<i>Análisis monovariante</i>	75
2.4.2.	<i>Análisis multivariante</i>	75
3.	INVESTIGACIÓN DE CHOQUE	77
3.1.	OBJETIVOS PREVIOS	77
3.1.1.	<i>Objetivos Principales</i>	77
3.1.2.	<i>Objetivos Secundarios</i>	77
3.2.	PARÁMETROS Y VARIABLES PREVIAS	78
3.2.1.	<i>Variables operacionales</i>	78
3.2.2.	<i>Parámetros analíticos</i>	79
3.3.	METODOLOGÍA	80
3.3.1.	<i>Planta piloto de laboratorio</i>	81
3.3.2.	<i>Plan de trabajo de la planta piloto de laboratorio</i>	84
3.3.3.	<i>Planta piloto semi-técnica</i>	85
3.3.3.1.	<i>Emplazamiento</i>	85
3.3.3.2.	<i>Descripción de la planta piloto</i>	86
3.3.4.	<i>Plan de trabajo de la planta piloto semitécnica</i>	90
3.4.	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	93
3.4.1.	<i>Ensayos a escala laboratorio</i>	93
3.4.1.1.	<i>Caracterización del agua residual</i>	93
3.4.1.2.	<i>Generación de Biopelícula</i>	93
3.4.1.3.	<i>Reactor biológico discontinuo</i>	96
3.4.1.4.	<i>Reactor biológico continuo</i>	99
3.4.2.	<i>Escala semitécnica</i>	107
3.4.2.1.	<i>Agua de alimentación</i>	107
3.4.2.2.	<i>Ciclo 1</i>	108
3.4.2.3.	<i>Ciclo 2</i>	110
3.4.2.4.	<i>Ciclo 3</i>	113
3.5.	CONCLUSIONES PREVIAS	116
4.	INVESTIGACIÓN DE FONDO	119
4.1.	MODIFICACIÓN DE LAS CONDICIONES DE PARTIDA.....	119
4.2.	OBJETIVOS DEFINITIVOS	119
4.2.1.	<i>Objetivos principales</i>	119
4.2.2.	<i>Objetivo secundarios</i>	119



4.3.	PARÁMETROS Y VARIABLES DEFINITIVAS	120
4.3.1.	<i>Variables operacionales</i>	120
4.3.2.	<i>Parámetros operacionales</i>	121
4.3.3.	<i>Parámetros analíticos</i>	122
4.4.	SITUACIÓN, DESCRIPCIÓN Y FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA EXPERIMENTAL	123
4.4.1.	<i>Situación y descripción de la EDAR</i>	123
4.4.2.	<i>Descripción y elementos de la planta piloto</i>	125
4.4.3.	<i>Relleno</i>	130
4.4.4.	<i>Membrana</i>	130
4.4.5.	<i>Modo de operación de la planta piloto</i>	131
4.4.5.1.	<i>Esquema de funcionamiento de la planta piloto</i>	131
4.4.5.2.	<i>Modo de operación de la membrana</i>	132
4.4.5.3.	<i>Calibrado de caudales de las membranas</i>	133
4.5.	PLAN DE TRABAJO	133
4.6.	RESULTADOS	137
4.6.1.	<i>Fase I</i>	137
4.6.1.1.	<i>Evolución de la biomasa</i>	138
4.6.1.2.	<i>Temperatura</i>	141
4.6.1.3.	<i>pH y conductividad</i>	143
4.6.1.4.	<i>Presiones de funcionamiento de la Membrana</i>	147
4.6.1.5.	<i>Oxígeno disuelto</i>	150
4.6.1.6.	<i>Evolución de los sólidos en suspensión del efluente y el influente</i>	150
4.6.1.7.	<i>Evolución de la DBO₅ y DQO</i>	153
4.6.1.8.	<i>Evolución de las diferentes formas de nitrógeno</i>	157
4.6.1.9.	<i>Análisis microbiológico de la calidad del agua</i>	161
4.6.1.10.	<i>Análisis cinético</i>	162
4.6.2.	<i>Fase II</i>	164
4.6.2.1.	<i>Evolución de la biomasa suspendida y adherida</i>	164
4.6.2.2.	<i>Temperatura</i>	167
4.6.2.3.	<i>pH y conductividad</i>	167
4.6.2.4.	<i>Presiones de funcionamiento de la Membrana</i>	172
4.6.2.5.	<i>Oxígeno disuelto</i>	173
4.6.2.6.	<i>Evolución de los sólidos en suspensión del efluente y el influente</i>	175
4.6.2.7.	<i>Evolución de la DBO₅ y DQO</i>	175
4.6.2.8.	<i>Evolución de compuestos nitrogenados</i>	181
4.6.2.9.	<i>Análisis microbiológico de la calidad del agua</i>	185
4.6.2.10.	<i>Análisis cinético</i>	186
4.6.3.	<i>Fase III</i>	188



4.6.3.1.	Evolución de la biomasa suspendida y adherida	188
4.6.3.2.	Temperatura.....	191
4.6.3.3.	pH y conductividad.....	192
4.6.3.4.	Presiones de funcionamiento de la Membrana.....	195
4.6.3.5.	Oxígeno disuelto.....	197
4.6.3.6.	Evolución de los sólidos en suspensión del efluente y el influente	198
4.6.3.7.	Evolución de la DBO ₅ y DQO	198
4.6.3.8.	Evolución de compuestos nitrogenados	202
4.6.3.9.	Análisis microbiológico de la calidad del agua.....	205
4.6.3.10.	Análisis cinético	205
4.7.	ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS	208
4.7.1.	<i>Influencia de las variables operacionales en la biomasa adherida y el TRC.....</i>	<i>208</i>
4.7.2.	<i>Comportamiento del sistema en relación a la materia orgánica. Estudio de la cinética heterotrófica.....</i>	<i>221</i>
4.7.3.	<i>Comportamiento del sistema en relación al nitrógeno. Estudio de la cinética autotrófica</i>	<i>234</i>
4.7.4.	<i>Funcionamiento de la membrana. Efecto de la temperatura.....</i>	<i>241</i>
5.	CONCLUSIONES	257
5.1.	CONCLUSIONES DE LA INVESTIGACIÓN	257
5.2.	CONCLUSIONES DE APLICACIÓN	259
6.	LÍNEAS FUTURAS DE INVESTIGACIÓN	261
7.	APORTACIONES CIENTÍFICAS	263
7.1.	PUBLICACIONES EN REVISTAS	263
7.2.	APORTACIONES A CONGRESOS	264
8.	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	265

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Fraccionamiento de la materia orgánica presente en un agua residual. (Modificado de Henze et al. 1987)	14
Figura 2. Esquema general de un sistema de fangos activos con decantador	28
Figura 3. Configuración de biorreactores de membrana en función de la ubicación de la membrana: a) biorreactor de membrana externa y b) biorreactor de membrana sumergida	33
Figura 4. Esquema general de funcionamiento de una membrana de filtración	39
Figura 5. Diagrama general de un proceso de lecho móvil (a) y de lecho fluidificado (b) para tratamiento de aguas residuales	49
Figura 6. Diagrama general de un proceso de lecho móvil puro, sin recirculación de fangos, (a) y de lecho móvil híbrido, con recirculación de fangos (b)	50
Figura 7. Sistemas de agitación para un proceso de lecho móvil puro o híbrido: mediante aireación en biorreactores aeróbicos (a) o mediante agitador mecánico en biorreactores anóxicos o anaeróbicos (b)	51
Figura 8. Ejemplo de ensayo dinámico en el respirómetro BM-Advance con tres aportaciones de sustrato de concentración crecientes (S1, S2 y S3) realizado a una biomasa híbrida (licor mezcla y relleno)	69
Figura 9. Ejemplo de ensayo estático realizado en el respirómetro BM-Advance a una biomasa híbrida (licor mezcla y relleno)	69
Figura 10. Ejemplo de cálculo gráfico del oxígeno consumido para una aportación de sustrato en un ensayo dinámico realizado en el respirómetro BM-Advance	71
Figura 11. Diagrama de la planta piloto de laboratorio para trabajar en discontinuo construida para la investigación de choque con cuatro reactores biológicos de 1 L de volumen aireados por un compresor	81
Figura 12. Diagrama de la planta piloto de laboratorio para trabajar en continuo construida para la investigación de choque con tres reactores biológicos de 3 L de volumen alimentados mediante una bomba multicabezal desde un depósito de alimentación común	82
Figura 13. Rellenos estudiados inicialmente durante la investigación de choque: a) Relleno 1; b) Relleno 2; c) Relleno 3; d) Relleno 4 y e) Relleno 5	83
Figura 14. Foto aérea de la situación de la Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR) de Puerto Lumbreras en la cual se desarrolló la segunda fase de la investigación de choque	86
Figura 15. Fotografía de la planta piloto semi-técnica empleada en la investigación de choque con dos reactores biológicos y dos decantadores	87
Figura 16. Diagrama de flujo de la planta piloto semitécnica instalada en Puerto Lumbreras utilizada durante la segunda fase de la investigación de choque, en la que se operó en paralelo con dos líneas compuestas por biorreactor-decantador secundario bajo diferentes condiciones	88



Figura 17. Sistema de retención de relleno para evitar que este pase al decantador instalado en el interior del reactor biológico de la planta piloto semi-técnica utilizada durante la investigación de choque.....	88
Figura 18. Detalle de la planta piloto semi-técnica utilizada durante la investigación de choque, en la que se observa el sistema de entrada y salida del decantador de la planta	89
Figura 19. Detalle de algunos de los equipos de la planta piloto semi-técnica utilizada en la investigación de choque. a) Alzado principal en la que se muestran algunos de los elementos del sistema de aireación; b) soplante para la aireación del sistema; c) bombas de recirculación de fangos	89
Figura 20. Bombas de alimentación instaladas en la planta piloto semi-técnica situada en Puerto Lumbreras utilizada durante la investigación de choque	91
Figura 21. Vista de la salida de los decantadores tras proceder al desdoblamiento de la misma de la planta piloto semi-técnica utilizada durante la investigación de choque	92
Figura 22. Fotografía de los rellenos empleados durante la investigación de choque realizada en laboratorio: a) AQWISE ABC5; b) K1; c) BIOCONS	94
Figura 23. Densidad de la biopelícula adherida en cada uno de los soportes, medida en forma de sólidos en suspensión totales durante la fase I de la investigación de choque desarrollada a escala laboratorio	95
Figura 24. Concentración de MLSS (mg/L) en cada uno de los biorreactores así como del fango empleado durante la fase de inoculación de la fase I de la primera parte de la investigación de choque llevada a cabo a escala laboratorio.....	96
Figura 25. Valores de DQO soluble (mgO ₂ /L) obtenidos en el sobrenadante de cada uno de los cuatro reactores de la planta piloto discontinua de laboratorio bajo cada uno de los porcentajes de relleno estudiados, 50 % (a), 35 % (b) y 20 % (c)	98
Figura 26. Concentración de sólidos en suspensión del licor mezcla (mg/L) en cada uno de los reactores biológicos. Los días 1 a 32 pertenecen a la fase de 50 % de relleno, siendo del 1 al 8 los correspondientes a TRH = 5h, del 9 al 23, TRH = 10 h. y del 24 al 32, TRH=15 h. Los días 33 a 40, 41 a 48 y 49 a 56 corresponden a los TRH de 5, 10 y 15 horas respectivamente del 35 % de relleno. Por último, el 20 % de relleno se desarrollo los días 57 a 64, 65 a 72 y 73 a 80 para los TRH de 5, 10 y 15 h, para reactor biológico de laboratorio en continuo.	100
Figura 27. Condiciones de pH (a), conductividad (b), temperatura (c) y concentración de Oxígeno Disuelto (d) de cada uno de los biorreactores medidas durante la experiencia. Días 1 a 32 corresponden a 50 % de relleno, siendo del 1 al 8 a TRH = 5h, del 9 al 23, TRH = 10 h. y del 24 al 32, TRH=15 h; Días 33 a 40, 41 a 48 y 49 a 56 corresponden a los TRH de 5, 10 y 15 horas respectivamente del 35 % de relleno. Por último, el 20 % de relleno se desarrollo los días 57 a 64, 65 a 72 y 73 a 80 para los TRH de 5, 10 y 15 h, para reactor biológico de laboratorio en continuo	101
Figura 28. Densidad de biopelícula adherida, en forma de Sólidos en Suspensión Totales (mg/L) durante el desarrollo de la experiencia. Los días 1 a 32 pertenecen a la fase de 50 % de relleno, siendo del 1 al 8 los correspondientes a TRH = 5h, del 9 al 23, TRH = 10 h y del 24 al 32, TRH=15 h. Los días 33 a 40, 41 a 48 y 49 a 56 corresponden a los TRH de 5, 10 y 15 horas respectivamente del 35 % de relleno. Por último, el 20 % de relleno se desarrollo los días 57 a 64, 65 a 72 y 73 a 80 para los TRH de 5, 10 y 15 h.	102

Figura 29. Valores de DQO soluble en mgO_2/L de la entrada y salida de cada uno de los biorreactores, para cada condición estudiada para reactor biológico de laboratorio en continuo de la investigación de choque. En la parte superior del gráfico se recogen los porcentajes de relleno de cada una de las fases (50, 35 y 20 %) y los TRH (5, 10 y 15 h)	103
Figura 30. Valores de decantabilidad en forma de V_{30} (mL) en función de la concentración de sólidos en suspensión del licor mezcla de cada uno de los biorreactores al finalizar cada ensayo para reactor biológico de laboratorio continuo	105
Figura 31. Consumo de oxígeno frente al sustrato consumido en cada una de las muestras analizadas de la planta piloto de laboratorio continua y del fango utilizado durante la inoculación del relleno en la investigación de fondo	106
Figura 32. Representación del Modelo de Monod empleando las constantes cinéticas obtenidas para cada una de las muestras para reactor biológico de laboratorio continuo de la investigación de choque	107
Figura 33. Fotografía de situación de las bombas de alimentación, a la salida del desarenador-desengrasador, previo al tanque de laminación de la planta piloto semi-técnica de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras.....	111
Figura 34. Relación entre la carga de entrada de DBO_5 y la DBO_5 a la salida de cada uno de los reactores biológicos durante las diferentes fases experimentales estudiadas en la planta piloto semi-técnica de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras	115
Figura 35. Ortofoto de la zona Oeste de Grana, donde se sitúa la EDAR Puente de los Vados, en las proximidades del vecino municipio de Santa Fe (Fuente: Google Earth)	124
Figura 36. Ortofoto de la EDAR Puente de los Vados de Granada en la que se situó la planta piloto de biorreactor de membrana con lecho móvil (Fuente: Google Earth)	124
Figura 37. Diagrama de la EDAR Puente de los Vados de Granada, dónde está instalada la planta piloto de biorreactores de membrana con lecho móvil empleada para la investigación de fondo	125
Figura 38. Instantánea de la Planta piloto experimental de biorreactor de membrana con lecho móvil utilizada durante la investigación de fondo.....	126
Figura 39. Diagrama de la planta piloto experimental de biorreactor de membrana con lecho móvil utilizada durante la investigación de fondo	127
Figura 40. Sistema de aireación del proceso en el reactor biológico de lechos móviles utilizada durante la investigación de fondo, compuesto por: a) Compresor ABAC LT270 que suministra el aire de proceso al reactor biológico de lecho móvil: b) sistema de apertura y filtración del aire procedente del compresor tanto manual como automatizado por el telecontrol	128
Figura 41. Control del proceso de la planta piloto de biorreactores de membrana con lecho móvil utilizado en la investigación de fondo, formado por: a) Armario de control de la planta piloto con cuadro eléctrico; b) aramario de control del tanque de membranas que depende del principal	129
Figura 42. Modulo de membrana ZW-10 de fibra hueca empleado en la planta piloto de biorreactores de membrana con lecho móvil de la investigación de fondo	131



Figura 43. Evolución de los MLSS en el reactor biológico, tanto totales como volátiles, durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la fase I, correspondiente al 20 % de relleno, de la investigación de fondo	139
Figura 44. Evolución de la BFSS en el reactor biológico, medida tanto en totales como volátiles, durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4(d) de la fase I, correspondiente al 20 % de relleno, de la investigación de fondo	140
Figura 45. Evolución de la temperatura en los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la fase I de la investigación de fondo.....	142
Figura 46. Evolución del pH a lo largo de los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la primera fase experimental en el influente, efluente, reactor biológico y tanque de membranas durante la investigación de fondo	144
Figura 47. Evolución de la conductividad a lo largo de los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la primera fase experimental en el influente, efluente, reactor biológico y tanque de membranas durante la investigación de fondo	146
Figura 48. Evolución de la presión transmembrana (APTm) durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la fase I, antes y después del contralavado (Pre-Lavado y Post-Lavado) durante la investigación de fondo. LQ representa las limpiezas químicas realizadas durante los ciclos	148
Figura 49. Valor diario de oxígeno disuelto en el reactor biológico durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la fase I de la investigación de fondo.....	151
Figura 50. Evolución de los sólidos en suspensión (SS), tanto totales como volátiles, del influente (a, c, e y g) y del efluente (b, d, f y h) de la planta piloto durante los ciclos 1 (a y b), 2 (c y d), 3 (e y f) y 4 (g y h) de la fase I de la investigación de fondo	152
Figura 51. Evolución de la DQO del influente (a, c, e y g) y del efluente (b, d, f y h) de la planta piloto durante los ciclos 1 (a y b), 2 (c y d), 3 (e y f) y 4 (g y h) de la fase I de la investigación de fondo	155
Figura 52. Evolución de la DBO ₅ del influente (a, c, e y g) y del efluente (b, d, f y h) de la planta piloto durante los ciclos 1 (a y b), 2 (c y d), 3 (e y f) y 4 (g y h) de la fase I de la investigación de fondo	156
Figura 53. Evolución de las distintas formas de nitrógeno (amonio, nitrito, nitrato y nitrógeno total) del influente de la planta piloto durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4(d) de la fase I de la investigación de fondo.....	158
Figura 54. Evolución de las distintas formas de nitrógeno (amonio, nitrito, nitrato y nitrógeno total) del efluente de la planta piloto durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la fase I de la investigación de fondo.....	159
Figura 55. Evolución del amonio y nitrógeno total en el influente y efluente de la planta piloto durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la fase I de la investigación de fondo	160
Figura 56. Unidades formadoras de colonias de coliformes fecales durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la fase I de la investigación de fondo a la entrada, en el reactor biológico, tanque de membranas y a la salida de la planta piloto	162

Figura 57. Evolución de los MLSS en el reactor biológico, tanto totales como volátiles, durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la fase II, correspondiente al 35 % de relleno, de la investigación de fondo	165
Figura 58. Evolución de la BFSS en el reactor biológico, medida tanto en totales como volátiles, durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10(d) de la fase II, correspondiente al 35 % de relleno, de la investigación de fondo	166
Figura 59. Evolución de la temperatura en los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la fase II de la investigación de fondo	168
Figura 60. Evolución del pH a lo largo de los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la segunda fase experimental en el influente, efluente, reactor biológico y tanque de membranas durante la investigación de fondo	169
Figura 61. Evolución de la conductividad a lo largo de los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la segunda fase experimental en el influente, efluente, reactor biológico y tanque de membranas durante la investigación de fondo	170
Figura 62. Evolución de la presión transmembrana (APTm) durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la fase II, antes y después del contralavado (Pre-Lavado y Post-Lavado) durante la investigación de fondo. LQ representa las limpiezas químicas realizadas durante los ciclos	174
Figura 63. Valor diario de oxígeno disuelto en el reactor biológico durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la fase II de la investigación de fondo	176
Figura 64. Evolución de los sólidos en suspensión (SS), tanto totales como volátiles, del influente (a, c, e y g) y del efluente (b, d, f y h) de la planta piloto durante los ciclos 7 (a y b), 8 (c y d), 9 (e y f) y 10 (g y h) de la fase II de la investigación de fondo	177
Figura 65. Evolución de la DQO del influente (a, c, e y g) y del efluente (b, d, f y h) de la planta piloto durante los ciclos 7 (a y b), 8 (c y d), 9 (e y f) y 10 (g y h) de la fase II de la investigación de fondo	179
Figura 66. Evolución de la DBO ₅ del influente (a, c, e y g) y del efluente (b, d, f y h) de la planta piloto durante los ciclos 7 (a y b), 8 (c y d), 9 (e y f) y 10 (g y h) de la fase II de la investigación de fondo	180
Figura 67. Evolución de las distintas formas de nitrógeno (amonio, nitrito, nitrato y nitrógeno total) del influente de la planta piloto durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10(d) de la fase II de la investigación de fondo	182
Figura 68. Evolución de las distintas formas de nitrógeno (amonio, nitrito, nitrato y nitrógeno total) del efluente de la planta piloto durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la fase II de la investigación de fondo	183
Figura 69. Evolución del amonio y nitrógeno total en el influente y efluente de la planta piloto durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la fase II de la investigación de fondo	184
Figura 70. Unidades formadoras de colonias de coliformes fecales durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la fase II de la investigación de fondo a la entrada, en el reactor biológico, tanque de membranas y a la salida de la planta piloto	186



Figura 71. Evolución de los MLSS en el reactor biológico, tanto totales como volátiles, durante los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la fase III, correspondiente al 50 % de relleno, de la investigación de fondo	189
Figura 72. Evolución de la BFSS en el reactor biológico, medida tanto en totales como volátiles, durante los ciclos 13 (a), 14 (b), y 15(c) de la fase III, correspondiente al 50 % de relleno, de la investigación de fondo	190
Figura 73. Evolución de la temperatura en los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la fase III de la investigación de fondo.....	192
Figura 74. Evolución del pH a lo largo de los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la tercera fase experimental en el influente, efluente, reactor biológico y tanque de membranas durante la investigación de fondo	193
Figura 75. Evolución de la conductividad a lo largo de los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la tercera fase experimental en el influente, efluente, reactor biológico y tanque de membranas durante la investigación de fondo	194
Figura 76. Evolución de la presión transmembrana (APTm) durante los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la fase III, antes y después del contralavado (Pre-Lavado y Post-Lavado) durante la investigación de fondo. LQ representa las limpiezas químicas realizadas durante los ciclos	196
Figura 77. Valor diario de oxígeno disuelto en el reactor biológico durante los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la fase III de la investigación de fondo.....	197
Figura 78. Evolución de los sólidos en suspensión (SS), tanto totales como volátiles, del influente (a, c y e) y del efluente (b, d y f) de la planta piloto durante los ciclos 13 (a y b), 14 (c y d) y 15 (e y f) de la fase III de la investigación de fondo	199
Figura 79. Evolución de la DQO del influente (a, c y e) y del efluente (b, d y f) de la planta piloto durante los ciclos 13 (a y b), 14 (c y d) y 15 (e y f) de la fase III de la investigación de fondo.....	200
Figura 80. Evolución de la DBO ₅ del influente (a, c y e) y del efluente (b, d y f) de la planta piloto durante los ciclos 13 (a y b), 14 (c y d) y 15 (e y f) de la fase III de la investigación de fondo.....	201
Figura 81. Evolución de las distintas formas de nitrógeno (amonio, nitrito, nitrato y nitrógeno total) del influente de la planta piloto durante los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) pertenecientes a la fase III de la investigación de fondo	202
Figura 82. Evolución de las distintas formas de nitrógeno (amonio, nitrito, nitrato y nitrógeno total) del efluente de la planta piloto durante los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la fase III de la investigación de fondo	203
Figura 83. Evolución del amonio y nitrógeno total en el influente y efluente de la planta piloto durante los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la fase III de la investigación de fondo	204
Figura 84. Unidades formadoras de colonias de coliformes fecales durante los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (d) de la fase III de la investigación de fondo a la entrada, en el reactor biológico, tanque de membranas y a la salida de la planta piloto.	206

- Figura 85. Diagrama bidimensional del análisis de redundancia realizado a la biomasa adherida, la densidad de la biopelícula y el TRC en función de las variables operacionales (TRH, porcentaje de relleno, temperatura, MLSS) estudiadas en la investigación de fondo.....212
- Figura 86. TRC expresado en días en relación a las cuatro cargas másicas definidas en función de la biomasa que se considera para cada uno de los ciclos experimentados en la investigación de fondo.....215
- Figura 87. TRC expresado en días en relación a la carga másica en unidades de $\text{KgDBO}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{día})$ para cada una de las tres fracciones de relleno estudiadas (20, 35 y 50 %) en la investigación de fondo216
- Figura 88. a) TRC del sistema y TRC teórico calculado en ausencia de proceso biológico durante los ciclos con concentración de biomasa dispersa de la investigación de fondo frente a la temperatura media del periodo estacionario del ciclo; b) diferencia entre el TRC del sistema y TRC calculado218
- Figura 89. Diferencia entre el TRC del sistema y TRC teórico calculado en ausencia de proceso biológico durante los ciclos con concentración de biomasa dispersa de la investigación de fondo de cada una de las fases correspondientes al 20, 35 y 50% de relleno frente a la temperatura media del periodo estacionario del ciclo218
- Figura 90. Representación gráfica de los modelos de TRC obtenidos frente a la temperatura globalmente así como para cada uno de los porcentajes de relleno estudiados durante la investigación de fondo para los dos TRH analizados de 24 horas (a y c) y 10 horas (b y d) para MLSS de 2500 mg/L (a y b) y 4500 mg/L (c y d) tomando como valor de SS a la entrada del reactor biológico el valor medio durante la investigación (116 mg/L).....220
- Figura 91. Diagrama del análisis de redundancias realizado a los datos de los periodos de estabilidad de los 17 ciclos experimentales. Como variables del análisis se han utilizado las variables operativas de la planta (% de relleno, TRH, MLSS y temperatura) y como especies el rendimiento en eliminación de DQO y DBO_5 así como las constantes cinéticas de la biomasa heterótrofa.....228
- Figura 92. Rendimientos medios de DBO_5 (a) y DQO (b) obtenidos durante los periodos de estabilidad de los diferentes ciclos experimentales en función de la carga másica expresada en relación a los MLSS totales (MLSS); a los MLSS volátiles (MLSSv); a los MLSS totales y la biomasa en forma de biopelícula total (MLSS+BFt) y a los MLSS volátiles y la biomasa en forma de biopelícula volátil (MLSSv+BFv).230
- Figura 93. Rendimientos medios de DBO_5 (a) y DQO (b) obtenidos durante los periodos de estabilidad de los diferentes ciclos experimentales en función de la carga másica para cada uno de los tres porcentajes de relleno probados en la presente investigación.....231
- Figura 94. Representación gráfica de DBO_5 a la salida para un influente igual al medio obtenido durante la investigación de fondo ($421 \text{ mgO}_2/\text{L}$ de DBO_5) a partir de los modelos de rendimiento en DBO_5 obtenidos frente a la temperatura globalmente así como para cada uno de los porcentajes de relleno estudiados durante la investigación de fondo para los dos TRH analizados de 24 horas (a y c) y 10 horas (b y d) para MLSS de 2500 mg/L (a y b) y 4500 mg/L (c y d) tomando como valor de SS a la entrada del reactor biológico el valor medio durante la investigación (116 mg/L)234
- Figura 95. Diagrama bidimensional del análisis de redundancias realizado a los datos de eliminación de nitrógeno amoniacal y cinética autótrofa obtenidos durante los diferentes ciclos de la investigación de fondo.....240



Figura 96. Imágenes del SEM de diferentes fibras de la membrana ZW-10 durante la investigación de fondo, al concluir un ciclo experimental (a y b), tras realizar una limpieza química para eliminar el ensuciamiento de naturaleza orgánica con hipoclorito de sodio (c y d) y previo al inicio del siguiente ciclo tras haber realizado una limpieza química para el ensuciamiento orgánico e inorgánico con hipoclorito de sodio y ácido cítrico (e y f)245

Figura 97. Diagrama biplot del análisis de redundancias realizado a los datos de velocidad de ensuciamiento, presión transmembrana inicial y recuperación de la membrana tras contralavado y limpieza química frente a las variables operacionales de la investigación de fondo246

Figura 98. Flujo de la membrana en función de la presión transmembrana para cada una de las temperaturas probadas: 10 °C (\diamond), 15 °C (\square), 20 °C (Δ), 25 °C (\times), 30 °C ($*$) y 35 °C (o). Los tres grados de ensuciamiento de la membrana se muestran por columnas: bajo un grado normal de ensuciamiento (a, b, c, y d); tras limpieza con hipoclorito (e, f, g y h); tras limpieza con hipoclorito y ácido cítrico (i, j, k y l). Las diferentes concentraciones de sólidos en suspensión se muestran por filas: 2.800 ± 33 mg/L (a, e e i); 1.822 ± 19 .mg/L (b, f y j); 933 ± 88 .mg/L (c, g y k); agua limpia (d, h y l).....250

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Parámetros del sistema de fangos activos en función de la carga másica para aguas residuales urbanas típicas	31
Tabla 2. Tipo y porcentaje de relleno, TRH, sistema de separación física y rendimientos obtenidos en eliminación de materia orgánica y amonio en algunas de las investigaciones en sistemas de lecho móvil puro realizadas en las últimas décadas	53
Tabla 3. Tipo y porcentaje de relleno, TRH, MLSS y TRC de sistemas híbridos de lecho móvil de algunas de las investigaciones llevadas a cabo en los últimos años	55
Tabla 4. Características físicas y geométricas de los rellenos estudiados inicialmente durante la investigación de choque	84
Tabla 5. Fechas y variables operacionales (% de relleno y TRH) probadas durante la primera parte de la investigación de choque desarrollada a escala laboratorio	85
Tabla 6. Fechas y variables operacionales utilizadas en la investigación de choque desarrollada en Puerto Lumbreras tanto en línea de fangos activos como en la de lechos móviles	93
Tabla 7. Características del licor mezcla empleado para la inoculación de los soportes y el influente de las plantas de laboratorio de la primera fase de la investigación de choque	94
Tabla 8. Condiciones de pH, conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$), temperatura ($^{\circ}\text{C}$) y concentración de oxígeno disuelto (mgO_2/L) medias durante la fase de inoculación de biopelícula del estudio a escala de laboratorio de la investigación de choque	96
Tabla 9. Densidad de biopelícula en forma de sólidos en suspensión totales (SST), fijos (SSF) y volátiles (SSV) al inicio y fin de cada ensayo realizado en la planta piloto de laboratorio discontinua durante la investigación de choque	97
Tabla 10. Condiciones de pH, conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$), temperatura ($^{\circ}\text{C}$) y concentración de oxígeno disuelto (mgO_2/L) medias durante la fase II en planta piloto de laboratorio discontinua	99
Tabla 11. Rendimientos medios y desviación típica de eliminación de materia orgánica (DQO) para cada una de las condiciones estudiadas de TRH y porcentaje de relleno en cada uno de los rellenos para reactor biológico de laboratorio continuo	104
Tabla 12. Valores de V_{30} (mL) y sólidos en suspensión (mg/L) obtenidos al finalizar cada ciclo de la experiencia para reactor biológico de laboratorio continuo	104
Tabla 13. Constantes cinéticas del Modelo de Monod obtenidas para cada uno de los soportes empleados en el reactor biológico de laboratorio continuo y el licor mezcla procedente del reactor biológico empleado en la inoculación del relleno	106
Tabla 14. Sólidos en suspensión, DQO, DBO_5 , pH y conductividad medios del influente empleado a lo largo de la experimentación realizada en planta piloto semitécnica de Puerto Lumbreras	108
Tabla 15. Parámetros operativos y de funcionamiento de la planta piloto durante la primera fase experimental de la parte de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras	108
Tabla 16. Valores medios a lo largo de la primera fase experimental del agua de entrada y de cada una de las salidas de la parte de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras	109



Tabla 17. Parámetros operativos y de funcionamiento de la planta piloto durante la segunda fase experimental de la parte de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras.....	110
Tabla 18. Valores medios a lo largo del segundo ciclo ensayado del influente y de cada una de los efluentes de la planta piloto semi-técnica de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras	112
Tabla 19. Parámetros operativos y de funcionamiento durante la tercera fase experimental de la planta piloto semi-técnica de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras.....	113
Tabla 20. Valores medios del influente y cada uno de los efluentes obtenidos durante la tercera fase experimental de la planta piloto semi-técnica de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras	114
Tabla 21. Tabla orientativa de máxima DBO ₅ admitida a la entrada para alcanzar una salida de 20 y 25 mg/L de DBO ₅ en un proceso de lecho móvil híbrido con un 20 % de relleno	116
Tabla 22. Tabla orientativa de precio máxima admisible del relleno para que se compense la reducción de obra civil en el reactor biológico al utilizar un sistema híbrido de lecho móvil con un 20 % de relleno en función de los habitantes equivalentes (Heq) para los que se dimensiona la planta.....	116
Tabla 23. Fechas y variables operacionales de las diferentes fases y ciclos que componen la investigación de fondo .	134
Tabla 24. Fechas y parámetros operacionales de las diferentes fases y ciclos de la investigación de fondo. Los valores de TRC marcados con * se corresponden con los ciclos en los que el TRC fue impuesto igual al TRH para simular las condiciones de un lecho móvil puro sin concentración de biomasa dispersa	135
Tabla 25. Rendimientos en eliminación de materia orgánica (DQO y DBO ₅) durante el periodo estacionario para los ciclos experimentales de la fase I de la investigación de fondo	154
Tabla 26. Constantes cinéticas de la biomasa heterótrofa durante la primera fase experimental.	163
Tabla 27. Rendimientos en eliminación de materia orgánica (DQO y DBO ₅) para los ciclos experimentales de la fase II de la investigación de fondo	178
Tabla 28. Constantes cinéticas de la biomasa heterótrofa durante la segunda fase experimental de la investigación de fondo	186
Tabla 29. Constantes cinéticas de la biomasa autótrofa durante la segunda fase experimental de la investigación de fondo	188
Tabla 30. Rendimientos en eliminación de materia orgánica (DQO y DBO ₅) para los ciclos experimentales de la fase III de la investigación de fondo	198
Tabla 31. Constantes cinéticas de la biomasa heterótrofa durante la tercera fase experimental de la investigación de fondo. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.).....	206
Tabla 32. Constantes cinéticas de la biomasa autótrofa durante la tercera fase experimental de la investigación de fondo. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.).....	207
Tabla 33. Biomasa adherida al relleno durante el periodo estacionario de los diferentes ciclos a lo largo de las tres fases experimentales que componen la investigación de fondo, medidos en forma de sólidos en suspensión totales (BFSSt) como volátiles (BFSSv) referidos a volumen de relleno así como a volumen de reactor biológico. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.) y como superíndices los subconjuntos homogéneos HSD de Tukey a los que pertenece el ciclo obtenidos mediante el análisis Anova realizado a los datos bajo un intervalo de confianza del 95% ($\alpha=0,05$).....	209

Tabla 34. TRC para cada uno de los ciclos de las tres fases experimentales de la investigación de fondo en relación a las variables operacionales: Porcentaje de relleno, TRH, MLSS y temperatura. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.)210

Tabla 35. TRC para cada uno de los ciclos de la presente investigación en relación a la carga másica del sistema calculada en función de la biomasa total dispersa (MLSS), la biomasa volátil dispersa (MLSSv), la biomasa total dispersa y adherida (MLSS + Bft) y la biomasa volátil dispersa y adherida (MLSSv + BFv), considerando en el caso de la biomasa adherida el porcentaje de relleno estudiado en cada condición de la investigación de fondo. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.).....213

Tabla 36. Influencia de la temperatura en el TRC del sistema frente al TRC teórico en ausencia de proceso biológico durante los ciclos con concentración de biomasa dispersa de la investigación de fondo217

Tabla 37. Porcentajes medios en eliminación de materia orgánica medidos como DQO y DBO₅ para cada uno de los ciclos de las tres fases experimentales durante el estado estacionario. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.) y como superíndices los subconjuntos homogéneos HSD de Tukey a los que pertenece el ciclo obtenidos mediante el análisis Anova realizado a los datos bajo un intervalo de confianza del 95% ($\alpha=0,05$)222

Tabla 38. Constantes cinéticas medias de la biomasa heterótrofa obtenidas durante el periodo de estabilidad. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.)225

Tabla 39. Rendimientos medios en eliminación de nitrógeno amoniacal y nitrógeno total durante los periodos de estabilidad de las tres fases experimentales de la presente investigación. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.) y como superíndices los subconjuntos homogéneos HSD de Tukey a los que pertenece el ciclo obtenidos mediante el análisis Anova realizado a los datos bajo un intervalo de confianza del 95% ($\alpha=0,05$)235

Tabla 40. Constantes cinéticas de la biomasa autótrofa bajo las condiciones estudiadas en la investigación de fondo. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.)238

Tabla 41. Valor inicial de presión tras limpieza química, velocidad media de ensuciamiento después y antes del contralavado y % de recuperación tras el contralavado y tras la limpieza química para cada uno de los ciclos experimentales de la presente investigación. Se marcan con – aquellos ciclos en los que no fue posible determinar la recuperación de la membrana tras la limpieza química ya que no se alcanzaron valores límites que requiriesen realizarla. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.).....243

Tabla 42. Valores de flujo crítico de la membrana ($L/m^2 \cdot h$) de la membrana ZW-10 utilizados en la investigación de fondo bajo concentraciones de 2.800 ± 33 (F1), 1.822 ± 19 (F2) y 933 ± 88 (F3) mg/L de MLSS y agua limpia (AL) en función de la temperatura del licor mezcla a filtrar (10, 15, 20, 25, 30 y 35 °C). Con – se señalan aquellas condiciones bajo las cuales el flujo crítico no fue alcanzado en el rango de presiones de funcionamiento de la membrana.....251

Tabla 43. Permeabilidad de la membrana bajo las diferentes condiciones probadas en la investigación de fondo. Los valores de sólidos en suspensión probados fueron 2.800 ± 33 , 1.822 ± 19 y 933 ± 88 mg/L y agua limpia (AL)252



Dep. Ingeniería Civil

ETS. Ingeniería de Caminos, Canales y Puertos



RESUMEN

La necesidad de construir nuevas Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (EDARs) así como rehabilitar aquellas existentes para cumplir las exigencias normativas marcadas por la Directiva 91/271/CEE hacen necesario el estudio de nuevas tecnologías que permitan conocer su funcionamiento así como las posibilidades que ofrecen en el futuro de la depuración. Los problemas asociados a los sistemas convencionales y la necesidad de aumentar su eficiencia son el origen de nuevas tecnologías tales como los biorreactores de membranas (BRM) y los procesos de lecho móvil (LM). Los BRM, al incluir una separación con membrana permiten operar a mayores MLSS obteniendo un efluente de mayor calidad y un aumento de la edad del fango. Los LM además de operar con biomasa dispersa (flóculos), lo hacen con biomasa adherida (biopelícula), haciendo extensibles las ventajas de los sistemas de biopelícula. La combinación de ambas tecnologías, biorreactores de membrana con lecho móvil (BRM-LM), fue estudiada en el presente trabajo para conocer el funcionamiento del sistema así como la influencia de las variables operacionales en el comportamiento de la biomasa híbrida y en el funcionamiento de la membrana.

Inicialmente un estudio fue llevado a cabo para analizar algunos de los diferentes rellenos disponibles; el cual permitió seleccionar los rellenos K1 de Anoxkaldness™ y ABC5 de Aqwise™ en función de la adherencia de biopelícula y de su capacidad de oxidar materia orgánica bajo diferentes TRH y porcentaje de relleno. Una vez seleccionados, se analizó el funcionamiento en un sistema híbrido de lecho móvil en comparación con un sistema convencional de fangos activos de baja carga obteniendo resultados favorables en eliminación de materia orgánica, permitiendo tratar un caudal mayor o más contaminado en el caso de EDAR existentes o disminuir el volumen del biorreactor en el caso de nueva construcción.

Una vez seleccionado el relleno y conocido su comportamiento en comparación con sistemas convencionales de fangos activos, el proceso fue analizado en combinación con BRM en una planta piloto de 445 L con membrana de ultrafiltración (ZW-10 de Zenon®) bajo TRH de 10 y 24 h, tres porcentajes de relleno (20, 35 y 50 %) y dos concentraciones de MLSS (en torno a 2,5 g/L y 4,5 g/L) para un sistema de biomasa híbrida así como para un sistema puro operando en un amplio espectro de temperaturas de entre 2,5 y 28 °C.

Los resultados obtenidos ponen de manifiesto que el empleo del relleno supone una mejora en el comportamiento de la biomasa haciendo de la tecnología de LM un proceso de aplicación a considerar. Rendimientos superiores al 87,4 y 94,9 % en DQO y DBO₅ respectivamente fueron obtenidos para el LM híbrido, con tasas de producción de la biomasa heterótrofa entre 0,462±0,014 y 0,714±0,076



$\text{mgDQO}_{\text{formada}}/\text{mgDQO}_{\text{oxidada}}$. En relación a la capacidad nitrificante del proceso, al menos 40,4 y 24,1 % de amonio y nitrógeno total en el LM híbrido (tasas de producción de la biomasa autótrofa entre $0,23\pm 0,01$ y $0,51\pm 0,12$ $\text{mgDDO}_{\text{formada}}/\text{mgN}_{\text{oxidado}}$).

Las variables operacionales mostraron una relevante influencia en el comportamiento del proceso. Los MLSS influyeron significativamente en el comportamiento de la biomasa mientras que el porcentaje de relleno afectó principalmente a la variabilidad del TRC y no en la densidad de biopelícula (valores medios de 4.046, 4.335 y 3.968 mg/L de relleno para un 20, 35 y 50 % de relleno respectivamente); sin embargo, se observó que el porcentaje de relleno presentó una mayor influencia en la capacidad de eliminación de materia orgánica del sistema a TRH de 24 h. La temperatura además de ser una variable significativa en el comportamiento de la biomasa, también lo fue en el funcionamiento de la membrana lo cual indica que debe considerarse un parámetro de diseño en los sistemas con membrana.



1. INTRODUCCIÓN Y PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1. PROBLEMÁTICA DE AGUAS RESIDUALES

En el último siglo, el continuo aumento de población e industrialización ha supuesto la degradación de numerosos ecosistemas naturales como ríos y océanos en gran parte como consecuencia del vertido de aguas residuales urbanas e industriales inadecuadamente tratadas o incluso vertidas sin un tratamiento previo (Chan et al., 2009). Actualmente, se hace cada vez más necesario el tratamiento de aguas residuales hasta el punto de convertirse en una preocupación global, especialmente en zonas con una alta densidad de población donde el impacto sobre el entorno hace que sea necesario un tratamiento intensivo de las aguas (Leiknes, 2009).

Así mismo, la legislación vigente exige unos mayores requisitos en relación a la calidad de las aguas de vertido siendo en muchos casos necesaria la rehabilitación o ampliación de las depuradoras existentes para lo cual es necesario el desarrollo de nuevas tecnologías y optimización de las existentes que permitan alcanzar unos mayores rendimientos en eliminación de contaminantes.

1.2. CONCEPTO, COMPOSICIÓN Y CARACTERÍSTICAS DEL AGUAS RESIDUAL

Bajo el término aguas residuales se agrupan habitualmente aguas de orígenes diversos que incluyen aguas urbanas formadas por las aguas domésticas así como aguas industriales y agropecuarias; toda esta masa de efluentes está más o menos diluida por las aguas de lavado de los servicios públicos, aunque cada vez son menos usadas y las aguas pluviales; además, pueden añadirse según el caso las aguas de origen industrial. Atendiéndose a su origen, el Real Decreto-ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas define (R.D. Ley 11/1995):

- ✓ **Aguas residuales urbanas:** Las aguas residuales domésticas o la mezcla de éstas con aguas residuales industriales o con aguas de escorrentía pluvial.
- ✓ **Aguas residuales domésticas:** Las aguas residuales procedentes de zonas de vivienda y de servicios, generadas principalmente por el metabolismo humano y las actividades domésticas.
- ✓ **Aguas residuales industriales:** Todas las aguas residuales vertidas desde locales utilizados para cualquier actividad comercial o industrial, que no sean aguas residuales domésticas ni aguas de escorrentía pluvial.

La composición del agua residual es compleja ya que depende de las características de cada población o industria así como del sistema de recogida que se emplee. El agua residual contiene contaminantes químicos, físicos y microorganismos en concentraciones variables.



Entre los distintos elementos contaminantes del agua residual urbana, destaca la materia orgánica, procedente normalmente de las aguas domésticas, estos compuestos de naturaleza reductora son los que consumen oxígeno. Así mismo, se da la presencia de elementos de naturaleza inorgánica, de muy distinta composición desde nutrientes como el nitrógeno y el fósforo, hasta sustancias tóxicas y peligrosas (Gómez y Hontoria, 2003).

El aumento en la disponibilidad de nutrientes, especialmente de nitrógeno y fósforo puede provocar la eutrofización de un ecosistema, por tanto, la presencia de materia orgánica junto con nutrientes en un agua residual puede producir alteraciones en la microbiota del sistema, pudiendo llegar a producir la eutrofización del medio y por consiguiente problemas medioambientales severos (Poyatos, 2007). Este fenómeno genera una mala apariencia a las aguas, problemas de olores por descomposición de plantas y un deficiente nivel de oxígeno disuelto, lo que ha hecho que la eutrofización de las aguas sea uno de los problemas medioambientales más importantes en España y Europa para alcanzar los objetivos marcados por la Directiva Marco del Agua 60/2000/CE.

1.2.1. Presencia de nitrógeno en las aguas residuales

La contaminación del agua por compuestos que contienen nutrientes esenciales, nitrógeno y fósforo procedentes de la agricultura y la actividad industrial pueden producir eutrofización que conlleva el crecimiento de algas tóxicas y la reducción del oxígeno disuelto del agua, originando por tanto la muerte de fauna acuática y en general pérdida de biodiversidad (García-Mesa, 2011). Los compuestos nitrogenados están muy presentes en las aguas residuales urbanas e intervienen en el tratamiento biológico que se puede realizar para su depuración (Poyatos, 2007).

El nitrógeno es un elemento diatómico que se encuentra tanto en estado gaseoso a temperatura y presión ambiental como incorporado en moléculas orgánicas que desempeñan funciones vitales para las células. El nitrógeno puede presentar diferentes estados de oxidación que van desde el -3 hasta el +5, que pueden cambiar por la acción de organismos vivos (Pacheco et al. 2002). Bajo el estado de oxidación -3 se encuentra el nitrógeno orgánico ($R-NH_2$) y el amonio (NH_4^+); a estado de oxidación 0 el nitrógeno atmosférico (N_2); en el estado de oxidación +1 el óxido nitroso (N_2O); el óxido de nitrógeno (NO) en el estado de oxidación +2; el nitrito (NO_2^-) en el estado +3; el Dióxido de nitrógeno (NO_2) y el nitrato (NO_3^-) en los estados de oxidación +4 y +5 respectivamente. De los siete estados de oxidación posibles, en los procesos biológicos los estados de oxidación más significativos son el amonio, el nitrógeno atmosférico, el nitrito y el nitrato.

Las transformaciones entre las distintas formas de los compuestos del nitrógeno y los cambios que



ocurren en la naturaleza entre la forma más oxidada (NO_3^-) y la más reducida (NH_4^+) quedan reflejadas en el ciclo del nitrógeno.

La fuente inicial de nitrógeno en el ecosistema es el nitrógeno molecular (N_2) de la atmósfera que por diferentes procesos se convierte en nitrato, pudiendo ser fácilmente asimilado por las plantas o bien acumularse en el suelo. En el ciclo del nitrógeno intervienen microorganismos que son los implicados en el proceso de eliminación biológica del nitrógeno que pueden reducir el nitrógeno mediante varios procesos tanto asimilatorios en los que el nitrógeno es absorbido por los microorganismos como desasimilatorios en los que el nitrógeno se pierde de los microorganismos.

1.2.1.1. Origen del nitrógeno en el agua residual

Como consecuencia del ciclo del nitrógeno, la presencia de amonio, nitratos y nitritos en el ambiente se da de manera natural; sin embargo, las actividades humanas modifican sus concentraciones y pueden hacerlos potencialmente peligrosos.

La procedencia de los compuestos nitrogenados en las aguas residuales es muy variada dependiendo principalmente del origen del agua residual así como de la tipología del sistema de saneamiento. En el caso de aguas procedentes de industria, la contaminación varía principalmente en función de la tipología de la industria así como de su actividad, existiendo industrias especialmente contaminantes en este campo. En el caso de aguas residuales urbanas las principales fuentes de contaminación proceden principalmente del empleo de detergentes amoniacales así como de las heces y orines de los habitantes, ésta contaminación puede verse agravada en el caso de pequeños núcleos poblacionales de actividad eminentemente agrícola y ganadera, como consecuencia de la incorporación a las aguas residuales de las aportaciones del ganado (Gómez y Hontoria, 2003).

En relación al grado de oxidación, el nitrógeno en el agua residual puede encontrarse en cualquiera de los estados enunciados anteriormente, sin embargo, la contaminación de las aguas residuales se compone principalmente de nitrógeno orgánico como la urea, las proteínas o los aminoácidos y péptidos y por el nitrógeno amoniacal. Además, pueden aparecer, aunque en concentraciones inferiores a los anteriores nitritos y nitratos, sin embargo en el caso de agua urbana es poco frecuente salvo por la presencia de algún vertido concreto.

La concentración de nitrógeno en las aguas residuales varía principalmente en función de su procedencia teniendo una gran importancia ya que pueden originar junto al fósforo problemas graves en el medio como son la eutrofización de masas de agua o la contaminación de aguas subterráneas, lo que obliga a conocer adecuadamente su composición para el desarrollo de un tratamiento adecuado que permita su



eliminación, permitiendo un vertido acorde a la legislación vigente la cual limita la concentración de este nutriente (R.D. 509/1996).

Los compuestos de nitrógeno son liberados en los productos de desechos del cuerpo durante toda la vida. El Nitrógeno que existe en la orina, fundamentalmente como urea, es hidrolizado rápidamente por la enzima Ureasa a carbonato de amonio. Las heces de los animales contienen grandes cantidades de materia proteínica no asimilable (Nitrógeno orgánico); esta materia proteínica y la remanente en el cuerpo de los animales muertos y las plantas, son convertidas en gran medida a Amonio por la acción de las bacterias saprófitas, bajo condiciones aeróbicas o anaeróbicas (Pacheco et al. 2002).

El amoniaco es uno de los componentes transitorios en el agua puesto que es parte del ciclo del nitrógeno y se ve influido por la actividad biológica. Es el producto natural de descomposición de los compuestos orgánicos nitrogenados. Su origen es variado, además del procedente de las aguas domésticas puede venir de aguas residuales industriales, de aguas de lluvia, tras un periodo de sequía, en zonas industriales, de las aguas residuales agrícolas en las que además de los excrementos de animales se da la presencia de fertilizantes, de ciertas aguas con hierro que pueden reducir los iones nitrato, de la descomposición de productos nitrogenados orgánicos en el suelo así como de la putrefacción de plantas que pueda arrastras el agua.

La descomposición de la urea en las aguas residuales, especialmente en las de origen urbano, produce nitrógeno amoniacal por hidrólisis enzimática (ecuación 1), dando como productos NH_3 (amoníaco disuelto) y NH_4^+ (ión amonio). La hidrólisis se produce de una forma rápida, por lo que la urea esta principalmente presente en aguas residuales recientes. Este proceso se ve favorecida por un pH alcalino; a su vez la hidrólisis origina un aumento del pH del medio.



El amoniaco en el agua puede aparecer en forma molecular o como ion amonio, dependiendo del pH al encontrarse en equilibrio (ecuación2) en función del pH del agua (Siles et al. 2008). A pH superior a 7 el equilibrio se desplaza hacia la izquierda, mientras que a valores inferiores a 7 el NH_4^+ es predominante.



1.2.2. Procesos implicados en el ciclo del nitrógeno

Los procesos de transformación que intervienen en el ciclo son fundamentalmente cinco (Gómez y Hontoria, 2003):



✓ Fijación de nitrógeno

La fijación de nitrógeno es el proceso de reducción del nitrógeno atmosférico, no asimilables, con hidrógeno dando lugar a amonio (ecuación 3) asimilable por las plantas y, a través de ellas, por toda la cadena trófica.



Puede producirse por la acción de microorganismos procariotas en condiciones anaerobias, el amonio es asimilado por los fijadores libres o transferido al hospedador en el caso de que este asociado con plantas dando como resultado directo de la reacción amoniaco (NH_3) que se ioniza rápidamente a amonio (NH_4^+). Dada la estabilidad del triple enlace del nitrógeno que hace de él una molécula extremadamente inerte el proceso requiere una elevada cantidad de energía (18 - 24 ATP). Esta reducción es catalizada por la enzima nitrogenasa compuesta por dos unidades proteicas diferentes conocidas como: dinitrogenasa y reductasa de denitrogenasa.

✓ Nitrificación del amonio

El proceso de nitrificación del amonio consiste en la oxidación del amonio en condiciones aerobias por parte de ciertos microorganismos quimiolitotrofos que utilizan la energía liberada en la oxidación del NH_4^+ para sus reacciones metabólicas. Este proceso es muy poco eficiente requiriendo una gran cantidad de substrato para que pueda producirse un crecimiento apreciable de estos microorganismos.

La estabilidad del amonio hace necesaria la presencia de agentes oxidantes fuertes o agentes catalíticos para que pueda llevarse a cabo su oxidación. Existen un grupo de bacterias aerobias estrictas, bacterias nitrificantes, que poseen los agentes catalíticos apropiados para efectuar dicha reacción de oxidación bajo un alto contenido de oxígeno disuelto y un pH neutro. El amonio puede ser oxidado a nitrito y a nitrato en dos fases, la nitrificación de Fase I que comienza con la oxidación del amonio a nitrito y la de Fase II en la que se oxida el nitrito a nitrato.

La nitrificación de fase I engloba varios eventos de oxidación (ecuación 4) y es desarrollada principalmente por bacterias de los géneros *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosolobus* o *Nitrosovibrio*. Los productos intermedios son oxidados rápidamente, encontrándose a muy bajas concentraciones en ambientes naturales. Las bacterias implicadas en el proceso son mesófilas y su pH óptimo de crecimiento es próximo a la neutralidad.



A diferencia de la anterior, la Fase II conlleva la oxidación directa del nitrito a nitrato (ecuación 5) y



en ella intervienen frecuentemente bacterias de los géneros *Nitrobacter*, *Nitrospina*, *Nitrococcus* o *Nitrospira*.



✓ **Desnitrificación**

La desnitrificación o reducción desasimilativa del nitrato es un proceso que se produce por la actividad de microorganismos que, en condiciones de anaerobiosis, son capaces de utilizar NO_3^- y NO_2^- como aceptor final de electrones en lugar de oxígeno debido a su ausencia en procesos de respiración anaerobia. El nitrógeno atmosférico se reduce sucesivamente como se muestra en la ecuación 6.



Los productos finales son diferentes estados de oxidación del nitrógeno (NO , N_2O , N_2) dependiendo de la disponibilidad de materia orgánica, de la concentración de nitratos y del pH. Dado que estos compuestos nitrogenados son gases poco solubles se escapan a la atmósfera no siendo capaces de incorporarse al material celular. Este proceso, también conocido como trayecto desasimilativo de nitrato pueden llevarlo a cabo especies de los géneros *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Micrococcus*, *Pseudomonas*, *Spirillum*, *Hypomicrobium*, *Achromobacter*, *Moraxella*, *Paracoccus*, *Alcaligenes* o *Aquifex*.

El proceso de desnitrificación se ve afectado por los siguientes factores:

- La presencia de oxígeno inhibe la síntesis de las enzimas desnitrificantes y el flujo de electrones hacia éstas.
- La temperatura óptima para el proceso se sitúa alrededor de 25°C.
- La concentración de nitrato en el medio cuando es elevada predomina el nitrógeno molecular (N_2) mientras que cuando es baja predomina el N_2O .
- El pH puede limitar la tasa de desnitrificación, la reductasa del óxido nitroso es más sensible al ácido que otras enzimas desnitrificantes, por lo que un pH bajo afecta a su actividad.
- La baja disponibilidad de carbono implica que los electrones no están disponibles para seguir reduciendo el N_2O .

✓ **Reducción asimilatoria**

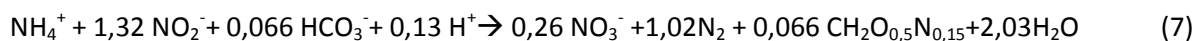
En la reducción asimilatoria de nitrato a amonio el nitrato se reduce a amonio y este último compuesto es asimilado rápidamente en aminoácidos. Este proceso puede desarrollarse tanto en condiciones aerobias como anaerobias pero es inhibido ante la existencia de cualquier fuente de nitrógeno



orgánico disponible. Se trata de un proceso asimilativo en el que el nitrato es reducido para utilizarse como nutriente recibiendo el nombre de metabolismo asimilativo, diferente del proceso desasimilativo de desnitrificación, donde el nitrato es utilizado como aceptador final de electrones en un proceso dirigido a generar energía (respiración anaerobia).

✓ Anammox

Es un proceso de oxidación anaerobia del amonio llevado a cabo por parte de bacterias pertenecientes a los sistemas autotróficos de eliminación de nitrógeno (Güven et al. 2005). Consiste en la conversión del amonio en gas nitrógeno por medio de dos diferentes tipos de bacterias, que coexisten en el reactor: las bacterias nitrificantes y las bacterias anammox. Las bacterias nitrificantes oxidan alrededor de la mitad del amonio convirtiéndolo en nitrito mientras que las bacterias anammox convierten el amonio y el nitrito en gas nitrógeno. La ecuación 7 muestra la estequiometría del proceso anammox descrita por Güven et al. 2005.



1.2.2.1. *Riesgos ambientales debidos a la alteración del ciclo del nitrógeno: Eutrofización*

Un proceso de contaminación severo se está produciendo en muchas de las masas de agua continentales denominado eutrofización. El R.D. 509/96 de desarrollo del R.D. Ley 11/95 define eutrofización como el aumento de nutrientes en el agua, especialmente de los compuestos de nitrógeno o de fósforo, que provoca un crecimiento acelerado de algas y especies vegetales superiores, con el resultado de trastornos no deseados en el equilibrio entre organismos presentes en el agua y en la calidad del agua a la que afecta.

El proceso de eutrofización se origina por el enriquecimiento de nutrientes de las aguas superficiales. Al existir un exceso de nutrientes proliferan en abundancia plantas y otros organismos, lo cuales aumentan el consumo de nutrientes, los cuales al agotarse hacen que las plantas presentes en la masa acuática mueren constituyendo un aporte de materia orgánica que debe ser oxidada requiriendo para ello una elevada concentración de oxígeno produciéndose una disminución drástica del contenido de oxígeno en el agua. Al agotarse el oxígeno, la masa de agua pierde su calidad dejando de ser aptas para la vida e incluso para el uso para el que estaban establecidas.

La Directiva 91/271/CEE, de 21 de mayo, sobre tratamiento de aguas residuales urbanas, transpuesta a la legislación estatal mediante el Real Decreto-Ley 11/1995, de 28 de diciembre, y por el Real Decreto 509/1996, de 15 de marzo establece distintos niveles de depuración de las aguas residuales urbanas, con carácter previo a su vertido, en función de la carga contaminante del vertido y de la zona afectada por él.



Además la directiva impone la obligación de los estados miembros a determinar las zonas sensibles, atendiendo a criterios de eutrofización actual o potencial, capacidad de absorción del medio así como los usos posteriores de las aguas.

El R.D. 509/96 de desarrollo del R.D. Ley 11/95 establece una clasificación gradual de las zonas: sensibles, normales y menos sensibles requiriendo un grado de depuración exigible de mayor a menor. Con carácter general, las aguas residuales que sean vertidas a zonas sensibles deberán someterse a un tratamiento adicional de eliminación de nutrientes. El origen principal de la eutrofización es la aportación de nutrientes los cuales pueden tener diferentes procedencias entre las que se encuentran los vertidos de aguas residuales. Los nutrientes más influyentes en el proceso de eutrofización son aquellos para los que existe una limitación natural, el nitrógeno y el fósforo. En general, en las masas de agua, la relación Carbono-Nitrógeno-Fósforo suelen encontrarse en unas proporciones estables, siendo el fósforo el elemento menos presente por lo que se constituye como el elemento limitante en los procesos de producción primaria, cuando se agota todo el fósforo de la masa de agua, los demás elementos se encuentran en exceso, con lo cual, cualquier nuevo aporte de fósforo al medio va a permitir un nuevo crecimiento vegetal (Van Cleemput y Boeckx, 2005).

Cuando el aporte de fósforo que llega a una masa de agua es elevado se produce la acumulación de éste en el interior las algas que lo utilizan posteriormente para multiplicarse, produciéndose una proliferación vegetal excesiva. Este efecto hace que el fósforo deje de ser el factor limitante para serlo el nitrógeno, lo que provoca la aparición de algas cianofíceas en superficie capaces de fijar dicho elemento a partir del aire atmosférico. Cuando se da la proliferación de algas, llega un momento en el que el sistema se colapsa y no quedan nutrientes disponibles para que las algas sigan desarrollándose. A este hecho hay que unir la proliferación en superficie de las cianofíceas, creando una capa superficial que impide la penetración natural de luz y el intercambio de oxígeno con la atmósfera. De esta forma, estos organismos no pueden seguir viviendo y mueren. El agua se vuelve turbia y verdosa, y aparecen bacterias aerobias que consumen el oxígeno de las aguas para oxidar la materia orgánica, la materia vegetal. Esto conlleva una elevada disminución de los niveles de oxígeno disuelto en el sistema acuático y por lo tanto, la muerte de otros seres vivos. La masa de agua puede alcanzar condiciones anaerobias desarrollándose procesos fermentativos en los que se origina sulfhídrico y amoníaco.

1.2.3. Legislación

Hoy en día, en España existe una amplia legislación destinada a controlar los problemas medioambientales que pueden originar las aguas residuales. La legislación existente en Andalucía en esta



materia es:

- ✓ **R.D. 1620/2007**, establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas, que deroga, con carácter general, cuantas disposiciones de igual o inferior rango se opongan a lo en él dispuesto y, en particular, los artículos 272 y 273 del Reglamento del Dominio Público Hidráulico.
- ✓ **DECRETO 310/2003**, por el que se delimitan las aglomeraciones urbanas para el tratamiento de las aguas residuales de Andalucía y se establece el ámbito territorial de gestión de los servicios del ciclo integral del agua de las Entidades Locales a los efectos de actuación prioritaria de la Junta de Andalucía.
- ✓ **R.D. Legislativo 1/2001**, aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas que deroga la Ley 29/1985 y la Ley 46/1999. Modificado por la Ley 62/2003.
- ✓ **Directiva 2000/60/CE del Parlamento Europeo y del Consejo**, de 23 de octubre de 2000 por la que se establece un marco comunitario de actuación en el ámbito de la política de aguas
- ✓ **R.D. 509/1996**, de 15 de marzo, de desarrollo del **Real Decreto-ley 11/1995**, de 28 de diciembre, cuyo objeto es establecer las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas complementando las normas sobre recogida, depuración y vertido de dichas aguas.
- ✓ **R.D. 927/88**, de Reglamento de la Administración Pública del Agua y la Planificación Hidrológica.
- ✓ **R.D. 849/86**, de Reglamento del Dominio Público Hidráulico, parcialmente modificado por los Reales Decretos 1315/1992, 419/1993, 1771/1994, 995/2000, y 606/2003 (afectado por la Orden MAM/1873/2004).

La legislación en materia de vertidos en zonas costeras de aplicación en Andalucía es:

- ✓ **Ley de Costas 22/1988** cuyo fin es garantizar la protección de la calidad de las aguas y evitar el vertido de sustancias peligrosas al mar.
- ✓ **R.D. 258/1989, Orden 31/10/1989 y 28/10/1992**. Incorporan las Directivas 76/464/CEE y 86/280/CEE, relativas a contaminación causada por determinadas sustancias peligrosas vertidas al mar y valores límites de emisión de dichas sustancias.
- ✓ **Decreto 334/1994** que regula el procedimiento para la tramitación de autorizaciones de vertido al dominio público marítimo-terrestre
- ✓ **Decreto 14/96**, Reglamento de Calidad de las Aguas Litorales, para profundizar y ampliar lo establecido en la legislación vigente en materia de vertidos desde tierra al mar.

En Europa, respecto al tratamiento de aguas residuales urbanas surgen las Directivas 91/271/CEE y



98/15/CE, que modifica el Anexo I de la anterior. Sus consiguientes trasposiciones al ordenamiento jurídico español tienen lugar mediante el R.D.-Ley 11/95 posteriormente desarrollado en el R.D. 509/96; y el R.D. 2116/98 que modifica el cuadro 2 del Anexo I del R.D. 509/96 y el B.O.E. 30.11.98., el cual corrige las erratas del R.D. 2116/98.

Consecuencias de la trasposición de las Directivas anteriores se redacta el plan Nacional de Saneamiento y Depuración de Aguas Residuales 1995-2005(BOE 12.05.95), en él se declaran las "zonas sensibles" en las cuencas hidrográficas intercomunitarias, mediante B.O.E. 30.06.98 y en Andalucía, el Decreto 54/1999 en el que se declaran las zonas sensibles, normales y menos sensibles en las aguas del litoral y de las cuencas hidrográficas intracomunitarias de la Comunidad Autónoma de Andalucía (BOJA 23.03.99).

Posteriormente, el 9 de agosto del 2010 se publicó en el BOJA, la LEY 9/2010, de 30 de julio, de Aguas para Andalucía, la cual supone la culminación del proceso de transferencia de la gestión de las aguas que transcurren en Andalucía, en ella se establece el derecho de los usuarios a disfrutar de un medio hídrico de calidad; y la obligación de utilizar el agua con criterios de racionalidad y sostenibilidad y de contribuir a evitar el deterioro de la calidad de las masas de agua y sus sistemas asociados.

Respecto a las aguas residuales según su procedencia se puede diferenciar:

- ✓ Aguas procedentes de actividades domésticas o residuos de actividad humana, si se recogen por separado de las procedentes de fábrica: se tratan como *aguas domésticas normales*.
- ✓ Dentro de las *aguas procedentes de industria* se distingue entre:
- ✓ Aguas residuales industriales asimilables a urbanas: se pueden verter a la red de saneamiento. La normativa de ámbito local debe establecer las características que debe cumplir el agua industrial para poder ser caracterizadas como asimilables a urbanas y poder así ser vertidas a la red de saneamiento; en caso contrario, se prohíbe el vertido.
- ✓ Aguas residuales industriales no asimilables a urbanas: no se pueden verter a la red de saneamiento. Sobre esta agua habrá que realizar un tratamiento adecuado para hacerlas asimilables a urbanas y poder verter a la red de saneamiento o bien tratarlas de forma independiente hasta cumplir las condiciones de su vertido, indicadas en el Reglamento del Dominio Público Hidráulico (R.D.849/1986 y sus modificaciones: R.D.995/2000, R.D. 606/2003 y Orden MAM/1873/2004) o en la legislación que regula el vertido al mar, en su caso.

Los vertidos al dominio público hidráulico estarán gravados con una tasa destinada al estudio, control, protección y mejora del medio receptor de cada cuenca hidrográfica, que se denomina "canon de



control de vertidos”, de acuerdo con lo previsto en el artículo 113.1 del Texto Refundido de la Ley de Aguas, independiente de los cánones o tasas que puedan establecer las Comunidades Autónomas o las Corporaciones Locales para financiar obras de saneamiento y depuración.

Así mismo, la Ley de Aguas, y la Ley de Costas, establecen diferentes medidas para conseguir una mejor calidad de las aguas continentales y marítimas respectivamente, entre las que destaca el sometimiento a autorización previa de las actividades susceptibles de provocar contaminación del dominio público hidráulico o del dominio público marítimo-terrestre y, en especial, los vertidos.

1.3. PRINCIPIOS Y PROCESOS DE DEPURACIÓN BIOLÓGICA

Dadas las exigencias normativas descritas en el apartado 1.2.3 es necesario realizar una serie de tratamientos a las aguas residuales antes de ser vertidas al medio, entre los cuales, para aguas residuales urbanas los más utilizados en la actualidad son los tratamientos biológicos.

Los sistemas de depuración biológica se basan en el empleo de los microorganismos presentes en las aguas residuales para eliminar la materia orgánica y los nutrientes, amplificando el proceso de autodepuración que se produce en los cauces de una forma natural. Para ello es necesario concentrar la biomasa (microorganismos) en forma de flóculos o biopelícula en un reactor biológico. El objetivo principal de los tratamientos biológicos es la reducción de materia orgánica, y en determinados casos, la eliminación de nutrientes como el nitrógeno amoniacal mediante un proceso de nitrificación, el nitrógeno mediante procesos de desnitrificación-nitrificación o el fósforo introduciendo en el proceso una zona anaerobia (Hernández, 2001).

Los tratamientos biológicos suponen la parte fundamental, no única, del tratamiento secundario, el Real Decreto-Ley 11/95 define Tratamiento Secundario como “el tratamiento de aguas residuales urbanas mediante un proceso que incluya un tratamiento biológico con sedimentación secundaria u otro proceso, en el que se respeten los requisitos que se establecerán reglamentariamente”. El tratamiento biológico tiene lugar con la ayuda de microorganismos, que actúan sobre la materia orgánica presente en las aguas residuales. Una parte de la materia orgánica presente en el agua residual es oxidada por los microorganismos, que obtiene de esta forma la energía necesaria para el mantenimiento celular, cuando se consume la materia orgánica disponible se inicia la respiración endógena en la que las células empiezan a consumir su propio tejido celular para obtener energía necesaria para su mantenimiento.

Los tratamientos biológicos pueden clasificarse de distintas maneras, siendo la más ampliamente utilizada la que clasifica entre procesos biológicos de cultivo en suspensión y procesos biológicos de soporte fijo. Los procesos de cultivos en suspensión más utilizados son los fangos activos, lagunas aireadas,

y lagunaje, y entre los sistemas biológicos de soporte fijo se pueden destacar los filtros sumergidos, los biodiscos, los lechos bacterianos, los lechos fluidificados (Mulcahy y Shien, 1987; Tavares et al., 1995; Ulson et al., 2008) y los lechos móviles (Hem et al., 1994; Delnavaz et al., 2010).

1.3.1. Fraccionamiento de la materia orgánica

La materia orgánica presente en las aguas residuales puede subdividirse en varias categorías basándose en su biodegradabilidad y en su estado físico (Figura 1). En función de la biodegradabilidad se distingue entre materia orgánica no biodegradable y materia orgánica biodegradable.

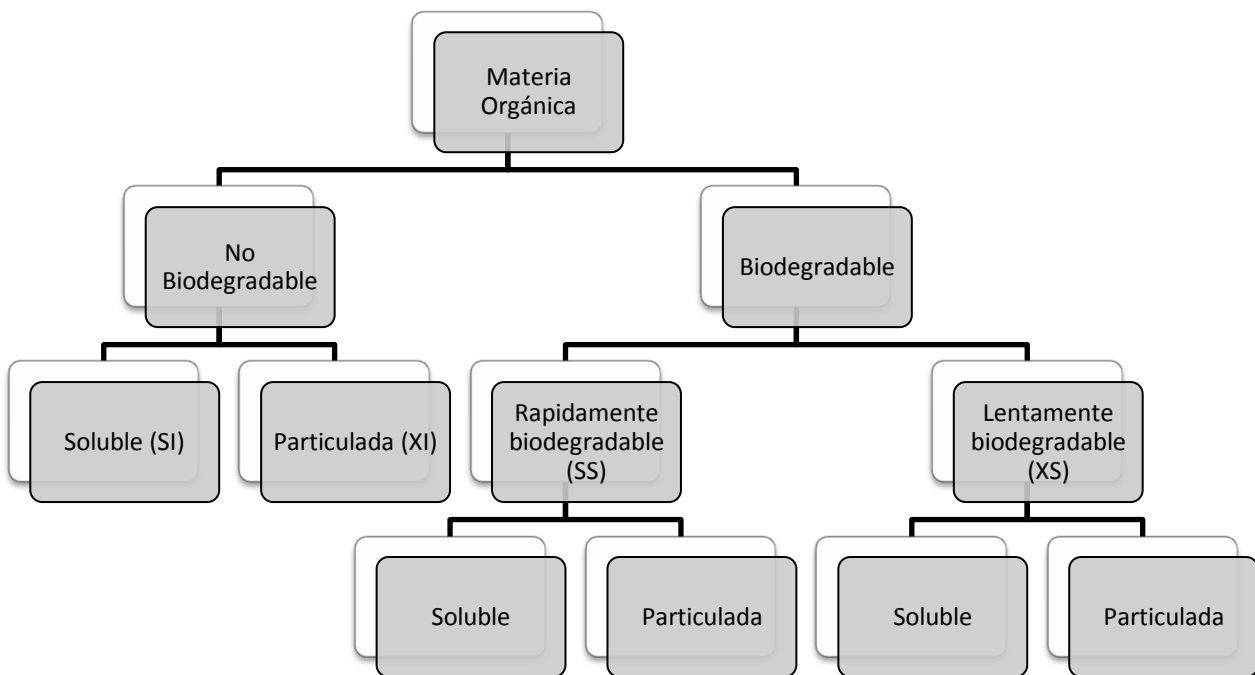


Figura 1. Fraccionamiento de la materia orgánica presente en un agua residual. (Modificado de Henze et al. 1987)

La materia orgánica no biodegradable es biológicamente inerte por lo que su paso a través de un sistema de tratamiento biológico no le ejerce ningún efecto bioquímico, manteniéndose inalterada. Dependiendo de su estado físico se pueden diferenciar dos grupos de materia orgánica no biodegradable que son soluble (SI) y particulada (XI). La materia inerte soluble mantendrá su concentración tras su paso por el sistema de tratamiento biológico en el que entró mientras que la materia inerte suspendida puede reducirse al quedar atrapada en los fangos del proceso biológico.

En el caso de la fracción biodegradables, previo a la distinción en relaciona su estado físico suele dividirse en dos grupos en función de la velocidad de degradación en rápidamente biodegradable y lentamente biodegradable. La materia orgánica biodegradable, tanto la rápidamente biodegradable (SS) como la lentamente biodegradable (XS), pueden presentar el estado soluble o particulado.



A efectos prácticos de dimensionamiento puede considerarse toda la materia rápidamente biodegradable como si fuera soluble, y toda la materia lentamente biodegradable como si fuera particulada (Poyatos, 2007).

1.3.2. Metabolismo microbiano

Uno de los aspectos más importantes en los sistemas tratamiento biológico es la generación de biomasa, íntimamente unida al metabolismo microbiano o conjunto de actividades químicas de las células vivas, el cual se divide en dos fases (Gòdia y López, 1998):

- ✓ **Catabolismo:** Reacciones bioquímicas que transforman la materia viva en desechos o residuos.
- ✓ **Anabolismo:** Conjunto de fases del metabolismo que dan como resultado la síntesis de los componentes orgánicos del protoplasma, necesarios para el crecimiento y la reproducción.

El metabolismo microbiano para aguas residuales se puede explicar dividiendo las reacciones bioquímicas en cuatro etapas (Ronzano y Dapena, 2002).

- ✓ **Etapa I:** La DBO rápidamente biodegradable, debida a compuestos solubles y constituidos por moléculas simples, pasa directamente a través de la membrana celular y se metaboliza a alta velocidad.
- ✓ **Etapa II:** La mayor parte de la DBO lentamente biodegradable, debida a las materias en suspensión y a los coloides, es adsorbida sobre las células con un efecto de almacenamiento sobre la membrana citoplasmática. Esta DBO debe ser transformada previamente en moléculas más simples para poder ser asimilada por la célula, esta síntesis en moléculas más simples se realiza en la pared celular y es llevada a cabo por encima, siendo la velocidad de síntesis relativamente lenta en comparación con la de DBO rápidamente biodegradable, siendo esta transformación en moléculas simples el factor limitante en la transformación bioquímica.
- ✓ **Etapa III:** Producción de masa activa: Una fracción de la DBO metabolizada se transforma en materia del nuevo protoplasma celular, la fracción que queda se utiliza para la producción de la energía necesaria para la síntesis o es perdida en forma de calor. En aguas residuales la masa activa producida en relación con la DBO consumida es constante.
- ✓ **Etapa IV:** Oxidación de masa activa. De forma simultánea a la oxidación y producción de energía, hay una pérdida neta de masa activa llamada pérdida de masa endógena, el 80% de la materia asimilada queda completamente oxidada quedando como productos CO_2 y H_2O , el 20% restante es no degradable y queda como residuo.



En una planta de tratamiento de aguas residuales los microorganismos presentes en el tratamiento biológico utilizan moléculas pequeñas y simples, la materia fácilmente biodegradable como ácido acético, etanol, metanol, glucosa, amonio, etc. que dan lugar al crecimiento biológico.

La materia lentamente biodegradable se compone de moléculas de gran tamaño que mediante enzimas extracelulares producidas por los microorganismos son hidrolizadas en materia fácilmente biodegradable. Como consecuencia del crecimiento biológico existe una determinada biomasa encargada de llevar a cabo el proceso de depuración.

Finalmente la etapa de desaparición de biomasa se debe a tres razones: cuando la aportación de energía externa es menor que la necesaria para el mantenimiento energético de las células, estas obtienen la energía mediante la degradación de reservas energéticas existentes en el interior de las células, lo que provoca una disminución de biomasa (metabolismo endógeno), cuando todas las reservas endógenas se han agotado las células decaen; otra causa es debido a la lisis, cuando las células mueren se produce la rotura de la pared celular y el citoplasma y otros constituyentes pasan al medio donde tras sufrir un proceso de hidrólisis, se convierten en sustrato para otros organismos. Los compuestos más complejos permanecen como residuo orgánico inerte debido a que prácticamente no se solubilizan (Osorio et al. 2010).

1.3.3. Cinética de crecimiento microbiano

El diseño de los sistemas biológicos de tratamiento de aguas residuales aerobios puede realizarse en base al comportamiento de los microorganismos, es decir a su cinética (Rosa et al., 2006). El estudio de la cinética de tratamientos biológicos aerobios permite determinar la velocidad a la cual los microorganismos degradan una determinada fracción de materia orgánica o nutrientes suministrando la información necesaria sobre el comportamiento del microorganismo y por tanto para el cálculo del volumen de los reactores biológicos.

1.3.3.1. Principio de la cinética microbiana

La cinética de crecimiento microbiano permite explicar la generación de biomasa y la velocidad con que ésta se genera y la velocidad con la que se consume el sustrato. El consumo de sustratos suministra la energía y la materia prima necesaria para la síntesis del material celular y demás productos del metabolismo lo que da lugar al proceso de crecimiento celular, que obedece a las leyes de la conservación de la materia reordenándose los átomos de carbono, nitrógeno, oxígeno, y demás elementos en los procesos metabólicos de las células de modo que la cantidad total incorporada coincide con la que aparece



en el entorno lo que hace posible establecer los balances de materia y energía a los procesos de crecimiento celular.

El crecimiento de la célula dentro de un reactor puede describirse mediante la ecuación del balance de masa (Ecuación 8) considerando que todas las células de la población existentes son iguales y se comportan de la misma forma en un reactor discontinuo de mezcla perfecta, asumiendo que su crecimiento se detiene ante la existencia de algún tipo de limitación.

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (8)$$

Siendo:

- ✓ μ = Velocidad específica de crecimiento
- ✓ X = Concentración de Microorganismos
- ✓ t = Tiempo

El crecimiento celular bajo estos supuestos se desarrolla en cuatro fases bien diferenciadas: fase de latencia, fase de crecimiento exponencial, fase estacionaria y fase de lisis. La fase de latencia presenta una duración variable, en ella tiene lugar la adaptación de los microorganismos a las condiciones ambientales adaptándose su metabolismo a éstas para poder crecer activamente. Tras la latencia, se produce una fase de crecimiento exponencial al final de esta primera fase la velocidad va disminuyendo a medida que aparecen limitaciones que impiden que las células pueden reproducirse indefinidamente. En la fase estacionaria la concentración de microorganismos se mantiene constante, es decir, no hay aumento neto de microorganismos, la aparición de nuevos individuos se compensa con la lisis celular de otros. Finalmente tiene lugar la fase de lisis celular en la que el número de microorganismos desciende de forma exponencial con una determinada constante (K_d) que depende diferentes aspectos.

1.3.3.2. Modelo de crecimiento microbiano. El modelo de Monod

Los modelos de crecimiento microbiano permiten relacionar la velocidad específica de crecimiento de los microorganismos con la concentración de biomasa, de sustrato o ambas. Aunque la concentración de biomasa puede afectar indirectamente a la tasa de crecimiento a través de mecanismos como cambios de pH o de concentración de oxígeno disuelto, la velocidad específica de crecimiento es intrínsecamente independiente de la densidad de población (Helle, 1999).

A pesar de que el crecimiento celular es un fenómeno complejo, se puede obtener una descripción global utilizando ecuaciones sencillas que reproducen el comportamiento de los microorganismos, entre ellas la más comúnmente utilizada es la ecuación de Monod, que describe el crecimiento celular en función



de la disponibilidad de un sustrato limitante. En ausencia de metabolismo endógeno el modelo de Monod puede expresarse como se muestra en la ecuación 9:

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_m + S} \quad (9)$$

Siendo:

- μ = Velocidad específica de crecimiento de la biomasa
- μ_{\max} = Velocidad máxima específica de crecimiento de la biomasa
- K_m = Coeficiente de saturación de sustrato medio
- S = Concentración de sustrato

Tal y como se ha descrito en el apartado anterior la velocidad específica de crecimiento de biomasa (μ) se define como se muestra en la ecuación 10:

$$\mu = \frac{dX}{dt} \frac{1}{X} \quad (10)$$

Así mismo se define la tasa de utilización de sustrato por unidad de biomasa (r_{sp}) como la relación mostrada en la ecuación 11

$$r_{sp} = \frac{dS}{dt} \frac{1}{X} \quad (11)$$

La tasa de producción de biomasa (Y) se define como la relación entre el crecimiento celular y el consumo de sustrato necesario para realizar este. Considerando las ecuación 10 y 11, la tasa de producción de la biomasa puede ser expresada como se indica en la ecuación 12.

$$Y = -\frac{\frac{dX}{dt}}{\frac{dS}{dt}} = -\frac{\frac{dX}{dt} \frac{1}{X}}{\frac{dS}{dt} \frac{1}{X}} = -\frac{\mu}{r_{sp}} \quad (12)$$

El modelo presentado considera exclusivamente el crecimiento microbiano sin tener en cuenta la lisis de algunos de los microorganismos presentes en la biomasa; sin embargo, este aspecto puede considerarse en el modelo de Monod, añadiendo un término de decaimiento, normalmente modelizado como una reacción de primer orden. Cuando la concentración de sustrato es igual a cero, la variación de concentración de microorganismos es debida exclusivamente al decaimiento microbiano lo cual puede expresarse como muestra la ecuación 13.

$$\frac{dX}{dt} = -K_d X \quad (13)$$

Donde:



- K_d = Constante de decaimiento o lisis celular

Incluyendo el término de decaimiento, la ecuación 14 define el modelo de crecimiento neto microbiano.

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_m + S} - K_d \quad (14)$$

1.3.3.3. *Respirometría*

La Respirometría es la determinación experimental de la velocidad de consumo biológico de oxígeno bajo una serie de condiciones experimentales definidas (Villaseca, 2007), reproduce, a escala de laboratorio, el proceso de depuración biológica aerobia basándose en la medida del oxígeno consumido por parte de los microorganismos para oxidar un determinado sustrato orgánico, el cual es degradado y oxidado a CO_2 , convirtiéndose en una técnica de gran utilidad tanto para la creación de modelos como para la caracterización del influente, ya que el consumo de oxígeno está asociado directamente con el crecimiento de la biomasa y con la degradación del sustrato.

Los métodos respirométricos proporcionan una medida directa del consumo de oxígeno por parte de los microorganismos en un medio enriquecido de oxígeno bajo condiciones de temperatura y agitación determinadas, permitiendo obtener información sobre la actividad del sistema a través de la medida de la tasa de respiración o velocidad de consumo de oxígeno de la biomasa, la cual refleja dos de los procesos bioquímicos más importantes que ocurren en las plantas de tratamiento: el crecimiento de la biomasa y el consumo de sustrato (Langergraber et al., 2003).

La respirometría de los procesos biológico presenta una importante fuente de información, ya que suministra de un modo indirecto información sobre la actividad de la biomasa presente en el proceso de gran utilidad en el diseño, control y seguimiento de los sistemas de depuración biológica aerobios.

Los métodos respirométricos se utilizan para determinar la biodegradación de productos químicos, el comportamiento de residuos industriales, el efecto de compuestos tóxicos del agua residual, la concentración en la que un agua residual o un compuesto inhiben la degradación biológica, etc.

1.3.4. *Biomasa activa*

La microbiota presente en el reactor biológico de una estación depuradora de aguas residuales (EDAR) se compone principalmente de bacterias protozoos y algas, así como, aunque en menor medida hongos y metazoos (Arregui et al. 2012). Tal y como se ha descrito previamente, la biomasa en un sistema biológico puede presentarse principalmente bien en forma de flóculos biológicos dispersos en la solución



acuosa o bien adheridos sobre un soporte fijo de materiales diversos formando una biopelícula. En función de la forma en que se encuentre la biomasa se dará lugar a una tecnología distinta.

1.3.4.1. Flóculos biológico

El flóculo biológico es la unión de células individuales y colonias microbianas en un reactor biológica que se establece bajo condiciones específicas en el medio acuoso (Nicollela et al, 2000). Se trata de una de las unidades biológicas y estructurales alrededor de la cual se desarrolla el proceso de depuración biológica. El proceso en el que las células microbianas, principalmente bacteria, y las partículas del agua residual se agregan tanto física como químicamente se denomina biofloculación (Wilén et al. 2008)

Composición

Las bacterias son el componente más importante de los flóculos biológicos en los procesos biológicos de tratamiento de aguas, sin embargo, solo representan una pequeña fracción, entre el 5 y el 20 % de la materia orgánica del flóculo, el resto está constituido principalmente por sustancias poliméricas extracelulares (EPS) (Wilén et al. 2008). Los grupos funcionales más representados en los reactores biológicos de las EDAR son ciliados, flagelados y amebas.

La microbiota presente en los flóculos se compone además de diferentes tipologías de microorganismos de bacterias filamentosas y protozoos. Los protozoos (microorganismos eucariotas) son los principales depredadores de las poblaciones bacterianas regulando el crecimiento de éstas mientras que las filamentosas son los microorganismos descomponedores los cuales consumen la materia orgánica.

Un flóculo biológico debe presentar un adecuado equilibrio entre el crecimiento de los microorganismos formadores de flóculos y los microorganismos filamentosos. Arregui et al. (2012) afirma que aunque las bacterias filamentosas son esenciales para la formación del flóculo, un exceso de estas puede generar problemas de sedimentabilidad en la decantación, debiendo desarrollarse principalmente los filamentos en el interior del flóculo para proporcionarles estructura y resistencia.

El componente mayoritario de los flóculos, los EPS, tienen como función mantener a los microorganismos unidos en una matriz sobre fibras orgánicas, partículas orgánicas e inorgánicas y coloides, creando un microambiente que facilita la proximidad de los microorganismos y permite que la materia orgánica pueda ser atrapada y digerida por las enzimas extracelulares así mismo representa un papel fundamental para la estructura y la estabilidad del flóculo determinando parte de sus propiedades físico-químicas y biológicas (Wilén et al. 2008).



Morfología

A pesar de la heterogeneidad estructural de los flóculos biológicos existen algunos modelos:

- ✓ Jorand et al. (1995) propuso un modelo de flóculo basado en tres niveles estructurales, el primer nivel estructural son las células sencillas las cuales se unen entre sí mediante un tipo de EPS formando microcolonias (segundo nivel estructural) que a su vez se agregan mediante un segundo tipo de EPS dando lugar el agregado formado al tercer nivel estructural.
- ✓ Keiding y Nielsen (1997) describe el flóculo como una nube de macromoléculas orgánicas y bacterias unidas mediante fuerzas débiles a estructuras más resistentes como fibras, bacterias filamentosas y colonias bacterianas.
- ✓ Hribersek et al. (2011) describe la estructura del flóculo en base a dos niveles, un primer nivel a base de grandes poros y un Segundo nivel estructural en forma de pequeños poros de contornos irregulares.

Cada flóculo tiene una morfología distinta que varía en función de su micro y macroestructura. La microestructura está determinada por los procesos de agregación microbiana y la biofloculación, que resultan de la interacción entre polímeros extracelulares microbianos que actúan como polielectrólitos, tratándose por tanto de un mecanismo de asociación existente entre las bacterias formadoras de flóculos. La macroestructura o morfología de los flóculos, se caracterizan generalmente por los parámetros de tamaño de flóculos, abundancia y el tipo de filamentosas, densidad y forma general (Wilén et al. 2008). La macroestructura la proporcionan los microorganismos filamentosos que forman una red o microesqueleto, en el interior del flóculo, donde se adhieren las bacterias formadoras del mismo.

Para Hribersek et al. (2011) los parámetros físicos más importantes de los flóculos son su tamaño, forma, porosidad y densidad, y de ellos, junto al tipo de agua a tratar, depende la decantación del fango. La porosidad es una consecuencia de la formación de los flóculos, este parámetro presenta un valor muy elevado en el rango del 98-99 % (Chung y Lee, 2003). La macroestructura de los flóculos influye en la estabilidad y la decantabilidad de estos, de ahí la importancia de su adecuado conocimiento (Andreadakis, 1993). Los flóculos grandes y abiertos con pequeñas irregularidades, que contienen un elevado número de filamentosas son más sensibles en relación a los pequeños flóculos densos y redondeados (Wilén et al., 2003).

Además de en la decantación, diversos estudios han demostrado la influencia del tamaño de los flóculos en las tasas de nitrificaciones, especialmente el tamaño, lo cual podría ser debido a la limitación de oxígeno en el interior de los flóculos grandes (Ehlers et al. 2012). Así mismo, Arregui et al. (2012), afirma



que la eficiencia del proceso y la calidad del fango está determinada por la organización y la dinámica de las poblaciones biológicas junto con los compuestos abióticos presentes en los flóculos.

1.3.4.2. *Biopelícula*

La biopelícula es una agrupación de células simples o microcolonias embebidas en una matriz polimérica de origen microbiano, formada sobre un sustrato (Zhang y Bishop, 1994), hidratada, de densidad variable y continuamente permeada por canales de tamaños diversos (Costerton et al., 1999). Vílchez (2005) la define como una estructura compleja formada por agregados celulares (grupos de células densamente empaquetados) y huecos intersticiales, adherida a un material o interfase que puede ser de naturaleza abiótica o biótica unidas (medio soporte), embebidas en una matriz polimérica de naturaleza orgánica y de origen microbiano.

La característica principal de esta asociación de células es que estos microorganismos están unidos a la superficie de un sólido que actúa de soporte; la biopelícula presente en estos soportes permite a los microorganismos realizar sus funciones vitales de forma selectiva permitiéndoles captar una mayor concentración de nutrientes, constituyendo en la naturaleza, una forma de crecimiento protegida que permite la supervivencia de las bacterias en un medio hostil (Torres, 2007) en la que encuentran las necesidades fundamentales para su desarrollo (Gómez et al., 2000).

Las biopelículas desempeñan un papel fundamental en el tratamiento de agua residual, ya que constituyen la base de diversos tratamientos tanto aerobios como anaerobios caracterizados por una gran eficiencia y viabilidad como resultado de la diversidad microbiana que presenta (Fernández et al., 2007).

Composición

La biopelícula está compuesta por microorganismos, sustancias poliméricas extracelulares (EPS), cationes multivalentes y partículas orgánicas e inorgánicas en estado coloidal o disuelto (Torres, 2007). Los componentes de la biopelículas microbiana según Vílchez (2005) son:

- ✓ **Biomasa celular:** De contenido variable que puede oscilar entre el 10 y el 90 % de la materia orgánica presente, en su mayoría bacterias, embebidas en una matriz común secretada por ellas mismas en donde viven en simbiosis.
- ✓ **EPS:** Matriz de polímeros extracelulares, formada por polímeros orgánicos producidos y excretados por los microorganismos componentes de la biopelícula, compuestos por una gran diversidad de sustancias orgánicas, cuya concentración varía en función de las condiciones ambientales y de los microorganismos que la excretan, constituido por biopolímeros,



polisacáridos, proteínas, lípidos y sustancias húmicas (Torres, 2007), así mismo, puede contener ADN procedente de la lisis celular. Su composición determina gran parte de las propiedades de la biopelícula, como densidad, porosidad, difusividad, resistencia a la fricción, conductividad térmica o actividad metabólica (Zhang et al., 1999).

- Los EPS son el principal responsable de la integridad funcional (Torres, 2007) y agente estructural de las biopelículas como consecuencia de su naturaleza biológica y de sus características físicas y químicas (Decho, 2000). Algunas de las principales funciones son (Decho, 2000; Guibaud et al., 2003; Vílchez, 2005):
 - Permite establecer y mantener asociaciones entre microorganismos y su ambiente.
 - Constituyen una fuente de reserva de energía y carbono en la biopelícula.
 - Protege de las exoenzimas, secretadas por la bacteria que no están en contacto directo con la membrana celular y cuya función es la de hidrolizar moléculas orgánicas de alto peso molecular.
 - Protege frente a la desecación por su capacidad de retener agua dado su carácter hidrófilo.
 - Protege a la célula frente a agentes líticos, fagocíticos, ataque de protozoos e incluso frente a los bacteriófagos. Inhibiendo además la acción de determinados agentes antimicrobianos.
 - Atrapa y concentra moléculas orgánicas e iones del medio acuoso, favoreciendo la concentración de nutrientes en el interior de la biopelícula.
 - Proporciona capacidad quelante de metales tóxicos y otros contaminantes.
- ✓ **Productos de lisis celular:** La composición de la biopelícula varía en función de la formación y degradación de sus componentes, por lo que durante la formación y maduración de la biopelícula algunas bacterias pierden su viabilidad y se lisan produciendo un aporte de macromoléculas a la matriz.
- ✓ **Productos de hidrólisis:** Existe una gran variedad de productos de hidrólisis dada la gran diversidad de macromoléculas presentes en las biopelículas.

La biomasa celular está compuesta por bacterias y otros microorganismos como protozoos, hongos, rotíferos, nematodos, anélidos e insectos (Torres, 2007). Los microorganismos que forman parte de las biopelículas son extremadamente diversos variando en función del hábitat donde se desarrollan (Vílchez, 2005), de la capacidad de adaptarse a las condiciones del medio donde se desarrollan las biopelículas (Torres, 2007), de la forma en que se satisfacen o no sus necesidades (Watnick et al., 2000), las



características del influente a tratar, la carga orgánica, la disponibilidad de oxígeno, la temperatura o el pH; cuando el influente presenta una alta carga orgánica, la proporción entre las bacterias gram positivas y gram negativas es muy similar, sin embargo cuando la carga orgánica decrece las bacterias dominantes son menos diversas y predominan las gram negativas ya que las gram positiva no pueden competir con gram negativas cuando el sustrato orgánico es limitado (Welter et al., 2004).

La población microbiana varía a medida que el influente fluye en los procesos de depuración biológica, en etapas iniciales de la biomasas desarrollan poblaciones de bacterias filamentosas y no filamentosas, posteriormente crecen poblaciones de mayor evolución, incluyendo, bacterias nitrificantes junto a protozoos, rotíferos y otros predadores que se vuelven dominantes (Welter et al., 2004).

Cuando en una misma biopelícula conviven bacterias heterótrofas y autótrofas, ambas competirán por la posición dentro de la biopelícula ya que requieren el oxígeno como aceptor de electrones lo que determinará su posición en el interior de la estructura multicelular (Vílchez, 2005).

Características físico-químicas de la biopelícula

El espesor de la biopelícula oscila entre 0,1 y 2 mm. en función de la cantidad de nutrientes disponibles, del tipo de soportes, del tipo de microorganismos que la forman, del pH, temperatura, rugosidad del soporte, resistencia de la biopelícula y edad (Vílchez, 2005). El espesor de la biopelícula obtenida bajo altas concentraciones de soportes presentará una mayor actividad microbiana, lo que permitirá una alta eficiencia en la eliminación de contaminantes (Canziani et al., 2006).

El color de la biopelícula varía en función de la fase en que se encuentre, en fases iniciales en el tratamiento de aguas domésticas generalmente es grisáceo por la presencia de microorganismos que eliminan materia orgánica carbonosa pasando en etapas posteriores a ser amarronado o rojizo amarronado, característico de la predominancia de microorganismos nitrificantes (Welter et al., 2004).

Respecto a las características químicas de las biopelículas hay que destacar que se trata de sistemas muy hidratados, lo cual facilita la transferencia de nutrientes (Torres, 2007) y de naturaleza viscosa e hidrofílica por la presencia de componentes poliméricos extracelulares (Welter et al., 2004).

Formación de la biopelícula

El crecimiento de toda biopelícula es el resultado de la transferencia de masas y su posterior transformación por parte de sus componentes (Torres, 2007), haciendo que las capas más internas entren en anaerobiosis haciendo que se desprenda parte de la misma de forma automática, lo que hace que la



formación se produzca según la carga de forma automática, a su vez los sólidos desprendidos pasan a ser el exceso de fangos que hay que extraer del sistema (purga de fangos) lo que hace que este sistema pueda no requerir recirculación de fangos. La tasa de crecimiento en la biopelícula presenta un gradiente en función de la profundidad como consecuencia de la limitación de sustratos (Vílchez, 2005). La proporción de biomasa activa es mayor en la superficie que en el interior, en cualquier caso, se produce una migración continua de productos desde el interior al exterior donde son arrastrados del sistema por los esfuerzos cortantes superficiales lo que permite mantener constante el espesor total de la capa, ya que si el espesor aumenta en exceso, el sustrato no puede alcanzar la capa interna y los microorganismos se desprenden del soporte, siendo arrastrados por el agua (Lolmedo et al. 2000).

La biopelícula consta de una capa externa donde la materia llega al sistema por transporte convectivo, y una interna donde el transporte del sustrato, aceptor de electrones y nutrientes se produce por transporte molecular (difusión), por ello los modelos que se han desarrollado para representar el comportamiento de la biopelícula consideran tanto la reacción bioquímica como los procesos de transferencia de materia, esta capa biológica es un sistema complejo y de composición heterogénea.

La formación de la biopelícula puede clasificarse en cuatro etapas dentro de las cuales se producen diferentes fases las cuales se van repitiendo a lo largo de todo el proceso, las etapas son:

✓ **Formación**

En las fases iniciales se produce un acondicionamiento del soporte conforme se produce la adsorción de moléculas orgánicas sobre su superficie (Torres, 2007). Las bacterias presentes en el líquido perciben la proximidad de las superficies presentes incluidas los soportes, fijándose sobre las más ricas en nutrientes (Watnick et al., 2000), asegurándose así el acceso a los nutrientes (Vílchez, 2005) para posteriormente transportarse hacia ellas (Costerton, 1999), por interacciones electrostáticas (Torres 2007).

✓ **Adsorción reversible**

Una vez ahí se inicia la fase de adhesión con un proceso reversible en el que las células llegan a la superficie, se adhieren a ellas por un tiempo limitado y se separan después existiendo un intercambio continuo de células libres y fijadas, ésta desorción puede producirse debido a factores físicos, químicos y/o biológicos (Vílchez, 2005).

Trascurrido un tiempo suficiente puede producirse adsorción irreversible, cuando las bacterias se unen de forma irreversible a la superficie tiene lugar su acondicionamiento físico, depositando sustancias nutritivas (macromoléculas orgánicas) que las atraen y permiten su adherencia y crecimiento (Vílchez, 2005).



Las bacterias emplean flagelos y pilis para moverse a lo largo de la superficie hasta que conectan con otras bacterias, formando una microcolonia o aumentando la ya existente (Watnick et al., 1999; Costerton, 2000). Para ser miembros de una biopelícula las bacterias han de reprimir la síntesis de flagelos ya que estos desestabilizarían la estructura y activar la síntesis de exopolisacáridos para reforzarla (Watnick, 2000).

✓ **Adsorción irreversible**

Tras la adsorción irreversible se produce un incremento en el número de células a expensas del sustrato, a su vez, las células puedan también producir productos, excretando algunos de ellos, como el EPS a expensas del sustrato incrementando su número que pasa a constituir parte de la biopelícula o como moléculas señal (Vílchez, 2005).

En el transcurso de la formación y estabilización parte o porciones de la biopelícula se separan y vuelven al agua debido al esfuerzo cortante producido por el movimiento del agua, a la acción mecánica de otras partículas que chocan contra la biopelícula, al desprendimiento de las capas debido a la pérdida de adherencia de la biopelícula o al aumento en espesor por el crecimiento de ésta (Torres, 2007).

Cuando la biopelícula alcanza su madurez y máximo grosor, se puede considerar que el crecimiento neto de la microbiota es cero, en estas circunstancias las bacterias aunque son viables y cultivables no se dividen siendo infrecuente la división celular en biopelículas maduras (Vílchez, 2005). A partir de ese momento la biopelícula funciona como un conjunto de microorganismos independientes y relacionados entre sí a la vez que capta células libres presentes en el medio acuoso (Decho, 2000).

✓ **Desprendimiento**

Durante el crecimiento de la biopelícula tiene lugar una estratificación debido a la limitación de la transferencia de oxígeno, conforme crece la biopelícula el oxígeno desaparece del interior produciéndose fenómenos anaerobios además, se forman gases en su interior (CH_4 , SH_2 , y otros gases), lo cual provoca desprendimientos masivos de biopelícula, especialmente la que se encuentra inactiva, produciéndose así una regeneración continua de la biopelícula (Torres, 2007), estas células vuelven a su estado libre debido al esfuerzo constante del fluido (erosión), a la acción mecánica de otras partículas que chocan contra la biopelícula (abrasión) o al desprendimiento de capas de biopelículas (desprendimiento masivo) debido a la pérdida de cohesión o de adherencia de la biopelícula, por tanto, el crecimiento neto de las biopelículas es el resultado de un balance entre la colonización, multiplicación y desadsorción; unas condiciones óptimas en el crecimiento determinarían por tanto, el desarrollo óptimo en el crecimiento determinará por tanto, el desarrollo óptimo de una biopelícula (Vílchez, 2005).

Algunos de los factores que inciden en la adhesión microbiana y en la heterogeneidad estructural son



(Lazarova et al., 1992; Geesey et al., 2001; Vílchez, 2005):

- ✓ Tipo de microorganismos colonizadores
- ✓ pH del medio
- ✓ Balance entre cargas eléctricas resultantes en la superficie.
- ✓ Características de la superficie del soporte: Rugosidad superficial, área de superficie y carácter hidrofóbico-hidrofílico.
- ✓ Características hidrodinámicas del sistema.
- ✓ Naturaleza de la fase líquida
- ✓ Geometría del biorreactor

Morfología

Gálvez (2001) cita tres modelos conceptuales sobre el desarrollo y la estructura de la biopelícula:

- ✓ **Modelo del canal de agua:** En este modelo, después del periodo de colonización en la superficie del soporte, las células sufren cambios fenotípicos y producen, entre otras moléculas estructurales, exopolisacáridos (EPS). En determinados casos, algunas poblaciones bacterianas adheridas, constituyen estructuras en forma de cono formando una biomasa filamentosa que soporta multitud de microcolonias. Esta fusión microorganismo-EPS deja una red de canales de agua que llega hasta la base de la biopelícula.
- ✓ **Modelo del mosaico heterogéneo:** Consiste en microcolonias formando tallos unidos al soporte por la base pero generalmente bien separados de sus vecinos. Usualmente también puede haber una base muy fina de células individuales unidas a la superficie formando. La principal diferencia con el modelo de canales es que en este caso debido a la separación entre las torres microbianas no se llegan a formar los canales.
- ✓ **Modelo de película densa:** Su estructura no tiene canales de agua. Hay alguna organización estructural. Incluye numerosas colonias del mismo tipo de bacteria así como asociaciones específicas.

1.4. SISTEMAS DE DEPURACIÓN BIOLÓGICA

A continuación se describen brevemente los sistemas de depuración biológica convencionales más utilizados en los últimos años, los cuales sirven en muchos casos como bases para el desarrollo de nuevas tecnologías tales como los biorreactores de membrana y los sistemas de lecho móvil que se verán en el apartado posterior.

1.4.1. Fangos activos

El sistema de tratamiento de aguas residuales urbanas más extendido a nivel mundial es el de fangos activos desarrollado bajo patente en 1914 por Arden y Lockett, el cual se trata de un método de eliminación de materia orgánica eficaz. A lo largo de los años el sistema ha experimentado numerosas modificaciones encaminadas a mejorar la eficiencia en eliminación de materia orgánica, reducir el espacio necesario para la instalación, eliminar nutrientes como fósforo y nitrógeno, o reducir los costes económicos derivados del proceso. El sistema se basa en la eliminación de la materia orgánica amplificando el proceso biológico natural de la biodegradación y la bioacumulación que tiene lugar en la naturaleza, mediante los cuales la materia orgánica es mineralizada o bien asimilada por los diferentes grupos microbianos responsables del proceso depurador, para posteriormente eliminarla mediante sedimentación, siendo fundamental el carácter biológico del proceso y la relación entre la carga orgánica aplicada y la velocidad de crecimiento de los microorganismos.

El sistema consiste en un proceso biológico basado en el desarrollo de un cultivo de microorganismos disperso en forma de flóculo en un biorreactor, el cual se alimenta de agua residual pretratada y decantada, en el que se metabolizan como nutrientes los contaminantes biológicos presentes en esa agua y posteriormente se procede a una separación física. Del sistema de separación física, por decantación, se obtiene el efluente o agua de salida y fango biológico, parte del cual se recircula introduciéndolo de nuevo en el reactor biológico y otro se extrae del sistema, como se muestra en la Figura 2.

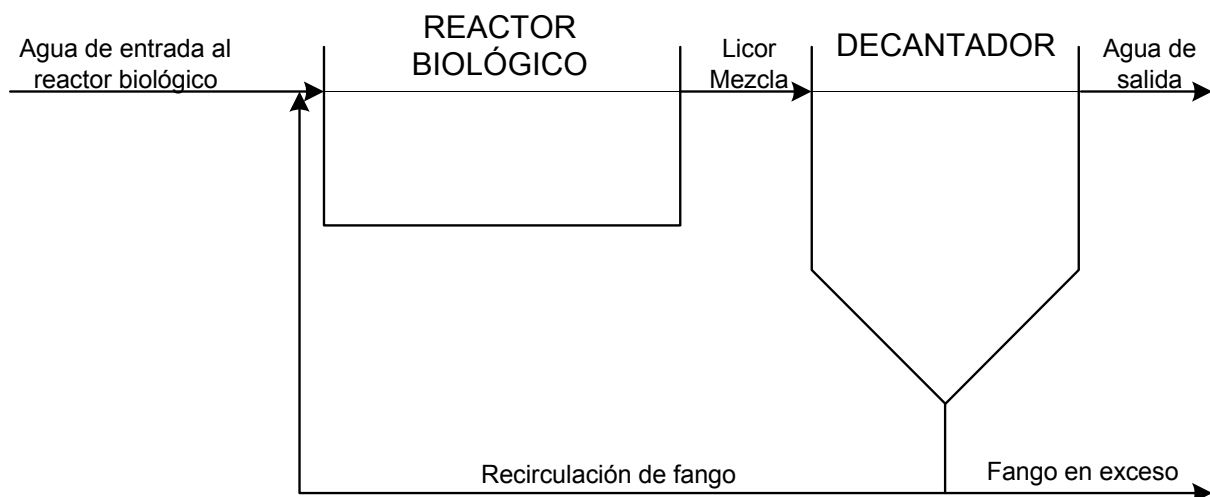


Figura 2. Esquema general de un sistema de fangos activos con decantador

Los sistemas de fangos activos se basan en obtener altas concentraciones de microorganismos (biomasa) en un reactor biológico el cual es seguido de un sistema de separación física, generalmente por sedimentación denominado decantación secundaria. En el decantador secundario por sedimentación se



distinguen dos fracciones, en la parte superior el agua decantada la cual es el efluente o agua de salida del secundario y en la parte inferior se concentra el fango. Parte de ese fango es recirculado hacia el reactor biológico de forma que la concentración de biomasa en el reactor biológico permanezca constante, y el excedente es purgado pasando a la línea de fangos donde será estabilizado con los tratamientos adecuados.

1.4.1.1. *Parámetros de diseño y funcionamiento*

Para la adecuada definición de un proceso de fangos activos, han de considerarse los siguientes parámetros de diseño:

- ✓ **Tiempo de Retención Hidráulico (TRH):** es el tiempo medio que está en contacto el agua de entrada con la biomasa presente en el reactor biológico. Se define a partir del caudal de entrada al reactor biológico (Q) y el volumen de éste (V) como se muestra en la ecuación 15.

$$\text{TRH} = \frac{V}{Q} \quad (15)$$

- ✓ **Sólidos en suspensión en el licor mezcla [MLSS]:** es la concentración de biomasa presente en el reactor biológico. Los MLSS se componen de sólidos en suspensión volátiles [MLSS_v] los cuales suelen considerarse como biomasa y los fijos [MLSS_f] resultando ser la suma de ambos los MLSS.
- ✓ **Carga másica (Cm):** Relaciona la carga de entrada al reactor con la concentración de biomasa presente en él. Se expresa en unidades kilogramos de DBO₅ al día por kilogramos de biomasa, kgDBO₅/(kgMLSS.día) y se calcula como se muestra en la ecuación 16.

$$C_m = \frac{[\text{DBO}_5 \text{ e}]}{[\text{MLSS}] * \text{TRH}} \quad (16)$$

Los parámetros de funcionamiento de un sistema de fangos activos son:

- ✓ **V₃₀:** mide la sedimentabilidad de los fangos en referencia al volumen que ocupan los sólidos de un determinado volumen de fango. Dependiendo del tiempo que se mantenga la muestra en fase de sedimentación se obtendrán diferentes parámetros, siendo éste el más empleado para el cual se deja el fango en reposo durante 30 minutos en el Cono Imhoff y se anota el volumen ocupado expresándose en ml/L.
- ✓ **Índice Volumétrico de Fangos (IVF) o Índice de Mohlman (IM):** indica la aptitud de los fangos para la decantación, y se define como el volumen en cm³ ocupado por 1 gr. de fango tras media hora de decantación, en una probeta de 1 litro. El IVF puede calcularse como se indica en la ecuación 17. Según Wanner (1988) y Trygar (2010) un fango presentará una adecuada



decantabilidad para valores comprendidos entre 100 y 200 mL/g, pudiendo presentar para valores inferiores a 75 mL/g problemas de turbidez del sobrenadante y pin-floc y para valores superiores a 250 mL/g problemas derivados de la baja Decantabilidad.

$$IVF = \frac{V_{30}}{[MLSS]} \quad (17)$$

- ✓ **Requerimientos de oxígeno:** tal y como describe Hernández (1999), las necesidades de oxígeno vienen dadas por la relación estequiométrica de eliminación de la materia orgánica y el consumo de los microorganismos, con lo cual se relacionará con la concentración de biomasa presente en el sistema y la materia orgánica a biodegradar en procesos de depuración aerobios. A partir de la relación estequiométrica (ecuación 18), el factor de conversión aproximado de consumo por los microorganismos es de 1,42 g de O₂ por g de SSV.



- ✓ **Recirculación de fangos:** en el funcionamiento normal del decantador se distinguen dos fases, el sobrenadante o efluente y el fango concentrado de la parte inferior del decantador, parte de este fango es recirculado al reactor biológico para mantener la concentración de MLSS establecida y el exceso se purga pasando a la línea de fangos. La recirculación de fangos dependerá tanto de la concentración de sólidos en suspensión del agua de entrada como de la concentración de MLSS y el TRH establecidos, pudiendo calcularse mediante un balance de masas. El caudal de recirculación puede calcularse como el cociente entre la diferencia entre la masa de salida del reactor biológico y la materia consumida y la masa de entrada (caudal de entrada por la concentración del influente) entre la concentración a la que se encuentra el fango.
- ✓ **Purga de fangos:** los fangos producidos en el decantador que no son recirculados pasan a la línea de fangos pudiendo calcularse como la diferencia entre ambos.
- ✓ **Tiempo de retención celular (TRC):** el TRC se define como el tiempo medio que transcurre desde que la biomasa entra en el reactor biológico y se purga, también se denomina edad del fango y suele expresarse en días (Ecuación 19).

$$TRC = \frac{\text{Masa sólidos Reactor biológico}}{\text{Masa sólidos de entrada al día}} \quad (19)$$

Si el reactor biológico se encuentra en condiciones de mezcla perfecta, en estado estacionario, el TRC se puede calcular como se muestra en la ecuación 20, a partir del caudal de purga (Qp) y del volumen del reactor biológico en unidades de m³.



$$TRC = \frac{V}{Q_p} \quad (20)$$

Es el parámetro que indica el grado de digestión que tiene el fango y que para alcanzar el 45 – 50 % de disminución de los sólidos volátiles (biomasa activa), al menos, entre el reactor biológico y el digester el TRC debe ser al menos 18 días.

1.4.1.2. Clasificación de los sistemas de fangos activos

En función de la relación entre materia orgánica y biomasa presente en el sistema se distinguen principalmente tres tipologías del proceso de fangos activos, en función de la cual la configuración de la planta experimentará variaciones. Tal y como se ha descrito anteriormente, la C_m se relaciona con el TRH y la concentración de MLSS. Atendiendo a estos parámetros se pueden clasificar los sistemas de fangos activos como se muestra en la Tabla 1 en la que se recogen además los rendimientos esperables con cada uno de estos sistemas.

Tabla 1. Parámetros del sistema de fangos activos en función de la carga másica para aguas residuales urbanas típicas

Proceso	Carga Másica (kgDBO /kgMLSS.día)	TRH (h)	MLSS (mg/L)	Rendimiento DBO ₅ (%)
Baja Carga	0,05-0,10	24-40	3.500-4.500	93-97
Media Carga	0,25-0,6	8-12	1.700-2.500	86-92
Alta Carga	2-12	0,75-1,5	1.800-2.200	50-70

Las diferencias principales del sistema se basan además de en la concentración de MLSS y en el TRH, la cual deriva en la C_m en la tecnología empleada al ser necesaria distintas configuraciones tanto en la línea de aguas como en la línea de fangos. Así mismo el rendimiento en eliminación de la materia orgánica será también distinto, siendo el más alto en el caso de baja carga ya que existe una menor cantidad de sustrato con respecto a la biomasa al ser mayor el TRH y la concentración de MLSS y siendo el más bajo en el de alta carga por el efecto contrario, al haber mayor carga contaminante en relación a la biomasa presente en el sistema.

- ✓ **Fangos activos de baja carga:** en este proceso, dado que el TRH es muy alto y la concentración de los MLSS es prácticamente el doble que los otros procesos de fangos activos. Se caracteriza porque en el propio reactor biológico se produce la digestión del fango, alcanzándose en él un TRC de más de 18 días. Por tanto, para evitar tener que hacer la digestión sólo del fango primario, el sistema carece de decantación primaria.
- ✓ **Fangos activos de alta carga:** Este reactor, y para que lo sea, precisa de un decantador detrás, de este modo, con la recirculación se pueden mantener los MLSS precisos. El TRC suele estar en torno a 1 día y puesto que el rendimiento en eliminación de DBO₅ está sobre el 50-60 %, el



sistema precisa de otro posterior para cumplir la normativa de tratamiento de aguas residuales urbanas.

- ✓ **Fango activo de media carga:** es el sistema más utilizado en grandes plantas, en éste no es necesaria la incorporación de un decantador primario, pero al hacerlo se reduce el numerador de la carga másica y permite ir a un volumen menor en el reactor biológico; por este motivo, prácticamente todas las plantas de este sistema tiene decantador primario. El TRC en un proceso de este tipo oscila en torno a 4-8 días.

1.4.1.3. **Problemas de explotación en plantas de fangos activos**

Los sistemas de fangos activos suelen presentar algunos problemas de explotación principalmente asociados al proceso de sedimentación de los fangos, debido a una mala formación de los flóculos sedimentables como son (Jerking et al., 2004):

- ✓ **Crecimiento disperso.** Efluente turbio al no producirse la biofloculación de los microorganismos.
- ✓ **Bulking.** Se puede distinguir entre dos tipos de bulking: El bulking disperso, producido por un fallo en la microestructura del flóculo por un exceso de polímeros extracelulares, las células se encuentran dispersas en una masa de material extracelular, dando lugar a problemas de compactación y de sedimentación; por otro lado el Bulking filamentoso debido a un exceso de microorganismos filamentosos, los cuales interfieren en la compactación de los flóculos haciendo que la sedimentación sea muy deficiente.
- ✓ **Formación de flóculo punta de alfiler.** Este fenómeno tiene lugar cuando prácticamente no existen bacterias filamentosas, formándose flóculos pequeños y débiles que no sedimentan bien, originando un sobrenadante turbio en el decantador secundario.
- ✓ **Formación de espumas (foaming).** El problema asociado principalmente a dos tipos de bacterias filamentosas: la *Nocardia spp* y *Microthrix parvicella*, ambos microorganismos tienen superficie celulares muy hidrofóbicas, además segregan sustancias líquidas como la *Nocardomycolat*, que favorecen la aglomeración de microorganismos con el aire, de manera que estas aglomeraciones sobrenadan a la superficie del reactor biológico formando espumas densas y marrones.
- ✓ **Flotación de fangos.** Fenómeno debido a procesos anóxicos en el decantador secundario. Se da cuando existen una alta concentración de nitratos en el efluente del reactor biológico que hace que aparezcan fenómenos de desnitrificación en el decantador, formándose nitrógeno gas que burbujea y por lo tanto evita que se realice una sedimentación adecuada del fango.
- ✓ **Exceso de fango.** Tiene lugar cuando durante la explotación, por alguna circunstancia, no se extrae el fango en exceso suficiente, aumentando la concentración de los MLSS en el decantador



secundario y por lo tanto su viscosidad (Rodríguez et al. 2013).

1.4.2. Reactor Biológico de Membrana (RBM)

Este sistema es una modificación del sistema de fangos activos, en el cual el decantador secundario es reemplazado por un sistema de filtración por membranas. Los biorreactores de membrana se entienden como la combinación de un tratamiento biológico de fangos activos y una filtración mediante membranas de microfiltración o ultrafiltración; es por tanto un sistema similar a un tratamiento convencional de fangos activos con la salvedad de que la separación entre el fango y el agua tratada en lugar de llevarse a cabo por sedimentación en un decantador secundario se desarrolla mediante una filtración por membrana lo que hace que muestre diferencias tecnológica y biológicamente (van der Roest et al. 2002).

En función de la posición entre la membrana y el reactor biológico se pueden distinguir principalmente, tal y como se muestra en la Figura 3, dos configuraciones de biorreactores de membrana (Judd y Judd, 2012):

- ✓ Biorreactores de membrana externa
- ✓ Biorreactores de membrana sumergida

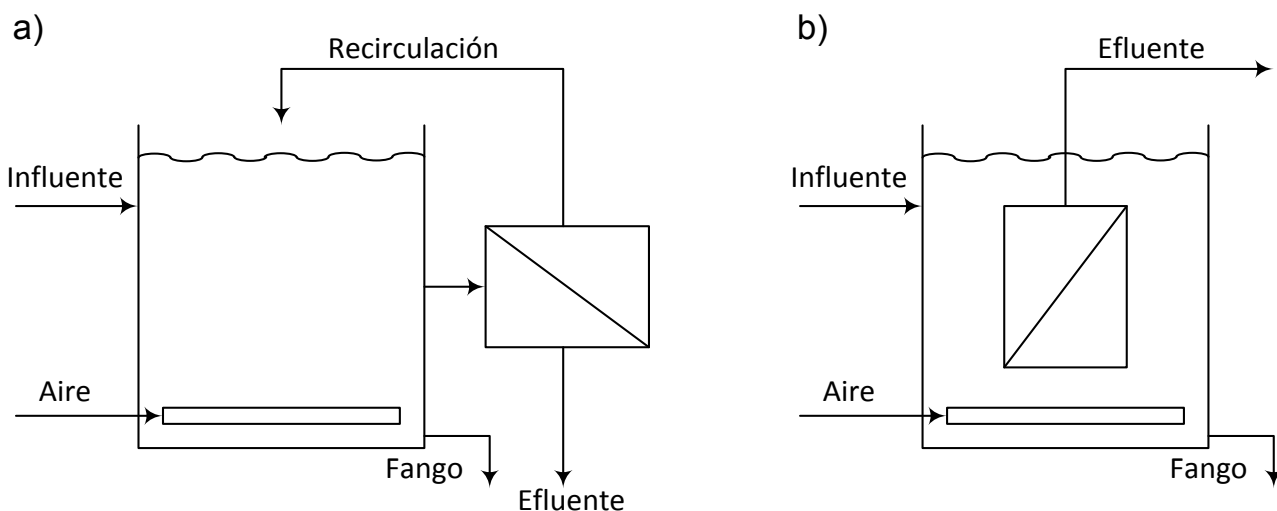


Figura 3. Configuración de biorreactores de membrana en función de la ubicación de la membrana: a) biorreactor de membrana externa y b) biorreactor de membrana sumergida

La primera generación de biorreactores de membrana operaba en condiciones de flujo cruzado, basándose en este principio para prevenir la generación de sólidos en la superficie de la membrana con una alta velocidad de flujo asociada. Requiere de un gran aporte de energía para generar la velocidad del fango



en la superficie de la membrana y para aportar la presión necesaria para permitir el permeado. Debido a los elevados requerimientos energéticos la aplicación de esta tipología fue considerada inviable para el tratamiento de aguas residuales urbanas, además el uso de bombas de recirculación para el flujo cruzado generaba un detrimento en el tamaño del floculo y en la estabilidad del sistema (van der Roest et al. 2002).

Posteriormente se propuso sumergir las membranas en el biorreactor, lo que se denominó biorreactores de membrana sumergida. La energía necesaria en esta configuración se reduce significativamente al disminuir la presión necesaria para la extracción del permeado. Para evitar el ensuciamiento de la membrana, en lugar de utilizar el flujo cruzado, se emplea la difusión de aire la cual además de facilitar la limpieza de la membrana aporta el oxígeno necesario a la biomasa con lo que puede considerarse parte del proceso biológico. La diferencia principal entre los biorreactores de membrana sumergidos internos o externos es la situación respecto al biorreactor, si se sitúa dentro del propio reactor biológico o en un tanque independiente que recibe el nombre de tanque de membranas.

1.4.2.1. Membranas.

Concepto

En el tratamiento del agua se utilizan diversos procesos de filtración, incluida la filtración granular, la filtración lenta en arena, la filtración de precapa y la filtración de membrana. En los últimos años, la aplicación de tecnología de membranas se ha incrementado considerablemente en el campo de la depuración de aguas residuales. Los sistemas incluyen microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración y ósmosis inversa, en orden decreciente de tamaño de poros (Xie, 2004). El costo relativo de las membranas se ha reducido debido a los avances tecnológicos logrados en la fabricación, lo cual convierte al sistema en una opción viable y competitiva frente a los procesos tradicionales.

Una membrana semipermeable consiste en una película delgada que separa dos fases y se comporta como una barrera selectiva para el transporte de materia (AWWARF, LE, WRCSA, 1998), que actúa de manera selectiva, permitiendo el paso de agua, iones o moléculas pequeñas a través de ella.

Tipologías

Para una adecuada clasificación de las membranas es necesario considerar tres factores fundamentales, la presión de trabajo y el tamaño del poro, el material del que están compuestas así como su configuración. La conjunción de estos factores permite definir la tipología de membrana. A continuación se describen cada uno.



Según tamaño de poro y presión de trabajo

En las membranas utilizadas para el tratamiento de aguas la fuerza impulsora utilizada frecuentemente es la presión, dentro de este parámetro se distinguen procesos de alta presión y baja presión. Los procesos de alta presión son la ósmosis inversa y la nanofiltración, este tipo de procesos se han aplicado tradicionalmente a la producción de agua para aplicaciones industriales o farmacéuticas aunque recientemente se están aplicando al tratamiento de agua de consumo. Los procesos de baja presión son la ultrafiltración y la microfiltración, estas tipologías son las más utilizadas para la depuración de aguas residuales. Dependiendo del tamaño del poro pueden quedar retenidas diferentes sustancias. A continuación se describen las cuatro tipologías de membranas en función de su tamaño de poro (Hontoria et al., 2003).

✓ Ósmosis inversa

Se trata del proceso que trabaja a mayor presión, con una presión de funcionamiento entre 10 y 80 kg/cm². La presión de trabajo es consecuencia de la presión osmótica debida a la alta concentración de iones. Posee unos rendimientos de conversión entre el 45% para el agua de mar y el 80% para agua salobre. Rechaza prácticamente todos los compuestos en disolución, salvo algunas moléculas orgánicas de bajo peso molecular o de elevada polaridad.

✓ Nanofiltración

Proceso de alta presión como el anterior con una presión de funcionamiento entre 5 y 30 kg/cm². Capaz de alcanzar una conversión entre el 75% y el 80%. Rechaza entre el 40% y el 70% de los iones monovalentes (Na, K, Cl, NO₃,...) y entre el 85% y el 95% de los iones bivalentes o superiores.(Ca, Mg,...). En cuanto al rechazo de compuestos orgánicos disueltos presenta un comportamiento parecido a la ósmosis inversa, por lo que este tipo de membranas son muy usadas para disminuir la dureza del agua.

✓ Ultrafiltración

A diferencia de los anteriores se trata de un proceso a baja presión, con presiones de funcionamiento entre 0,5 y 5 kg/cm². En este caso la separación tiene lugar por un proceso intermedio entre la difusión y la filtración mecánica. Esta tipología retiene elementos particulados tales como virus y bacterias y rechaza macromoléculas orgánicas disueltas. Son membranas porosas cuyo tamaño de poro está entre 0,05 y 0,01 μm, siendo retenidas todas aquellas partículas de mayor tamaño. El influente es conducido al sistema por baja presión, donde membranas especiales de alta resistencia lo reciben para deliberarlo de materiales de alto peso molecular y sólidos suspendidos. Los fluidos viajan por la superficie de las membranas en forma



horizontal a muy alta velocidad impidiendo la formación de lodos que obstaculicen y resten eficiencia de las mismas.

✓ **Microfiltración**

En relación a la presión de funcionamiento este proceso posee una presión de funcionamiento similar entre 0,5 y 5 kg/cm², variando respecto a la anterior en relación al tamaño del poro, el cual es mayor en este caso. Se trata de un proceso de filtración mecánica, que no altera la composición salina del agua. Son capaces de retener materias en suspensión, coloides y bacterias. Son membranas porosas con una porosidad de entre 0,1 y 0,05 μm.

Según su composición

En relación a su composición las membranas pueden ser fabricadas en tres tipologías, a partir de polímeros orgánicos, cerámicas y metálicas, presentando cada una de ellas una serie de ventajas e inconvenientes. Sin embargo, principalmente suelen ser construidas de dos tipos de materiales para el tratamiento de aguas: cerámicos y poliméricos.

✓ **Membranas Orgánicas**

Las membranas orgánicas son membranas económicamente asequibles son, entre otras, las derivadas de compuestos de celulosa, poliamidas, poliacrilonitrilo, polisulfonas, polietersulfonas, polietrafluoretileno, polifluoruro de vinileno, polietileno y polipropileno. Se distinguen según su estructura las membranas simétricas y asimétricas. La técnica más común de preparación de membranas orgánicas es mediante el método de inversión de fases. Se distinguen según su estructura las membranas simétricas y asimétricas. Las membranas asimétricas formadas por inversión de fase presentan una distribución de agregados variable según la profundidad considerada, a más profundidad mayor tamaño de agregados poniéndose en contacto con el rechazo la parte superior de tamaño de poro más fino. Las membranas simétricas requieren un tratamiento posterior sobre las membranas asimétricas que permite operar con tamaños de poro más finos.

✓ **Membranas cerámicas**

Las cerámicas suelen tener mayor estabilidad química, mecánica y térmica que las poliméricas pero son más frágiles por lo que para el tratamiento de aguas se suele recurrir a las poliméricas (Poyatos, 2007). Pueden obtenerse mediante el proceso sol-gel, el cual consta de varias etapas: una primera etapa consiste en la preparación del sol usando precursores moleculares con formación de coloides que se unen en la etapa final para formar un gel; a continuación los pasos de secado y sinterización que determinarán la



naturaleza de la membrana (Benito et al., 2004). Son membranas más caras que las orgánicas y no se utilizan ampliamente en la industria a menos que se trate de aplicaciones específicas en las que el uso de membranas poliméricas no es viable (Bhave, 1991), más frágiles y de menor relación superficie/volumen, pero presentan mayor resistencia química, mecánica y térmica y son inertes frente a la degradación microbiológica (Backer, 2004).

✓ **Membranas metálicas**

Se obtienen a partir de pequeñas partículas metálicas que son sinterizadas, es decir unidas entre sí por efecto de la presión o la temperatura. Esta tipología está actualmente en fase de desarrollo siendo todavía caras para su uso industrial (Edlund et al. 1994) siendo empleadas actualmente para algunas aplicaciones específicas como la separación de hidrógeno (Macanas de Benito, 2006).

Según la configuración de los módulos

Existe una clasificación de las membranas atendiendo a la configuración del módulo, es decir, cómo se dispone la membrana en una unidad de trabajo para poder ser utilizada. En relación a este parámetro se suelen distinguir cuatro tipos (Poyatos, 2007).

✓ **Sistemas de membranas tubulares**

La membrana implicada en el proceso de filtración se sitúa en el interior de un tubo de diámetro entre 0,64 y 2,54 cm. Esta configuración se caracteriza por un ensuciamiento lento, permiten manejar partículas grandes e influentes con altas concentraciones pero presentan como principal inconveniente a pesar de ser las más económicas el alto costo asociado al reemplazo de los tubos de membrana ante la imposibilidad de reemplazar individualmente cada una de las fibras. Las membranas se sitúan en el interior de un tubo poroso de soporte fabricado en fibra de vidrio. Cuando se daña por contaminación irreversible hay que reemplazar el tubo completo y la membrana.

✓ **Sistemas de membranas de fibra hueca**

En esta tipología los elementos de filtración son fibras que pueden presurizarse en el interior o en el exterior de modo que la alimentación puede producirse de dos maneras: a) el filtrado pasa al interior de la fibra y b) la alimentación se produce por el terminal de la fibra, el permeado se filtra y el coleccionado fluye. Esta configuración requiere retrolavados periódicos

✓ **Sistemas de membranas en espiral**

Consiste en dos hojas de membranas separadas por un polímero de refuerzo que soporta la



membrana para las altas presiones de operación y provee de un canal de flujo por donde el agua clarificada sale. El material de la membrana está pegado en espiral en un cartucho cilíndrico. La envoltura de la membrana se sella con adhesivo en tres lados mientras que el cuarto lado se pega a un tubo de permeado con perforaciones en cada extremo para que el agua producida pueda salir por un tubo central. Este tipo presenta como principales inconvenientes que la membrana y el contenedor deben reemplazarse juntos tras la contaminación así como la dificultad de manejar materiales viscosos.

✓ **Sistemas de membranas de placa y bastidor**

En este caso, se utilizan hojas de membrana planas, pegadas a ambos lados de unos platos que en serie constituyen las unidades típicas de este tipo. Los platos se colocan formando una especie de filtro cilíndrico. El número de platos está limitado al volumen de flujo que se pueda manejar a la entrada y salida del sistema y la velocidad mínima de entrecruzamiento requerida a través de cada superficie de membrana. El ensuciamiento superficial se disminuye introduciendo energía mecánica en el sistema para prevenir la adhesión de las partículas al poro.

Proceso de filtración

La forma de extraer el permeado del biorreactor suele denominarse modo de operación (Van der Roest et al. 2002); el proceso de filtración es interrumpido con los diferentes modos de limpieza que varían dependiendo del fabricante y el estado de ensuciamiento de la membrana. Durante el funcionamiento normal de la membrana frecuentemente ésta es aireada con burbuja gruesa. Existen dos tipos de limpiezas que se desarrollan durante el funcionamiento normal de la membrana, las limpiezas físicas y las limpiezas químicas, distinguiéndose en el primer caso entre relajación y contralavado.

Algunas membranas necesitan la relajación durante la operación para estabilizar la superficie de la membrana; la relajación consiste simplemente en una parada del flujo de permeado durante un corto periodo de tiempo, manteniendo la aireación para mantener la biomasa activa en las proximidades de la membrana e impedir la formación de sólidos en la superficie de la misma, que permite a la membrana volver a su estado de relajación original.

Así mismo, otras membranas incorporan un modo de contralavado, consistente en hacer pasar a contracorriente por la membrana parte del permeado, para lo cual es necesario disponer un tanque de permeado que almacene el efluente a recircular así como un sistema de succión que pueda operar en sentido contrario. Ambos procesos se incorporan al modo de operación repetitivamente de modo que es posible automatizarlos, o bien mediante tiempos imponiendo un tiempo de succión y un tiempo de



contralavado/relajación o bien imponiendo una consigna de presión o variación de presión de tal forma que cuando sea detectada una determinada presión o un incremento de esta se inicia un modo contralavado/relajación.

Independientemente de lo anterior, se realizan limpiezas de la membrana con compuestos químicos que variarán en función del grado de ensuciamiento y de la naturaleza del mismo. Algunos de los compuestos más frecuentemente utilizados son el hipoclorito sódico (NaOCl), el hidróxido de sodio (NaOH), el ácido cítrico, el ácido oxálico, el ácido hipocloroso (HCl) así como detergentes y combinaciones de estos (Van der Roest et al., 2002).

Parámetros de diseño de una membrana

El esquema de funcionamiento general de una membrana (Figura 4) se basa en la separación de un caudal de entrada (Q_e) a una determinada concentración de sólidos (C_e) en dos corrientes: una corriente de rechazo definida por su caudal (Q_r) y concentración (C_r) y una de permeado de caudal Q_p a una determinada concentración (C_p). A partir del esquema general de funcionamiento puede realizarse los pertinentes balances de materia y masa los cuales permiten definir sus parámetros operacionales.

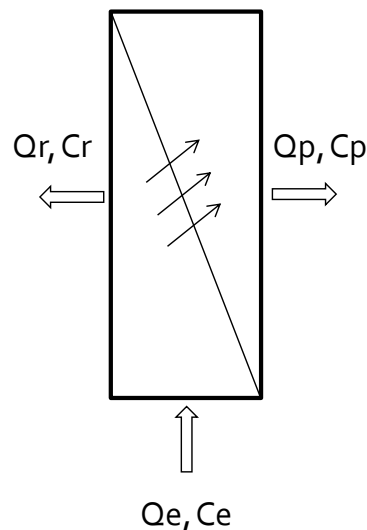


Figura 4. Esquema general de funcionamiento de una membrana de filtración

Balance de materia (ecuación 21):

$$Q_e = Q_p + Q_r \quad (21)$$

Balance de masa (ecuación 22):

$$Q_e \cdot C_e = Q_p \cdot C_p + Q_r \cdot C_r \quad (22)$$



Asumiendo que la concentración del permeado es nula, dado que rechaza en su totalidad los sólidos en suspensión, la ecuación 22 puede reescribirse como la ecuación 23.

$$Q_e \cdot C_e = Q_r \cdot C_r \quad (23)$$

Carga hidráulica

La carga hidráulica (C_H o J) es el caudal filtrado (Q_p) a través de la superficie de filtración ($S_{MEMBRANA}$) se muestra en la ecuación 24. Expresado en uds. del S.I. [$m^3/(m^2 \cdot h)$] o bien en uds. de LMH [$L/(m^2 \cdot h)$]

$$J = C_H = Q_p / S_{MEMBRANA} \quad (24)$$

En el caso de que tengan lugar contralavados periódicos puede introducirse el concepto carga hidráulica neta (J_{net}), definida en las ecuaciones 25 y 26.

$$J_{net} = (J \cdot t_p - J_b \cdot \tau_p) / (t_p + \tau_p) \quad (25)$$

Considerando los ciclos de limpieza química:

$$J_{net} = t_c / (t_c + \tau_p) \cdot (J \cdot t_p - J_b \cdot \tau_p) / (t_p + \tau_p) \quad (26)$$

Siendo:

- ✓ J: Carga hidráulica de filtrado
- ✓ t_p : Tiempo entre limpiezas físicas
- ✓ τ_p : Duración de la limpieza física
- ✓ t_c : Tiempo entre limpiezas químicas
- ✓ τ_c : Duración de la limpieza químicas
- ✓ J_b : Carga hidráulica de contralavado

La carga hidráulica crítica es la carga hidráulica en la que se produce un incremento en la presión transmembrana muy rápido, dejando de ser ésta proporcional a la presión transmembrana

Rechazo

Se define rechazo (R) como la relación entre la carga retenida y la de entrada (ecuación 27).

$$R = Q_r \cdot C_r / (Q_e \cdot C_e) \quad (27)$$

Despejando la masa rechazada de la ecuación 22, y sustituyendo en la ecuación 27, se obtiene la ecuación 28.

$$R = (Q_e \cdot C_e - Q_p \cdot C_p) / (Q_e \cdot C_e) = 1 - (Q_p \cdot C_p) / (Q_e \cdot C_e) \quad (28)$$



Considerando $Q_p \approx Q_e$, lo cual puede hacerse para membranas de ultrafiltración y microfiltración, el rechazo puede simplificarse como se muestra en la ecuación 29.

$$R = 1 - C_p / C_e \quad (29)$$

Presión transmembrana

La presión transmembrana (ΔP_{TM}) es la diferencia de presión entre ambas caras de la membrana. Van der Roest et al. (2002) define la presión transmembrana a partir de dos puntos de presión de la membrana, la presión estática o presión sin flujo de permeado y la presión dinámica o presión con permeado. Atendiendo a esta definición, ΔP_{TM} puede calcularse si el filtrado es directo o tangencial tal y como se muestra en las ecuaciones 30 y 31 respectivamente en función de la presión de alimentación (P_a), de la presión de rechazo (P_r) y de la presión del permeado (P_p)

$$\Delta P_{TM} = P_a - P_p \quad (30)$$

$$\Delta P_{TM} = (P_a - P_p) / P_p \quad (31)$$

Permeabilidad

La permeabilidad (K) es la cantidad de caudal que puede filtrar la membrana por superficie y presión (ecuación 32).

$$K = J / \Delta P_{TM} = Q / (S_{MEMBRANA} \cdot \Delta P_{TM}) \quad (32)$$

Recuperación

La recuperación de la membrana (R) hace referencia a la permeabilidad que es capaz de recuperar tras la limpieza química (ecuación 33).

$$R (\%) = (K_f - K_i) / K_f \cdot 100 \quad (33)$$

Siendo:

- ✓ K_f : permeabilidad final tras la limpieza química
- ✓ K_i : permeabilidad inicial, previa a la limpieza química

Considerando la permeabilidad virgen de la membrana (K_v) el rechazo puede obtenerse a partir de la ecuación 34.

$$R (\%) = (K_f - K_i) / (K_v - K_i) \cdot 100 \quad (34)$$



1.4.2.2. *Evolución histórica e implantación*

El proceso BRM se inició a finales de la década de los sesenta, cuando estuvieron disponibles las primeras membranas ultrafiltración y microfiltración a escala comercial (Le Chen et al., 2006), pero no fue hasta los años setenta y ochenta cuando se empezaron a comercializar (Chang, 2011). El proceso original fue presentado por Dorr-Olivier Inc. combinando el uso de un biorreactor de fango activos con un sistema de filtración por membrana a flujo cruzado (Smith et al., 1969), en este proceso eran empleadas membranas planas poliméricas con tamaño de poro entre 0,003 y 0,01 μ m (Enegees et al., 2003), a pesar del interés que presentaba este nuevo sistema presentaba unos altos costes asociados al consumo energético necesario para recircular el licor mezcla y mantener el flujo cruzado así como los costes asociados al reemplazo de las membranas por incrustaciones; estos aspectos hacían que esta tecnología solo tuviera cabida en áreas concretas con necesidades especiales (Le Chen et al., 2006), limitándose a procesos de depuración a pequeña escala tales como tratamientos de aguas residuales de barcos o lixiviados de vertederos (Stephenson et al., 2000)

El auge de los sistemas BRM llegó a mediados de los ochenta, cuando Nitto Denko patentó un BRM de membrana plana sumergido en Japón (Bure y Cumin, 2010) y el profesor Yamamoto et al. (Yamamoto et al., 1989) desarrolló el concepto de filtración con membrana de fibra hueca sumergida para estudios a escala laboratorio de BRM en 1989. Hasta ese momento los BRM eran diseñados con la membrana externa al reactor requiriendo una elevada presión transmembrana para permear lo que añadido al consumo energético derivado de la necesidad de recircular el licor mezcla hacía inviable su implantación. Otro aspecto fundamental para el incremento de su implantación fue la reducción del flujo de trabajo, el empleo de aireación para reducir el ensuciamiento así como el cada vez menor coste de las membranas desde mediados de los noventa (Le Chen et al., 2006). Con esta innovación tecnológica los parámetros operacionales cambiaron también, pasando a licores mezcla menos concentrados que además de ser más manejables reducían sustancialmente el ensuciamiento de la membrana y por tanto las limpiezas y costes de reemplazo. Otra mejora tecnológica desarrollada por Zenon fue el concepto de aireación intermitente, el cual añadido a la mejora del diseño redujo la energía necesaria (Cote et al., 2001).

En 1993, Zenon (Cote et al., 1993), desarrolló su primer módulo de membrana de fibra hueca, el ZW-145 que presentaba forma de U con una superficie de filtrado de 13 m². Coetáneamente, en Japón Kubota (Hiroshi et al., 1993), desarrolló módulos de membrana plana sumergida. En 1994, Zenon desarrolló el primer diseño de módulos de membranas verticales con dos encabezados, el ZW-150 y en torno a 1997 construyó una cadena de montaje para producción en serie de los módulos ZW-500; así mismo, en los noventa también Mitsubishi Rayon desarrolló un módulo de membranas de fibra hueca sumergida, el



Sterapore SURTM (Bure y Cumin, 2010). La mejora de las propiedades de la superficie de la membrana ha permitido incrementar sustancialmente la permeabilidad de la membrana y su capacidad frente al ensuciamiento obteniendo un incremento importante en la capacidad operativa de los módulos de membranas (Chang, 2011).

Actualmente existe un amplio rango de sistemas BRM disponibles comercialmente, además de las membranas sumergibles en el reactor biológico existen configuraciones externas en un tanque independiente que también utilizan aireación para reducir el ensuciamiento. En relación a las configuraciones de membrana en los sistemas BRM se emplean principalmente las de fibra hueca y las planas (Stephenson et al., 2000). La viabilidad económica de la generación actual de BRM depende principalmente del flujo de permeado alcanzable y del coste energético efectivo para controlar el ensuciamiento (Le Chen et al., 2006).

1.4.2.3. Parámetros de diseño

Metcalf y Eddy (2007), cita algunos de los valores típicos para los biorreactores de membrana, el flujo entre 24 y 44 L/m²h con un rango de presión entre 4 y 35 kPa y el TRC entre 5 y 30 días. La concentración de biomasa en el licor mezcla se encuentran entre 7 y 10 g/L, valores superiores presenta una peor tolerancia a las fluctuaciones de carga orgánica, el incremento de los costes y el incremento del ensuciamiento de la membrana (Chang, 2011; Rodriguez et al. 2013).

La concentración de biomasa en los sistemas de biorreactores de membrana ha experimentado un descenso desde los procesos iniciales de membrana plana con flujo cruzado con concentraciones en torno a 30 g/L y TRC de 100 días hasta los 10-15 g/L de los procesos con membrana sumergida de fibra hueca con TRC entre 10 o 20 días (Le Chen et al., 2006).

En relación a los parámetros operativos del fango, diversos estudios han mostrado una influencia directa entre los MLSS, el TRC y el ensuciamiento de la membrana. Trussell et al., (2006) mostro que el ensuciamiento de la membrana aumentaba significativamente al reducir la edad del fango de 10 a 5 días, mientras que Han et al. (2005) obtuvo que el ensuciamiento aumentaba al pasar el TRC de 5 a 10 días. Para una planta a escala real, un TRC elevado no es adecuada debido a la acumulación de materia inerte y no biodegradable en el reactor biológico (Chang, 2011).

1.4.2.4. Ensuciamiento de las membranas

Los sistemas basado en membranas se han convertido en los últimos años en una opción atractiva como consecuencia de las ventajas que presenta frente a los sistemas convencionales; sin embargo, presenta el inherente inconveniente que la permeabilidad de la membrana decrece con el tiempo de



filtración (Le-Clech et al. 2006) o bien aumenta la presión de trabajo para lograr el mismo permeado (Yang et al., 2006) y por tanto el requerimiento energético, como consecuencia de los procesos de ensuciamiento, frecuentemente denominados por su nombre en inglés, fouling, los cuales se han convertido en el principal inconveniente para la mayor aplicación de los sistemas BRM.

En la aplicación práctica de estos procesos, la eficiencia en la filtración de la membrana se ve limitada por los problemas de ensuciamiento (Jie et al., 2012). Durante el funcionamiento normal de la membrana, parte del ensuciamiento experimentado por esta se hace irrecuperable, no siendo posible alcanzar la permeabilidad virgen de la membrana, esta fracción del ensuciamiento se conoce como ensuciamiento irreversible (Judd y Judd, 2012). El ensuciamiento de las membranas está asociado a la interacción físico-química entre el material de la membrana y los componentes del fango activo (Chang et al. 2002). El ensuciamiento de la membrana puede tener lugar como consecuencia de numerosos mecanismos físico-químicos y biológicos relacionados con el aumento de depósitos de materiales sólidos tanto en la superficie de la membrana como en la propia estructura (Judd y Judd, 2012). Generalmente, el ensuciamiento suele dividirse en dos categorías:

- ✓ Ensuciamiento reversible físicamente, el cual puede ser eliminado con limpiezas físicas ya que procede de la acumulación de partículas de mayor tamaño que el poro de la membrana, en la superficie de la misma.
- ✓ Ensuciamiento irreversible físicamente, el cual requiere limpiezas químicas (Tsuyuhara et al. 2010) ya que es consecuencia de la adhesión de coloides y sustancias dentro del poro (Chang et al. 2002). Para el ensuciamiento irreversible es frecuente distinguir dos tipos de limpiezas químicas en función de la naturaleza de la sustancia a eliminar, orgánica o inorgánica, utilizando un determinado reactivo químico para cada una de ellas.

Los factores responsables del ensuciamiento de las membranas han sido ampliamente estudiados; los principales factores según Gao et al. (2009) son los parámetros cinéticos bioquímicos como el tiempo de retención celular (TRC), el tiempo de retención hidráulica (TRH), la concentración de sólidos en suspensión en el licor mezcla (MLSS) o la carga másica, la temperatura, las características de la membrana tales como la composición o el tamaño del poro, las características del licor mezcla tales como la viscosidad o el contenido inorgánico y el modo de operación y las condiciones hidráulicas del reactor.

Le-Clech et al, en una extensa revisión relativa al ensuciamiento de los biorreactores de membrana en tratamiento de aguas residuales, publicada en 2006, desarrolló una clasificación de los parámetros que de una forma directa o indirecta pueden influir en el ensuciamiento de la membrana, ordenándolos en tres



grupos:

- Características de las membranas
 - Parámetros físicos:
 - Tamaño y distribución de los poros
 - Porosidad
 - Configuración de la membrana
 - Parámetros químicos:
 - Hidrofobicidad
 - Material
- Características del fango de alimentación
 - Naturaleza del fango y concentración
 - Fraccionamiento de la biomasa
 - Parámetros de la biomasa
 - Concentración de MLSS
 - Viscosidad
 - Temperatura
 - Oxígeno disuelto
 - Características de los flóculos
 - Tamaño de los flóculos
 - Hidrofobicidad/carga superficial
 - Sustancias poliméricas extracelulares
 - Productos microbianos solubles
- Condiciones operativas
 - Aireación y velocidad del flujo cruzado
 - Tiempo de retención celular
 - Operación en estado no estacionario

La temperatura del licor mezcla tiene un importante efecto en la permeabilidad y en el ensuciamiento de la membrana (Chang et al. 2012) y por tanto en el comportamiento de los sistemas BRM (Radjenovic et al. 2008). Los patrones de fluctuaciones en la filtrabilidad de la membrana frecuentemente son coherentes con las variaciones estacionales de la temperatura (Krzeminski et al. 2012), siendo el deterioro de la filtrabilidad de los flóculos biológicos una observación común en épocas frías en influentes urbanos (Rosenberg et al. 2005; Lyko et al. 2008; Miyoshi et al. 2009; Wang et al. 2010). Gosen et al. (2002)



indicó que las membranas de naturaleza polimérica podían ser muy sensibles a los cambios de temperatura, experimentando aumentos en el permeado incluso superiores al 100% entre 30 y 40°C; posteriormente, este mismo autor indicó que estos cambios, aunque no exclusivamente, si en gran parte eran originados por los cambios de viscosidad experimentados por el fango a filtrar (Gosen et al. 2004).

En general, las medidas adoptadas para reducir el posible ensuciamiento de la membrana, deberán ser acordes a las causas que los genera, sin desprestigiar en ningún caso el aspecto combinado de las mismas.

1.4.3. Reactor Biológico de Lecho Móvil (RBLM)

Este sistema es una segunda modificación de los lechos bacterianos y una segunda de los fangos activos, tras los reactores biológicos de membranas, los cuales al igual que los lechos inundados tenían por objeto la supresión de la decantación secundaria, alcanzando una elevada calidad del efluente.

Considerando la menor superficie de reactor biológico requerida por el proceso de lechos inundados, tal y como se ha descrito previamente, comenzó a emplearse solo un porcentaje de relleno en un proceso de fangos activos, buscando una disminución del volumen del reactor biológico de fangos activos o bien aceptar una mayor carga de entrada en un volumen dado. Por este motivo, se estudiará en primera instancia el efecto de la variación del porcentaje de relleno en un proceso de este tipo en función del aumento de carga que permita el proceso. La carga contaminante depende del caudal de entrada y de la concentración de DBO₅; el caudal, que viene determinado por el TRH, está íntimamente relacionado con los parámetros de diseño propios de un fango activo, MLSS y TRC; sin embargo, el otro parámetro del proceso, la carga másica, se ve modificada por la presencia de biomasa en el reactor biológico en sus dos formas, como flóculos biológicos y como biopelícula.

La presente investigación se basará en esta tecnología, iniciando el estudio del proceso en la investigación de choque para continuarlo con el análisis del efecto de las membranas en sustitución de la decantación secundaria en un sistema de lechos móviles en la investigación de fondo.

Dadas las altas cargas contaminantes presentes en las aguas residuales, las exigencias cada vez mayores respecto a la calidad de las aguas tratadas, las necesidades de reutilización marcadas por el Reglamento, y el reducido espacio del que frecuentemente se dispone, se hace necesario el desarrollo de tecnologías y procesos capaces de satisfacer la creciente demanda manteniendo la calidad requerida. Debido a estas razones se pueden utilizar los procesos de biopelícula en el tratamiento de aguas residuales (Wang et al., 2005).



1.4.3.1. *Descripción del proceso*

El proceso de lecho móvil consiste en un reactor en el cual existe biomasa en forma de biopelícula la cual se encuentra protegida en el interior de soportes plásticos diseñados con una elevada superficie interna de densidad ligeramente inferior al agua lo que les permite mantenerse en suspensión y en continuo movimiento en un determinado volumen de reactor y completamente distribuidos por toda la fase líquida. En estos sistemas la separación de la biomasa procedente del reactor biológico se lleva a cabo mediante procesos de separación física similares a los empleados en el caso de fangos activos.

Este tipo de proceso ha ido desarrollándose hasta convertirse en un proceso altamente efectivo basándose en su origen en la combinación de los procesos de fangos activos y biofiltros (Kermani et al., 2008). En 1970 en EE.UU., la compañía ECOLOTROL patentó otra técnica de tratamiento de aguas residuales usando biomasa ligada con soportes de partículas inertes. (Marques et al., 2008); los reactores de lecho móvil fueron desarrollados en la década de los 80 (Ødegaard, 2006), en los 90 la compañía ANOXKALDNES desarrolló la patente de diversos procesos de este tipo y se instalaron numerosas depuradoras aplicando procesos de biopelícula que se caracterizan por poder realizar todos los procesos de biodegradación: materia orgánica, nitrificación y desnitrificación en la biopelícula generada en los soportes con altas concentraciones de biomasa.

Es obligatorio indicar que a principios de los 90, las dos grandes empresas de aguas francesas (General des Eaux y Lyonnais des Eaux) comenzaron a estudiar este sistema que luego no implantaron a gran escala en aguas residuales urbanas. Ya en el siglo XXI, numerosos estudios demostraron los beneficios de la integración de los medios de película fija en la eliminación de nutrientes biológicos con los procesos de fangos activos, con el objetivo principal de mejorar la nitrificación y con tiempos de retención celular medios permitiendo además optimizar el volumen del reactor biológico (Sriwiryarat y Randall, 2005).

Los sistemas de lecho móvil pretenden solventar algunos de los problemas propios de los fangos activos como son la estabilidad del sistema o el crecimiento preferencial de bacterias filamentosas con los consiguientes problemas de bulking y disminuir la decantabilidad del fango, lo cual puede suponer un incremento de los costes del tratamiento en la explotación de la planta, una elevada concentración en el efluente, un descenso en la eficiencia en la desinfección por volumen o un riesgo del ecosistema y la salud pública aguas abajo (Odergard et al., 1994; Sriwiryarat et al., 2008a; Kim et al., 2010).

El crecimiento de la biopelícula en el soporte hace que las capas más internas entren en anaerobiosis haciendo que se desprenda parte de la misma de forma automática; lo que facilita la formación de la biopelícula necesaria según la carga. Además, la presencia de biomasa en forma de biopelícula en el reactor



biológico, reduce la dependencia del mismo frente a las condiciones ambientales (humedad y temperatura) y de la toxicidad del influente (Wang et al., 2005).

Además, en comparación con otros sistemas de biopelícula, los sistemas de lecho móvil permiten una simplificación en el control, la operatividad y el mantenimiento de la planta durante la explotación normal debido al bajo riesgo de pérdida de la biomasa (Mehrdadi et al., 2006; Chan et al., 2009) debido al continuo movimiento de los soportes presentando además una fracción de soporte inferior, generalmente menor al 70% del volumen del reactor (Rusten *et al.*, 2006).

Se trata de un proceso muy flexible en rendimientos, que permite aumentar su eficiencia empleando la cantidad de relleno plástico de acuerdo a las cargas actuales o futuras ya que en función del porcentaje de soporte plástico empleado en el reactor se modifica la superficie en la que se puede formar biopelícula y consecuentemente permite modificar la eficiencia del proceso. Los requerimientos de oxígeno y nutrientes y la producción de fangos son similares a otros procesos biológicos de biomasa en suspensión, con lo que los costes de explotación de un proceso de lecho móvil son similares a los convencionales de fangos activos ya que el ahorro en la reducción de volumen del reactor y del sistema de separación de sólidos, y en el sistema de aireación, se compensan con el gasto en el soporte plástico haciendo que los costes de inversión sean también similares; sin embargo, los costes de personal se ven reducidos debido a que el funcionamiento de la instalación es automático (Chan et al., 2009).

En relación a la masa microbiana, la biopelícula que se forma en las paredes del relleno se caracteriza por una mayor efectividad que los flóculos biológicos tratándose de una biomasa más densa y de mejores propiedades que presenta una baja resistencia a la transferencia microorganismo-sustrato debido a la elevada superficie específica de contacto del soporte y una mayor resistencia a la toxicidad por la variedad de colonias y la protección de la matriz extracelular (Reyero, 2009).

La inmovilización de la biomasa en forma de biopelícula es un modo eficiente de retener microorganismos de crecimiento lento como son las bacterias nitrificantes (Wang et al., 2005), de vital importancia en el proceso. Destaca la capacidad de generar biopelícula con altas cantidades de biomasa nitrificante (Zalakain et al., 2008) habiéndose obtenido buenos resultados en la fijación de bacterias nitrificantes y desnitrificantes (Kermani et al., 2008). El sistema permite la generación de una biomasa característica para cada tipo de reactor (aerobio, anóxico o anaerobio) con una elevada actividad metabólica por la gran concentración de nutrientes (Reyero, 2009).

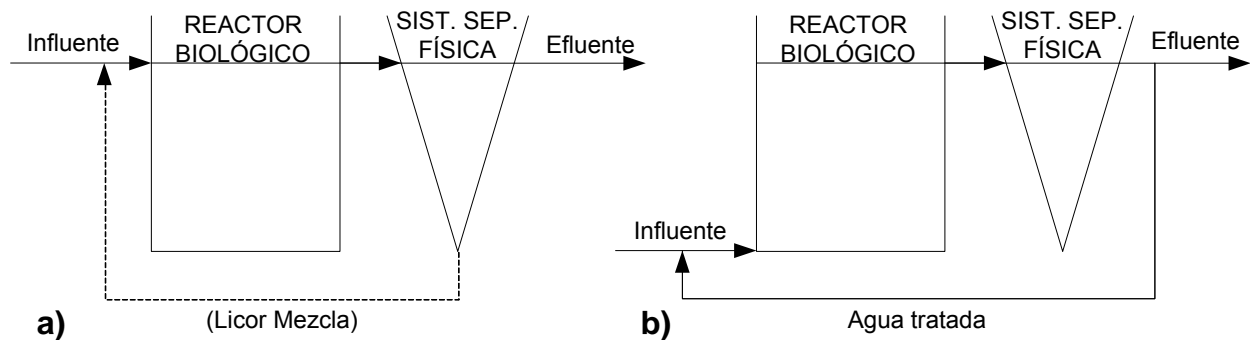


Figura 5. Diagrama general de un proceso de lecho móvil (a) y de lecho fluidificado (b) para tratamiento de aguas residuales

Existe un proceso de crecimiento microbiano en forma de biopelícula similar, los denominados lechos fluidificados, cuya principal diferencia es la tecnología utilizada para lograr el movimiento del relleno. Tradicionalmente este proceso ha operado con rellenos de mayor densidad que el agua lo que dificulta el movimiento del lecho dentro del reactor biológico. En un lecho fluidificado la entrada de agua se realiza desde la base del reactor, siendo necesaria una recirculación del agua de salida del reactor biológico que además de crear una dilución de la carga de entrada permite un mayor flujo ascendente. Tal y como se muestra en la Figura 5, en un proceso de lecho móvil (Figura 5a) en el caso de que exista recirculación ésta es de licor mezcla procedente del sistema de separación física mientras que en un lecho fluidificado (Figura 5b) necesariamente habrá recirculación de parte del efluente del reactor biológico.

1.4.3.2. Configuraciones del Proceso

La tecnología de lecho móvil se puede emplear en distintas configuraciones combinando procesos biomasa fija sobre lecho móvil y fangos activos. Principalmente, presentan dos posibles configuraciones (Figura 6) en función de cómo se encuentre la biomasa en el reactor:

✓ Lecho móvil puro.

En esta configuración no existe recirculación de fangos con lo que la biomasa se aloja en los soportes (Figura 6a). Los sólidos desprendidos de los soportes suponen un exceso de fangos que hay que extraer del sistema (purga de fangos) no siendo por tanto necesaria una recirculación de los mismos al reactor. Esta configuración generalmente se denomina por sus siglas en inglés Moving Bed Biofilm Reactor (MBBR) cuyo significado es Reactor de Biopelícula sobre Lecho Móvil, estos sistemas se han aplicado exitosamente a escala real en condiciones aerobias y anaerobias en el tratamiento de aguas urbanas e industriales (Jahren et al., 2002).

En un lecho móvil puro, desaparecen parámetros de control típicos de un proceso de fangos activos,

como el tiempo de retención celular desvinculándose el comportamiento del decantador secundario del proceso (Jahren et al., 2002), al cual, la concentración de sólidos en suspensión que llega es muy inferior a la que recibe en un proceso de fangos activos.

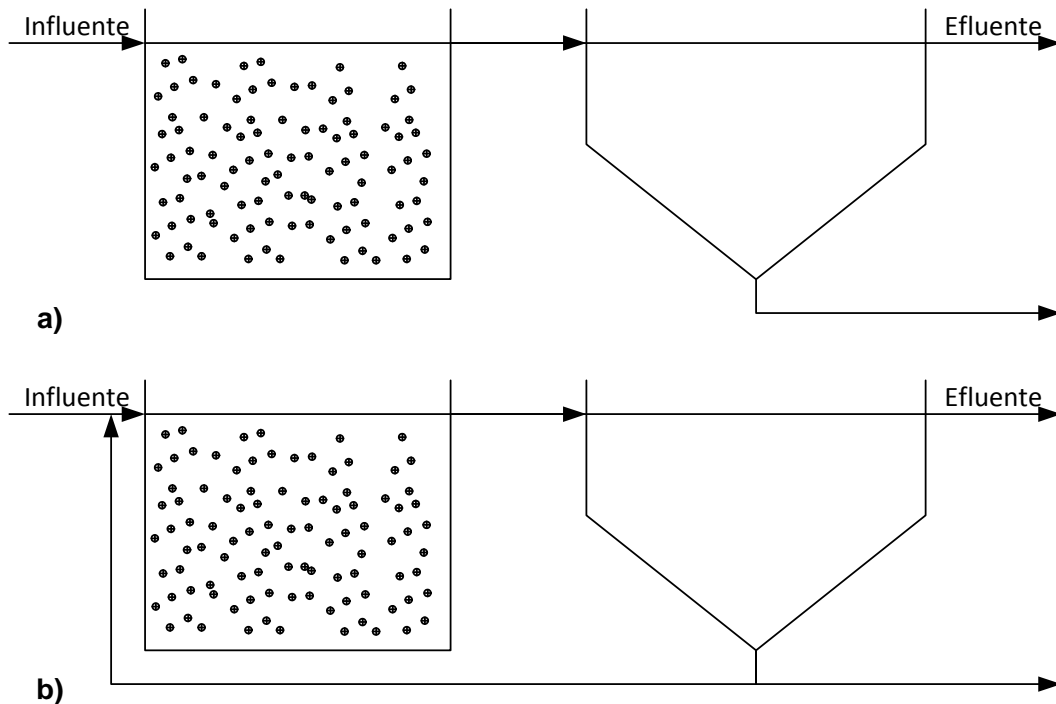


Figura 6. Diagrama general de un proceso de lecho móvil puro, sin recirculación de fangos, (a) y de lecho móvil híbrido, con recirculación de fangos (b)

✓ **Lecho móvil híbrido.**

En esta configuración una porción de la biomasa se aloja en los soportes en forma de biopelícula y el resto en el licor mezcla debido a la recirculación de fango del decantador para obtener la concentración establecida (Figura 6b). Esta configuración suele denominarse Integrated Fixed Activated Sludge (IFAS) o bien Fango Activo Integrado con Biopelícula y se caracteriza porque permite aunar las ventajas de los sistemas de película fija sobre lecho móvil y de fangos activos, por un lado, los sistemas de fangos activos son un proceso flexible que proporciona un elevado abanico de tratamientos mientras que los procesos de película fija son intrínsecamente estables y resistentes frente a cargas contaminantes variables (Mehrdadi et al., 2006). El objetivo principal de los sistemas híbridos/integrados de fangos activos es mantener la nitrificación en el sistema en condiciones críticas, especialmente frente a bajas temperaturas, integrando la biopelícula en los procesos de fangos activos al incorporar los soportes en la zona de aireación (Sriwiryarat et al., 2008b).

Para mantener los soportes en suspensión y en movimiento de un modo continuo puede emplearse



el propio flujo de aire ascendente (Figura 7a), un sistema de agitación mecánica (Figura 7b) o un sistema mixto que combine ambos fenómenos (Jahren et al., 2002).

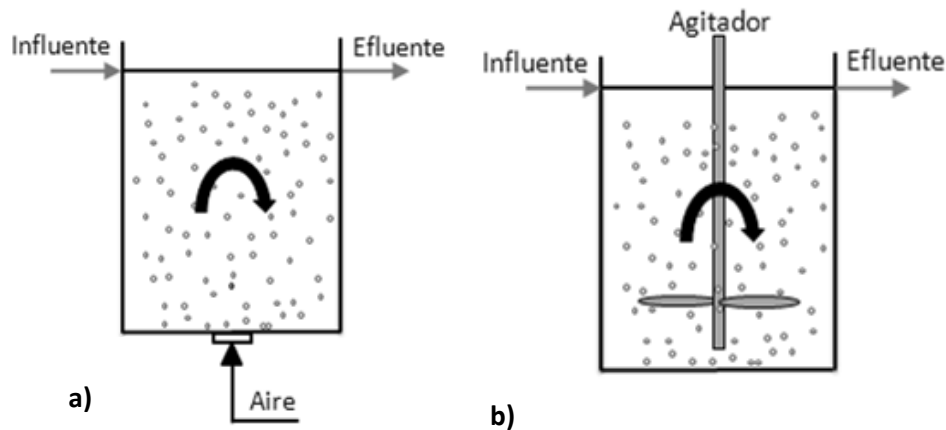


Figura 7. Sistemas de agitación para un proceso de lecho móvil puro o híbrido: mediante aireación en biorreactores aeróbicos (a) o mediante agitador mecánico en biorreactores anóxicos o anaeróbicos (b)

1.4.3.3. *Relleno*

Tal y como se ha expuesto en el apartado 1.4.3.1, la esencia de este tipo de procesos reside en la biopelícula generada en los soportes, estos son diseñados para proporcionar una superficie de protección de la biopelícula y las condiciones óptimas para el cultivo de microorganismos cuando están suspendidos libremente en el agua. (Rusten et al., 2006). Además debe facilitar los requerimientos en cuanto a la transferencia de sustrato y de oxígeno a los microorganismos (Plattes *et al.*, 2007).

En procesos de biopelícula, la superficie de contacto de los soportes permite la adherencia y crecimiento de los microorganismos, con lo que el soporte será mejor cuanto mayor sea su relación superficie - volumen. Así mismo, cuanto mayor sea la concentración de soportes en el reactor mayor será la biomasa susceptible de ser retenida. Determinados estudios han demostrado que el incremento en la concentración de soportes permite un mejor contacto partícula-partícula presentando una biomasa más densa y delgada (Wang et al., 2005).

A mayor concentración de soportes la fluidificación será más difícil, haciendo necesario un mayor flujo de aireación para suspenderlos, lo cual incrementará en última estancia el coste operativo del proceso, atendiendo a estos aspectos existe una concentración de soportes óptima para un reactor específico que logre la estabilidad y el comportamiento de un sistema de biopelícula adecuado (Wang et al., 2005); por estos motivos se recomienda que la fracción de llenado sea inferior al 70 % (Rusten et al., 2006).



A lo largo del desarrollo de estos sistemas, los soportes empleados han experimentado diferentes materiales. Hickey et al. (1991) utilizó como soporte arena para el tratamiento de diferentes efluentes; ceolita, carbón activo y arena se emplearon en el tratamiento de aguas residuales con unos rendimientos en eliminación de DQO entre el 27 y el 60% (Saravana y Murthy, 1999). El soporte utilizado más comúnmente ha sido la arena silíceo (empleando diámetros comprendidos entre 0,2 y 0,5 mm, con una densidad de 2,65 g/cm³), dado el bajo coste de este producto (Reyero, 2009), sin embargo, este producto presenta como principal inconveniente la elevada energía necesaria para mantener el lecho en suspensión.

Breitenbucher et al., (1990) empleó como soporte un material cristalino (SIRAN) de superficie específica 90 m²/m³; también se han empleado materiales de diversa naturaleza como antracita, sepiolita y piedra pómez (Balaguer et al., 1997). En los últimos años, se ha hecho cada vez más frecuente el uso de materiales plásticos como soporte de los microorganismos en diversos procesos, ya que presentan una densidad próxima a 1 gr/cm³ (Rusten et al., 2006) que permite reducir los costes energéticos que permitan el movimiento. Así mismo, en el mercado existen soportes porosos con alta porosidad y baja densidad (Wang et al., 2005).

Kaldnes Miljøteknologi AS han desarrollado soportes con diferentes formas y tamaños lo que aporta una gran flexibilidad a la hora de usar el mejor soporte dependiendo de las características de las aguas residuales, el pretratamiento existente, exigencias de vertido y volumen disponible. En la actualidad tienen diferentes tipos de soportes hechos de un polietileno de alta densidad. Los soportes están diseñados con una densidad ligeramente inferior a la del agua para evitar su decantación y su flotabilidad (Rusten et al., 2006). Una vez que la biopelícula se adhiere al soporte la densidad de este aumenta haciéndose ligeramente superior a la del agua teniendo que ser fluidificado aunque con menor energía necesaria que los anteriores.

El soporte plástico más utilizado en plantas de tratamiento de aguas es el desarrollado por AnoxKaldness (Rusten et al., 2006), sin embargo, existen otras patentes desarrolladas como los soportes AGAR de Siemens Water Technology o los soportes móviles de Bioportz (Kim et al., 2010).

1.4.3.4. Condiciones operativas, de funcionamiento y rendimientos

Existen numerosas investigaciones realizadas con sistemas de lecho móvil tanto en procesos híbridos como puros, desarrollado tanto a escala laboratorio como en planta piloto y aunque en menor medida también a escala real, obteniendo diferentes resultados en eliminación de DQO, DBO₅, nitrógeno y fósforo en función de sus variables operacionales. Los sistemas de lecho móvil inicialmente comenzaron a emplearse en aguas residuales industriales, sin embargo, en la actualidad se emplean en el tratamiento de



aguas urbanas tanto en plantas de tratamiento destinadas a la biodegradación de materia orgánica como en instalaciones para la eliminación de nutrientes, en aguas residuales urbanas e industriales. En la actualidad, los reactores de lecho móvil tanto puros como híbridos se han convertido en una alternativa ampliamente estudiada en las últimas décadas presentando unos excelentes resultados en la eliminación de diferentes contaminantes (Mehrdadi et al., 2006).

Diferentes estudios han demostrado que los procesos de biopelícula presentan excelentes resultados en usos tan diversos como el caso de efluentes de industria de papel (Jaheren et al., 2002), textil (Augusto et al., 2008) industria avícola, industria quesera (Rusten et al., 1998), refinerías y mataderos (Johnson et al., 2000), aguas con alto contenido fenólico (Hosseini y Borghei, 2005), industria láctea (Andreottola et al., 2002), lixiviados (Canziani et al., 2006), residuos de barcos (Sun et al., 2010a), piscifactorías (Rusten et al., 2006) o aguas contaminadas con sales (Sun et al. 2010a y Sun et al. 2010b).

El sistema de lecho móvil puros se han mostrado eficientes en la eliminación de DBO_5 (85-99%) y DQO (24-85%) a bajos tiempos de retención hidráulico (Dupla et al., 2006; Rusten et al., 2006; Plattes et al., 2007) y con cargas de 2,5 a 3 kg DQO/m³ d⁻¹ (Jarhen et al., 2002). En la Tabla 2 se recogen los parámetros operativos de algunas de las investigaciones desarrolladas en sistemas de lecho móvil puro de las últimas décadas.

Tabla 2. Tipo y porcentaje de relleno, TRH, sistema de separación física y rendimientos obtenidos en eliminación de materia orgánica y amonio en algunas de las investigaciones en sistemas de lecho móvil puro realizadas en las últimas décadas

Referencia	Relleno		TRH (h)	Separación Física	Rend. DQO (%)		Rend. NH ₄ (%)
	Tipo	%			Total	Soluble	
Rusten et al. (1992)	K1	~55	3,5-11,2	Decantador	60-85	-	-
Leiknes y Ødegaard (2001)	K1	70	3,1	Membrana	84	24,6	-
Jahren et al. (2002)	K1	58	17,9	Decantador	-	61,6	-
Melin et al. (2005)	K1	-	0,75-1	Membrana	83	-	-
		-	3,0-4,0	Membrana	87	-	-
Wang et al. (2005)	-	70-10	-	Decantador	70	-	30
Leiknes et al. (2006)	K1	67	1	Membrana	88	56	-
			4	Membrana	90	70	-
Ahl et al. (2006); Leiknes y Ødegaard, (2007)	K1-	67-	0,75	Membrana	84,94	70,24	-
			3	Membrana	86,82	72,97	-
Plattes et al. (2007)	K1	50-65	7,88	Decantador	77	-	93
Kermani et al., (2008)	FLOCOR-RMP	70	12	Decantador	96,87	95,7	-

Rusten et al. (1992) con un lecho móvil puro para tratar agua procedente de vaquería, operando en un planta piloto con decantador con relleno K1 en un porcentaje de aproximadamente el 55 % obtuvo



rendimientos de en torno al 85 % operando a una carga orgánica de 500 g de DQO/m³.h y de alrededor del 60 % para una carga orgánica superior de 900 g de DQO/m³.h. Posteriormente, Leiknes y Ødegaard, (2001), en un estudio en planta piloto tomando agua residual real en un sistema de lecho móvil puro con un 70 % de relleno en un reactor biológico de 200 L de volumen seguido de una membrana obtuvo en un TRH próximo a 3 horas un rendimiento en DQO del 84 %, muy superior al rendimiento en DQO soluble el cual fue del 24,6 %.

A elevada concentración de DQO (2222±172 mgO₂/L), Jahren et al. (2002) estudió los sistemas de lecho móvil puro con agua sintética en un reactor biológico aireado de 8,55 L con un 58 % de relleno K1 obtuvo un rendimiento medio en eliminación de DQO soluble del 61,6 % a un TRH medio de 17,9 h. Posteriormente, Melin et al. (2005) analizó el efecto de la carga orgánica en el ensuciamiento de la membrana en un sistema de este tipo con el mismo relleno, obteniendo rendimientos en eliminación de DQO del 83 y 87 % operando a TRH de 0,75-1 h y 3-4 h respectivamente, la poca diferencia existente entre un rendimiento y otro fue debida a la presencia de la membrana.

Un estudio analizando la concentración óptima de soportes (entre el 10 y el 70 %) para un mejor rendimiento en eliminación de DQO y amonio fue desarrollado por Wang et al. (2005) en un sistema de lecho móvil puro seguido de decantador; un rendimiento de 70 y 30% de DQO y amonio respectivamente fue obtenido utilizando una concentración de relleno del 50 %, con un TRH de 1h.

Leiknes et al. (2006) en un estudio con agua residual real en un sistema de lecho móvil puro con membrana con 4 reactores biológicos en serie de 65 L cada uno y un 67 % de relleno K1 en cada uno de ellos operando a 1 y 4 horas de TRH obtuvo unos rendimientos en DQO muy similares de 88 y 90 % respectivamente, sin embargo el sistema biológico si mostró mayores diferencias como muestran los rendimientos de DQO soluble medios obtenidos de 56 y 70 % para 1 y 4 horas respectivamente. También con agua residual real, Plates et al. (2007) en una planta piloto de lecho móvil puro obtuvo rendimientos superiores (77% en DQO y 93 % en amonio) operando a un TRH superior (7,88 h), en esta investigación la planta piloto estaba formada por dos biorreactores de 2,8 m³ cada uno seguido de un decantador, el primer reactor anóxico y el segundo aeróbico.

Ahl et al. (2006) y posteriormente Leiknes y Ødegaard (2007) presentaron sendas investigaciones en un planta piloto de lecho móvil puro con membrana como sistema de separación a bajos TRH (0,75 y 3 horas), los rendimientos en eliminación de DQO total obtenidos fueron próximos al 85 %, dada la presencia de la membrana, la parte particulada era totalmente eliminada, sin embargo, en la fracción soluble consumida por el sistema biológico los rendimientos fueron inferiores y tal como se muestra en la Tabla 2,



estos mostraron mayor diferencia entre los tiempos testados, para el TRH mayor para una DQO soluble de 118 mgO₂/L, el valor a la salida fue de 31,9 mgO₂/L, ligeramente inferior al obtenido para el TRH inferior en el cual la DQO soluble paso de 127 a 37,8 mgO₂/L.

Así mismo, otros rellenos han sido probados, Kermani et al. (2008) realizó un estudio en un sistema puro de lecho móvil con agua sintética empleando un relleno de plástico denominado FLOCOR-RMP®, en una planta piloto de laboratorio formada por tres reactores biológicos, anaerobio, anóxico y aerobio de 3,33, 3,33 y 10 L de volumen respectivamente y un TRH total de 20 h de las que 12 horas eran en el reactor aeróbico, principal responsable del consumo de materia orgánica, bajo esas condiciones alcanzó unos rendimientos medios de 96,87 y 95,70 % de DQO y DQO soluble respectivamente.

Por otro lado, la tecnología híbrida está especialmente indicada para incrementar la capacidad de las plantas de fangos activos existentes sin necesidad de incorporar nuevos tanques debido al aumento de biomasa que supone la adición de soportes para responder a los incrementos de carga orgánica (Mehrdadi et al., 2006) como muestran algunas de las investigaciones llevadas a cabo en los últimos años (Tabla 3). Este tipo de adaptación puede permitir alcanzar hasta un 88% más en eliminación de carbono y un 90 % de nitrificación (Sriwiryarat, 2008a), así mismo, se han utilizado para la ampliación de plantas de fangos activos sobrecargadas con TRH de 5,5–7,0 horas permitiendo un incremento del caudal a tratar del 60% en los procesos de lecho móvil con respecto a los sistemas de fangos activos (Sriwiryarat, 2008a).

Rutt et al. (2006) en una rehabilitación de una planta de fangos activos introduciendo relleno K1, convirtiendo el proceso en un lecho móvil híbrido que operó a una concentración de MLSS media de 1,718 g/L con un TRC de 4 días consiguió alcanzar los estándares de calidad de agua de materia orgánica y nitrógeno a través de la configuración tanque anóxico seguido de uno aerobio introduciendo relleno en el tanque aireado.

Tabla 3. Tipo y porcentaje de relleno, TRH, MLSS y TRC de sistemas híbridos de lecho móvil de algunas de las investigaciones llevadas a cabo en los últimos años

Referencia	Relleno		Separación Física	Parámetros Operativos		
	Tipo	%		TRH (h)	MLSS (g/L)	TRC (días)
Rutt et al. (2006)	K1		Decantador		1,718	4
Falletti y Conti (2007)	K2	60	Decantador	10	4,6-5,4	5,0-6,0
Zalakain et al. (2008)	K1	50	Decantador	12	3000	15
Sun et al. (2010a, 2010b)	K1	66	Membrana	5,5-6,6-8		



En un estudio previo para una rehabilitación de una EDAR existente, Falletti y Conti (2007) probaron un proceso de lecho móvil híbrido operando a un TRH de 10 h. aproximadamente, con agua residual urbana real, y decantador secundario, en una planta piloto consistente en un reactor anóxico de 1 m³ y dos aireados de 600 y 400 L, estos últimos con un 60 % de relleno K2 obtuvo un rendimiento del 78 y 56 % de DQO y NH₄-N respectivamente. La recirculación de fangos se estableció en un caudal del doble del caudal de entrada, manteniéndose los MLSS entorno a 4,6-5,4 g/L. Posteriormente, para aumentar la eficiencia en eliminación de nitrógeno amoniacal, un 60 % de relleno K2 fue introducido también en el tanque anóxico, los MLSS permanecieron relativamente constantes (4,8-5,4 g/L) y a pesar de que el rendimiento en eliminación de DQO descendió ligeramente situándose en torno al 75,7 % la eliminación de amonio aumento hasta el 86 %. En nuestro país, Zalakain et al. (2008) estudió la remodelación de EDAR existentes mediante la incorporación de un 50 % de relleno K1 en un fango activo convirtiendo el proceso en un lecho móvil híbrido que opera a 12 h de TRH, 3 g/L de MLSS y 15 días de TRC.

Sin embargo, en los últimos años otras aplicaciones se están estudiando para los sistemas de lecho móvil híbridos como Sun et al. (2010a y 2010b) que probaron el efecto de la salinidad en un proceso de lecho móvil híbrido con membrana incorporando un 66 % de relleno K1 con un agua residual sintética que simulaba un agua residual de barco trabajando a TRH de 5,5, 6,6 y 8 h.

1.4.4. Situación actual de las investigación en sistemas de lecho móvil

La necesidad de desarrollar nuevas tecnologías ha hecho que la comunidad científica involucrada en la investigación de esta tecnología sea cada vez mayor; las primeras publicaciones disponibles en los principales portales científicos datan de finales de los 80, con algunas consideraciones generales del proceso, aunque no fue hasta entrados los 90 cuando se comenzó la publicación de artículos científicos para alcanzar su máximo auge en los últimos años.

Inicialmente el proceso en estudio consistió en el estudio de los sistemas de lecho móvil puro para posteriormente centrarse en la combinación de dos tecnologías, el empleo de sistemas de biomasa fija sobre lecho móvil que permita incrementar la biomasa total del sistema al incorporar biopelícula a la biomasa en suspensión en el reactor biológico de un sistema de fangos activos o bien en un biorreactor de membrana.

Uno de los principales investigadores, responsables del gran desarrollo de esta tecnología es el Profesor Hallvard Ødegaard, el cual cuenta con más de 90 publicaciones en el campo de tratamiento de aguas residuales de las cuales la mayoría son en sistemas de lecho móvil. Inicialmente la investigación se



centró en el estudio y aplicación del proceso de lecho móvil con biomasa pura tanto para eliminación de materia orgánica (Rusten et al. 1992) como eliminación de nutrientes, nitrógeno (Aesoy y Ødegaard 1994) y fósforo (Nordeidet et al. 1994). El sistema, inicialmente de biopelícula puro con decantación como sistema de separación fue introduciendo diversos cambios, tales como la recirculación de fango desde el decantador lo cual daba lugar a un sistema de biomasa híbrido (Randall y Sen 1996) o el uso de membranas como sistema de separación física para sistemas de biopelícula pura (Rusten et al. 1999) e híbrida (Melin et al. 2005). En los últimos años el volumen de publicaciones relacionado con los procesos de lecho móvil se ha incrementado sustancialmente, destacando las investigaciones relacionadas con la optimización de las membranas en el caso de tecnologías combinadas como en el estudio de la cinética microbiana encargada de la eliminación de materia orgánica y nutrientes.

En los últimos años se han desarrollado diversas investigaciones como las de Rutt et al. (2006), Falletti y Conti (2007) y Zalakain et al. (2008), basadas en el estudio de los sistemas de lecho móvil para integrarlos en plantas de fangos activos sobrecargadas que permitan sin incrementar el volumen de reactor alcanzar las exigencias normativas. En este sentido, dichas investigaciones han aportado resultados positivos que permiten que los efluentes alcancen los requerimientos introduciendo relleno en los sistemas convencionales de fangos activos convirtiendo el proceso en un lecho móvil híbrido. Las investigaciones desarrolladas integrando los procesos de lecho móvil en biorreactores de membrana han ido destinadas principalmente al estudio de la mejora de rendimientos en eliminación biológica de nitrógeno y fósforo con el uso de un sistema de biomasa híbrida con flóculos biológicos y lecho móvil así como al análisis del efecto de introducir biomasa adherida en el comportamiento del biorreactor de membrana.

1.5. FUTURO DE LA DEPURACIÓN

1.5.1. Situación en nuestro entorno

Actualmente nuestro país, como miembro de pleno derecho de la Unión Europea tiene que cumplir el último plazo dado para tener depuradoras de aguas residuales en todos aquellos núcleos con más de 2000 habitantes equivalente (heq) para el año 2015 de. En España, las competencias en esta materia están cedidas a las Comunidades Autónomas, aunque la administración central ha hecho convenios con algunas de ellas para la construcción de plantas depuradoras, fundamentalmente en nuestro litoral.

Algunas de nuestras comunidades tienen prácticamente resuelta la depuración de sus aguas residuales urbanas, incluidos en algunas de ellas los diversos casos de regeneración de las aguas depuradas como es el caso de la comunidad de Navarra o de Murcia. Sin embargo, otras muchas comunidades



auténomas no han logrado los objetivos en materia de depuración de aguas residuales, por lo que si esta tendencia no es cambiada nuestro país tendrá que pagar una cuantiosa sanción como consecuencia del incumplimiento.

Además, por otro lado, en la comunidad andaluza, por medio del DECRETO 310/2003 publicado en el BOJA 225 (21/11/2003) se procedió a la delimitación de aglomeraciones urbanas para unificar la gestión de las aguas residuales unificando el saneamiento y la depuración de diferentes núcleos en una unidad. Este es el caso de los municipios próximos a Granada; la capital y el área metropolitana forman un gran área de gestión con tres puntos de depuración de aguas residuales, haciendo imprescindible la rehabilitación de las dos depuradoras existentes al pasar de 50000 a 75000 m³/días la EDAR Sur y de 19000 a 72000 m³/días la EDAR Oeste además de ser necesaria la construcción de una tercera. Estas actuaciones tendrán lugar en las próximas dos décadas, de modo que, al igual que gran parte de las comunidades autónomas del país no será posible alcanzar los objetivos de la DMA en el año 2015.

1.5.2. Rehabilitación de plantas en pequeños núcleos

Generalmente, se entienden por pequeños núcleos de población aquellos cuya población oscila en torno a 10.000 heq, sin embargo se utilizará el escalón de 15.000 heq establecido por la Directiva para discernir estos núcleos. En gran parte de las provincias españolas fueron construidas depuradoras de bajo coste para la depuración de aguas residuales por parte de las diputaciones provinciales e incluso por numerosos servicios de los Ministerios de Agricultura y no por la Dirección de Obras Hidráulicas.

En la segunda mitad de los ochenta y durante la década de los noventa, entre otros sistemas, plantas de lechos de turba fueron construidas como sistema único para el tratamiento de aguas residuales que no han logrado alcanzar las expectativas marcadas por los suministradores de turba ni en rendimientos ni en explotación como demostraron dos tesis realizadas dentro de la cátedra en las que los rendimientos en eliminación de DBO₅ no alcanzaban el 60 % aunque pueden ser utilizadas como decantador-digestor con unos determinados parámetros de diseño.

Otro sistema utilizado en esa época fue el denominado lagunaje, este sistema que parecía ser el idóneo para reserva de agua de riego, al igual que aconteciera con el anterior mostró diversos inconvenientes derivados principalmente de la ubicación en la que se utilizaron. Estos sistemas fueron implantados en lugares donde el agua es un factor clave en la agricultura con una climatología que hacía que durante los alrededor de 30 días de TRH de las lagunas facultativas la evaporación experimentada por la laguna fuera superior al caudal de entrada por lo que muchas de las plantas que fueron diseñadas con



esta tecnología tuvieron que ser rehabilitadas convirtiendo el lagunaje anaerobio en decantador-digestor y las lagunas de maduración en terciario sustituyendo la laguna facultativa en numerosos casos en procesos de biopelícula.

Del mismo modo, e incluso en instalaciones de nueva construcción de fangos activos de baja carga, estabilización-contacto u oxidación prolongada existen depuradoras que se han quedado insuficientes por el tiempo transcurrido desde su construcción o bien por el aumento superior al esperado de carga. Todo ello hace necesario buscar nuevos sistemas que, aprovechando las instalaciones construidas, permitan una mejora de los rendimientos adaptándose al incremento de carga de modo que puedan integrarse los sistemas de fangos activos con los de biopelícula planteándose la presente línea de investigación.

1.5.3. Adaptación del aumento de carga en plantas de fangos activos

El aumento de carga experimentado en los núcleos tanto medianos como grandes de nuestro país así como del resto del área mediterránea se debe además de a la instalación de pequeñas industrias de diversa índole al aumento de concentración de contaminantes en el agua residual debido a la disminución del agua utilizada en viviendas, restauración y complejos hoteleros como consecuencia de la concienciación de la población por la problemática del agua, especialmente en zonas donde ésta es un bien escaso.

El aumento de concentración del agua de entrada, ha hecho que numerosas plantas de fangos activos en explotación sean incapaces de satisfacer los requerimientos previstos por la Directiva 271; así mismo es necesario considerar aquellas depuradoras diseñadas antes del año 1991 en la que las exigencias a la salida de la depuradora eran inferiores a las actuales lo que agrava aún más el problema.

Ante esta problemática surge la necesidad de buscar soluciones a las plantas existentes que no puedan cumplir las exigencias normativas las cuales pueden pasar por la integración de procesos de biopelícula en sistemas de fangos activos de baja y media carga que permitan alcanzar los estándares de calidad a la salida de la depuradora tanto en materia orgánica ($DQO < 125 \text{ mg/L}$ y $DBO_5 < 25 \text{ mg/L}$) como en sólidos en suspensión ($SS < 35 \text{ mg/L}$).

1.6. TÍTULO DE LA INVESTIGACIÓN

A lo largo de los apartados previos y especialmente en el anterior, quedan patentes las necesidades futuras en materia de depuración de aguas residuales presentes en los países desarrollados, destacando entre estos aquellos en los que las necesidades de agua son especialmente acuciantes. El menor consumo de agua ha provocado un incremento en la concentración de carga contaminante, lo cual, añadido a las



mayores exigencias normativas en los estándares de calidad del agua frente a los utilizados en el diseño de numerosas instalaciones hace necesario el desarrollo de procesos que permitan la rehabilitación de plantas existentes.

Dado que gran parte de las depuradoras existentes en España emplean procesos convencionales de fangos activos, bien de media carga en aquellas ciudades cuyo número de habitantes equivalentes supera los 50.000 o bien de baja carga, prácticamente en su totalidad de oxidación prolongada y considerando que numerosas de estas plantas tendrán que ser rehabilitadas para alcanzar rendimientos superiores que le permitan alcanzar los requerimientos normativos, se abre esta línea de investigación la cual además de al estudio de rehabilitaciones se extiende a plantas tratamiento de aguas residuales de nueva construcción empleando la tecnología de lechos móviles; de ahí el nombre de la línea de investigación, “Utilización de soportes móviles en el licor mezcla de fangos activos”.

Por otro lado, considerando la principal diferencia ente los procesos de fangos activos de baja y media carga la cual estriba en que en el caso de baja carga el reactor biológico realiza la función de digestor del fango, alcanzando tal licor mezcla un TRC adecuado no requiriendo una digestión aeróbica o anaeróbica adicional como sucede en el caso de media carga, ambos procesos será estudiados con la utilización de relleno.

En base a lo anterior el título de la presente tesis es “Estudio técnico de biorreactores de membrana con lecho móvil aplicados al tratamiento de aguas residuales urbanas” la cual, tal y como se ha expuesto anteriormente se separará en una investigación de choque en la que se estudiarán varios rellenos y se analizará el efecto del lecho en un sistema de fangos activos y en una de fondo en la que se profundizará en el comportamiento del lecho con un sistema de membranas.



2. MÉTODOS ANALÍTICOS

2.1. DETERMINACIONES FÍSICO QUÍMICAS

2.1.1. Demanda Química de Oxígeno (método de oxidación a reflujo cerrado)

La Demanda Química de Oxígeno (DQO) es una forma de estimar la materia orgánica presente en una muestra de agua, a través de la determinación por vía química de la cantidad necesaria de oxígeno para oxidarla. Mediante este método se oxida tanto la materia orgánica biodegradable como la que no lo es, logrando la oxidación de entre un 95 a un 100% de la mayoría de los compuestos orgánicos.

El método analítico utilizado fue el de oxidación a reflujo cerrado colorimétrico, basado en una oxidación fuerte de la materia orgánica utilizando un oxidante fuerte como el dicromato potásico ($\text{Cr}_2\text{O}_7\text{K}_2$), en medio ácido fuerte, en exceso de H_2SO_4 . Las muestras se llevan a 150°C en presencia de una cantidad conocida de dicromato potásico y de un catalizador de plata en medio fuertemente ácido durante un período de dos horas. Una parte del dicromato se reduce por las materias oxidables presentes produciéndose Cr^{3+} , originando un color determinado espectrofotométricamente a una absorbancia de 600 nm (APHA, 2012).

2.1.2. Demanda Biológica de Oxígeno (Método Manométrico)

La demanda biológica de oxígeno es una estimación indirecta de la cantidad de materia orgánica presente en una muestra de agua residual, que puede definirse como la cantidad de oxígeno necesaria para oxidar por vía biológica los compuestos orgánicos biodegradables de una muestra de agua.

Esta medida fue realizada por el método manométrico, basado en la medida de consumo de oxígeno en la degradación biológica de la materia biodegradable a 20°C , en oscuridad, durante un período de 5 días. Se realiza una medida indirecta del oxígeno consumido, basándose en la caída de presión por el consumo de éste en un frasco cerrado herméticamente, el cual es proporcionado a partir del presente en el frasco. El equipo utilizado por la determinación fue de la marca Oxitop; el equipo consta de un frasco topacio de vidrio para evitar la acción de la luz, en el cual se introduce un volumen determinado de muestra de agua a analizar, junto con un imán para la correcta homogenización de la misma.

2.1.3. Sólidos en Suspensión

Los sólidos en suspensión son aquellas partículas presentes en el agua con un tamaño superior a $0,45\ \mu\text{m}$. Su determinación se basa en un proceso de separación sólido-líquido mediante evaporación. Se filtra

una muestra bien mezclada por un filtro estándar de fibra de vidrio y el residuo retenido en el mismo se seca hasta un peso constante a 103-105°C. El aumento de peso del filtro representa los sólidos en suspensión (APHA, 2012).

2.1.4. Sólidos Totales

La determinación de este parámetro consiste en la separación sólido-líquido mediante evaporación, en estufa de desecación (103 – 105 °C), de modo que se elimina el agua de una muestra quedando en el recipiente todos los sólidos contenidos. Conocido el volumen de la muestra a analizar y por diferencia de peso se puede conocer su concentración, la cual suele expresarse en mg/L.

2.1.5. Sólidos Volátiles y Fijos

La determinación se basa en la pérdida de peso de una muestra de sólidos por su incineración a 550 °C. Esto hará que los compuestos orgánicos se volatilicen tras su combustión, pasando a CO₂ y H₂O, mientras que la materia inorgánica permanece como materia fija.

2.1.6. Densidad de la biopelícula

La biopelícula generada se separó de los soportes plásticos mediante centrifugación (Sriwiriyarat y Randall, 2005), incorporando una cantidad conocida de soportes en un tubo de centrifuga de 50 mL relleno con una dilución 1/1000 de Tween 80 que actúa como agente dispersante tensioactivo. Para ello se centrifugó 20 minutos a 3000 rpm en la centrífuga 5804 de Eppendorf. Una vez centrifugada se procede a la determinación de sólidos en suspensión y totales según Gómez y Hontoria (2003).

2.1.7. Sedimentabilidad

La sedimentabilidad de la muestra se considera como un valor análogo al de sólidos sedimentables, aunque en este caso hace referencia al volumen que ocupan los sólidos. Dependiendo del tiempo que se mantenga la muestra en fase de sedimentación se obtendrán diferentes parámetros, siendo por lo general el más empleado la V₃₀. Se toma en probeta 1 litro de muestra a analizar y se vierte sobre el cono Imhoff, se agita con la varilla lentamente y se deja sedimentar durante 30 minutos, tras los cuales, se toma la lectura de V₃₀ como milímetros de fango sedimentables por litro de muestra.

El índice de Molhman o índice volumétrico de fangos (IVF) indica la aptitud de los fangos para la decantación, y se define como el volumen en cm³ ocupado por 1 gr. de fango tras media hora de decantación, en una probeta de 1 litro. Su expresión se muestra en la ecuación 35.



$$\text{IVF}(\text{cm}^3/\text{g}) = \frac{V_{30}}{\text{MLSS}} \quad (35)$$

Donde:

- ✓ V_{30} (cm^3/L)
- ✓ MLSS: Sólidos en suspensión del licor mezcla (g/L)

2.1.8. pH

La determinación de este parámetro es importante para ver la calidad de las aguas residuales. El intervalo de concentración para la mayoría de las actividades biológicas es limitado, de ahí que haga falta tener controlado el pH para garantizar los procesos biológicos.

El principio básico de la determinación electrométrica del pH es la determinación de la actividad de los iones hidrógeno (H^+) por medición potenciométrica utilizando un electrodo patrón de hidrógeno y otro de referencia. El pH de los sistemas acuosos se puede medir convenientemente con un medidor de pH. En concreto, se ha usado el de la casa comercial Crisol modelo GLP91. El equipo se tiene que calibrar diariamente de acuerdo con las instrucciones del fabricante usando soluciones tampón de pH 4,0 y 7,0. Para la medida del pH se introduce medidor en la muestra en agitación y se espera hasta que se estabilice la medida.

2.1.9. Conductividad

La conductividad es una expresión numérica de la capacidad de una solución para conducir la corriente eléctrica, la cual depende de la concentración total de iones y de la naturaleza de éstos, movilidad, valencia y concentraciones relativas, así como de la temperatura de medición. El método de medida se realiza mediante un proceso electrométrico, en el cual se determina la resistencia mediante una célula.

Para su determinación se utiliza un conductímetro de la casa comercial Crisol con compensador automático de temperatura incorporado cuya corrección arroja un valor de conductividad que tendría la disolución a una temperatura de 25°C . Se calibra diariamente el equipo de acuerdo con las instrucciones del fabricante y una vez calibrado se introduce la muestra y se anota el resultado cuando la lectura sea estable.

2.1.10. Oxígeno disuelto

El oxígeno disuelto se mide empleando un oxímetro de la casa comercial Crisol modelo OXI 320. Se tiene que calibrar previamente a cada determinación de la muestra según especificaciones del fabricante;

una vez calibrado se sumerge el electrodo en la muestra y se anota el valor cuando la lectura sea estable, obteniéndose el resultado automáticamente en mgO_2/L .

2.1.11. Análisis de tamaño y distribución de partículas

Las partículas suspendidas en las aguas constituyen un grave problema para la posible reutilización del agua. La cantidad de partículas y el análisis de su distribución de tamaños permiten determinar la calidad del agua de salida de los procesos de tecnología de membranas.

El análisis de la distribución y tamaño de las partículas que pasan a través de la membrana se ha realizado con dos medidores: LiQuilaz-E20 particle counter (Particle MeasuringSystems) y LiQuilaz-LS particle counter (Particle MeasuringSystems). El equipo consta de dos partes diferenciadas y unidas entre sí; la primera parte es el dosificador que tiene una jeringa de 10 ml, con la cual se dosifica la cantidad de muestra deseada, y la segunda es el sensor, a través del cual pasará la muestra y quedarán las partículas de la misma contabilizadas y clasificadas por tamaños. El aparato consta de dos medidores, el medidor LiQuilaz-E20 cuyo rango de aplicación del sensor es de 2 a 125 μm , con una resolución de 1 μm y el Medidor LiQuilaz-LS cuyo rango de medida es 0,2 a 2 μm .

El método de medición se basa en un fenómeno óptico de extinción en el cual un rayo de luz láser se focaliza, usando unas lentes cilíndricas, en uno de los lados de la célula capilar, la partícula circula individualmente a velocidad conocida a través de la misma y al interponerse en el camino del rayo reduce momentáneamente la cantidad de luz que alcanza la célula fotovoltaica colocada al otro extremo.

El voltaje que proporciona el fotodiodo, al ser obturado el rayo láser por una partícula, es directamente proporcional al voltaje que genera en ausencia de partículas a la sección transversal de la partícula e inversamente proporcional a la sección transversal del sensor en la dirección del rayo incidente. La señal del fotodiodo se amplifica y convierte en una señal digital que a su vez se transforma en el tamaño de partícula mediante un microprocesador.

2.1.12. Aniones y cationes

Los aniones y cationes se determinaron por cromatografía iónica, usando un medidor de conductividad (Methrom®).

El término cromatografía se utiliza generalmente para una amplia gama de separaciones físico-químicas, donde los componentes de una muestra son separados mediante una fase móvil que pasa a través de una columna de separación; para la separación de iones se utiliza una fase móvil líquida que



arrastra la muestra a una columna de intercambio iónico compuesta por una resina, donde los distintos iones saldrán de la columna a distintos tiempos de retención debido a la interacción existente entre las cargas de la resina y los iones presentes en las muestras. A la salida de la columna es medida la conductividad en continuo saliendo cada ión que se quiere determinar a un tiempo de residencia característico; además, se cuantifica la cantidad de ese ión mediante el área de conductividad que existe a la salida con respecto al eluyente.

Para la separación de aniones se utilizó la Metrosep A Supp 5-250 con carbonato de sodio (3,2 mmol/L) y bicarbonato de sodio (1,0 mmol/L) como eluyente y ácido sulfúrico (50,0 mMol/L) como regenerante para el supresor químico y para la separación de cationes se utilizó la columna Metrosep C4-150 con ácido nítrico (1,7mmol/L) y ácido dipicolínico (0,7mmol/L) como eluyente.

El equipo se calibró para la medición de los siguientes aniones, nitritos y nitratos y el catión amonio. Esta calibración se realizó introduciendo tres concentraciones conocidas de cada uno de los iones. Una vez preparadas las distintas disoluciones de las anteriores tablas, se realizaba una recta de calibrado con cada uno de los iones; esta recta queda memorizada en el software del cromatógrafo, y se puede ya comenzar el proceso de medición de muestras de aguas.

2.1.13. Viscosidad

Las propiedades reológicas del licor mezcla del tanque de membranas han sido estudiadas a través de la viscosidad dinámica con el viscosímetro digital BROOKFIELD modelo LVDV-E usando el spindle 18 y un adaptador para pequeñas muestras a 60 revoluciones por minuto (rpm). La relación entre viscosidad y temperatura fue modelizada mediante la ecuación de Andrade (ecuación 36).

$$\mu = Ae^{-T/B} \quad (36)$$

Siendo:

- ✓ μ la viscosidad dinámica del fango (cP)
- ✓ T la temperatura
- ✓ A y B las constantes de la ecuación de Andrade.

2.1.14. Microscopía electrónica de barrido

Las membranas se observaron mediante el microscopio electrónico de barrido (MEB) Jeol JSM 5310LV y las micrografías fueron analizadas con el software del equipo. Las membranas sometidas a diferentes tratamientos fueron fijadas con glutaraldhído al 5% y después lavadas con buffer de fosfatos.

Una vez eliminado el glutaraldehído, se fijaron con tetraóxido de Osmio por un par de horas y se procedió a realizar la desecación paulatina con etanol, desde 30% hasta absoluto. Después las muestras fueron sometidas en el desecador de punto crítico para ser posteriormente bañadas en oro y poder ser observadas al microscopio.

2.2. DETERMINACIÓN PARA EL CONTROL DE CALIDAD MICROBIOLÓGICA DEL AGUA. DETECCIÓN Y RECuento DE COLIFORMES TOTALES Y FECALES (*Escherichia coli*)

Las bacterias coliformes son bacterias Gram negativo, no formadoras de esporas, oxidasa negativa, de morfología bacilar, aerobias o anaerobias facultativas y fermentadoras de lactosa con producción de ácido a 37° C en 24-48 horas. Las bacterias coliformes de origen fecal, son aquellas comprendidas en el grupo anterior (coliformes totales), que además son capaces de fermentar la lactosa, con producción de ácido y de gas a 44° C en 24 horas. *Escherichia coli* es un microorganismo que pertenece al grupo de los coliformes fecales. Este microorganismo es exclusivo del intestino de los mamíferos.

En este estudio se ha empleado el método de filtración por membrana, basado en la filtración de una determinada cantidad a través de membranas de filtración con un tamaño de poro de 0,45 μm y la posterior incubación de las mismas en placas con el medio de cultivo selectivo.

Para realizar este método, se prepararon diferentes diluciones seriadas de la muestra (1/10) las cuales fueron llevadas a un volumen final de 100 ml para su posterior filtración, al objeto de obtener resultados apreciables en las placas de cultivo. Las membranas se colocaron en placas Petri que contenían Endo Agar (Manual Difco™) a pH 7,5 \pm 0,2. Las muestras se incubaron a 37 y 44° C para estimar los coliformes totales y fecales respectivamente, durante 24 horas. Tras la incubación se realizó el recuento, el cual se expresó en unidades formadoras de colonias en cien mililitros UFC/100 ml.

2.3. ANÁLISIS DE LA CINÉTICA MICROBIANA

La determinación de las constantes cinéticas de la biomasa se ha determinado mediante la realización de dos ensayos respirométricos, uno para la determinación de la tasa de producción, la velocidad específica máxima de crecimiento y el coeficiente de semisaturación de la biomasa heterótrofa y un segundo ensayo para la determinación del coeficiente de decaimiento de la biomasa heterótrofa.

2.3.1. Equipo de ensayo

Sendos ensayos han sido realizados con el respirómetro BM-Advance de SURCYS, cuyo principio se



fundamenta en el consumo de oxígeno por parte de los microorganismos contenidos en el licor mezcla de un reactor biológico para oxidar una determinada concentración de materia orgánica o nutrientes. Su funcionamiento está basado en un método a impulsos optimizado de circuito cerrado, por medio de medidas en régimen continuo del oxígeno disuelto del licor mezcla y la mezcla formada por éste y la muestra a analizar, en un mismo reactor. El oxígeno disuelto es el resultante de la respiración de los microorganismos del fango activo en su proceso de metabolización de la materia orgánica y su propio consumo. La medida del oxígeno disuelto se complementa con la medida y control del pH, que permite analizar la evolución de este parámetro en cada ensayo de respirometría y controlarlo para mantenerlo dentro de un determinado rango si fuese necesario.

Este respirómetro permite operar en tres modos de trabajo distintos: dinámico, estático y cíclico cuya principal diferencia es el aporte de aire durante el ensayo; en el modo dinámico el suministro de aire se hace de forma continua, en el modo estático, la aireación se detiene al introducir la muestra y el cíclico que es un híbrido entre ambos ya que el aporte de aire se detiene e inicia al llegar a unos determinados umbrales de concentración de oxígeno previamente definidos por el usuario a modo de puntos de consigna.

La aireación del respirómetro se produce desde un compresor incorporado a través de un difusor sumergido en el reactor, dotado de un regulador de porcentaje de aire a suministrar durante tiempo ilimitado, la temperatura puede ser auto-regulada por un sistema tipo peltier entre 10 y 50° C. Los rangos que permite trabajar el respirómetro respecto a la Tasa de Respiración son de 3 a 700 mg O₂/L.h, a la Concentración de Oxígeno de 5 a 200.000 mg/L y DQO biodegradable de 5 a 340.000 mg O₂/L. En función del modo de trabajo escogido se obtienen además de la concentración de oxígeno disuelto, el pH y la temperatura, diferentes medidas. En el caso de los ensayos dinámicos el respirograma presenta valores de:

- Tasa de utilización de sustrato (Rs)
- Tasa de utilización de sustrato por unidad de biomasa (Rsp)
- Oxígeno Consumido estimado
- DQO biodegradable consumida estimada

Así mismo los ensayos estáticos y cíclicos presentan:

- Tasa de consumo de oxígeno (OUR)
- Tasa específica de consumo de oxígeno (SOUR)

2.3.2. Metodología del ensayo

Una vez en semana se procedía a la toma de 2 L de licor mezcla y 400 mL de relleno, los cuales permanecían entre 12 y 24 horas en aireación a una temperatura de 20 °C para hacer que la biomasa estuviese en condiciones endógenas. Para la determinación de las constantes cinéticas se ha empleado un ensayo dinámico y un ensayo estático.

2.3.2.1. *Ensayo dinámico*

Se ha realizado un ensayo dinámico incorporando cuatro concentraciones crecientes de Acetato Sódico para la biomasa heterótrofa y tres concentraciones crecientes de Cloruro de Amonio para la biomasa autótrofa, con el fin de determinar el oxígeno necesario para consumir cada una de ellas. La biomasa endógena se introducía en el reactor del respirómetro introduciendo y se iniciaba la aireación y termostatación de éste hasta que alcanzara unos valores de oxígeno disuelto y temperatura constantes lo cual indicaba que todo el sustrato había sido consumido y por tanto la biomasa se encuentra en condiciones reales de endogénesis. Una vez alcanzadas tales condiciones se inicia el ensayo el cual se basa en el establecimiento de una línea base de oxígeno disuelto en el reactor, la cual una vez definida permite al software calcular la pendiente del oxígeno consumido en cada una de las muestras introducidas. En el caso de determinación de las constantes de biomasa heterótrofa se introducían cuatro volúmenes de 50 mL de acetato sódico a diferentes concentraciones las cuales eran previamente analizadas en el laboratorio por el método descrito, mientras que en los ensayos encaminados a la determinación de constantes autótrofas tres muestras de concentración creciente de Cloruro de Amonio de 10 mL de volumen fueron introducidas. En la Figura 8 se muestra un ejemplo del respirograma obtenido durante un ensayo dinámico con tres concentraciones de sustrato.

Una vez que es definida la línea base se introduce la primera muestra con lo que la concentración de oxígeno disuelto desciende debido al oxígeno necesario por parte de los microorganismos para consumir el sustrato introducido, conforme desciende el oxígeno disuelto el software calcula y recoge los datos de la pendiente del oxígeno consumido, este consumo se produce en dos fase diferenciadas, una primera fase en la que la concentración de oxígeno disuelto en el reactor disminuye de un modo continuo hasta alcanzar el valor máximo de velocidad de consumo de oxígeno y a partir de ese punto se inicia una segunda fase en la que el oxígeno disuelto en el reactor va ascendiendo ligeramente hasta alcanzar la concentración de oxígeno inicial del ensayo, instante en el cual se asume que dado el carácter biodegradable de la muestra introducida todo el sustrato suministrado ha sido consumido. Una vez la concentración oxígeno disuelto se encuentra en el mismo valor que al inicio del ensayo y por ende la velocidad de consumo de oxígeno es

nula, se espera un tiempo suficiente bajo estas condiciones para introducir la siguiente muestra repitiendo el proceso descrito dos veces más obteniendo un respirograma similar al mostrado en la Figura 8.

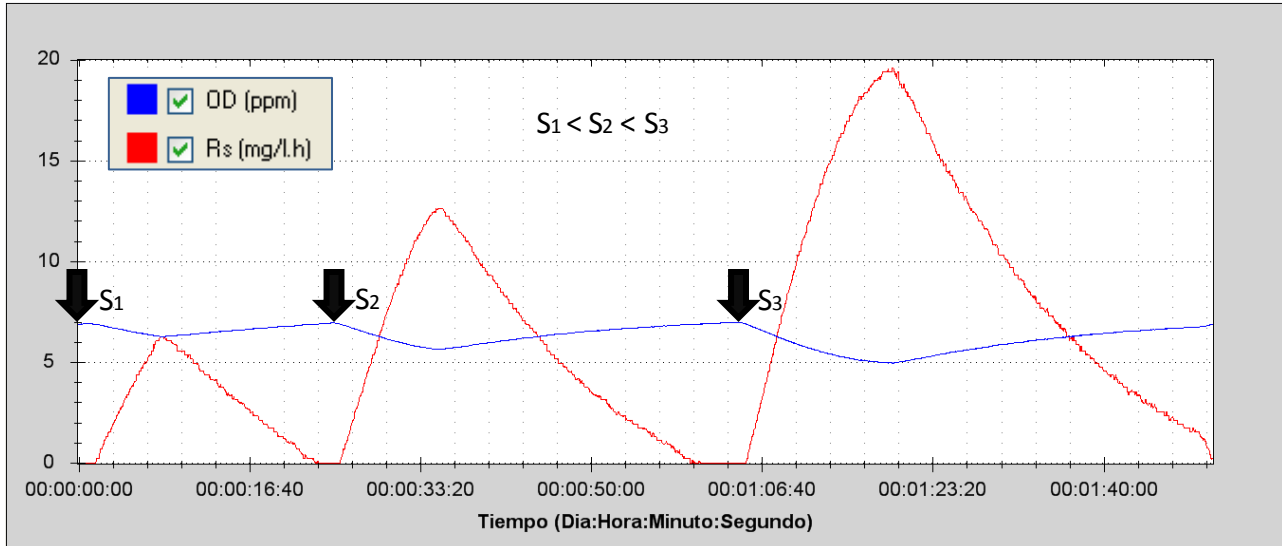


Figura 8. Ejemplo de ensayo dinámico en el respirómetro BM-Advance con tres aportaciones de sustrato de concentración crecientes (S1, S2 y S3) realizado a una biomasa híbrida (licor mezcla y relleno)

De los datos tomados por el software se exportan los datos ambientales recogidos durante el ensayo así como los valores instantáneos de velocidad de consumo de oxígeno a partir de los cuales se obtienen las constantes cinéticas.

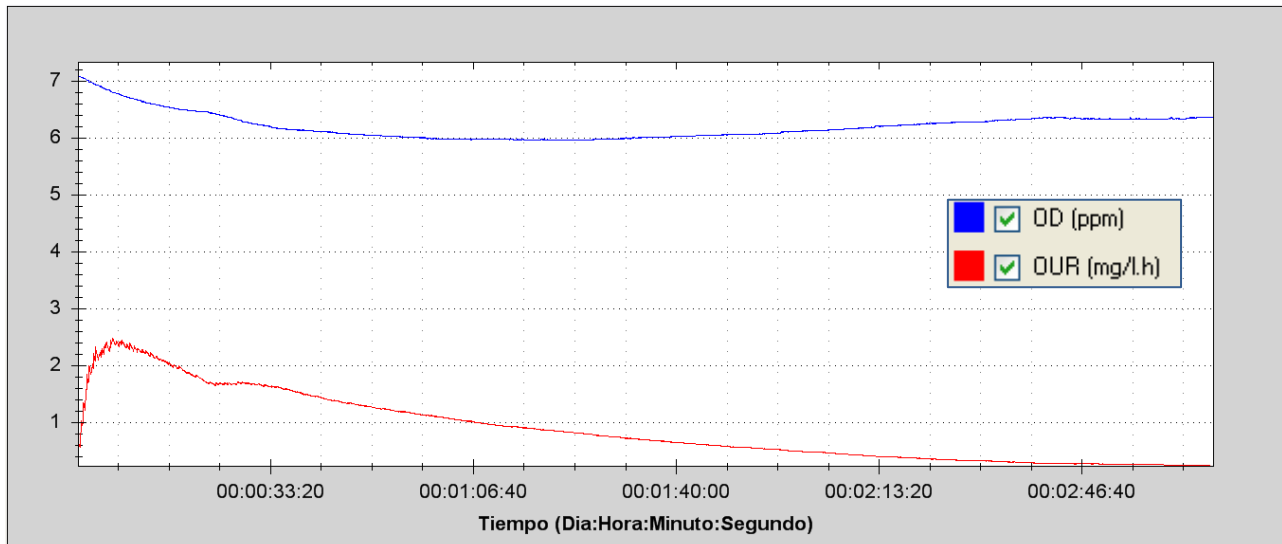


Figura 9. Ejemplo de ensayo estático realizado en el respirómetro BM-Advance a una biomasa híbrida (licor mezcla y relleno)

2.3.2.2. Ensayo estático

Este ensayo permite el cálculo de la constante de decaimiento. El ensayo consiste en analizar cuál es el consumo de oxígeno intrínseco de la biomasa, para lo cual no se le introduce ninguna muestra de



sustrato. El licor mezcla es introducido en el reactor del respirómetro donde es termostatzado y aireado hasta alcanzar una temperatura de 20 °C y una concentración de oxígeno disuelto constante, una vez que estos parámetros son obtenidos se inicia el ensayo, en el cual ante ausencia de aireación y de aporte de sustrato se recogen los datos de la tasa de oxígeno consumido hasta que la concentración es nula como puede verse en la Figura 9.

2.3.3. Procedimiento de cálculo para las constantes cinéticas heterótrofas

A partir de los datos obtenidos en el ensayo dinámico con cuatro concentraciones crecientes de acetato sódico de 50 mL de volumen y el ensayo estático realizados en el respirómetro se procedió al cálculo de las constantes cinéticas para la biomasa heterótrofa, tal y como se describe a continuación.

2.3.3.1. Tasa de producción de biomasa heterótrofa (Y_H)

Para el cálculo de la tasa de producción de la biomasa heterótrofa se hace uso de los datos obtenidos en el ensayo dinámico, el cual permite conocer el oxígeno necesario por parte de los microorganismos para consumir una cantidad conocida de materia orgánica. La tasa de producción de la biomasa heterótrofa se expresa o bien en unidades de oxígeno ($Y_{H,O}$) o bien en unidades de sólidos en suspensión volátiles ($Y_{H,SSV}$), ambas expresiones se relacionan como se muestra en la ecuación 37.

$$Y_{H,SSV} = \frac{Y_{H,O}}{f_{cv}} \quad (37)$$

Siendo f_{cv} el factor de corrección de sólidos en suspensión volátiles el cual se define en función de los sólidos en suspensión volátiles (X_{SSV}) y de la DQO de la biomasa en estudio ($DQO_{celular}$) tal y como muestra la ecuación 38. Un valor típico para es f_{cv} es 1,5 mg DQO/mgSSV (van Laandel y van der Lubbe., 2007).

$$f_{cv} = \frac{DQO_{celular}}{X_{SSV}} \quad (38)$$

Con los datos suministrados por los respirogramas se calcula $Y_{H,O}$ para posteriormente, a partir de las determinaciones analíticas realizadas a la biomasa proceder al cálculo de $Y_{H,SSV}$. $Y_{H,O}$ se define como se muestra en la ecuación 39 (Helle, 1999) en función del oxígeno que requieren consumir los microorganismos (OC) para oxidar una determinada magnitud de sustrato (S).

$$Y_{H,O} = \frac{S-OC}{S} \quad (39)$$

De cara a minimizar el error de emplear una única muestra, se emplean un total de cuatro puntos, a partir de los valores de velocidad de consumo de oxígeno (Rs) suministrados por el software se procede al cálculo del oxígeno total consumido (OC_i) para cada una de las muestras utilizadas, tal y como indica la



expresión 40, integrando numéricamente el área definida por la curva R_s como muestra la Figura 10.

$$OC_i = \int_{t_{i-1}}^{t_i} R_{s_i} dt \quad (40)$$

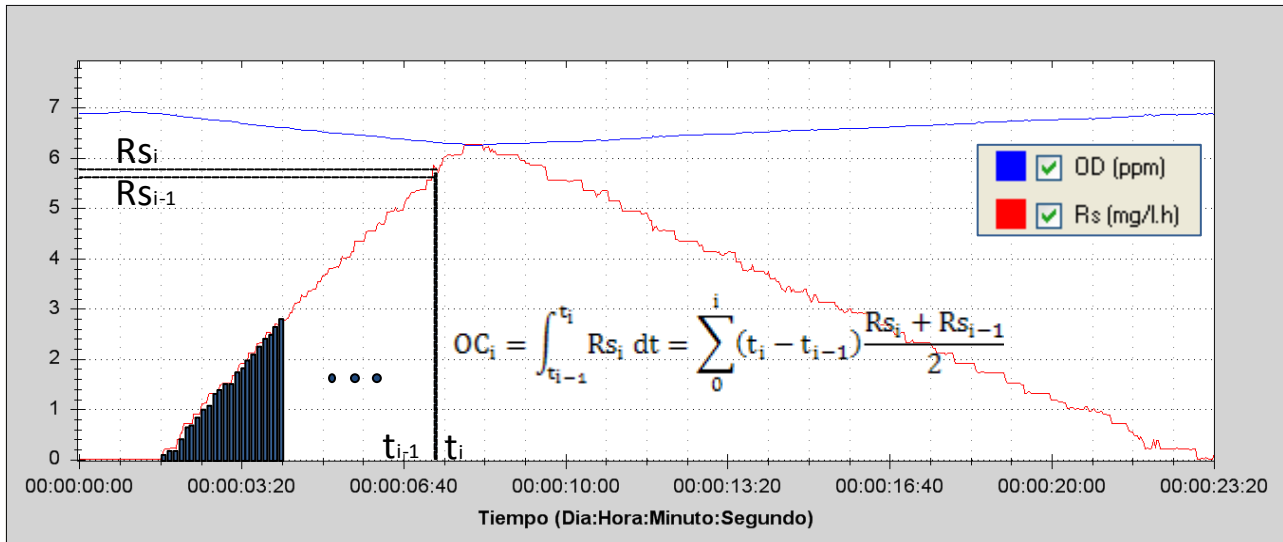


Figura 10. Ejemplo de cálculo gráfico del oxígeno consumido para una aportación de sustrato en un ensayo dinámico realizado en el respirómetro BM-Advance

Así mismo, a partir de la concentración de DQO de cada una de las muestras ($[DQO_i]$) y el volumen de muestra ($V_{m,i}$) introducido en el volumen de biomasa presente en el reactor (V_R) se calcula el sustrato que es consumido en cada uno de los ensayos (S_i) como se recoge en la ecuación 41.

$$S_i = [DQO] \frac{V_{m,i}}{V_R + V_{m,i}} \quad (41)$$

Conocidos los cuatro valores de OC_i y S_i es posible determinar el valor de $Y_{H,O}$, bien analíticamente mediante una regresión lineal obteniendo la ecuación de la recta. Una vez conocido $Y_{H,O}$, se calcula $Y_{H,SSV}$ mediante la ecuación 37 tras la determinación de los SSV y la $DQO_{celular}$ de la biomasa.

2.3.3.2. Velocidad máxima de crecimiento específico de biomasa heterótrofa ($\mu_{max,H}$) y coeficiente de semisaturación de biomasa heterótrofa (K_s)

Como se ha indicado anteriormente, el respirómetro presenta los valores de velocidad de consumo de oxígeno (R_s), los cuales se relación directamente con los valores de $\mu_{max,H}$ del modo que se expresa en la ecuación 42 a través de la tasa de producción previamente calculada.

$$Y_{H,SSV} = \frac{dX/dt}{dS/dt} \rightarrow \frac{dX}{dt} = Y_{H,SSV} \frac{dS}{dt} \quad (42)$$

Aplicando la ecuación de crecimiento microbiano (8), sustituyéndola en la ecuación 42, la velocidad de crecimiento de la biomasa heterótrofa (μ_H) se puede expresar como se muestra en la ecuación 43.



$$\mu_H = \frac{Y_{H,SSV}}{X_{SSV,H}} \frac{dS}{dt} \quad (43)$$

Así mismo, tal y como se indica en la ecuación 39, es posible relacionar el oxígeno consumido con el sustrato a través de $Y_{H,O}$. Tal y como se muestra en la ecuación 44, la derivada del sustrato se relaciona linealmente con la velocidad de consumo de oxígeno dada por el respirómetro (R_s)

$$S = \frac{1}{1-Y_{H,O}} OC \rightarrow \frac{dS}{dt} = \frac{1}{1-Y_{H,O}} \frac{dOC}{dt} = \frac{1}{1-Y_{H,O}} R_s \quad (44)$$

Teniendo en cuenta lo anterior, introduciendo en la ecuación 43 lo obtenido en la 44, es posible obtener los valores empíricos de μ_H a partir de los datos de R_s dados por el respirograma (ecuación 45).

$$\mu_H = \frac{Y_{H,SSV}}{X_{SSV,H}} \frac{1}{1-Y_{H,O}} R_s \quad (45)$$

Dado que se han realizado cuatro ensayos, se obtienen cuatro vectores ($\mu_{H,i}$, S_i). La ecuación 9 es linealizada, resultando la ecuación equivalente mostrada en la ecuación 46.

$$\frac{1}{\mu_H} = \frac{1}{S} \frac{K_s}{\mu_{max,H}} + \frac{1}{\mu_{max,H}} \quad (46)$$

A partir de los cuatro puntos ($\mu_{H,i}$, S_i), se calcularon sus inversas y se realizó el conveniente ajuste por mínimos cuadrados a una fórmula del tipo (ecuación 47)

$$\frac{1}{\mu_H} = \frac{1}{S} m + n \quad (47)$$

Desde la cual se obtuvieron los valores como se muestra en las ecuaciones 48 y 49.

$$\mu_{max,H} = \frac{1}{n} \quad (48)$$

$$K_s = \frac{m}{n} \quad (49)$$

2.3.3.3. *Tasa o velocidad de crecimiento específico de la biomasa heterótrofa (μ_H) y Tasa o velocidad de utilización de sustrato de la biomasa heterótrofa ($r_{SU,H}$)*

Conocidas $\mu_{max,H}$ y K_s es posible definir completamente ambas tasas empleando las ecuaciones 8 y 10, sabiendo que la tasa de velocidad de utilización de sustrato ($r_{SU,H}$) se define a partir de la tasa específica de utilización de sustrato ($r_{sp,H}$), tal y como se muestra en la ecuación 50.

$$r_{SU,H} = r_{sp,H} X_{SSV,H} \quad (50)$$

2.3.3.4. *Constante de decaimiento de la biomasa heterótrofa (b_H)*

Para el cálculo de la constante de decaimiento de la biomasa heterótrofa, se ha utilizado la ecuación



propuesta por Hance et al. 1987 (ecuación 51).

$$b_H = \frac{b'_H}{1 - Y_{H,SSV}(1 - f_p)} \quad (51)$$

Siendo f_p la fracción de biomasa destinada a la producción de productos particulados y el coeficiente de decaimiento aparente (b'_H) ha sido obtenido como se muestra en la ecuación 52, a partir del valor máximo de OUR (OUR_{max}) obtenido en el ensayo estático, teniendo en cuenta la relación estequiométrica descrita en la ecuación 18.

$$b'_H = \frac{OUR_{max}}{1,42 X_{SSV}} \quad (52)$$

2.3.4. Procedimiento de cálculo para las contantes cinéticas autótrofas

A partir de los datos obtenidos en el ensayo dinámico en el respirómetro con tres volúmenes de 10 mL de concentración creciente de cloruro de amonio, el cual es considerado en este caso el sustrato (S), se procedió al cálculo de las constantes cinéticas para la biomasa autótrofa tal y como se describe a continuación.

2.3.4.1. Tasa de producción de biomasa autótrofa (Y_A)

Tal y como sucede con la biomasa heterótrofa, en función de las unidades de medida empleadas para definir la tasa se han obtenido dos tasas de producción de biomasa autótrofa, la obtenida a partir de los datos procedentes del respirograma expresada en unidades de oxígeno ($mgO_2/mgN-NH_4$) denominada $Y_{A,O}$ y otra denominada en el presente trabajo como $Y_{A,SSV}$ expresada en unidades de biomasa ($mgDQO_{celular,formada}/mgN-NH_4$). Ambas tasas se relacionan entre sí por el cambio de unidades definido en la ecuación 53, utilizando el ya definido factor de corrección de sólidos en suspensión (f_{cv}).

$$Y_{A,SSV} = \frac{Y_{A,O}}{f_{cv}} \quad (53)$$

El proceso empleado para el cálculo de ambas es similar al expuesto para la biomasa heterótrofa. Para el cálculo de la tasa de producción de la biomasa heterótrofa se hace uso de los datos obtenidos en el ensayo dinámico realizado a las tres muestras de cloruro de amonio. Para el cálculo del sustrato consumido por parte de los microorganismos, ha sido utilizado el coeficiente estequiométrico para el crecimiento aerobio de biomasa autótrofa (4,57) el cual es la demanda de oxígeno teórica para la oxidación de nitrógeno amoniacal en nitrato (Henze et al. 1987) descrito en la ecuación 54.



Al igual que en el caso de la biomasa heterótrofa, con los datos suministrados por los respirogramas

así como de la determinación de nitrógeno amoniacal introducido en cada una de las muestras se calcula $Y_{A,0}$ para posteriormente, a partir de las determinaciones analíticas realizadas a la biomasa proceder al cálculo de $Y_{A,SSV}$, siguiendo el procedimiento descrito para el caso heterótrofo.

2.3.4.2. *Velocidad máxima de crecimiento específico de biomasa autótrofa ($\mu_{max,A}$) y coeficiente de semisaturación de biomasa autótrofa (K_N)*

Siguiendo el mismo razonamiento, descrito para el caso heterótrofo, ambas constantes son obtenidas mediante la obtención de velocidad de crecimiento específico de biomasa autótrofa (μ_A) obtenida empíricamente a partir de los datos obtenidos con el uso del respirómetro (Rs) en el ensayo dinámico, tal y como muestra la ecuación 55.

$$\mu_A = \frac{Y_{A,SSV}}{X_{SSV,A}} \frac{1}{1-Y_{A,0}} R_S \quad (55)$$

Dado que en este caso se han realizado tres determinaciones, se obtienen tres vectores ($\mu_{A,i}$, S_i). De nuevo la ecuación es linealizada como en el caso heterótrofo obteniendo la velocidad máxima de crecimiento específico de biomasa autótrofa ($\mu_{max,A}$) y coeficiente de semisaturación de biomasa autótrofa (K_N) de una forma análoga.

2.3.4.3. *Tasa o velocidad de crecimiento específico de la biomasa heterótrofa (μ_H) y Tasa o velocidad de utilización de sustrato de la biomasa heterótrofa ($r_{SU,H}$)*

Conocidas $\mu_{max,A}$ y (K_N) es posible definir completamente ambas tasas empleando las ecuaciones 2 y 4, sabiendo que la tasa de velocidad de utilización de sustrato ($r_{SU,A}$) se define a partir de la tasa específica de utilización de sustrato ($r_{Sp,A}$), tal y como se muestra en la ecuación 56.

$$r_{SU,A} = r_{Sp,A} X_{SSV,A} \quad (56)$$

2.3.5. **Determinación de la biomasa heterótrofa y autótrofa**

La determinación de las constantes cinéticas velocidad máxima de crecimiento específico de biomasa heterótrofa ($\mu_{max,H}$) y autótrofa ($\mu_{max,A}$) así como del coeficiente de semisaturación de biomasa heterótrofa (K_S) y autótrofa (K_N) requieren conocer la parte de la biomasa activa total (X_{SSV}) correspondiente a microorganismos autótrofos ($X_{SSV,A}$) y heterótrofos ($X_{SSV,H}$).

Diferentes estimaciones empíricas han sido desarrolladas en los últimos años (Marais y Ekema, 1976; Metcalf y Eddy, 1995 y Eckenfelder y Mustermam, 1999) atendiendo cada una de las estimaciones a diferentes parámetros relacionados con la cinética microbiana así como el comportamiento y la operación de la planta. En el presente trabajo, se ha utilizado el método descrito por Eckenfelder y Mustermam (1995)



ya que es el basado en las constantes cinéticas previamente obtenida. Este método define tal y como puede verse en la ecuación 57 la fracción de biomasa autótrofa (F_N) o cociente entre la fracción autótrofa y la biomasa total presente en el sistema a partir de la biomasa activa total (X_{SSV}), el nitrógeno amoniacal eliminada en la nitrificación (S_N) obtenido del funcionamiento de la planta bajo las condiciones en estudio, la DQO rápidamente biodegradable eliminada por el sistema (S_S), la tasa de producción de autótrofas tanto en unidades de sólidos en suspensión volátiles ($Y_{A,VSS}$) como de oxígeno ($Y_{A,O}$) así como la tasa de producción de heterótrofas ($Y_{H,VSS}$)

$$F_N = Y_{A,VSS} \frac{S_N}{Y_{H,VSS} * S_S + Y_{A,O} * S_N} \quad (57)$$

La biomasa heterótrofa ($X_{SSV,H}$) se obtiene, por tanto, como la diferencia entre la autótrofa ($X_{SSV,A}$) y la total (X_{SSV}).

2.4. ANÁLISIS ESTADÍSTICO DE LOS DATOS

2.4.1. Análisis monovariante

El análisis estadístico de los datos fue desarrollado con el software IBM SPSS Statistics 20 para Windows. El programa fue utilizado además de para obtener los estadísticos descriptivos, para realizar el estudio de comparación de medias.

Para analizar el efecto de los diferentes parámetros operacionales fueron calculado, para los diferentes periodos de estabilidad, el Anova de un factor para evaluar la presencia o no de diferencias estadísticamente significativas, siendo el factor el ciclo operacional y las variables dependientes las variables operativas, los rendimientos y las características físico químicas del influente y el efluente. El análisis Anova se ha calculado con un intervalo de confianza del 95 % (alfa = 0,05), por tanto se considera que existen diferencias estadísticamente significativas cuando el P-valor es inferior a 0,05. Dado que el tamaño de las poblaciones fue inferior a 50, las pruebas de normalidad se han realizado por el método de orientación teórica de Shapiro Wilk implementado en el software. El método empleado para las comparaciones múltiples post hoc realizado ha sido el de Tukey, asumiendo varianzas iguales con un nivel de significación de 0,05. Para facilitar la lectura de los resultados del análisis Anova éstos han sido presentados como subconjuntos homogéneos para la prueba HSD de Tukey.

2.4.2. Análisis multivariante

El análisis de los efectos combinados de más de una variables en un factor o parámetro fue realizado mediante el software Canoco para Windows 4.5. Se realizó el Método de Ordenación Lineal RDA



(Redundancy Análisis), para analizar de forma combinada las variables ambientales (variables operacionales) y las especies (parámetros operativos, rendimientos del sistema y constantes cinéticas)

El RDA es un método de ordenación directo en el que se utilizan las variables ambientales para explicar la distribución de las especies (Lepš & Šmilauer, 2003). De esta forma, se logró determinar la asociación entre los principales parámetros ambientales y la distribución espacial de las especies

Previo a la realización del análisis se determinó la pertinencia del mismo mediante un Análisis de Correspondencia sin Tendencia (DCA) para verificar que los datos mantenían una correlación lineal, para lo cual la longitud del gradiente de los ejes de ordenación es inferior a 3.



3. INVESTIGACIÓN DE CHOQUE

Antes de iniciar la investigación de fondo que será la definitiva para obtener las conclusiones y recomendaciones que definirán el título de esta tesis es preciso estudiar el comportamiento en una investigación previa que se realizará de cara a conocer el comportamiento del sistema frente a variables tales como el tipo de relleno, el porcentaje y el TRH, los datos y conclusiones obtenidas durante dicha investigación de choque permitirán desarrollar las modificaciones de los datos de partida que se indicaran a continuación así como una nueva planta piloto para la investigación de fondo. Previo a la puesta en marcha de la planta piloto experimental de biorreactores de membrana con lecho móvil situada en la EDAR Puente de los Vados de Granada en la que se realizará la investigación de fondo, se hicieron una serie de ensayos a escala laboratorio con el mismo influente que posteriormente alimentaría la planta piloto destinados a conocer el comportamiento de los diferentes rellenos frente al TRH, lo que permitirá hacer una selección del tipo de relleno. Así mismo durante esta fase se estudiará el comportamiento de un sistema de lecho móvil a escala semitécnica en un sistema convencional de fangos activos de baja carga para analizar las mejoras que supone introducir un relleno seleccionado en un proceso convencional de baja carga.

3.1. OBJETIVOS PREVIOS

Los siguientes objetivos fueron definidos en la presente fase experimental:

3.1.1. Objetivos Principales

- ✓ Análisis y selección de rellenos para el uso en sistemas de lecho móvil.
- ✓ Determinación de la mejora de un proceso de lechos móvil en comparación con sistemas convencionales de fangos activos.

3.1.2. Objetivos Secundarios

Para la consecución del objetivo principal se definieron una serie de objetivos secundarios.

- ✓ Estudio de la capacidad de eliminación de materia orgánica de un sistema de lecho móvil en función del TRH y del porcentaje de relleno utilizado.
- ✓ Análisis del comportamiento cinético de la biomasa heterótrofa en función del tipo de relleno empleado.
- ✓ Determinación de la mejora de rendimiento en eliminación de materia orgánica con la utilización de relleno en sistemas de fangos activos.



- ✓ Influencia de la carga contaminante en el proceso de fangos activos con y sin utilización de relleno.
- ✓ Análisis de la carga másica, utilizando el parámetro de diseño de los procesos de fangos activos, y su influencia en la eliminación de materia orgánica en proceso de oxidación avanzada con lecho móvil. La utilización de una oxidación prolongada es debida a que son las plantas que mas existen en la actualidad.
- ✓ Estudio de la influencia del TRH en la digestión de la biomasa.

3.2. PARÁMETROS Y VARIABLES PREVIAS

Considerando los objetivos planteados en la presente investigación, las siguientes variables operacionales y parámetros analíticos previos fueron definidos:

3.2.1. Variables operacionales

Se establecieron cuatro variables para el desarrollo de esta fase de la investigación:

- ✓ **Tiempo de Retención Hidráulico**

El tiempo de retención hidráulico (TRH), el cual se define como la relación entre el volumen del reactor y el caudal a tratar. En base a investigaciones anteriores, en los ensayos a escala laboratorio se escogieron tres TRH: 5, 10 y 15 horas (Germain et al., 2007; Davis et al., 2009; Zalakain et al., 2008; Ivanovic y Leiknes, 2008; Melin et al., 2005; Leiknes et al., 2007), mientras que en la investigación realizada a escala semitécnica dado que el objetivo era reproducir un proceso de fangos activos de baja carga los tiempos empleados fueron superiores.

- ✓ **Tipo de relleno**

Se utilizaron tres soportes distintos, los cuales se describen posteriormente.

- ✓ **Porcentaje de Relleno**

Al igual que en los casos anteriores se emplearon diferentes porcentajes en función de experiencias anteriores como las de Kim et al. (2010), Germain et al. 2007 y Zalakain et al. (2008): 50 %, 35% y 20 %

- ✓ **Sólidos en suspensión en licor mezcla**

Diferentes concentraciones fueron empleadas para analizar el efecto de la carga másica en la eliminación de materia orgánica del proceso.



3.2.2. Parámetros analíticos

✓ **Demanda Química de Oxígeno (DQO)**

Parámetro utilizado para cuantificar la cantidad de materia orgánica, biodegradable y no biodegradable, que existen en una muestra de agua residual.

✓ **Demanda Biológica de Oxígeno (DBO₅)**

Parámetro que permite ver de forma indirecta la cantidad de materia orgánica presente en el agua. Este parámetro empírico se basa en la capacidad que tienen los microorganismos presentes en una muestra para consumir los compuestos orgánicos en un ambiente aeróbico. La relación existente entre DQO y DBO₅, informa sobre el carácter biodegradable de la muestra a través del factor de biodegradabilidad.

✓ **Sólidos en suspensión**

➤ **Sólidos en suspensión en el Licor Mezcla (MLSS)**

Este parámetro muestra la cantidad de sólidos en suspensión que hay dispersos en el reactor biológico en forma de flóculos. Se distinguen en volátiles y fijos, los volátiles muestran la cantidad de compuestos orgánico existente en las aguas residuales, y son determinantes para conocer la biomasa activa.

➤ **Sólidos en suspensión en la biopelícula (BFSS)**

Este parámetro muestra la cantidad de sólidos en suspensión que hay adheridos a los soportes en el reactor biológico en forma de biopelícula. La suma de los sólidos en suspensión en el licor mezcla y en la biopelícula está íntimamente unida a la concentración de microorganismos que existe en el reactor biológico.

➤ **Sólidos en suspensión a la entrada**

Parámetro que se analizó para ver la cantidad de materia en suspensión que entraba al sistema de biorreactor de membrana con lecho móvil.

➤ **Sólidos en suspensión a la salida**

Parámetro que se analizó para ver la capacidad de eliminación de la parte particulada que tiene el sistema.

✓ **pH**

Parámetro que da información de la acidez o basicidad del medio; para poder desarrollar un proceso de depuración biológica son necesarios unos niveles de pH adecuados (6-9) en torno a la neutralidad.

✓ **Conductividad**

Parámetro que indica la cantidad de sales solubles que tiene esa agua residual.

✓ **Oxígeno disuelto**

La concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico condiciona los procesos biológicos que tiene lugar dentro del reactor biológico. El oxígeno disuelto del licor mezcla viene condicionado además de por el caudal de aire que se introduzca en el reactor biológico por factores tales como la temperatura o la concentración de biomasa.

3.3. METODOLOGÍA

Conocido el estado del arte de los sistemas de lecho móvil, y con la finalidad de alcanzar los objetivos definidos anteriormente se decide realizar la investigación de choque en dos fases. La fase inicial tiene por objeto realizar un estudio comparativo de distintos tipos de relleno en pequeñas plantas pilotos de laboratorio que permita descartar alguno o algunos de los rellenos. Dado que la finalidad última es conocer el comportamiento del sistema con membranas, la segunda fase consiste en realizar un estudio comparativo del comportamiento a una gran escala del relleno o rellenos elegidos. Para esta segunda fase, dada la oportunidad de trabajar con ESAMUR, se construirá una planta piloto semi-técnica mientras se lleva a cabo la primera fase que se instala en Puerto Lumbreras, municipio de la comunidad autónoma de la región de Murcia.

Durante la primera fase de la investigación de choque se probó el comportamiento de diferentes rellenos bajo distintas condiciones en plantas de pequeña escala las cuales se describen en el apartado 3.3.1. Esta investigación se basó en el análisis del funcionamiento frente a diferentes variables de un sistema de lecho móvil analizando los rendimientos en eliminación de materia orgánica a través de dos experiencias de características hidráulicas diferentes pero igual principio de funcionamiento tal y como se indica en el plan de trabajo detallado en el apartado 3.3.2. Este estudio previo a escala laboratorio se realizó bajo dos condiciones de operación, inicialmente se operó de un modo discontinuo y posteriormente de forma continua. Dadas las limitaciones de la forma de trabajo en discontinuo y las pequeñas dimensiones de los biorreactores se procedió a un estudio en continuo basado en el análisis de la eliminación de materia orgánica en función de las diferentes variables planteadas.



A partir de los datos obtenidos en los ensayos de laboratorio, se inició la puesta en marcha de la planta piloto semi-técnica dotada de un sistema de decantación, descrita en el apartado 3.3.3, lo cual permite ahondar en la eficiencia del proceso una vez descartados los rellenos de peor funcionamiento, con el objeto de analizar la mejora del rendimiento en eliminación de materia orgánica que supone la incorporación de un lecho sobre el sistema de fango activos convencionales de baja carga. La metodología desarrollada en la presente fase se detalla en el plan de trabajo descrito en el apartado 3.3.4.

Con el desarrollo de la metodología definida queda patente que hay dos fases que definen la presente investigación de choque, que permiten obtener unas conclusiones previas para fijar los objetivos definitivos de la investigación.

3.3.1. Planta piloto de laboratorio

Para el desarrollo de esta fase de la investigación de choque llevada a cabo en laboratorio, se construyeron dos plantas piloto de pequeñas dimensiones para trabajar en modo discontinuo (Figura 11) y continuo (Figura 12).

La planta piloto utilizada para los ensayos en discontinuo tiene cuatro reactores biológicos de 1 L de volumen cada uno, aireados todos ellos con un compresor tal y como puede verse en la Figura 11 y dotados de un sistema de agitación mecánica.

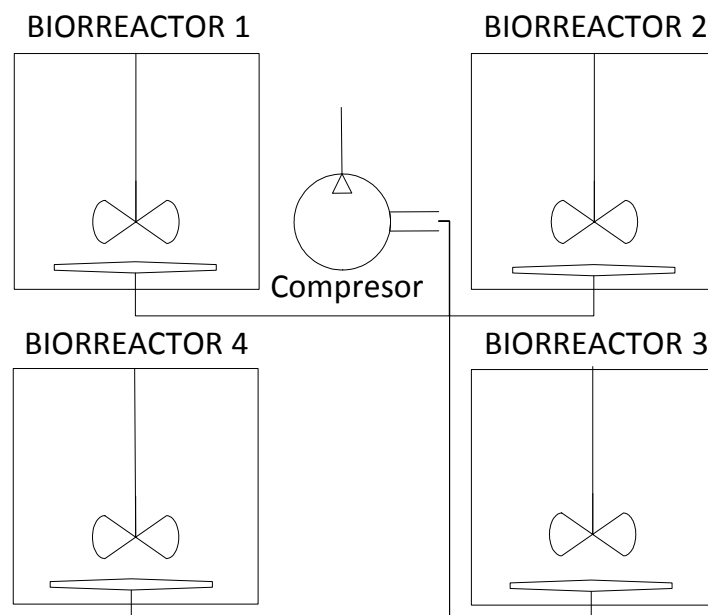


Figura 11. Diagrama de la planta piloto de laboratorio para trabajar en discontinuo construida para la investigación de choque con cuatro reactores biológicos de 1 L de volumen aireados por un compresor

Para el desarrollo de los ensayos en continuo a escala laboratorio se construyeron tres reactores de 3 L cada uno, dotados en la parte inferior de un sistema de aireación y de agitación mecánica para evitar la decantación y favorecer la fluidificación del lecho, cuyo diagrama se muestra en la Figura 12.

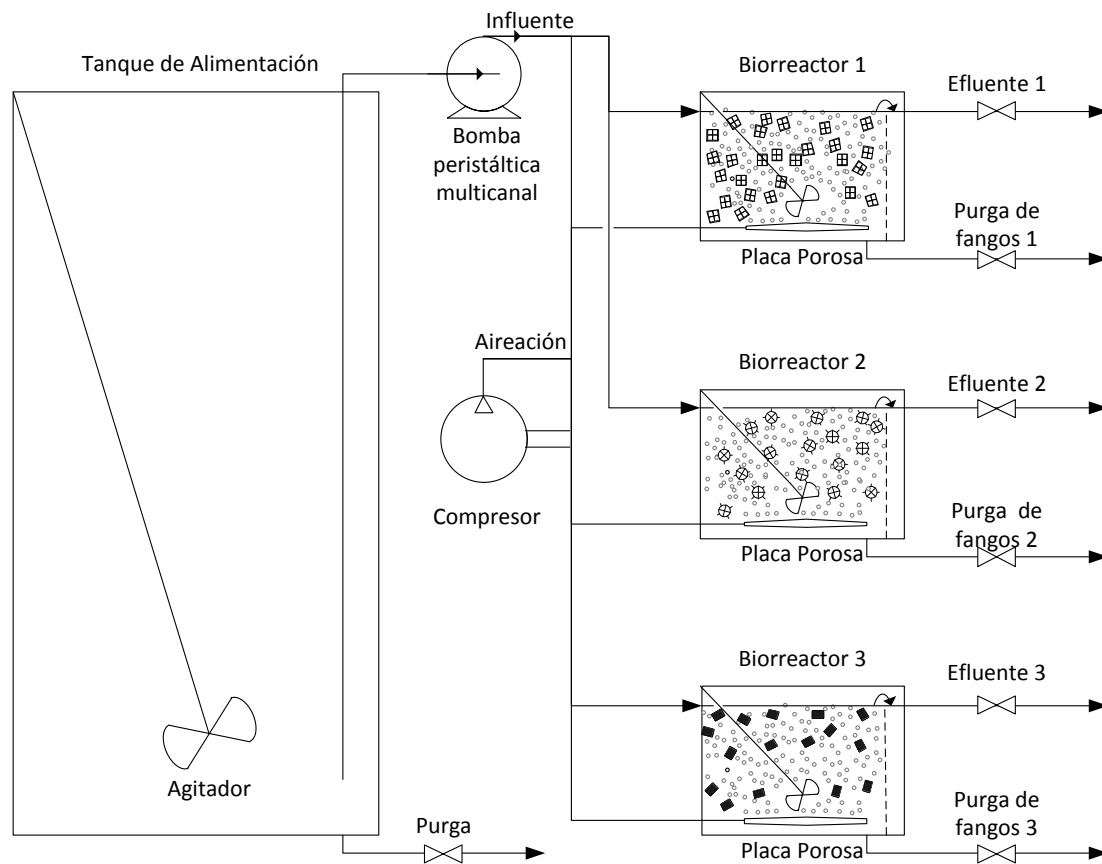


Figura 12. Diagrama de la planta piloto de laboratorio para trabajar en continuo construida para la investigación de choque con tres reactores biológicos de 3 L de volumen alimentados mediante una bomba multicabezal desde un depósito de alimentación común

Estos reactores se construyeron con una salida por gravedad en el volumen de 3 L y una salida inferior para realizar purgas en el caso de que fuera necesario; la entrada se realizó mediante una bomba peristáltica multicabezal (Watson Marlow S-520) la cual alimentaba con tres cabezales de un modo continuo a los biorreactores tomando el agua de un depósito de alimentación común de 100 L que era alimentado diariamente con agua residual urbana real procedente de la salida del decantador primario de la EDAR Puente de los Vados de Granada.

Cinco rellenos plásticos, los cuales se muestran en la Figura 13 y cuyas características geométricas se recogen en la Tabla 4 fueron los inicialmente planteados para el estudio de sistemas de lecho móvil. De estos rellenos, dos de ellos fueron descartados por su deficiente comportamiento: el relleno 4 (Figura 13d),



empleado anteriormente en sistemas de biopelícula sin fluidificación, presentaba una baja resistencia que hacía que se fracturara ante pequeños esfuerzos lo cual impide su uso en procesos con movimiento del relleno y el relleno 5 (Figura 13e) el cual presentaba una densidad excesivamente baja que hacía que el lecho flotara, elevándose sobre la lamina de agua, lo cual añadido a la dificultad de adherencia de biopelícula debido o bien a la baja rugosidad de las paredes o bien a su composición descartó su uso para sistemas de lecho móvil.

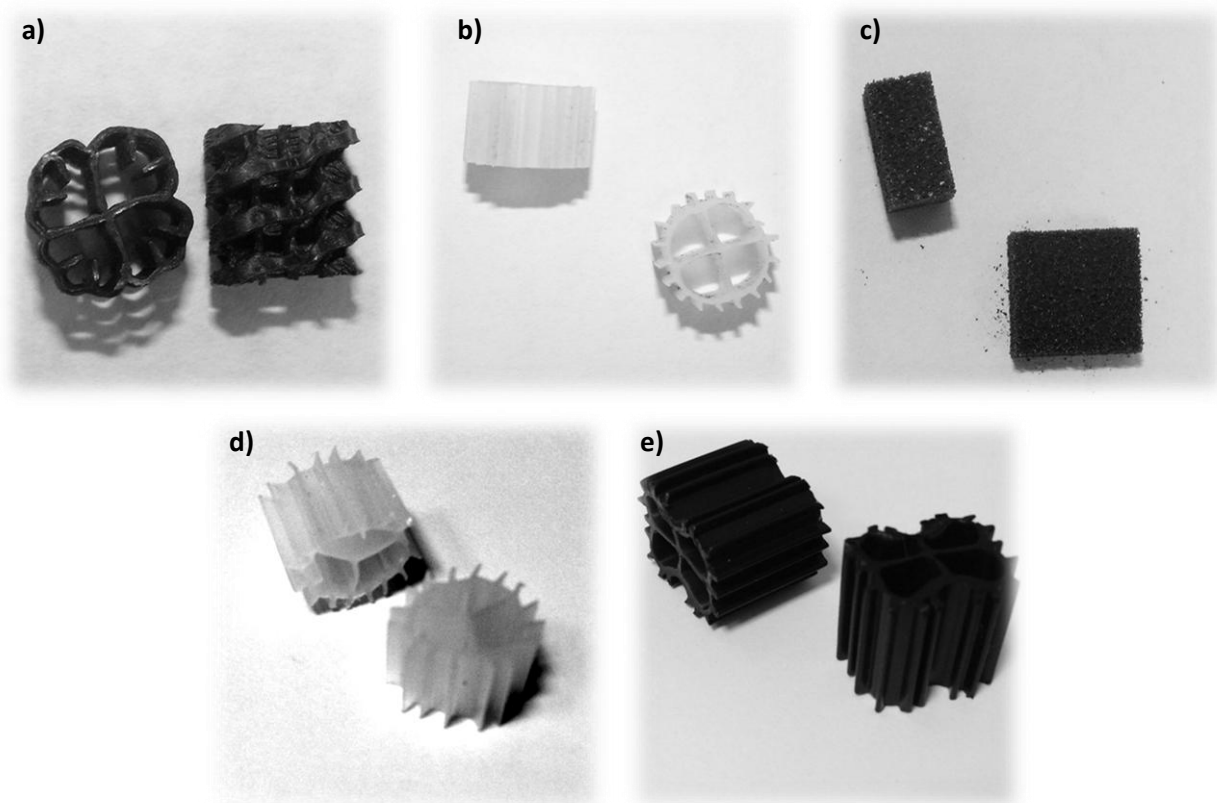


Figura 13. Rellenos estudiados inicialmente durante la investigación de choque: a) Relleno 1; b) Relleno 2; c) Relleno 3; d) Relleno 4 y e) Relleno 5

Tras descartar los dos rellenos anteriormente indicados se emplearon tres soportes de características y materiales distintos. Los rellenos utilizados fueron el soporte K1 de Anoxkaldnes (Figura 13b) numerosas veces estudiado en experiencias similares (Germain et al., 2007; Rutt et al., 2006; Zalakain et al., 2008; Ivanovic y Leiknes, 2008; Melin et al., 2005), un soporte plástico desarrollado por AQWISE y suministrado en España por Ecohidro denominado AQWISE ABC5 (Figura 13a) y un tercer tipo de soporte suministrado por la empresa Cyclus denominado BIOCONS (Figura 13c).

El soporte de AnoxKaldnes presenta una forma cilíndrica con una cruceta interior y aletas laterales para suministrarle mayor relación superficie/volumen de polietileno. El soporte de AQWISE tiene forma de

espiral cuadrangular hueca con cruceta de dimensiones 1,2x1,2 (mm.) y 1,3 mm de altura. En cuanto al relleno de Cyclus es un cubo poroso de 14x14x7 (mm.) de aspecto esponjoso pulverizado con carbón activo. Las características geométricas de cada uno de los soportes se muestran en la Tabla 4.

Tabla 4. Características físicas y geométricas de los rellenos estudiados inicialmente durante la investigación de choque

	Relleno 1	Relleno 2	Relleno3	Relleno 4	Relleno 5
Altura (mm)	13	7	14	9	12
Lado Mayor (mm)	14	11	14	9	10
Lado Menor (mm)	12	11	7	9	6
Diámetro (mm)	-	10	-	9	-
Espesor (mm)	0,8	0,5	-	0,4	1
Densidad (g cm⁻³)	0,92-0,96	0,92-0,96	0,88-0,92	0,92-0,96	0,88-0,92
Unidades por m³	308.000	1.030.000	366.000	690.000	289.000
Peso medio por Ud.(mg)	370	159	125	192	574

3.3.2. Plan de trabajo de la planta piloto de laboratorio

Para el estudio comparativo de los rellenos, tras descartar los dos rellenos ya comentados por su deficiente comportamiento, se procede a la generación de biopelícula (Fase I) sobre los rellenos empleando las plantas piloto de laboratorio construidas, para lo cual se estimó un plazo máximo de 14 días en los cuales se recircularía fango procedente del reactor biológico de media carga de la EDAR Puente de los Vados de Granada que permitiera una adecuada inoculación de los microorganismos presentes en el licor mezcla. Una vez desarrollada la biopelícula se estudia el funcionamiento del sistema bajo dos condiciones de funcionamiento, en primer lugar de un modo discontinuo lo cual requiere en torno a 1 semana (Fase II) y posteriormente de un modo continuo requiriendo en este caso alrededor de 3 meses (Fase III).

La experiencia en discontinuo (Fase II) se basó en el análisis de la eliminación de materia orgánica en un tiempo prolongado frente a diferentes porcentajes de relleno de cada uno de los rellenos probados. El experimento consistió en el análisis de la disminución de DQO en un reactor aireado de 1 litro de capacidad observando las condiciones de temperatura, pH, conductividad y oxígeno disuelto. Para el desarrollo de los ensayos discontinuos se prepararon cuatro recipientes de 1 litro con un sistema de aireación inferior, tres para cada uno de los rellenos y un cuarto sólo para agua residual en aireación sin biomasa adicional, para analizar la eliminación adicional que suponía la presencia del relleno. De estos reactores se extrajeron muestras de la parte superior para analizar la DQO total y soluble y las características del agua durante 24 horas bajo cada una de las condiciones de porcentaje de relleno; así mismo se determinó tanto al inicio como al final las características del agua de alimentación y salida así como la densidad de la biopelícula.

La experiencia en continuo (Fase III) se basa en el análisis de eliminación de materia orgánica por



parte del sistema de lecho móvil bajo las diferentes variables operacionales definidas anteriormente. En esta experiencia se introdujo agua de decantador primario bajo los diferentes TRH y porcentajes de relleno definidos anteriormente, analizando las características físico-químicas a la entrada y salida del biorreactor con el fin de estudiar el efecto directo de la formación de biopelícula en el relleno y su capacidad de eliminación de materia orgánica. Así mismo se procedió a la toma de muestras de biopelícula para proceder a la determinación de la biomasa existente. Durante al menos 7 días se mantienen cada una de las condiciones establecidas de las cuales 6 días se muestrea el agua de entrada, cada una de las tres salidas así como el licor mezcla y el relleno para proceder a la determinación de materia orgánica presente en las muestras así como la cuantificación de la biomasa presente en cada uno de los procesos.

En la Tabla 5 se muestra, a modo de resumen, el organigrama que se siguió durante la primera parte de la investigación de choque llevada a cabo a escala de laboratorio.

Tabla 5. Fechas y variables operacionales (% de relleno y TRH) probadas durante la primera parte de la investigación de choque desarrollada a escala laboratorio

Fase de la experimentación	Fecha		% Relleno	TRH (h)
	Inicio	Fin		
Fase I	14/06/2010	24/07/2010	50	-
	24/06/2010	26/06/2010	50	24
Fase II	28/06/2010	30/07/2010	35	24
	01/07/2010	03/07/2010	20	24
	05/07/2010	12/07/2010	50	5
Fase III	13/07/2010	27/07/2010	50	10
	28/07/2010	06/08/2010	50	15
	07/08/2010	14/08/2010	35	5
	15/08/2010	22/08/2010	35	10
	23/08/2010	29/08/2010	35	15
	30/08/2010	07/09/2010	20	5
	08/09/2010	14/09/2010	20	10
15/09/2010	22/09/2010	20	15	

3.3.3. Planta piloto semi-técnica

Durante el desarrollo de la primera fase de la investigación de choque a escala laboratorio se procedió a la construcción de la planta piloto semi-técnica.

3.3.3.1. *Emplazamiento*

La planta piloto se sitúa en la Estación Depuradora de Aguas Residuales de Puerto Lumbreras, situada en la aglomeración urbana de Puerto Lumbreras, en el término municipal del mismo nombre, sus coordenadas UTM son X(ED50): 609.428 e Y(ED50): 4.156.545. La tecnología aplicada en esta instalación es:

Fangos Activos (Aireación Prolongada) + Terciario (Coagulación + Floculación + Filtro de Arena + Desinfección Ultravioleta).



Figura 14. Foto aérea de la situación de la Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR) de Puerto Lumbreras en la cual se desarrolló la segunda fase de la investigación de choque

Puerto Lumbreras se encuentra ubicado al suroeste de la región de Murcia, a orillas de la Rambla Nogalte, en la comarca del Alto Guadalentín, y lindando con la provincia de Almería, Andalucía. En el año 2010 según el Instituto Nacional de Estadística (INE) contaba con una población de 14.120 habitantes. En el municipio se distinguen principalmente dos tipos de paisajes: la montaña, siendo el Cabezo de la Jara el monte más elevado del término municipal con una altitud de 1.242 metros sobre el nivel del mar, lo que lo convierte en una de las cumbres más elevadas de toda la Región de Murcia y el valle, donde cabe citar los llanos del Esparragal y Puerto Adentro. Entre ambos se encuentran diversas ramblas, siendo la de Nogalte la de mayor importancia la cual es el cauce receptor del efluente de la estación de regeneración de aguas residuales (ERAR) (Figura 14). El clima de Puerto Lumbreras se encuadra dentro del "mediterráneo" con unas precipitaciones medias, en el año 2011 la Estación meteorológica de Puerto Lumbreras contabilizó 245,6 mm y una temperatura, también media, con una media de 18,35 °C, el pasado año 2011. La temperatura media es alta presentando una amplitud térmica, diferencia entre temperatura máxima y mínima, muy acusada llegando en el pasado año a un valor de 19 °C.

3.3.3.2. Descripción de la planta piloto

La planta piloto empleada durante esta fase de la investigación se situó en la sala de pretratamiento de la EDAR con objeto de amortiguar las variaciones de temperatura de la zona; tal y como se muestra en la



Figura 15, consta de dos reactores biológicos con un volumen operativo de 1500 L cada uno y dos decantadores de diámetro 40 cm que permiten operar de diferentes modos combinando sendos reactores y decantadores.



Figura 15. Fotografía de la planta piloto semi-técnica empleada en la investigación de choque con dos reactores biológicos y dos decantadores

La Figura 16 muestra el diagrama de flujo de cómo se operó con la planta piloto, operando en paralelo cada uno de los reactores biológico con cada uno de los decantadores. La alimentación se realiza inicialmente mediante una bomba de impulsión situada a la salida del desarenador-desengrasador de la planta, la cual estaba dotada de una conducción que llevaba el agua hasta la sala donde se sitúa la planta piloto con un retorno para ajustar el caudal, dada la ausencia de variador de frecuencia de la bomba y una vez en las inmediaciones de la planta piloto había una derivación de la conducción a cada uno de los reactores con una válvula para ajustar el caudal de entrada a cada uno de los reactores, el funcionamiento de la bomba se activa automáticamente mediante un temporizador programable. La planta se diseñó para poder operar en paralelo, permitiendo emplear independientemente o en conjunto cada uno de los reactores y los decantadores.

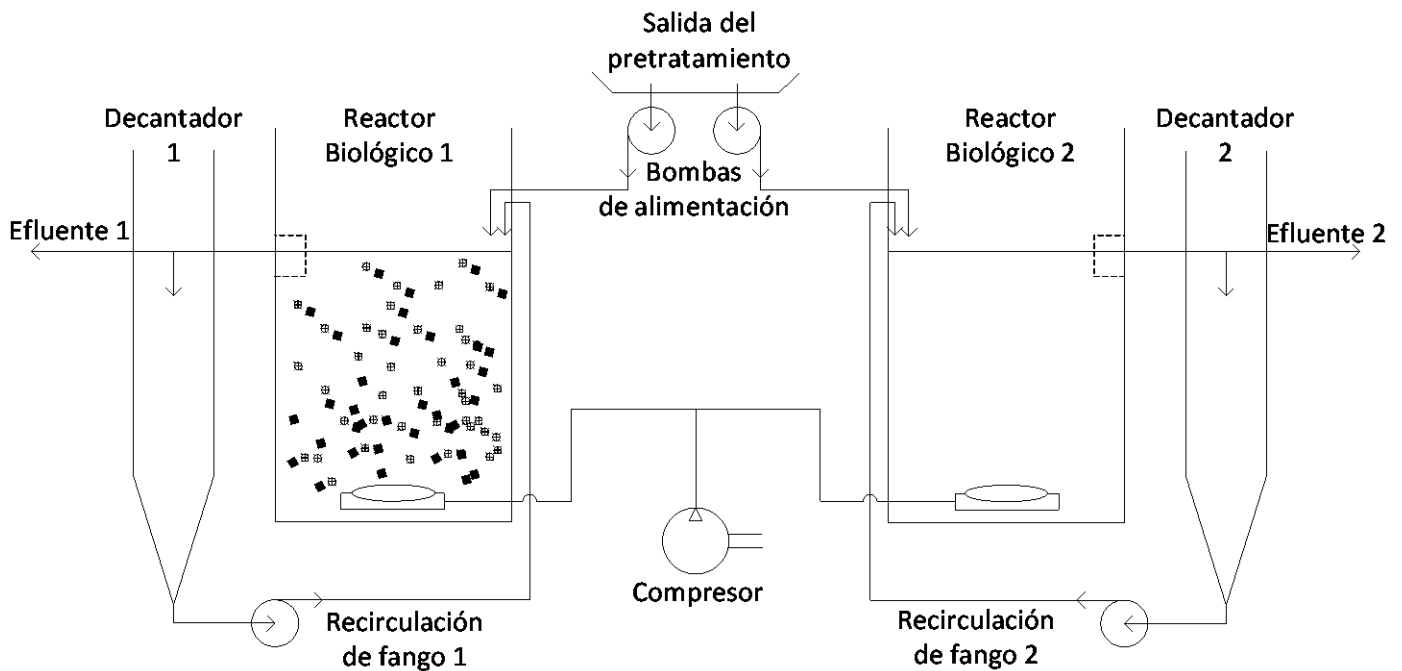


Figura 16. Diagrama de flujo de la planta piloto semitécnica instalada en Puerto Lumbreras utilizada durante la segunda fase de la investigación de choque, en la que se operó en paralelo con dos líneas compuestas por biorreactor-decantador secundario bajo diferentes condiciones

El fango procedente del reactor biológico por gravedad pasa al decantador, dotado la conducción de un codo invertido que se introduce en la lamina del reactor para evitar la proliferación de caminos diferenciales, así mismo la salida del reactor biológico posee un sistema para evitar el paso del relleno desde el reactor biológico como se muestra en la Figura 17, basado en la separación física mediante una malla rígida de luz inferior al tamaño mínimo del relleno.

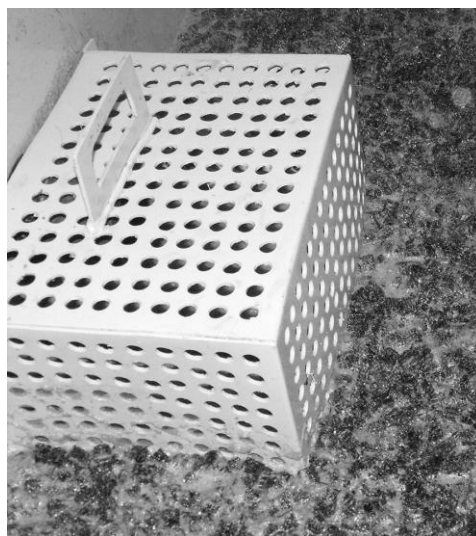


Figura 17. Sistema de retención de relleno para evitar que este pase al decantador instalado en el interior del reactor biológico de la planta piloto semi-técnica utilizada durante la investigación de choque



Figura 18. Detalle de la planta piloto semi-técnica utilizada durante la investigación de choque, en la que se observa el sistema de entrada y salida del decantador de la planta

El efluente de cada uno de los decantadores discurre en régimen de lámina libre hacia la cabecera de la planta, ambas salidas se unían en una conducción tal y como puede verse en la Figura 18.

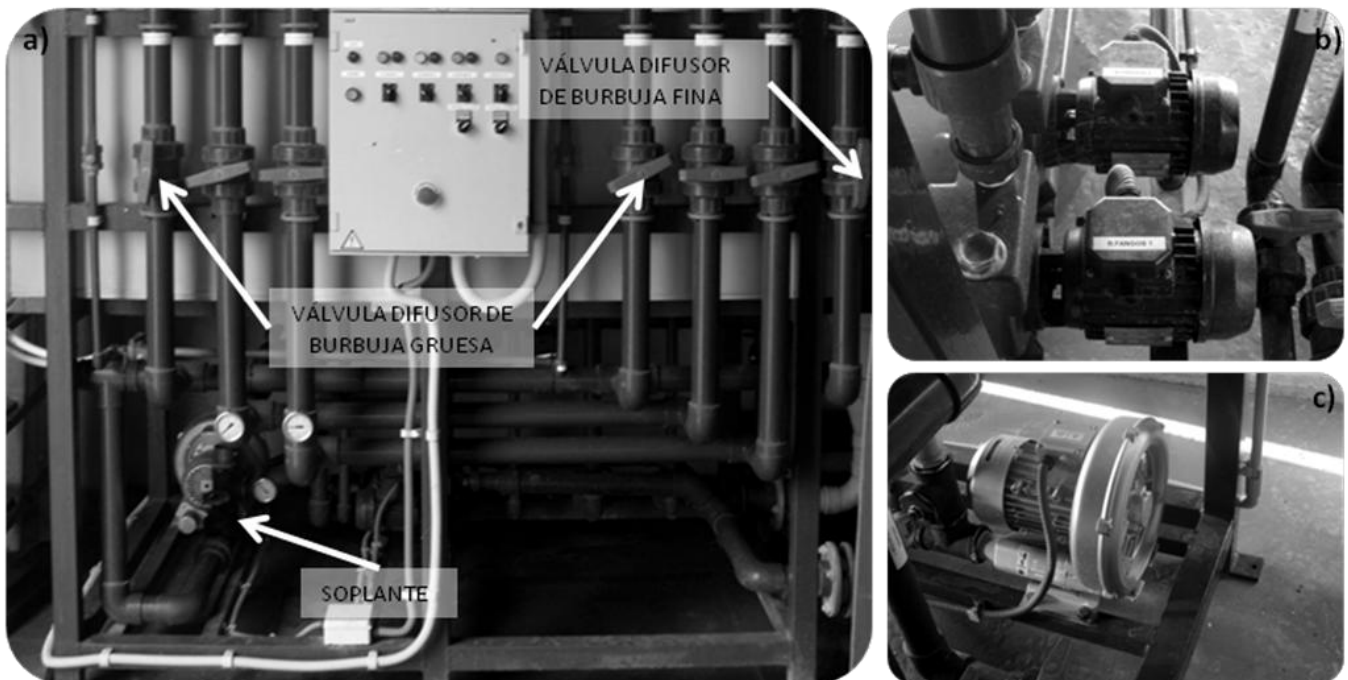


Figura 19. Detalle de algunos de los equipos de la planta piloto semi-técnica utilizada en la investigación de choque. a) Alzado principal en la que se muestran algunos de los elementos del sistema de aireación; b) soplante para la aireación del sistema; c) bombas de recirculación de fangos



Los reactores biológicos están dotados de un sistema de aireación compuesto por una soplante (Figura 19) conectada a un temporizador y en cada uno de los reactores biológicos un difusor de burbuja gruesa y en el caso del reactor biológico 2 un difusor de burbuja fina, dado que existe una única soplante, los tiempos de aireación de ambos reactores son iguales pudiendo variar el caudal de aire mediante las diversas válvulas instaladas en cada una de las conducciones.

La recirculación de fango se diseñó para realizarse mediante el empleo de dos bombas de iguales características (Figura 19 b) que tomaban el fango de cada uno de los decantadores introduciéndolo en el biorreactor correspondiente, pudiendo *bypasear* una u otra conducción de modo que la recirculación se puede hacer desde cada uno de los decantadores hasta cada uno de los reactores biológicos. Las bombas de recirculación de fangos se instalaron para trabajar de un modo continuo, modificando el caudal de recirculación mediante el empleo de válvulas situadas en las dos conducciones.

3.3.4. Plan de trabajo de la planta piloto semitécnica

Atendiendo a la bibliografía consultada y tras el análisis de los resultados de los ensayos en laboratorio, se realizaron varios ciclos y a partir de los resultados obtenidos se procedió al cambio de variables. Se prevé una duración aproximada de 12 meses para esta segunda fase de la investigación de choque. Como primera fase de trabajo se adoptó el TRH como parámetro de partida y trabajando con diferentes caudales de entrada en los dos reactores, menor caudal de entrada en el que no tiene relleno y un caudal un 20 % mayor en el que si lo tiene, resultando un tiempo de retención de 36 horas de oxidación prolongada normal y de 29 horas para el reactor con relleno ya que se esperaba un mejor rendimiento en eliminación de materia orgánica del sistema con relleno.

La instalación se puso en marcha en noviembre de 2010, estableciendo el reactor 1 como biorreactor con lecho y el reactor 2 como un sistema de fangos activos, empleando el decantador 1 como decantador del sistema de lecho y el decantador 2 para el sistema de fangos activos. Para la puesta en marcha se procedió al llenado de los biorreactores con fango procedente del reactor biológico de la EDAR de Puerto Lumbreras de modo que la planta quedara operativa para proceder al calibrado de los diferentes caudales circulantes. Con la puesta en funcionamiento se observó la imposibilidad de operar con la bomba de alimentación instalada ya que al no disponer de variador de frecuencia el caudal de entrada solo se podría ajustar mediante la temporización y el empleo de las válvulas y el retorno, por lo que se procedió a la temporización de los ciclos y ajuste de los caudales mediante las válvulas, sin embargo esta forma de operación no era factible debido a que el retorno se había situado a una cota muy inferior a la de la salida de la conducción con lo que cuando se iniciaba el ciclo de paro, toda la conducción quedaba vacía no



pudiendo volver a funcionar en la fase de marcha ya que no se encontraba cebada. Dada la problemática reseñada se optó por cerrar completamente el retorno y trabajar a caudal máximo de la bomba, lo cual generó una nueva problemática derivada de la imposibilidad de calibrar los elevados caudales que suministraba la bomba, por lo que se decidió que lo más adecuado era disponer un sistema de medición de caudales en cada una de las entradas.

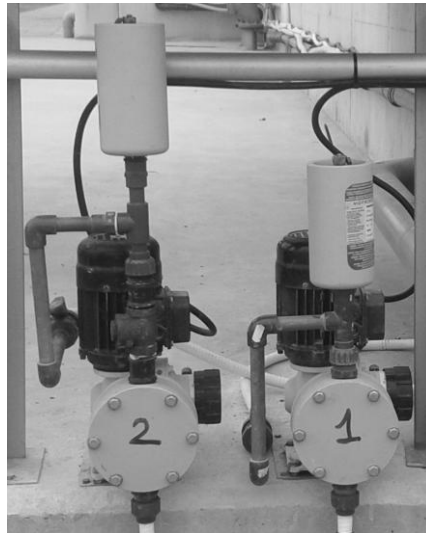


Figura 20. Bombas de alimentación instaladas en la planta piloto semi-técnica situada en Puerto Lumbreras utilizada durante la investigación de choque

Tras la instalación de los caudalímetros se observó que el rango de medida de estos era muy inferior al caudal que suministraba la bomba, además los caudales al ser tan elevados requerían unos ciclos de paro de un orden muy superior a los de marcha con los problemas de homogeneidad que ello provocaba en los reactores los cuales trabajaban a impulsos. Esta compleja problemática hizo necesaria la sustitución de la bomba de alimentación por dos bombas de caudales acordes con los caudales con los que se pretendía operar dotadas además de variadores de frecuencia y sistema de automatización mediante temporización independiente para cada una de las bombas.

El viernes 8 de abril de 2011 se instalaron las dos bombas de alimentación (Figura 20) a la salida del desarenador-desengrasador, inmediatamente antes del tanque de laminación, además se pusieron en la conducción desde la bomba hasta los caudalímetros instalados dos tuberías flexibles de 25 mm de diámetro, una para cada una de las líneas. El lunes 11 de abril se comprobó el funcionamiento de la nueva instalación, tras los pertinentes ensayos hidráulicos y la comprobación de caudal se dejó en funcionamiento la Planta Piloto con un caudal correspondiente a un TRH de 29 y 36 horas para los biorreactores 1 y 2 respectivamente, programando ciclos de 15 minutos de marcha y 45 de parada para asegurar el caudal calculado. Así mismo se comprobó el funcionamiento de los decantadores y se activó la aireación de ambos

reactores, quedando pendiente por parte del Jefe de Planta el encendido de las bombas de recirculación a expensas de alcanzar un TRH y por tanto garantizado el llenado de ambos biorreactores para el miércoles día 13 de abril, quedando por tanto tal día la planta en funcionamiento.



Figura 21. Vista de la salida de los decantadores tras proceder al desdoblamiento de la misma de la planta piloto semi-técnica utilizada durante la investigación de choque

Una vez llenos ambos reactores, con el caudal de entrada establecido, se procedió a la activación de las bombas de recirculación. La puesta en marcha de la recirculación provocó problemas de desbordamientos de los decantadores, el cual en un principio parecía ser atribuido a la configuración de la salida de ambos decantadores los cuales convergían en una única conducción mediante una “T”, lo cual hacía que parte del agua de salida del decantador 2 retornara al decantador 1 produciendo el desbordamiento del mismo al impedir la salida de éste. En Planta se realizaron unas pruebas de funcionamiento con un único decantador y aumentando levemente la pendiente de la tubería de salida, de ésta forma se obtuvo un correcto funcionamiento, motivo por el cual se procedió a la separación de ambas salidas con el fin de resolver este problema, quedando tal y como se muestra en la Figura 21. Solventados los problemas hidráulicos se comenzó una nueva puesta en marcha, concentrando biomasa a la espera de alcanzar los MLSS establecidos.

Así mismo el elevado caudal nominal de las bombas de recirculación dificultaban el funcionamiento en continuo por lo que se decidió temporizar la recirculación manteniendo las condiciones de funcionamiento empleando para ello el temporizador instalado en la bomba de alimentación primitiva y en desuso desde la instalación de las actuales bombas de alimentación. Una vez tomadas las decisiones, instalados los repuestos y resuelta la incidencia de la bomba de recirculación se procedió al calibrado de las mismas para aumentar el caudal instantáneo, pasando a trabajar en ciclos y al reajuste de la temporización



de la soplante. El día 5 de julio se alcanzó la concentración de sólidos en suspensión en el reactor biológico 1 (lecho móvil) iniciándose la purga a la espera de alcanzarla en el reactor biológico 2 lo cual tuvo lugar el día 19 de julio de 2011 iniciándose así el purgado conjunto de ambos reactores, concluyendo la fase de puesta en marcha e iniciando los ensayos para el análisis de eliminación de materia orgánica en las condiciones establecidas.

Como consecuencia de las sucesivas incidencias generadas para el arranque de la planta piloto y las derivadas de su funcionamiento inicial, la puesta en marcha se demoró, alcanzándose el correcto funcionamiento de la planta piloto seis meses después de lo previsto inicialmente. La Tabla 6 muestra las fechas y variables operacionales que finalmente fueron llevadas a cabo durante la investigación de choque desarrollada a escala semi-técnica tanto en el proceso de fangos activos y de lechos móviles.

Tabla 6. Fechas y variables operacionales utilizadas en la investigación de choque desarrollada en Puerto Lumbreras tanto en línea de fangos activos como en la de lechos móviles

Fase de la experimentación	Fecha		Fango Activo		Lecho Móvil Híbrido		
	Inicio	Fin	TRH (h)	MLSS (mg/L)	% de relleno	TRH (h)	MLSS (mg/L)
Puesta en marcha	22/11/2010	19/07/2011					
Ciclo 1	19/07/2011	19/10/2011	29	2899±511	20	36	2745±770
Ciclo 2	19/10/2011	29/12/2011	30	3679±1065	20	30	3042±564
Ciclo 3	29/12/2011	23/02/2011	48	5410±618	20	48	5977±915

3.4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.4.1. Ensayos a escala laboratorio

3.4.1.1. Caracterización del agua residual

Como ya se ha dicho, en la primera fase de la investigación de choque llevada a cabo en laboratorio se utilizó licor mezcla del reactor biológico para la inoculación del relleno y agua del decantador primario procedente de la Estación Depuradora de Aguas Residuales (E.D.A.R.) del Puente de los Vados de Granada en donde se ubicaría la planta piloto experimental de la investigación de fondo. Las características del influente y del fango utilizado para la inoculación se recogen en la Tabla 7.

3.4.1.2. Generación de Biopelícula

Dado que estos ensayos previos se realizaron sin la presencia de ningún sistema de separación físico-química (decantador o membrana) previo a la realización de los ensayos de eliminación de materia orgánica fue necesario realizar un proceso de inoculación del relleno basado en la generación de una biopelícula estable sobre los soportes plásticos.

Tabla 7. Características del licor mezcla empleado para la inoculación de los soportes y el influente de las plantas de laboratorio de la primera fase de la investigación de choque

	pH	Conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	Sólidos en Suspensión (mg/L)		
				SST	SSF	SSV
Fango	7,68 \pm 0,17	1.207 \pm 63	21,7 \pm 0,4	2.983 \pm 406	314 \pm 149	2.669 \pm 352
Influente	7,49 \pm 0,19	1.165 \pm 155	23,9 \pm 0,8	152 \pm 81	28 \pm 29	124 \pm 69

La inoculación del relleno se realizó con la mayor proporción de soportes a emplear durante la experiencia. Se realizó mediante recirculación del licor mezcla en el reactor en condiciones aerobias en la planta piloto construida. El licor mezcla empleado, presentaba una concentración media en torno a 3000 mg/L de sólidos en suspensión totales. Esta forma de inoculación fue empleada previamente por Xing et al. (2000) durante dos semanas, sin embargo en este caso se detuvo el proceso al alcanzar valores de biopelícula adherida similares a experiencia anteriores, manteniéndose un tiempo total de inoculación de 11 días, durante los cuales se recirculó fango de forma continua mediante bomba peristáltica a un caudal de 65 mL/min por cada uno de los tres rellenos.

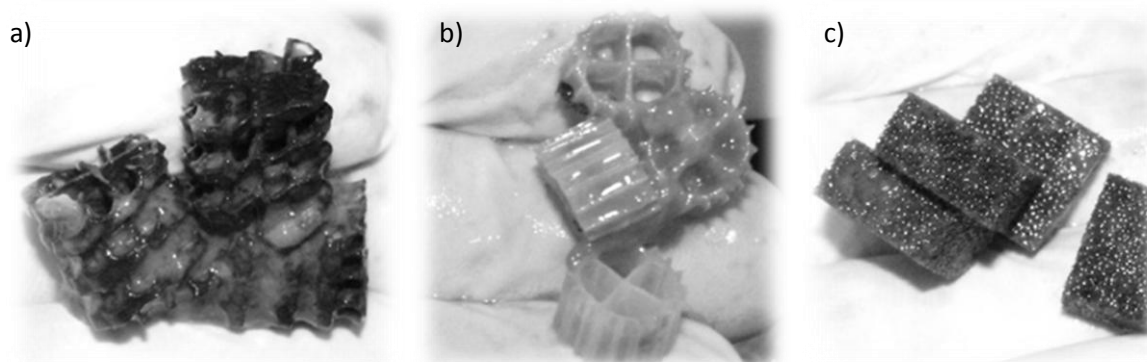


Figura 22. Fotografía de los rellenos empleados durante la investigación de choque realizada en laboratorio: a) AQWISE ABC5; b) K1; c) BIOCONS

Diferentes estudios realizados por otros autores obtuvieron una densidad de biopelícula similar, Marques et al. (2008) obtuvo densidades entre 3.250 y 13.000 mg/L en soportes de poliéster con concentraciones entre el 10 y 40 % de relleno por volumen de reactor, otros estudios realizados con rellenos de poliuretano en procesos CAPTOR con concentración de soportes entre 15 y 75 % obtuvieron una densidad de entre 7.000 y 9.000 mg/L (Tyagi y Vembu, 1990). Para procesos LIMPOR en los que se emplean soportes similares al relleno BIOCONS para concentraciones de relleno entre el 10 y el 40 % se obtuvo un contenido en biomasa entre 5.000 y 8.000 mg/L (Gilligan y Morper, 1999). Sin embargo, Xing et al. (2000) obtuvo valores muy superiores alcanzando los 16.000 mg/L de biomasa adherida al inicio del experimento la cual fue disminuyendo hasta estabilizarse en torno a 12.000 mg/L con el empleo de un relleno de poliuretano.



En la Figura 22 se observan unas fotografías de cada uno de los soportes con biopelícula adherida al finalizar la fase de inoculación. En la Figura 23 se recoge la evolución de la biopelícula adherida durante el proceso de inoculación; en ella se observa una tendencia ascendente más pronunciada en el caso de los rellenos AQWISE ABC5 y K1 que en el BIOCONS. Así mismo puede observarse como la cantidad adherida fue muy similar en el caso de los soportes AQWISE ABC5 y K1, alcanzando una densidad en torno a los 7.500 mg/L, mientras que para el mismo periodo, el relleno BIOCONS alcanzó aproximadamente 5.000 mg/L. Obteniendo una densidad similar a las experiencias anteriores.

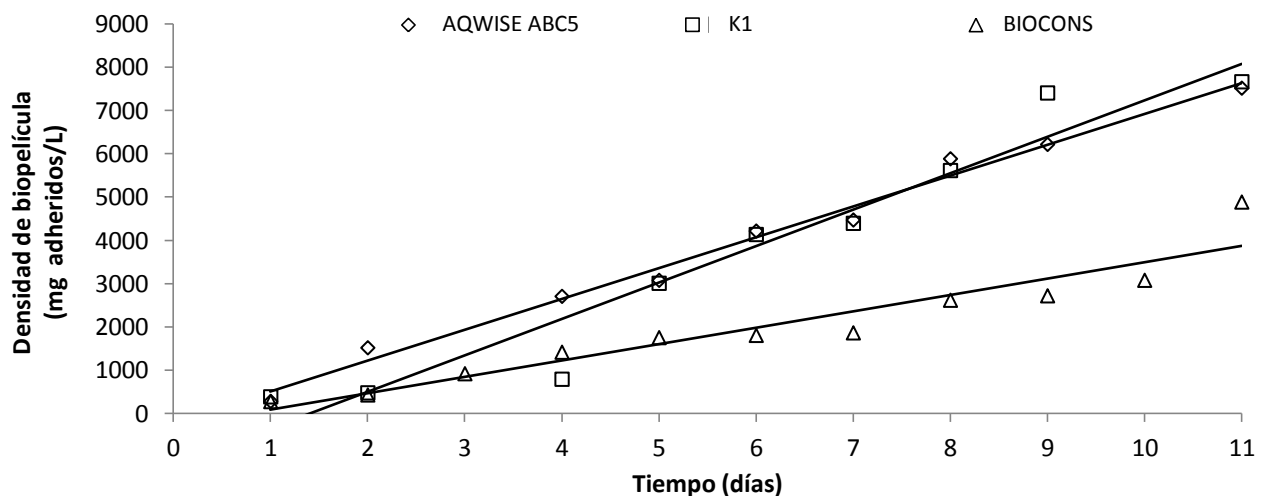


Figura 23. Densidad de la biopelícula adherida en cada uno de los soportes, medida en forma de sólidos en suspensión totales durante la fase I de la investigación de choque desarrollada a escala laboratorio

A partir de los datos mostrados en la Figura 23, el relleno BIOCONS podría ser descartable de cara a su utilización como consecuencia de la menor biomasa adherida. Se ha observado además una mayor regularidad en la evolución del AQWISE ABC5 frente al K1 durante el proceso de colonización de biopelícula; el AQWISE ABC5 obtiene una mayor densidad de biopelícula en los primeros días, aunque a lo largo del tiempo se compensa con el K1.

Durante la inoculación se analizaron los sólidos en suspensión totales, fijos y volátiles en el licor mezcla (en la Figura 24 se observa la concentración de sólidos en suspensión totales) observándose un aumento similar en la concentración de sólidos en los tres biorreactores debido a que durante esta fase no se realizaron purgas. En la Tabla 8 se recogen los valores medios de pH, conductividad, temperatura y oxígeno disuelto de cada uno de los biorreactores durante los 11 días que duró la fase I de los ensayos a escala laboratorio; se observa como las condiciones ambientales de los rellenos AQWISE ABC5 y K1 son muy similares, difiriendo del relleno BIOCONS lo cual se debe principalmente a la diferente naturaleza de éste como se ha indicado anteriormente.

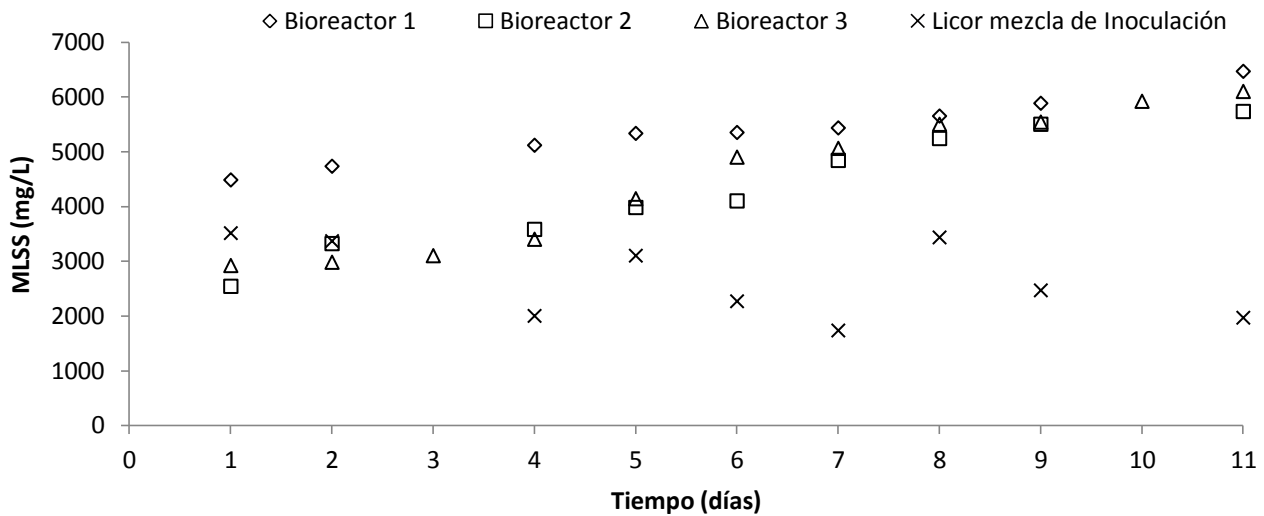


Figura 24. Concentración de MLSS (mg/L) en cada uno de los biorreactores así como del fango empleado durante la fase de inoculación de la fase I de la primera parte de la investigación de choque llevada a cabo a escala laboratorio

Como puede observarse en la Figura 24, la mayor concentración de MLSS presentes en el reactor se dio con el AQWISE ABC5, lo cual implica que existe un mayor desprendimiento de la biopelícula, lo cual es acorde a lo obtenido durante el periodo de colonización (Figura 23); se puede afirmar que el AQWISE ABC5 presenta un mejor comportamiento que el K1 y el BIOCONS. La concentración de MLSS se equipara al o largo de la semana en los tres reactores, pero atendiendo de nuevo a la Figura 23, existen en los reactores mayor cantidad de biopelícula en los reactores 1 y 2.

Tabla 8. Condiciones de pH, conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$), temperatura ($^{\circ}\text{C}$) y concentración de oxígeno disuelto (mgO_2/L) medias durante la fase de inoculación de biopelícula del estudio a escala de laboratorio de la investigación de choque

	pH	Conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	Oxígeno Disuelto (mgO_2/L)
Biorreactor 1	7,59 \pm 0,21	1.214 \pm 77	21,4 \pm 0,5	1,3 \pm 0,5
Biorreactor 2	7,58 \pm 0,14	1.215 \pm 72	21,6 \pm 0,3	1,5 \pm 0,4
Biorreactor 3	7,35 \pm 0,31	1.068 \pm 81	21,9 \pm 0,4	1,6 \pm 0,4

3.4.1.3. Reactor biológico discontinuo

En estos ensayos se midió la eliminación de materia orgánica en forma de DQO de un modo continuo durante 24 horas para analizar la influencia de los diferentes rellenos a diferentes concentraciones de llenado; para ello se emplearon 4 recipientes de un litro (uno para cada relleno y un cuarto para el mismo agua sin relleno) dotados de un sistema de aireación inferior que permitía mantener el influente en condiciones aerobias. Los intervalos de toma de muestra se adaptaron a las variaciones observadas durante el ensayo, durante las cuatro primeras horas de operación se analizó la materia orgánica cada media hora, las cuatro siguientes se midieron en intervalos de 1h; a continuación se realizaron dos medidas más a las



diez y doce horas y una última toma de muestras transcurridas 24 horas.

Durante la experiencia, se analizó la densidad de biopelícula existente en forma de sólidos en suspensión (totales, fijos y volátiles) de cada uno de los rellenos en las tres condiciones estudiadas (Tabla 9). En ella se observa que la biopelícula no presenta grandes oscilaciones, siendo aproximadamente constante en los tres rellenos en las tres condiciones.

Tabla 9. Densidad de biopelícula en forma de sólidos en suspensión totales (SST), fijos (SSF) y volátiles (SSV) al inicio y fin de cada ensayo realizado en la planta piloto de laboratorio discontinua durante la investigación de choque

	Inicio (mg/L)			Fin (mg/L)		
	SST	SSF	SSV	SST	SSF	SSV
AQWISE ABC5	1.355	123	1.232	1.155	139	1.016
K1	1.478	147	1.332	1.478	141	1.338
50% BIOCONS	1.684	158	1.526	1.775	173	1.602
AQWISE ABC5	1.478	62	1.417	1.525	62	1.463
K1	1.940	75	1.865	1.617	185	1.432
35% BIOCONS	1.940	73	1.867	1.647	183	1.464
AQWISE ABC5	1.417	100	1.317	1.571	146	1.424
K1	2.356	154	2.202	3.142	239	2.903
20% BIOCONS	1.501	139	1.361	1.427	166	1.261

Así mismo, se valoró el pH, conductividad, temperatura y concentración de oxígeno de cada uno de los reactores en cada una de las extracciones de muestras. Como puede verse en la Tabla 9, a medida que aumenta el porcentaje de relleno, disminuye la densidad de la biopelícula especialmente en el K1. La mayor homogeneidad de densidad de biopelícula se observa en el AQWISE ABC5.

Los valores de DQO soluble obtenidos se muestran en la Figura 25, estructurados por cada porcentaje de relleno, en ellos puede observarse que los valores de DQO se estabilizaron en las primeras 4-6 horas aproximadamente en los tres casos y para las tres porciones de relleno, a partir de ese momento se obtuvieron valores de DQO muy similares. Durante todo el ensayo se observó un comportamiento muy similar en AQWISE ABC5 y K1 en las tres condiciones estudiadas, tanto en eliminación de materia orgánica como en las condiciones de pH, conductividad y temperatura.

La influencia de los microorganismos presentes en forma de biopelícula en todos los casos supuso un incremento de la DQO eliminada respecto al reactor sin relleno. BIOCONS presentó un comportamiento similar al AQWISE ABC5 y K1, para las concentraciones del 50 y 30 %, sin embargo para la menor concentración de relleno en la cual se obtuvo un rendimiento cuatro veces menor (con una eliminación adicional respecto al blanco de 20 mgO₂/L frente a 80 mg O₂/L obtenidos en AQWISE ABC5 y K1).

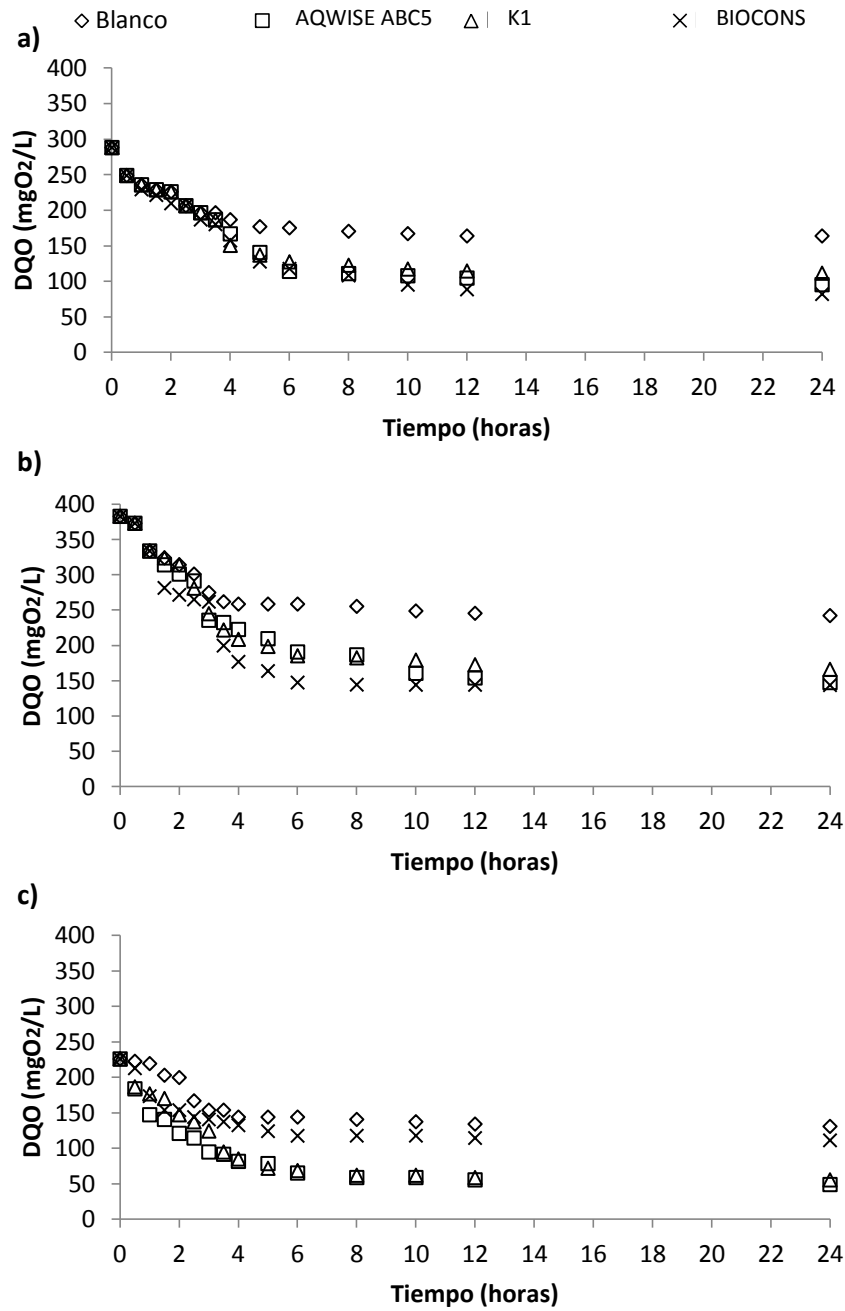


Figura 25. Valores de DQO soluble (mgO₂/L) obtenidos en el sobrenadante de cada uno de los cuatro reactores de la planta piloto discontinua de laboratorio bajo cada uno de los porcentajes de relleno estudiados, 50 % (a), 35 % (b) y 20 % (c)

Con la concentración de relleno del 50 y 35%, se obtuvieron rendimientos del 70 y 60 % respectivamente en eliminación de DQO con una eliminación superior a 200 mg de DQO/L en ambos casos, para la menor concentración de relleno, la eliminación fue de 150 mgO₂/L para AQWISE ABC5 y K1 y 100 mgO₂/L para el BIOCONS.



Tabla 10. Condiciones de pH, conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$), temperatura ($^{\circ}\text{C}$) y concentración de oxígeno disuelto (mgO_2/L) medias durante la fase II en planta piloto de laboratorio discontinua.

	pH	Conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	Oxígeno Disuelto (mgO_2/L)	
50%	Blanco	7,87 \pm 0,16	1.091,07 \pm 34,54	20,95 \pm 0,38	1,82 \pm 0,44
	Biorreactor 1	7,46 \pm 0,12	1.081,00 \pm 47,60	20,79 \pm 0,39	1,50 \pm 0,35
	Biorreactor 2	7,45 \pm 0,12	1.083,67 \pm 41,28	20,79 \pm 0,39	1,54 \pm 0,33
	Biorreactor 3	7,67 \pm 0,08	1.088,80 \pm 26,30	20,73 \pm 0,40	1,63 \pm 0,33
25%	Blanco	7,53 \pm 0,17	1.119,20 \pm 26,57	20,14 \pm 0,43	2,04 \pm 0,71
	Biorreactor 1	6,95 \pm 0,49	1.117,80 \pm 8,10	19,95 \pm 0,45	1,59 \pm 0,65
	Biorreactor 2	7,10 \pm 0,42	1.117,80 \pm 8,10	19,95 \pm 0,45	1,59 \pm 0,65
	Biorreactor 3	7,51 \pm 0,44	1.095,80 \pm 30,05	19,99 \pm 0,45	1,41 \pm 0,55
25%	Blanco	7,90 \pm 0,08	1.165,80 \pm 48,50	19,64 \pm 0,27	1,55 \pm 0,45
	Biorreactor 1	7,61 \pm 0,07	1.161,80 \pm 18,39	19,37 \pm 0,27	1,26 \pm 0,38
	Biorreactor 2	7,60 \pm 0,08	1.161,80 \pm 18,39	19,37 \pm 0,27	1,26 \pm 0,38
	Biorreactor 3	7,78 \pm 0,02	1.174,67 \pm 9,16	19,25 \pm 0,29	1,39 \pm 0,39

Sin embargo, esta experiencia no permitió la obtención de diferencias estadísticamente significativas dadas las limitaciones de operar en modo discontinuo; por este motivo, se llevó a cabo la realización de una experiencia en continuo que para intentar observar si existían diferencias de funcionamiento en la utilización de tipo de relleno y de porcentaje operando una planta piloto de pequeña escala con el mismo influente.

3.4.1.4. *Reactor biológico continuo*

Esta fase de la investigación de choque desarrollada a escala laboratorio tuvo por objeto el análisis de la eliminación de materia orgánica. Los ensayos se desarrollaron en la planta piloto de laboratorio continua durante un total de 79 días en los cuales se mantuvieron bajo las condiciones de TRH y porcentaje de relleno descritos en la Tabla 5.

Eliminación de materia orgánica

La eliminación de materia orgánica se estudió mediante la obtención de DQO soluble a la entrada y salida de cada uno de los biorreactores, datos que quedan recogidos en la Figura 29, analizando los parámetros de pH (Figura 27a), conductividad (Figura 27b), temperatura (Figura 27c) y concentración de oxígeno disuelto (Figura 27d) así como la biopelícula adherida (Figura 28) y los sólidos en suspensión presentes en el licor mezcla (Figura 26).

Durante el ensayo se han controlado los sólidos en suspensión del licor mezcla (Figura 26) y el

oxígeno disuelto (Figura 27) para mantener unas condiciones lo mas homogéneas posibles realizando cuando era necesario las pertinentes purgas y ajustes del caudal de aire en cada uno de los biorreactores manteniendo una concentración de oxígeno disuelto superior en todo caso a 1 mgO₂/L y los sólidos en suspensión totales del licor mezcla en torno a 2 g/L.

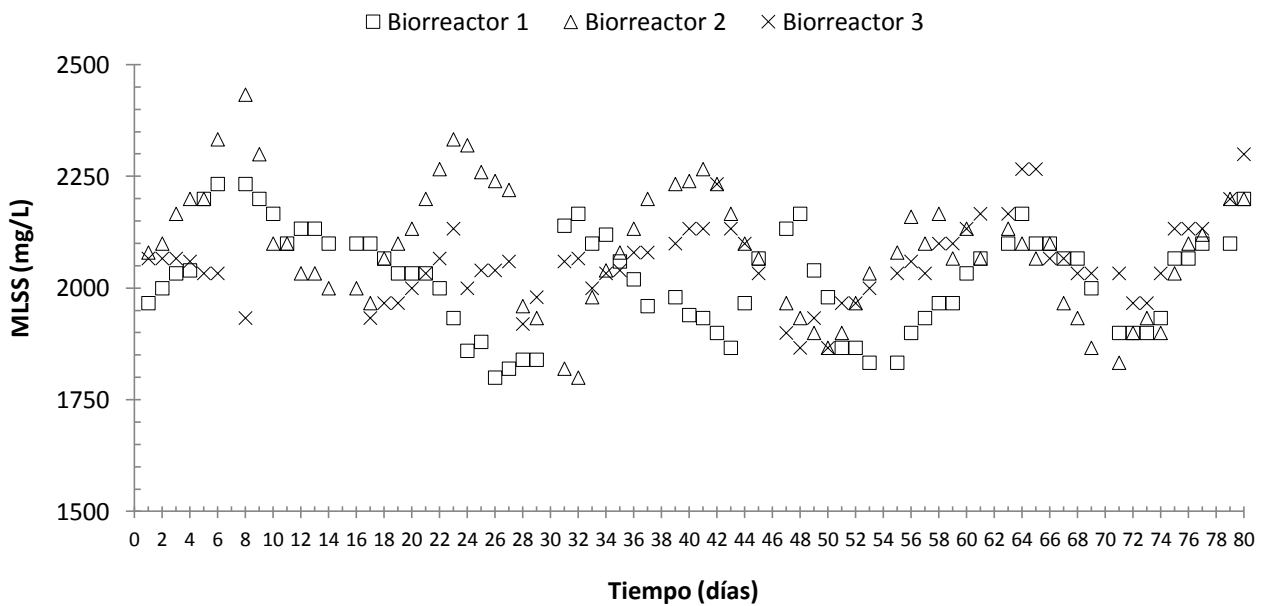


Figura 26. Concentración de sólidos en suspensión del licor mezcla (mg/L) en cada uno de los reactores biológicos. Los días 1 a 32 pertenecen a la fase de 50 % de relleno, siendo del 1 al 8 los correspondientes a TRH = 5h, del 9 al 23, TRH = 10 h. y del 24 al 32, TRH=15 h. Los días 33 a 40, 41 a 48 y 49 a 56 corresponden a los TRH de 5, 10 y 15 horas respectivamente del 35 % de relleno. Por último, el 20 % de relleno se desarrollo los días 57 a 64, 65 a 72 y 73 a 80 para los TRH de 5, 10 y 15 h, para reactor biológico de laboratorio en continuo.

La densidad de biopelícula adherida se cuantificó diariamente, cómo se observa en la Figura 28 se mantuvo relativamente constante durante el desarrollo de la experiencia en torno a 2.000 mg/L de relleno, siendo los picos que se observan fruto del error analítico del método de cuantificación, el cual al ser irreversible obliga a emplear una pequeña fracción de soportes para suponer el total, esta densidad fue superior a la obtenida en otros estudios como el de González et al., 2002. La información relativa a la biopelícula se analizará más adelante por medio de técnicas moleculares, de microscopia y cinéticas.

A diferencia de otros estudios como el de González et al. (2002) no se observó una relación directa entre la carga orgánica introducida en el reactor y la biopelícula presente en los rellenos manteniéndose ésta relativamente constante. Dado que este experimento se ha desarrollado durante los meses de julio, agosto y septiembre y que la ubicación de las plantas favorecía el mantenimiento de la temperatura, como se muestra en la Figura 27, esta ha oscilado entre 21,3 y 25, 5 °C con un valor medio en torno a los 24 °C.

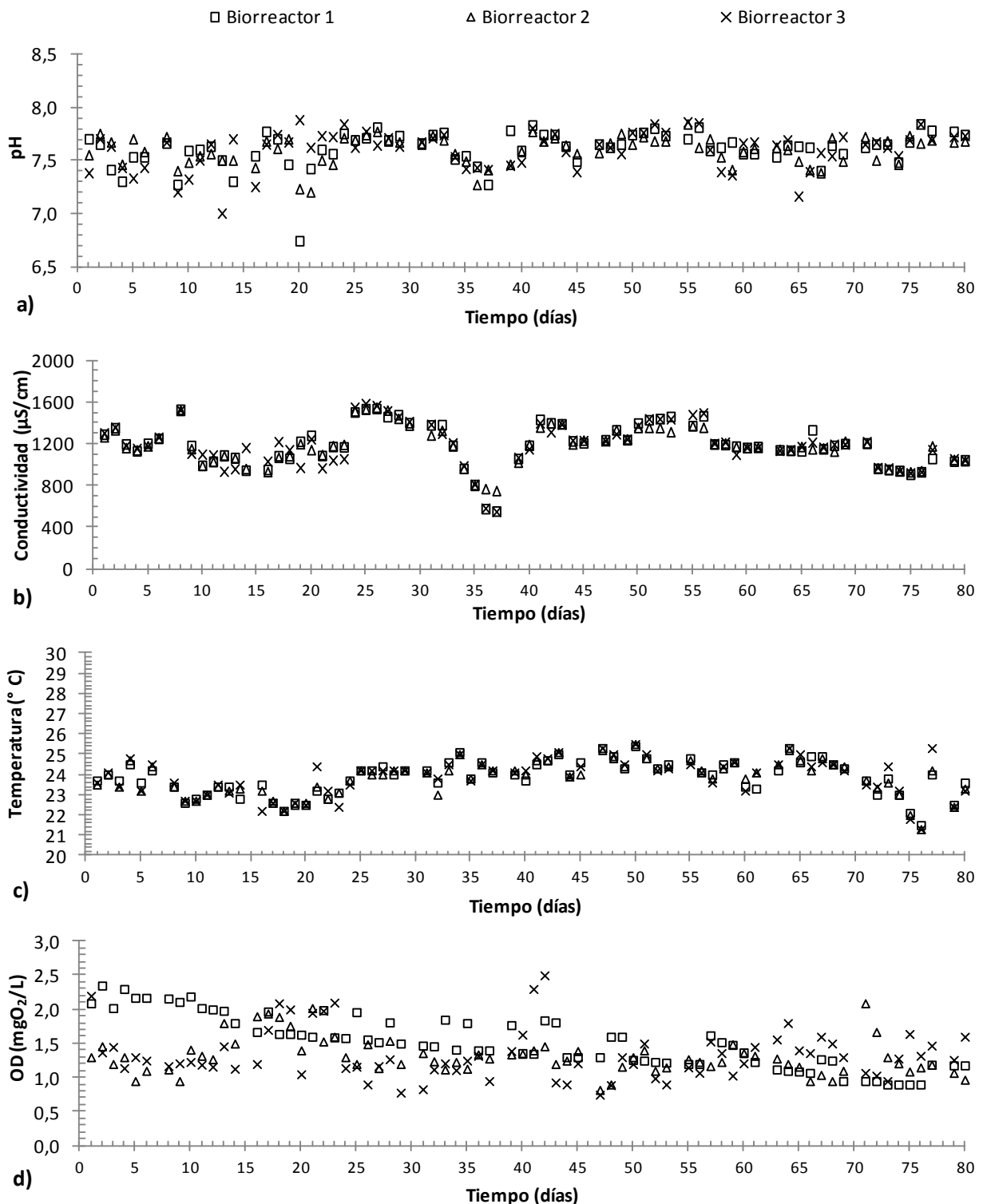


Figura 27. Condiciones de pH (a), conductividad (b), temperatura (c) y concentración de Oxígeno Disuelto (d) de cada uno de los biorreactores medidas durante la experiencia. Días 1 a 32 corresponden a 50 % de relleno, siendo del 1 al 8 a TRH = 5h, del 9 al 23, TRH = 10 h. y del 24 al 32, TRH=15 h; Días 33 a 40, 41 a 48 y 49 a 56 corresponden a los TRH de 5, 10 y 15 horas respectivamente del 35 % de relleno. Por último, el 20 % de relleno se desarrollo los días 57 a 64, 65 a 72 y 73 a 80 para los TRH de 5, 10 y 15 h, para reactor biológico de laboratorio en continuo

Como se observa en la Figura 29, los valores de DQO de entrada presentan una gran variabilidad, esto se debe a su origen procedente de la salida del decantador primario de la EDAR Puente de Los Vados de Granada, si bien esto podría parecer un inconveniente por su heterogeneidad, se optó por emplear un agua que permitiera simular un proceso real a pequeña escala. En la Tabla 11 se recogen los rendimientos medios obtenidos en cada una de las 9 condiciones estudiadas para cada relleno, en ella se observa cómo se produce un aumento en el rendimiento en eliminación de DQO conforme aumenta en TRH y una disminución conforme disminuye el porcentaje de relleno presente en el reactor.

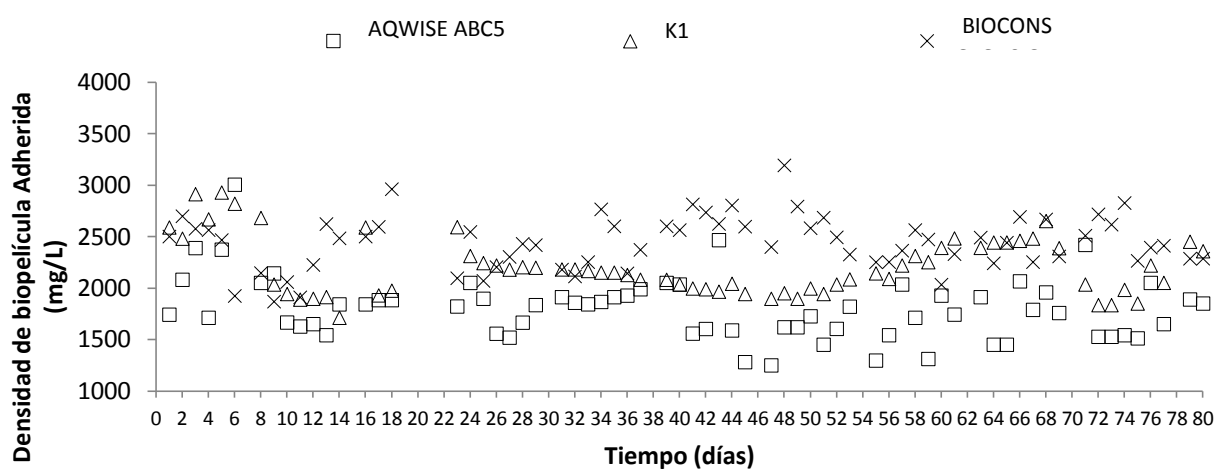


Figura 28. Densidad de biopelícula adherida, en forma de Sólidos en Suspensión Totales (mg/L) durante el desarrollo de la experiencia. Los días 1 a 32 pertenecen a la fase de 50 % de relleno, siendo del 1 al 8 los correspondientes a TRH = 5h, del 9 al 23, TRH = 10 h y del 24 al 32, TRH=15 h. Los días 33 a 40, 41 a 48 y 49 a 56 corresponden a los TRH de 5, 10 y 15 horas respectivamente del 35 % de relleno. Por último, el 20 % de relleno se desarrollo los días 57 a 64, 65 a 72 y 73 a 80 para los TRH de 5, 10 y 15 h.

La eficiencia en eliminación varía en función del TRH y el porcentaje de relleno aplicada. En sistemas MBBR se ha obtenido en diversas plantas, rendimientos de hasta el 94% de DQO para cargas orgánicas de $6,4 \text{ g DQO} / (\text{m}^2 \cdot \text{día})$ (Rusten et al., 1997). Sin embargo, estos sistemas contaron con tratamientos físico-químicos lo que implica un mayor rendimiento. Melin et al., 2005, en un sistema de lecho móvil Kaldnes MBBR a escala piloto, con sistema de separación física por membranas, empleando el relleno 2 alcanzó rendimientos en DQO soluble de hasta el 73 % con un porcentaje de relleno del 70 %; posteriormente, Leiknes y Odegaard (2007) en una experiencia similar con un 70 % de concentración de relleno con el relleno 2 empleado en esta investigación obtuvieron rendimientos a la salida del tratamiento biológico del 55 % y 48 % para condiciones operativas de baja y alta carga respectivamente.

En líneas generales se observó que un comportamiento muy similar en el AQWISE ABC5 y el K1; para un TRH de 5 horas se observa entre un 65 y un 80 % de eliminación respecto al TRH de 15 h, lo cual



concuera con los datos obtenidos en el ensayo en discontinuo en el cual la DQO se estabilizaba en torno a las 6 horas, sin embargo, en el caso del BIOCONS se requirió mayor TRH como consecuencia de un peor comportamiento hidráulico del relleno, el cual a pesar de tener una densidad de biopelícula adherida similar a los otros dos favorecía la aparición de caminos preferenciales por la parte superior del reactor dada la escasa fluidificación que se obtuvo de este relleno.

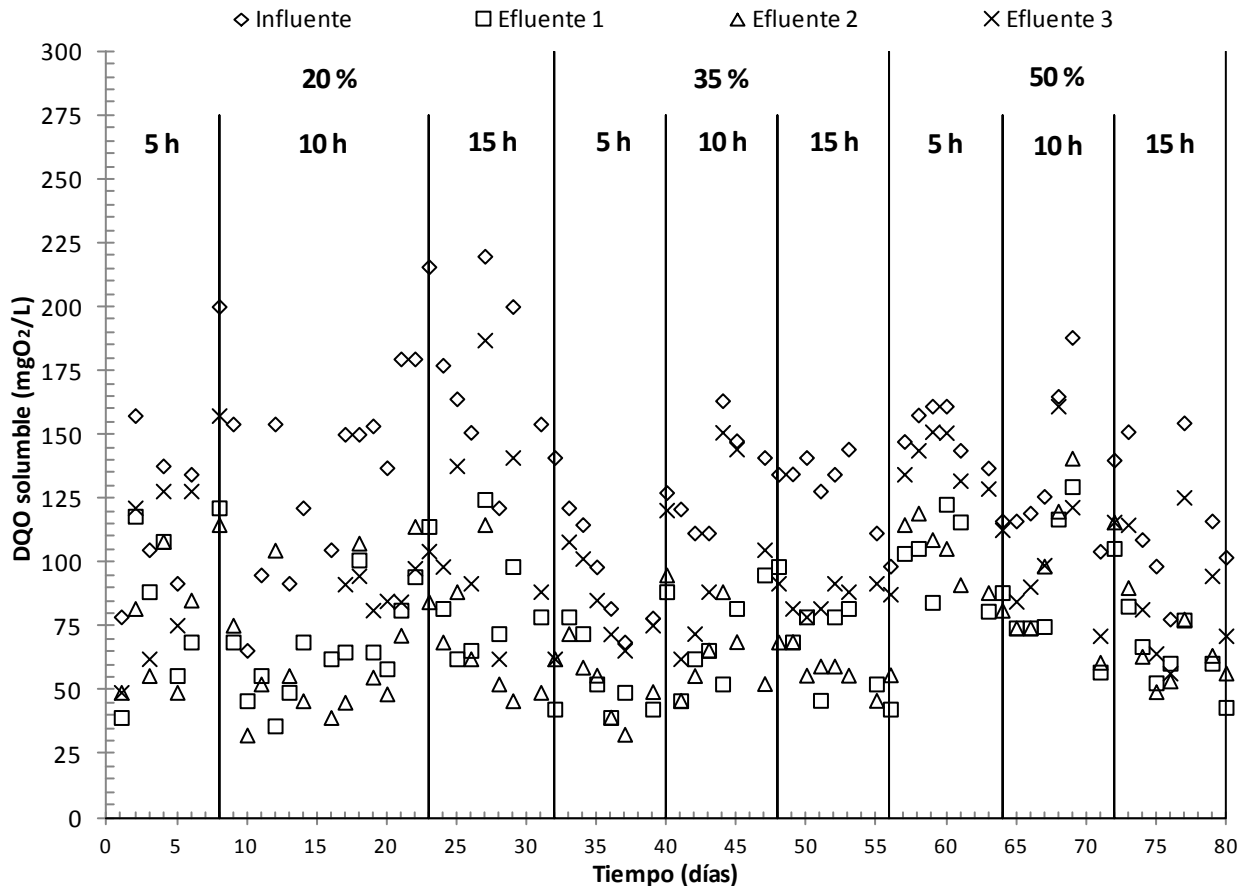


Figura 29. Valores de DQO soluble en mgO₂/L de la entrada y salida de cada uno de los biorreactores, para cada condición estudiada para reactor biológico de laboratorio en continuo de la investigación de choque. En la parte superior del gráfico se recogen los porcentajes de relleno de cada una de las fases (50, 35 y 20 %) y los TRH (5, 10 y 15 h)

Los rellenos AQWISE ABC5 y K1 no presentaron diferencia significativas en las porciones de llenado del 35 y 50 % en los que se obtuvieron rendimientos similares, lo cual concuerda con la observación de un mejor comportamiento hidráulico de estos rellenos a un 35 % de llenado ya que a un 50 %, si bien la cantidad global de biomasa era superior existía menos movimiento de los soportes y por tanto se favorecía menos el contacto del influente con la biopelícula. Para la proporción de llenado inferior en el caso de estos rellenos se observó una disminución significativa en el rendimiento al situarse esta en torno al 40 %.

A diferencia de los rellenos anteriores el BIOCONS presentó unos rendimientos inferiores, que solo

nos permitirían compararlo en el caso de mayor proporción de relleno en el cual la diferencia relativa ronda un 10 %, frente al más del 20 % que presenta en la mayoría del resto de condiciones. En cuanto a las magnitudes eliminadas hay que decir que han sido muy diferentes dada la variabilidad del agua de entrada, llegando a la eliminación de 118, 154 y 95 mgO₂/L los rellenos AQWISE ABC5, K1 y BIOCONS respectivamente en las condiciones de mayor porcentaje de relleno y TRH de 15 horas para los soportes K1 y BIOCONS y 10 horas para el soporte AQWISE ABC5. En términos medios, se ha eliminado 56, 60 y 30 mg de DQO/L en los rellenos AQWISE ABC5, K1 y BIOCONS respectivamente, lo que de nuevo nos muestra un comportamiento similar en los soportes AQWISE ABC5 Y K1 y considerablemente superior al del soporte BIOCONS.

Tabla 11. Rendimientos medios y desviación típica de eliminación de materia orgánica (DQO) para cada una de las condiciones estudiadas de TRH y porcentaje de relleno en cada uno de los rellenos para reactor biológico de laboratorio continuo

	TRH(h)	AQWISE ABC5		K1		BIOCONS	
Porcentaje de relleno	50%	5	40,49% ± 7,13%	39,92% ± 6,92%	24,57% ± 9,67%		
		10	50,37% ± 9,11%	57,25% ± 8,38%	43,24% ± 5,25%		
		15	56,97% ± 5,95%	58,92% ± 7,38%	46,13% ± 4,89%		
	35%	5	39,36% ± 7,46%	38,87% ± 6,26%	10,66% ± 2,11%		
		10	48,71% ± 9,28%	50,13% ± 4,26%	24,50% ± 10,77%		
		15	50,20% ± 5,78%	53,37% ± 4,25%	32,60% ± 5,28%		
	20%	5	28,52% ± 5,19%	29,83% ± 3,79%	5,38% ± 0,96%		
		10	34,54% ± 5,10%	30,06% ± 7,16%	16,28% ± 5,58%		
		15	40,40% ± 8,08%	43,21% ± 4,65%	25,50% ± 4,43%		

Decantabilidad

A la finalización de cada fase, a porcentaje de relleno constante se estudió la decantabilidad del fango de cada uno de los biorreactores con el objetivo de conocer la capacidad de sedimentación de los sólidos presentes en el licor mezcla.

Tabla 12. Valores de V₃₀ (mL) y sólidos en suspensión (mg/L) obtenidos al finalizar cada ciclo de la experiencia para reactor biológico de laboratorio continuo

		AQWISE ABC5			K1			BIOCONS		
		V ₃₀ (mL)	SS (mg/L)	IVF (mL/g)	V ₃₀ (mL)	SS (mg/L)	IVF (mL/g)	V ₃₀ (mL)	SS (mg/L)	IVF (mL/g)
Porcentaje de Relleno	50	92	2.167	42	125	1.800	69	96	2.067	46
	35	57	1.940	29	89	2.240	40	74	2.133	35
	20	40	2.200	18	49	2.200	22	51	2.300	22

Para ello se obtuvo la V₃₀ y posteriormente el índice Volumétrico de Fangos (IVF). Los datos obtenidos en cada una de las fases de relleno constante durante la experiencia se recogen en la Figura 30, en ella además se han incluido los límites descritos por Wanner (1988) y Trygar (2010). Como se observa en la Figura 30, el IVF en todas las condiciones es inferior a 75 mL/g, lo que nos indica que se trata de un fango



que decanta bien pero podría ocasionar problemas de calidad del efluente principalmente, problemas de turbidez del sobrenadante y pin-floc.

En la Tabla 12, se recogen los valores del IVF para cada una de las condiciones dadas, en los datos puede verse como le ha afectado el aumento del tiempo con la correspondiente disminución del IVF conforme disminuye el porcentaje de relleno; en cuanto a los valores obtenidos se observa un mejor funcionamiento del relleno 2, para el mayor porcentaje de relleno, sin embargo tienden a igualarse los valores cuando el porcentaje de relleno disminuye.

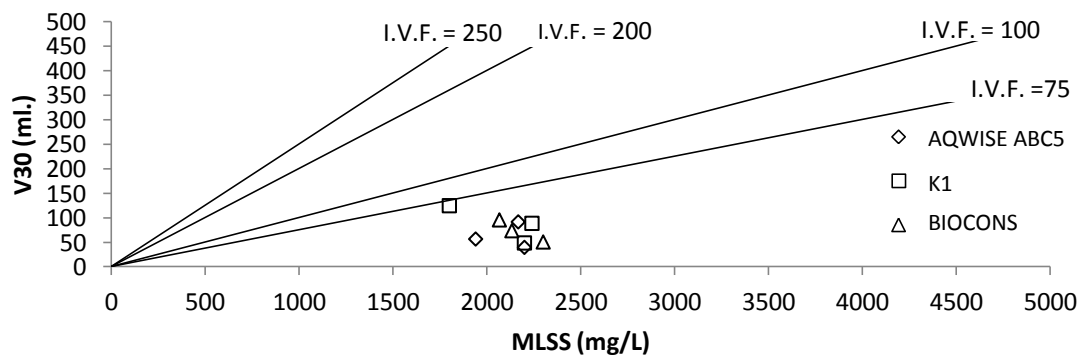


Figura 30. Valores de decantabilidad en forma de V_{30} (mL) en función de la concentración de sólidos en suspensión del licor mezcla de cada uno de los biorreactores al finalizar cada ensayo para reactor biológico de laboratorio continuo

Determinación de parámetros cinéticos de la biomasa heterótrofa

A la finalización de la experiencia se realizó un ensayo respirométrico de cada uno de los rellenos con su correspondiente licor mezcla, así mismo se realizó un ensayo del licor mezcla empleado durante la inoculación de la EDAR de los Vados, lo cual nos permite comparar la cinética de los diferentes rellenos con la del reactor biológico de media carga y analizar las posibles mejoras de este tipo de procesos frente a los procesos convencionales de fangos activos.

Previo a la realización del ensayo se obtuvo el valor de sólidos en suspensión volátiles del licor mezcla así como densidad de biopelícula en forma de sólidos en suspensión. Tras la estabilización del oxígeno disuelto una vez introducidas las muestras, se extrajo muestra del licor mezcla para proceder al análisis de DQO presente en el fango, garantizando así la eliminación de la materia orgánica introducida. La obtención de la tasa de utilización de sustrato por unidad de biomasa se obtuvo posteriormente para así considerar la dilución provocada al introducir las diferentes muestras, las cuales suponía una disminución en los sólidos en suspensión volátiles del licor mezcla. Los valores de oxígeno consumido obtenidos para cada una de las muestras de sustrato de cada uno de los ensayos se muestran en la Figura 31 donde se

observa que los rellenos AQWISE ABC5 Y K1 requieren menos oxígeno para oxidar una determinada cantidad de sustrato, lo que muestra que en las condiciones estudiadas presentan un mejor comportamiento que el relleno BIOCONS, de ahí que la tasa de producción de la biomasa heterótrofa fuese 0,700, 0,774 y 0,465 para los rellenos AQWISE ABC5, K1 y BIOCONS respectivamente (Tabla 13).

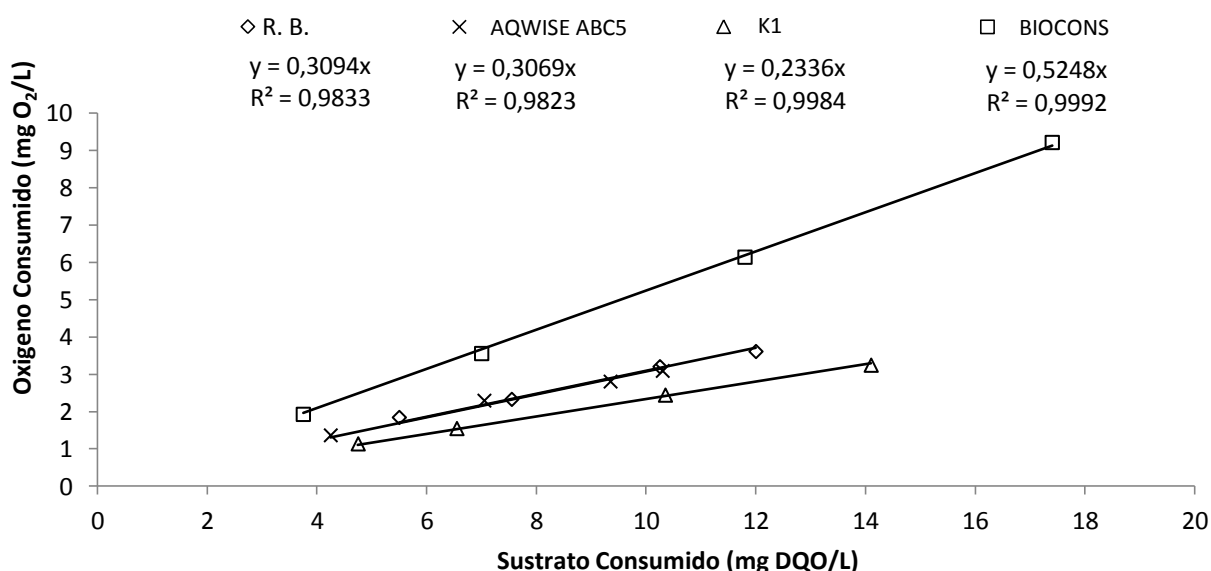


Figura 31. Consumo de oxígeno frente al sustrato consumido en cada una de las muestras analizadas de la planta piloto de laboratorio continua y del fango utilizado durante la inoculación del relleno en la investigación de fondo

La Tabla 13 recoge los parámetros obtenidos para cada una de las muestras analizadas, en la Figura 32 se representa el modelo de Monod con los parámetros obtenidos, se observó un mejor comportamiento en el caso del relleno AQWISE ABC5, al presentar el menor valor de μ_{max} , seguido del relleno K1 y el relleno BIOCONS que muestra un valor un 33% superior, lo que muestra que este soporte requerirá mayor tiempo para realizar la oxidación de la materia orgánica.

Tabla 13. Constantes cinéticas del Modelo de Monod obtenidas para cada uno de los soportes empleados en el reactor biológico de laboratorio continuo y el licor mezcla procedente del reactor biológico empleado en la inoculación del relleno

	RB	AQWISE ABC5	K1	BIOCONS
Y	0,697	0,700	0,774	0,465
$\mu_{H,max}$ (1/h)	0,010	0,009	0,010	0,012
$K_{H,N}$ (mg/L)	3,663	5,266	5,244	8,324
Kd (1/d)	0,036	0,019	0,036	0,023

El análisis respirométrico concuerda con los datos obtenidos anteriormente, ya que los rellenos AQWISE ABC5 y K1 presentan un comportamiento notablemente mejor que el relleno BIOCONS, así mismo se observa que el relleno AQWISE ABC5 supone una mejora en la cinética de los microorganismos respecto al reactor biológico y el relleno K1 presenta un comportamiento similar. Así mismo se deduce que el



comportamiento de los microorganismos en cuanto a transferencia de oxígeno es distinta, lo cual puede atribuirse a las características físicas del relleno en sí. Se obtuvo un rendimiento positivo en eliminación de materia orgánica bajo las diferentes condiciones estudiadas; los mayores rendimiento obtenidos fueron $56,97 \pm 5,95$ %, $58,92 \pm 7,38$ % y $46,13 \pm 4,89$ % de DQO para los rellenos 1, 2 y 3 respectivamente en las condiciones de 50 % de porcentaje de relleno y 15 horas de TRH. Para el mayor TRH estudiado, el incremento de rendimiento el al pasar de un 20 % de relleno a un 35 % es de un 10%, en los rellenos 1 y 2 mientras que del 35 al 50 % de relleno el incremento de rendimiento fue de aproximadamente un 6 %.

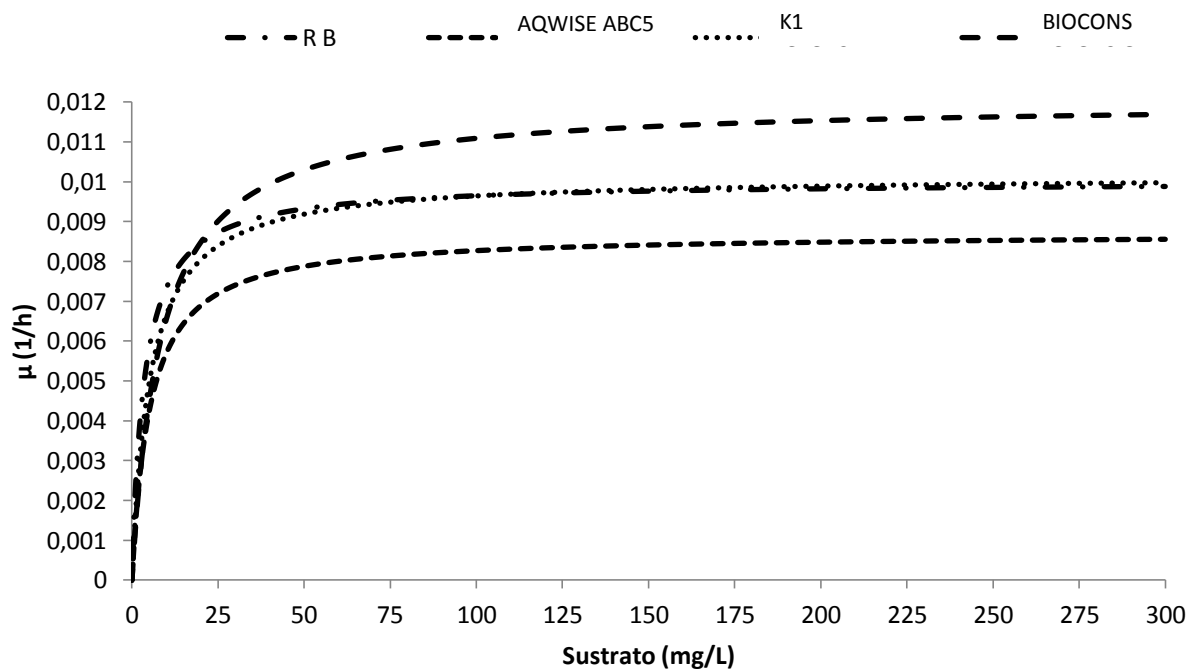


Figura 32. Representación del Modelo de Monod empleando las constantes cinéticas obtenidas para cada una de las muestras para reactor biológico de laboratorio continuo de la investigación de choque

3.4.2. Escala semitécnica

3.4.2.1. Agua de alimentación

El agua de entrada a la planta es tomada, como se explicó anteriormente, a la salida del pretratamiento de la EDAR. Como se muestra en la Tabla 14 el influente ha presentado una concentración media de sólidos en suspensión totales de 526 ± 299 mg/L fraccionada en 417 ± 233 mg/L de volátiles y 109 ± 82 mg/L de fijos, una elevada conductividad con un valor medio de 2.295 ± 402 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y un pH ligeramente superior a la neutralidad con un valor de $7,49 \pm 0,34$.

En relación a la concentración de materia orgánica ha presentado unos elevados valores medios con

906±303 mgO₂/L de DQO y 571±164 mgO₂/L de DBO₅, presentando además una gran variación como puede verse en la desviación típica.

Tabla 14. Sólidos en suspensión, DQO, DBO₅, pH y conductividad medios del influente empleado a lo largo de la experimentación realizada en planta piloto semitécnica de Puerto Lumbreras

Sólidos en suspensión	Totales	526 ± 299 mg/L
	Volátiles	417 ± 233 mg/L
	Fijos	109 ± 82 mg/L
Materia Orgánica	DQO	906±303 mgO ₂ /L
	DBO ₅	571±164 mgO ₂ /L
pH		7,49±0,34
Conductividad		2.295 ± 402 μS/cm

3.4.2.2. Ciclo 1

En este ciclo se operó tal y como se muestra en la Tabla 15, a una concentración de sólidos en suspensión totales en el licor mezcla de 2.899 ± 511 mg/L en el reactor biológico 1, con 2.088 ± 412 mg/L de sólidos en suspensión volátiles a un Tiempo de Retención Hidráulico (TRH) de 29 horas con un 20 % de relleno. El reactor biológico 2 operó a un TRH de 36 horas presentando una concentración media de sólidos en suspensión totales de 2.745 ± 770 mg/L, con 1.688 ± 308 mg/L de sólidos en suspensión volátiles.

Tabla 15. Parámetros operativos y de funcionamiento de la planta piloto durante la primera fase experimental de la parte de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras

	T.R.H. (horas)	% Relleno	MLSS (mg/L)	MLSS _v (mg/L)	V ₃₀ (mL)	IVF (mL/g)	pH	Conductividad (μS/cm)
Línea 1	29	20	2.899 ± 511	2.088 ± 412	539 ± 62	166 ± 24	7,20 ± 0,19	2.192 ± 203
Línea 2	36	/	2.745 ± 770	1.688 ± 308	503 ± 32	172 ± 47	7,25 ± 0,23	1.786 ± 138

Como puede deducirse de los TRH se trabajó con un caudal aproximadamente un 20 % mayor en el reactor con relleno. El tiempo de retención celular (TRC) con la purga establecida fue de 19,5 días y 25 días para los reactores 1 y 2 respectivamente.

Así mismo se destaca que la relación de volátiles es mayor en el reactor biológico con relleno lo que es lógico. Una vez iniciada la purga de fangos de ambos reactores, durante el mes de agosto se procedió a la estabilización de la planta, analizando la evolución de los sólidos en suspensión de ambos licores mezcla así como al ajuste en condiciones de funcionamiento de la purga y la recirculación de fangos, estableciendo los tiempos de paro y marcha de la bomba de recirculación y la aireación para optimizar el funcionamiento de la planta piloto.

Los reactores biológicos 1 y 2 han presentado unos valores medios de pH de 7,20 ± 0,19 y 7,25 ± 0,23 respectivamente y una conductividad de 2.192 ± 203 μS/cm y 1.786 ± 138 μS/cm con valores de V₃₀ medios



de 539 ± 62 y 503 ± 32 mL presentando unos valores medios de IVF de 166 ± 24 y 172 ± 47 mL/g. respectivamente. En relación a la densidad de biopelícula adherida, ésta presentó un valor inferior al esperable, con una media a lo largo del ciclo de 554 ± 367 mg/L de relleno.

Tabla 16. Valores medios a lo largo de la primera fase experimental del agua de entrada y de cada una de las salidas de la parte de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras

	pH	Conductividad ($\mu\text{S/cm}$)	SS_T (mg/L)	DQO (mgO_2/L)	DBO ₅ (mgO_2/L)
Influyente	$7,28 \pm 0,23$	2.420 ± 218	579 ± 123	816 ± 33	530 ± 114
Efluente línea 1	$7,53 \pm 0,11$	2.188 ± 96	130 ± 138	314 ± 129	$49,2 \pm 29,14$
Efluente línea 2	$7,20 \pm 0,19$	2.192 ± 203	133 ± 122	167 ± 52	$26,4 \pm 6,58$

El influente de la planta durante este ciclo presento unos valores medios de pH y conductividad de $7,28 \pm 0,23$ y 2.420 ± 218 $\mu\text{S/cm}$ respectivamente, la concentración de DQO fue de 816 ± 33 mgO_2/L y de DBO₅ de 530 ± 114 mgO_2/L (Tabla 16), la menor presencia de biomasa en el reactor biológico dos, hizo que a pesar de trabajar a un TRH mayor la carga másica de ambos reactores fuera similar presentando unos valores medios a lo largo de esta fase de $0,21 \pm 0,03$ y $0,21 \pm 0,04$ $\text{KgDBO}_5/\text{kg MLSS}$ y día para los reactores biológicos 1 y 2 respectivamente con lo que por carga másica se trataría de un sistema de media carga bajo el cual dadas las altas cargas de entrada los efluentes serían incapaces de cumplir la Directiva 271 ya que el rendimiento necesario oscilaría entre el 94 y el 96,6 % por lo que la Carga másica debería ser aproximadamente 0,05.

Tal aspecto concuerda con los datos experimentales obtenidos en planta con un efluente de calidad de $49,2 \pm 29,14$ mgO_2/L y $26,4 \pm 6,58$ mgO_2/L de DBO₅ para los reactores 1 y 2 respectivamente y una DQO de 314 ± 129 mgO_2/L y 167 ± 52 mgO_2/L para la salida de los decantadores 1 y 2. Lo cual en términos medios supuso un rendimiento en eliminación de DBO₅ de $91,55 \pm 4,22$ % y $95,22 \pm 1,57$ % para la planta con lecho y sin lecho y una eliminación de DQO del $67,98 \pm 15,12$ % y $81,88 \pm 4,89$ % para los TRH de 29 y 36 horas respectivamente. Como se ve en los valores, aunque sin cumplir, se obtenía mejor rendimiento en el reactor sin relleno, lo que indica que el TRH prevalece el porcentaje de relleno.

En relación a los parámetros ambientales de los efluentes, éstos presentaron unos valores medios de $7,53 \pm 0,11$ y $7,20 \pm 0,19$ de pH para los efluentes 1 y 2 y una conductividad media de 2.188 ± 96 y 2.192 ± 203 $\mu\text{S/cm}$ para los efluentes procedentes del lecho y del sistema convencional respectivamente. En relación a la calidad del efluente se observó que podría haberse visto deteriorada por el comportamiento del decantador el cual dadas sus escasas dimensiones experimenta un importante efecto pared que podría impedir la decantación adecuada así como los inconvenientes propios de trabajar a impulsos con las bombas de recirculación de fangos dado su elevado caudal nominal.

En esta primera fase se observa que los resultados de salida, tanto de sólidos en suspensión como en DBO₅ y DQO no cumplen la Normativa, e incluso funciona mejor el reactor que carece de relleno. Por este motivo se decide comprobar la carga másica, y dado que la DBO₅ de entrada es muy alta, ésta tiene valores que corresponden a una media carga y no a una baja carga, más aún cuando por problemas de funcionamiento se ha trabajado con MLSS más próximos a un proceso de media carga que a una oxidación avanzada.

De esto se deduce una primera conclusión, la cual es que no solo vale el TRH como parámetro de diseño sino que debe ser considerada también la carga másica.

3.4.2.3. Ciclo 2

Teniendo en cuenta las consideraciones anteriores se decide en esta fase, dejar constante el caudal de entrada de modo que el TRH es fijado y se decide modificar la carga másica aumentando la concentración de sólidos en suspensión en el licor mezcla.

En este ciclo se operó, tal y como puede observarse en la Tabla 17, a una concentración de sólidos en suspensión totales en el licor mezcla de 3.679 ± 1.065 mg/L en el reactor biológico 1 con 2.933 ± 882 mg/L de sólidos en suspensión volátiles a un Tiempo de Retención Hidráulico (TRH) de 30 horas con un 20 % de relleno. El reactor biológico 2 operó a un TRH de 30 horas presentando una concentración media de sólidos en suspensión totales de 3.042 ± 564 mg/L con 2.445 ± 461 mg/L de sólidos en suspensión volátiles. El tiempo de retención celular (TRC) con la purga establecida fue de 21,5 días para ambos reactores.

Tabla 17. Parámetros operativos y de funcionamiento de la planta piloto durante la segunda fase experimental de la parte de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras

	TRH (h)	% Relleno	MLSS (mg/L)	MLSS _v (mg/L)	V ₃₀ (mL)	IVF (mL/g)	pH	Conductividad (μS/cm)
Línea 1	30	20	3.679 ± 1065	2.933 ± 882	827 ± 68	153 ± 8	$6,98 \pm 0,39$	1.809 ± 126
Línea 2	30	/	3.042 ± 564	2.445 ± 461	537 ± 288	197 ± 77	$7,25 \pm 0,23$	1.886 ± 28

El día 19 de octubre se empezó a operar bajo estas condiciones, tras observarse una reducción en los sólidos en suspensión del licor mezcla se detuvo la purga de fangos, reiniciándose a partir de los datos obtenidos el 3 de noviembre. El día 7 de noviembre se cambió una válvula antirretorno de la bomba de alimentación 2, la cual había quedado inhabilitada semanas antes, sin embargo la alimentación de la planta se aseguro mediante el empleo de la bomba 1. El 26 de diciembre se modificó la ubicación de las bombas de alimentación debido a la dificultad que suponía realizar los trabajos de mantenimiento y limpieza de las bombas los cuales se han estado realizando cada 1 o 2 semanas debido a los atascos que experimentaban. En la Figura 33 se muestra la nueva situación de las bombas de alimentación, más accesibles para el mantenimiento normal de la planta.



Durante este ciclo el licor mezcla presentó unos valores medios de V_{30} de 827 ± 68 y 537 ± 288 mL para las líneas 1 y 2 respectivamente y un IVF de 153 ± 8 y 197 ± 77 mL/g para los reactores 1 y 2 respectivamente. Estos valores son muy altos, y por tanto lógico que salgan sólidos en suspensión por el efluente. No valdrá solo con aumentar los MLSS, sino disminuir la carga másica ya que está entre un proceso de baja y media carga, como se ve seguidamente. El licor mezcla presentó un pH de $6,98 \pm 0,39$ y $7,25 \pm 0,23$ para los reactores 1 y 2 respectivamente y una conductividad de 1.809 ± 126 y 1.886 ± 287 $\mu\text{S}/\text{cm}$ respectivamente para los reactores 1 y 2. La biopelícula adherida durante esta fase fue ligeramente superior con un valor medio de 952 ± 318 aunque siguió presentando un valor inferior al esperado.

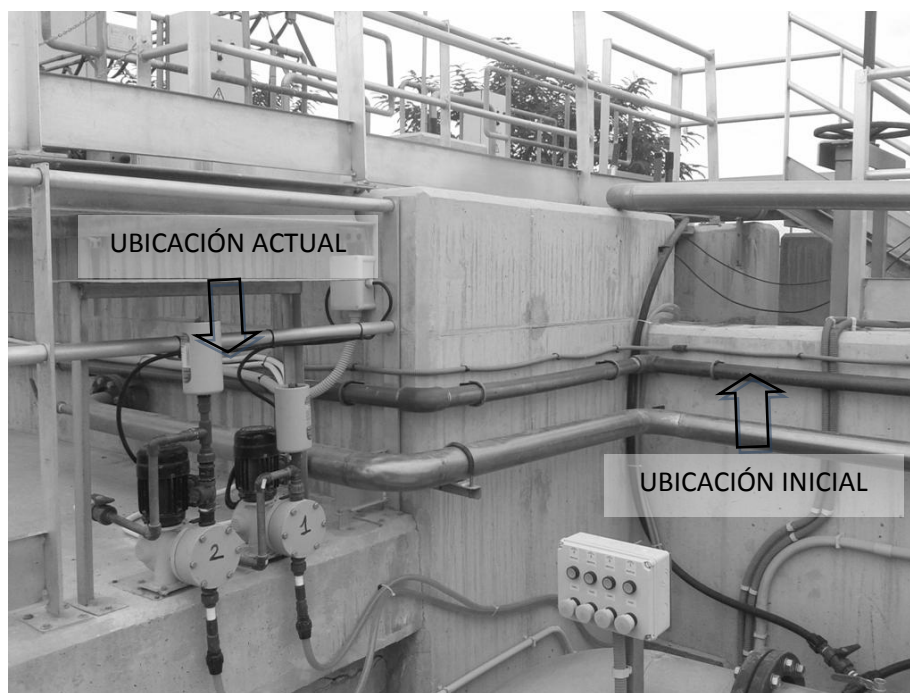


Figura 33. Fotografía de situación de las bombas de alimentación, a la salida del desarenador-desengrasador, previo al tanque de laminación de la planta piloto semi-técnica de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras

El agua de entrada a la planta durante esta fase presentó unas características similares a las experimentadas en la fase anterior, con una concentración media de sólidos en suspensión totales 305 ± 123 mg/L con 247 ± 104 mg/L de volátiles, con un pH de $7,49 \pm 0,11$ y una conductividad de 2.322 ± 83 $\mu\text{S}/\text{cm}$. En relación a la materia orgánica presente en el influente presentó una concentración de DQO media de 703 ± 160 mgO_2/L y 543 ± 106 mgO_2/L de DBO_5 .

La carga másica que presentó a lo largo de la investigación tuvo un valor medio para los reactores biológicos 1 y 2 de $0,18 \pm 0,07$ y $0,26 \pm 0,10$ $\text{kgDBO}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{día})$, diferencia debida a la mayor concentración de biomasa presente en el biorreactor 1. El rendimiento necesario para cumplir Normativa y obtener 25 mg/L de DBO_5 a la salida dada la elevada carga contaminante a la entrada oscilaría en torno al

95,32 %, el cual dada la carga másica de trabajo no se alcanzaría, ya que debería ser de baja carga y sobre 0,07 kgDBO₅/(kgMLSS.día).

Tabla 18. Valores medios a lo largo del segundo ciclo ensayado del influente y de cada una de los efluentes de la planta piloto semi-técnica de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras

	pH	Conductividad ($\mu\text{S/cm}$)	SS _T (mg/L)	DQO (mgO ₂ /L)	DBO ₅ (mgO ₂ /L)
Influente	7,49 ± 0,11	2.322 ± 83	305 ± 123	703 ± 160	543 ± 106
Efluente línea 1	7,40 ± 0,28	1.741 ± 183	115 ± 85	272 ± 163	74 ± 60
Efluente línea 2	7,53 ± 0,20	1.821 ± 253	115 ± 55	294 ± 139	77 ± 35

Los resultados obtenidos de las muestras analizadas, tal y como muestra la Tabla 18, mostraron unos valores medios en concentración de materia orgánica en forma de DBO₅ de 74 ± 60 y 77 ± 35 mgO₂ /L para los efluentes del lecho y del fango convencional respectivamente y 272 ± 163 y 294 ± 139 mgO₂ /L de concentración de DQO para los efluentes 1 y 2 respectivamente, valores medios alejados de los requeridos por la normativa vigente, sin embargo a lo largo del muestreo se han obtenido valores puntuales a la salida con concentración de materia orgánica inferior a la exigida en el efluente procedente del lecho. Los parámetros pH y conductividad fueron de 7,40 ± 0,28 y 1.741 ± 183 $\mu\text{S/cm}$ para el efluente procedente del lecho y 7,53 ± 0,20 y 1.821 ± 253 $\mu\text{S/cm}$ para el efluente procedente del sistema convencional. En relación a los rendimientos en eliminación de materia orgánicos obtenidos empíricamente estos presentaron unos valores de 85,48 ± 10,99 % de DBO₅ y 77,69 ± 10,80 de DQO para el reactor con lecho móvil y 85,31 ± 7,75 % de DBO₅ y 70,95 ± 13,88 de DQO para el sistema convencional.

Dados los problemas observados en el funcionamiento del decantador se procedió al estudio de la eliminación de materia orgánica soluble la cual se elimina por la acción de la biomasa procedente del reactor biológico, en el caso de la materia orgánica soluble si se observó una mejora en el sistema con lecho respecto al sistema convencional con una concentración media de DQO de 96 ± 38 y 153 ± 96 mgO₂ /L para los efluentes 1 y 2 respectivamente y 17 ± 9 y 30 ± 11 mgO₂/L de DBO₅.

En los resultados puede verse que la V₃₀ sigue siendo alta, incluso mayor en el reactor del relleno, pero mucho más estables, dando IVF altos. Comprobando la carga másica, esta continúa alta, en valores cercanos y dentro de la media carga, como consecuencia de una mayor concentración en de DBO₅ de entrada con grandes fluctuaciones, alcanzando valores de hasta 649 mg/L y el no poder haber alcanzado valores de 4.500 mg/L de MLSS, habiendo sido el máximo de 3.600 mg/L en el fango activo sin relleno. Pero si se habían obtenido valores similares a la salida de los dos reactores y habían disminuido los sólidos en suspensión de la salida, aunque sin cumplir todavía la directiva.



3.4.2.4. Ciclo 3

Dado que en la fase anterior no se alcanzaron los valores requeridos a la salida, se decidió tomar como parámetros de diseño el más alto dentro de la oxidación prolongada de carga másica lo que obligaba por un lado disminuir el caudal y por otro aumentas los MLSS en los reactores. En este ciclo se operó a un TRH de 48 horas con un 20 % de relleno en el biorreactor 1 y sin relleno en el caso del reactor biológico 2.

El 13 de enero se procedió al cambio de condiciones iniciando este ciclo cuyas características operacionales se muestran en la Tabla 19. Durante el periodo que se desarrollo este ciclo el cual se mantuvo hasta el día 23 de febrero de 2012 el TRH establecido fue 48 horas y el TRC fue 29 días con lo que los sólidos en suspensión totales del licor mezcla se estabilizaron en torno a 5.410 ± 618 y 5.977 ± 915 mg/L para los reactores biológicos 1 y 2 respectivamente con 4.263 ± 410 y 4.750 ± 720 mg/L de sólidos en suspensión volátiles.

Tabla 19. Parámetros operativos y de funcionamiento durante la tercera fase experimental de la planta piloto semi-técnica de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras

	TRH (h)	% Relleno	MLSS (mg/L)	MLSS _v (mg/L)	V ₃₀ (mL)	IVF(mL/g)	pH	Conductividad (μS/cm)
Línea 1	48	20	5.410 ± 618	4.263 ± 410	917 ± 23	164 ± 22	$6,93 \pm 0,04$	1.796 ± 186
Línea 2	48	/	5.977 ± 915	4.750 ± 720	828 ± 20	125 ± 1	$7,00 \pm 0,07$	1.890 ± 84

Durante este ciclo el licor mezcla presentó unos valores medios de V₃₀ de 917 ± 23 y 828 ± 20 mL para las líneas 1 y 2 respectivamente superiores a los obtenidos en las fases anteriores tal y como corresponde a un licor mezcla con mayor concentración de sólidos en suspensión y un IVF de 164 ± 22 y 125 ± 1 mL/g para los reactores 1 y 2 respectivamente. Los parámetros ambientales de ambos reactores biológicos fueron muy similares presentando un pH medio de $6,93 \pm 0,04$ y $7,00 \pm 0,07$ para las líneas 1 y 2 respectivamente y una conductividad de 1.796 ± 186 y 1.890 ± 84 μS/cm. En este ciclo la biopelícula presente en los soportes fue ligeramente mayor a los valores obtenidos en las fases previas con un valor medio de 1.836 ± 855 mg/L de relleno con un 80,27 % de fracción volátil.

El influente, al igual que pasara en las fases anteriores, mantuvo unas características homogéneas con una carga orgánica media de 844 ± 225 mgO₂/L de DQO y 610 ± 42 mgO₂/L de DBO₅ con una concentración de sólidos en suspensión totales de 289 ± 37 mg/L con 242 ± 30 mg/L de volátiles. La carga másica que presentó a lo largo de la investigación tuvo un valor medio muy similar para ambos reactores biológicos con un valor medio de $0,08 \pm 0,01$ y $0,08 \pm 0,01$ kgDBO₅/(kgMLSS.día) para los reactores 1 y 2 respectivamente, estos resultados son verdaderamente muy interesantes, pues en un agua con una DBO₅ de entrada tan alta, con un proceso de baja carga, se requeriría un rendimiento de prácticamente un 96 %

para el cual la carga másica de trabajo sería $0,055 \text{ kgDBO}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{día})$ para lo cual habría que incrementar los MLSS enormemente además de disminuir el caudal de entrada obteniendo un TRH mayor a 2 días, por tal motivo en una oxidación prolongada no se consigue, pero si se alcanza si el proceso va unido al de biopelícula.

Tabla 20. Valores medios del influente y cada uno de los efluentes obtenidos durante la tercera fase experimental de la planta piloto semi-técnica de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras

	pH	Conductividad ($\mu\text{S/cm}$)	SS _T (mg/L)	DQO (mgO_2/L)	DBO ₅ (mgO_2/L)
Influente	$7,64 \pm 0,24$	2.472 ± 138	289 ± 37	844 ± 225	610 ± 42
Efluente línea 1	$7,45 \pm 0,07$	1.768 ± 148	61 ± 30	79 ± 18	17 ± 2
Efluente línea 2	$6,93 \pm 0,04$	1.913 ± 119	71 ± 27	113 ± 38	30 ± 5

La calidad de los efluentes tal y como muestra la Tabla 20 es superior a la experimentada en los ciclos anteriores además permite observar las diferencias existentes entre el sistema convencional con unos valores de materia orgánica a la salida de $113 \pm 38 \text{ mgO}_2/\text{L}$ de DQO y $30 \pm 5 \text{ mgO}_2/\text{L}$ de DBO₅ frente al sistema de lecho fluidificado que presento unos valores de salida un 43,33 % inferiores en DBO₅ con un valor medio de $17 \pm 2 \text{ mgO}_2/\text{L}$ y un 30,08 % menores en DQO con un valor final medio de $79 \pm 18 \text{ mgO}_2/\text{L}$. Lo cual en términos medios supuso un rendimiento en eliminación de DBO₅ de $95,11 \pm 1,37 \%$ para el sistema convencional y $96,82 \pm 0,84 \%$ para la planta con lecho y una eliminación en DQO del $89,35 \pm 3,17 \%$ y $84,27 \pm 6,81 \%$ para el sistema de lecho fluidificado y el sistema de fangos activos respectivamente.

En relación a los parámetros ambientales de los efluentes, éstos presentaron unos valores medios de $7,45 \pm 0,07$ y $6,93 \pm 0,04$ de pH para los efluentes 1 y 2 y una conductividad media de 1.768 ± 148 y $1.913 \pm 119 \mu\text{S/cm}$ para los efluentes procedentes del lecho y del sistema convencional respectivamente. La concentración de sólidos en suspensión totales de los efluentes presento un valor medio de 61 ± 30 y $71 \pm 27 \text{ mg/L}$ con un porcentaje de fijos superior al 22 % en ambos casos con un valor medio de 13 ± 6 y $16 \pm 8 \text{ mg/L}$. El análisis de las muestras solubles de agua de entrada y ambas salidas mostró un rendimiento de $97,10 \pm 0,34$ y $94,95 \pm 0,98$ en eliminación de DBO₅ para los reactores biológicos 1 y 2 y $89,35 \pm 3,17$ y $84,27 \pm 6,81 \%$ en eliminación de DQO soluble para los reactores de lecho y fango activo respectivamente.

La V_{30} de ambos reactores es elevada, lo que se manifiesta a través de una elevada concentración de sólidos en suspensión a la salida. Sin embargo, se observó que los sólidos en el licor mezcla presentan una mejor estabilización cuando se añade relleno; además para alcanzar la Normativa y no con el proceso de oxidación prolongada, que en esta fase si se puede decir ya que como se ha indicado la carga másica está por debajo de $0,15 \text{ kgDBO}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{día})$, aunque es demasiado alta, ya que la DBO₅ de entrada tenía de media 610 mg/L y superando en algunas ocasiones los 650 mg/L .



Bajo estos resultados y destacando que solo se ha trabajado con el 20 % de relleno, con este proceso una instalación de oxidación prolongada puede asumir un incremento del caudal o bien de la carga contaminante de entrada. A partir de los datos obtenidos, podría realizarse un predimensionamiento de una instalación de este tipo considerando la Figura 34. En la gráfica mostrada en la Figura 34 se observa que la carga másica debe de estar por debajo de $0,15 \text{ kgDBO}_5/(\text{kgMLSS} \cdot \text{día})$, cuanto mayor sea la carga de entrada, mas disparidad y peores son los resultados.

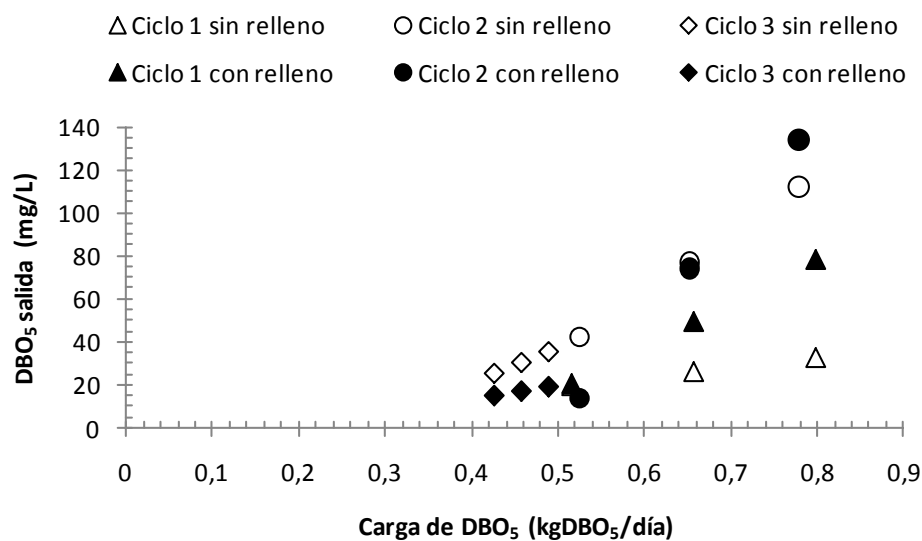


Figura 34. Relación entre la carga de entrada de DBO_5 y la DBO_5 a la salida de cada uno de los reactores biológicos durante las diferentes fases experimentales estudiadas en la planta piloto semi-técnica de la investigación de choque realizada en Puerto Lumbreras

A partir de estos datos de comparación entre plantas de fangos activos de baja carga con y sin relleno y teniendo en cuenta que pueden ser necesarias en estos años tanto la construcción de nuevas plantas como la rehabilitación de numerosas plantas construidas, se pueden considerar las siguientes recomendaciones de diseño:

- ✓ En relación a la rehabilitación de plantas depuradoras:

Sin relleno, la máxima DBO_5 a la entrada, para garantizar una salida de 25 mg/L es 500 mg/L y para una salida de 20 mg/L es 400 mg/L mientras que utilizando un 20 % de relleno las concentraciones a la entrada pueden aumentar a 705 y 560 mg/L de DBO_5 para los valores de salida de 25 y 20 mg/L respectivamente. Considerando exclusivamente la DBO_5 , los valores anteriores de entrada podrían elevarse hasta 883 y 707 mg/L para salidas de 25 y 20 mg/L respectivamente, sin embargo en este caso existe el riesgo de que el IVF aumente impidiéndose una adecuada decantación y no cumpliéndose normativa en

sólidos en suspensión. Además al forzar TRH tan altos, el bajo caudal de entrada y las concentraciones de MLSS por encima de 5 g/L necesarias aumentan el consumo energético de la planta. Como referencia, imponiendo un TRH mínimo de 18 horas, se presenta la siguiente tabla orientativa confeccionada que muestra la máxima DBO₅ que admite el sistema de lechos móviles con un 20 % de relleno para que la DBO₅ a la salida se sitúe en 25 o 20 mg/L (Tabla 21).

Tabla 21. Tabla orientativa de máxima DBO₅ admitida a la entrada para alcanzar una salida de 20 y 25 mg/L de DBO₅ en un proceso de lecho móvil híbrido con un 20 % de relleno

TRH (h)	Máxima DBO ₅ de entrada (mg/L) para una salida de 25 mg/L de DBO ₅	Máxima DBO ₅ de entrada (mg/L) para una salida de 20 mg/L de DBO ₅
48	705	564
42	617	493
36	529	423
30	441	353
24	352	282
18	264	212

✓ En relación a planta de nuevas construcción:

Actualmente los sistemas de lecho móvil no pueden competir con los de oxidación prolongada como consecuencia del elevado coste de los relleno. A modo orientativo se presentan los precios máximos admisibles del relleno para que se compense la reducción del volumen de obra civil como consecuencia del aumento de rendimiento obtenido para el empleo de un lecho móvil híbrido con un 20 % de relleno, bajo las condiciones estudiadas, en función del número de habitantes equivalentes.

Tabla 22. Tabla orientativa de precio máxima admisible del relleno para que se compense la reducción de obra civil en el reactor biológico al utilizar un sistema híbrido de lecho móvil con un 20 % de relleno en función de los habitantes equivalentes (Heq) para los que se dimensiona la planta

Heq	Precio máximo competitivo (€/m ³ de relleno)L
50.000	50,83
40.000	56,67
30.000	62,50
20.000	121,67
10.000	180,83

3.5. CONCLUSIONES PREVIAS

A partir de los resultados obtenidos en la presente investigación de choque, dados los resultados obtenidos a escala laboratorio en los reactores continuos y discontinuos y a escala semitécnica se obtuvieron una serie de conclusiones y recomendaciones.



Los resultados obtenidos en los ensayos de laboratorio, permitieron descartar el relleno BIOCONS empleando en lo sucesivo, los rellenos AQWISE ABC5 y K1 como consecuencia de las siguientes conclusiones:

- ✓ Los mayores valores de densidad de biopelícula obtenidos fueron en los rellenos K1 de AnoxKaldness y AQWISE ABC5. Durante el proceso de inoculación se adhirió una biopelícula medida en forma de sólidos en suspensión totales de 7,52 g/L para el K1, 7,67 g/L para el relleno AQWISE ABC5 y 4,89 g/L para el relleno BIOCONS.
- ✓ El relleno K1 de AnoxKaldness y AQWISE ABC5 presentaron un comportamiento similar frente a las condiciones estudiadas en relación a la eliminación de materia orgánica.

Considerando los resultados obtenidos en la parte de la investigación de choque llevada a cabo en Puerto Lumbreras, las siguientes conclusiones fueron obtenidas:

- ✓ Con tiempos de retención hidráulica de 48 horas simulando un fango activo de baja carga (0,08 kg DBO₅/(KgMLSS.día)) la diferencia a la salida del proceso de lecho móvil con un 20 % de soporte en comparación con el proceso convencional es de 43,33 % inferior en DBO₅ y 30,08 % en DQO. Siendo el rendimiento del sistema en estas condiciones en eliminación de DBO₅ de 95,11 ± 1,37 % para el sistema convencional y 96,82 ± 0,84 % para la planta con lecho y en eliminación en DQO del 84,27 ± 6,81 % y 89,35 ± 3,17 % para el sistema de fangos activos y de lecho móvil respectivamente. Estos rendimientos pueden ser superiores modificando el porcentaje de relleno utilizado.
- ✓ La utilidad fundamental del sistema, es cuando la contaminación de entrada se incrementa por encima de los 630 mg/L de DBO₅, ya que en este caso se tendría que utilizar o una decantación primaria o cambiar a una doble etapa, obligando en ambos casos a digerir el fango.
- ✓ De igual forma al existir parte de la biomasa en forma de biopelícula, donde actúan los tres tipos de microorganismos, el proceso admite una menor relación de biodegradabilidad y una mayor concentración de inhibidores. Esto también se puede comprobar con los SSV en el reactor que están en mayor proporción cuando este tiene relleno.
- ✓ Es importante analizar la cinética microbiana de la biomasa híbrida presente en el proceso de lechos móviles para conocer el comportamiento en eliminación de materia orgánica así como el comportamiento del proceso en relación a la eliminación de nitrógeno, lo cual será considerado para la investigación de fondo.
- ✓ Del primer ciclo se puede deducir que con un aumento del volumen del reactor de un 27 %, aun sin alcanzar los requerimientos de la directiva como consecuencia de la elevada concentración de



materia orgánica a la entrada, el efluente del proceso sin relleno es mejor. De esto se deduce la importancia del TRH como parámetro de diseño.

- ✓ Igualando el caudal de entrada y por tanto el TRH en la línea convencional y de lecho móvil, para TRH de 30 h ambos efluentes presentan unas concentraciones similares.
- ✓ El tercer ciclo, en el cual se opera a altas concentraciones de MLSS y altos TRH para cargas másicas en oxidación prolongada, se observa un mejor rendimiento en la línea con relleno, la cual cumple la normativa mientras que en la línea sin relleno no lo hizo.
- ✓ De igual forma, se puede decir que para un reactor ya construido la utilización de relleno permite la aceptación de una mayor carga, bien un incremento de la DBO_5 o del caudal de entrada.



4. INVESTIGACIÓN DE FONDO

4.1. MODIFICACIÓN DE LAS CONDICIONES DE PARTIDA

Tras el estudio de diferentes rellenos y de condiciones operacionales realizado en la investigación de choque, a partir de las conclusiones obtenidas y teniendo en cuenta las investigaciones desarrolladas por la sociedad científica tanto en tecnologías de biorreactores de membrana como de lechos móviles así como las existentes combinando ambas tecnologías se plantea la presente investigación de fondo en la que se contrastarán los datos obtenidos previamente a escala laboratorio y a escala piloto con sistema de decantación en una planta semitécnica de lecho móvil con biorreactor de membrana con el fin de alcanzar los objetivos que se definen a continuación. Considerando las conclusiones previas y la necesidad de distinguir en la aplicación de los sistemas de lecho móvil tanto en plantas de nueva construcción como en rehabilitación de plantas existentes, lo cual, obliga a establecer dos objetivos principales.

Para el desarrollo de esta investigación se ha escogido el tipo de relleno (K1), de modo que las variables operacionales se han reducido a porcentaje de relleno, TRH y MLSS incorporando además la temperatura, de vital importancia en cualquier proceso biológico como variable dado el mayor efecto que tendrá tal variable en el proceso como consecuencia de la ubicación de la planta piloto a la intemperie.

4.2. OBJETIVOS DEFINITIVOS

Considerando las conclusiones obtenidas en la fase previa, los siguientes objetivos han sido definidos para la investigación de fondo.

4.2.1. Objetivos principales

- Efecto de las variables operacionales (% de relleno, TRH, MLSS y temperatura) en el funcionamiento de un biorreactor con lecho móvil tanto en eliminación de materia orgánica y capacidad nitrificante como en el comportamiento físico del sistema.
- Estudio de la disminución de volumen de obra en plantas de nueva construcción o en rehabilitación de plantas existentes con sistemas de lecho móvil.

4.2.2. Objetivo secundarios

- Analizar el efecto de las variables operacionales en el comportamiento de la biomasa (tiempo de retención celular, crecimiento de biopelícula y fraccionamiento).
- Estudiar la capacidad de eliminación de materia orgánica y nitrógeno por parte del sistema bajo las diferentes variables operacionales.

- Establecer la relación entre las variables operacionales y el comportamiento de las membranas a través de su permeabilidad y velocidad de ensuciamiento.
- Estudiar los efectos de la temperatura en el comportamiento del sistema.
- Analizar la disminución de volumen que supone el empleo de un lecho móvil en un biorreactor de membrana bajo las diferentes variables operacionales.

4.3. PARÁMETROS Y VARIABLES DEFINITIVAS

4.3.1. Variables operacionales

Se definen como variables operacionales de la presente investigación aquellas magnitudes que presentan una influencia directa en el proceso estudiado y cuya variación cuantitativa es independiente al proceso y depende exclusivamente de factores externos.

✓ **Porcentaje de relleno**

Esta variable se define como la relación entre el volumen aparente de reactor ocupado por el relleno y el propio volumen de reactor. Generalmente, se hace la consideración de volumen aparente de modo que sean comparables los diferentes rellenos disponibles en el mercado independientemente de las características geométricas del mismo. Sin embargo, un aspecto fundamental a considerar, principalmente de cara a conocer y dimensionar el volumen de la biomasa presente en forma dispersa y adherida es el volumen de fluido desalojado por el relleno, el cual será descrito junto al relleno. En la presente investigación, tres porcentajes de relleno han sido probados, los porcentajes utilizados en la presente fase de la investigación fueron los mismos utilizados durante la selección del relleno descrita en la investigación de choque: 20, 35 y 50 % utilizando el relleno K1.

✓ **Tiempo de retención hidráulico (TRH)**

El tiempo de retención hidráulico se define como el volumen del reactor dividido por el caudal de entrada, definiendo por tanto el tiempo medio que está el agua residual en el interior del reactor biológico. Dada la configuración del modo de trabajo de la planta piloto experimental, en la cual se fija el caudal de salida, este fue calculado de modo que el TRH fuese de 10 y 24 horas para determinar la respuesta del sistema frente a dos condiciones de carga de entrada diferentes.

✓ **Sólidos en Suspensión en el Licor Mezcla (MLSS)**

Dada la presencia de dos tipos de biomasa en el sistema, los sólidos en suspensión en el licor mezcla del reactor biológico fueron marcados a priori, dado que la biomasa adherida, tal y como se observó



durante la investigación de choque era resultado, entre otras variables de la propia concentración de biomasa dispersa. Tres rangos de MLSS han sido probados en la presente investigación, partiendo del agua de entrada el sistema se mantuvo concentrando sólidos hasta alcanzar en torno a 2.500 mg/L, se realizó la estabilización de esa biomasa bajo los dos TRH establecidos y de nuevo se volvió a aumentar la biomasa dispersa hasta un valor aproximado de 4.500 mg/L, estabilizando de nuevo bajo los mismos TRH, antes de proceder al vaciado de la planta piloto tuvieron lugar unos ensayos con la biopelícula existentes sin concentrar fango de cara a analizar el efecto exclusivo de la biopelícula así como la estabilidad de la misma frente a pérdidas de biomasa ante los dos TRH establecidos.

✓ **Temperatura**

La temperatura del licor mezcla presente en el reactor biológico afecta al comportamiento biológico del sistema así como al comportamiento físico-químico de la membrana. La actividad microbiana de la biomasa presente en el sistema amortiguará en parte, la temperatura del proceso en relación a la temperatura ambiente.

4.3.2. Parámetros operacionales

Se definen como parámetros operacionales de esta investigación aquellas magnitudes que expresan el comportamiento del sistema que vienen impuestas por las variables operativas y parámetros del agua de entrada.

✓ **Tiempo de Retención Celular (TRC)**

TRC se define como el tiempo medio que permanece el fango en el interior del reactor biológico. Atendiendo a esta definición y considerando que el reactor se encuentra en condiciones de mezcla perfecta puede calcularse como caudal de purga entre el volumen de reactor. Diferentes TRC fueron estudiados en la presente investigación como consecuencia, entre otros factores, de la modificación del TRH y la concentración de MLSS.

✓ **Sólidos en Suspensión en la biopelícula (BFSS)**

BFSS se define como la magnitud cuantificable de la biomasa presente en el reactor biológico adherida a la superficie de los rellenos. Esta magnitud ha sido cuantificada en forma de sólidos en suspensión para facilitar la comparación entre ambas formas de biomasa.

✓ **Carga másica (Cm)**

Cm representa la relación entre la cantidad de sustrato y el contenido de biomasa presente en el



reactor biológico. Se define como la relación entre los kg. de DBO_5 que entran en el sistema y los kg de biomasa presentes en el reactor biológico.

4.3.3. Parámetros analíticos

Se definen como parámetros analíticos de la investigación aquellas magnitudes que expresan el funcionamiento del sistema y vienen determinados por las variables y parámetros operacionales.

✓ **Demanda Química de Oxígeno (DQO)**

Parámetro utilizado para cuantificar la cantidad de materia orgánica, biodegradable y no biodegradable, que existen en una muestra de agua residual.

✓ **Demanda Biológica de Oxígeno (DBO_5)**

Parámetro que permite ver de forma indirecta la cantidad de materia orgánica presente en el agua. Este parámetro empírico se basa en la capacidad que tienen los microorganismos presentes en una muestra para consumir los compuestos orgánicos en un ambiente aeróbico. La relación existente entre DQO y DBO_5 , informa sobre el carácter biodegradable de la muestra a través del factor de biodegradabilidad.

✓ **Sólidos en suspensión**

➤ **Sólidos en suspensión en el Licor Mezcla (MLSS)**

Este parámetro muestra la cantidad de sólidos en suspensión que hay dispersos en el reactor biológico en forma de flóculos. Se distinguen en volátiles y fijos, los volátiles muestran la cantidad de compuestos orgánico existente en las aguas residuales, y son determinantes para conocer la biomasa activa.

➤ **Sólidos en suspensión en la biopelícula (BFSS)**

Este parámetro muestra la cantidad de sólidos en suspensión que hay adheridos a los soportes en el reactor biológico en forma de biopelícula. La suma de los sólidos en suspensión en el licor mezcla y en la biopelícula está íntimamente unida a la concentración de microorganismos que existe en el reactor biológico.

➤ **Sólidos en suspensión a la entrada**

Parámetro que se analizó para ver la cantidad de materia en suspensión que entraba al sistema de biorreactor de membrana con lecho móvil.



➤ **Sólidos en suspensión a la salida**

Parámetro que se analizó para ver la capacidad de eliminación de la parte particulada que tiene el sistema.

✓ **Nitrógeno Total, Amoniacal (NH_4^+), Nitritos (NO_2^-) y Nitratos (NO_3^-)**

Este parámetro permite ver qué concentración de nitrógeno se encuentra en cada una de las muestras (entrada y salida) así como su distribución en cada uno de los estados de reducción.

✓ **pH**

Parámetro que da información de la acidez o basicidad del medio; para poder desarrollar un proceso de depuración biológica son necesarios unos niveles de pH adecuados (6-9) en torno a la neutralidad.

✓ **Conductividad**

Parámetro que indica la cantidad de sales solubles que tiene esa agua residual.

✓ **Presión transmembrana**

Este parámetro permite obtener la permeabilidad de la membrana, así mismo será considerado para la determinación de la frecuencia de las limpiezas químicas de la membrana y así ver el comportamiento del sistema de membranas ante las variaciones de carga. Este parámetro ira incrementándose con el tiempo debido al ensuciamiento de la membrana, y permite calcular la velocidad de ensuciamiento de la membrana.

✓ **Oxígeno disuelto**

La concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico condiciona los procesos biológicos que tiene lugar dentro del reactor biológico. El oxígeno disuelto del licor mezcla viene condicionado además de por el caudal de aire que se introduzca en el reactor biológico por factores tales como la temperatura o la concentración de biomasa.

4.4. Situación, descripción y funcionamiento de la planta experimental

4.4.1. Situación y descripción de la EDAR

La planta piloto se situó en la EDAR Oeste de Granada, Puente de los Vados de la Empresa Municipal de Abastecimiento y Saneamiento de Granada (EMASAGRA), junto al desarenador-desengrasador como se muestra en la Figura 36. Esta depuradora, situada en la Carretera de Málaga km. 4, junto al Puente de los Vados, en las proximidades al municipio de Santa Fe a una latitud 37,193108 Norte y una longitud 3,677884

Oeste (Figura 35).



Figura 35. Ortofoto de la zona Oeste de Grana, donde se sitúa la EDAR Puente de los Vados, en las proximidades del vecino municipio de Santa Fe (Fuente: Google Earth)

La EDAR Puente de los Vados es una de las dos depuradoras con las que cuenta el municipio de Granada; la planta piloto, tal y como puede verse en la Figura 36, se sitúa junto al pretratamiento. La tecnología empleada en la EDAR es un sistema de fangos activos de media carga. Un esquema de la línea se muestra en la Figura 37, en la cual se distinguen en la línea de aguas: pretratamiento, decantación primaria, tratamiento biológico, decantación secundaria y canal de cloración.

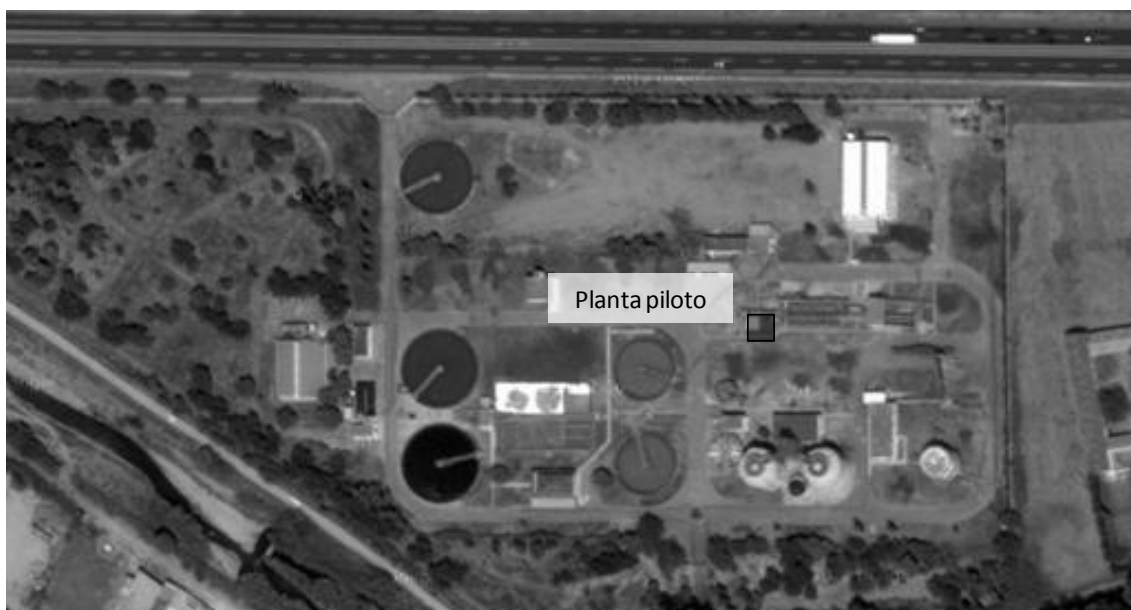


Figura 36. Ortofoto de la EDAR Puente de los Vados de Granada en la que se situó la planta piloto de biorreactor de membrana con lecho móvil (Fuente: Google Earth)



El pretratamiento de la planta se compone de un pozo de gruesos, tres tornillos de Arquímedes para elevar el agua bruta y permitir que circule por gravedad, a continuación existen dos canales con tamices en escalera (Step Screen) que separan los sólidos mayores de 3 mm. así como dos desarenadores-desengrasadores que separan las grasas hacia un concentrador de grasas y las arenas hacia un separador de arenas. La decantación primaria está compuesta por dos decantadores circulares de 22 metros de diámetro con un volumen unitario de 950 m^3 y puente de velocidad periférica de 2 metros por minuto. A la salida de uno de estos decantadores se sitúa la toma de alimentación de la planta piloto, la cual se expondrá con más detalle en el siguiente epígrafe. El tratamiento biológico se compone de dos reactores biológicos de fangos activos aireados de dimensiones 12×34 metros con una profundidad de 4,8 metros y un volumen de 3.917 m^3 . La decantación secundaria está constituida por 3 decantadores circulares de 28 m de diámetro y 1.180 m^3 de volumen unitario. La desinfección es llevada a cabo en un laberinto de cloración de $10 \times 13,5$ m.

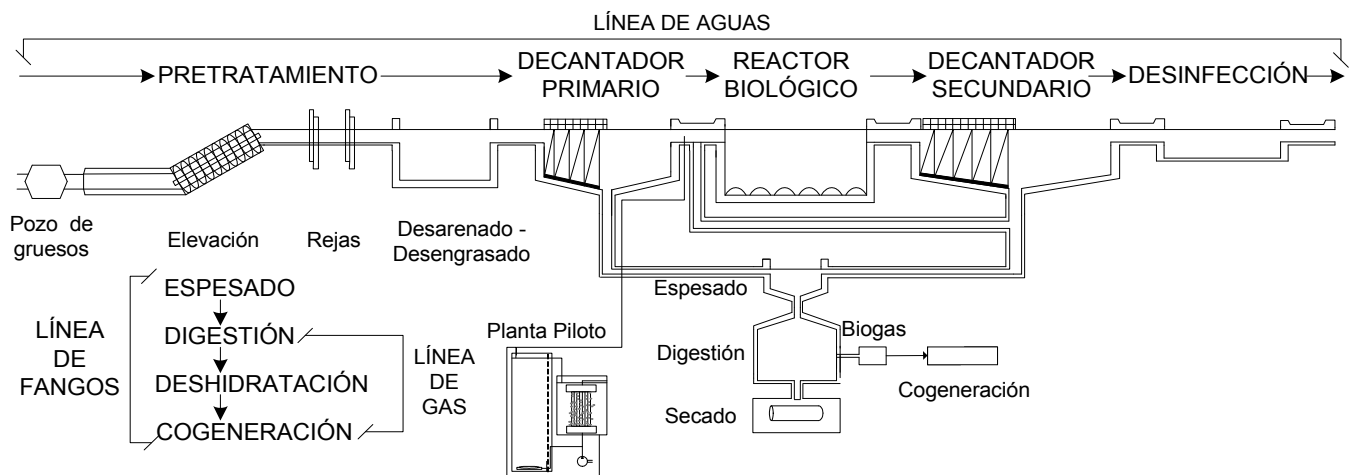


Figura 37. Diagrama de la EDAR Puente de los Vados de Granada, dónde está instalada la planta piloto de biorreactores de membrana con lecho móvil empleada para la investigación de fondo

4.4.2. Descripción y elementos de la planta piloto

Tal y como se observa en la Figura 38 y la Figura 39 la planta piloto utilizada con tecnología de biorreactores de membrana con lecho móvil está formada por una serie de elementos ensamblados situados sobre un bastidor de acero cimentado en las inmediaciones del pretratamiento de la EDAR (Figura 39), la planta piloto se encuentra situada a la intemperie protegida por un cerramiento horizontal en la parte superior que dificulta la acción directa de la lluvia así como de la radiación solar en el proceso. Un diagrama simplificado de la línea de aguas se muestra en la Figura 39.



Figura 38. Instantánea de la Planta piloto experimental de biorreactor de membrana con lecho móvil utilizada durante la investigación de fondo

La instalación está compuesta por los siguientes elementos:

- ✓ **Biorreactor de lecho móvil:** consiste en un depósito cilíndrico de poliéster de 2 m de altura y 0,5 m de diámetro en el que se encuentran los soportes plásticos, con un deflector vertical que separa dos zonas del 80 y 20 % de volumen que impide el paso de los soportes y distingue la zona aerobia de la anóxica. En la base del depósito en la zona de mayor volumen (zona aerobia) se sitúa un difusor de burbuja fina desde la que se produce la salida del aire a la zona aerobia del tanque, favoreciendo además la fluidificación del medio.
- ✓ **Agitador:** dentro del biorreactor con lecho móvil se instaló un agitador mecánico con variador de frecuencia situado en la zona aerobia del reactor biológico para facilitar la fluidificación del lecho dentro de reactor biológico.
- ✓ **Compresor:** compresor de pistón ABAC 270lt (Figura 40 a) de 270 L de volumen y 5,5 HP de potencia que permite la aireación del reactor biológico a través del difusor instalado en la base del reactor biológico. El flujo de aire es controlado mediante un rotámetro manual y una electroválvula que a partir de las medidas de oxígeno en el reactor biológico compara con unos valores consigna y abre o cierra dicho flujo mediante el telecontrol de la planta piloto; además, el sistema de aireación está dotado de dos filtros de aire para eliminar partículas y humedad del aire comprimido generado por el compresor (Figura 40 b).
- ✓ **Tanque de membranas:** Un depósito rectangular de 1 m de alto y base rectangular de 0,5m x 0,25 m en el se alojan los módulos de membranas, teniendo lugar ahí el proceso de separación física.

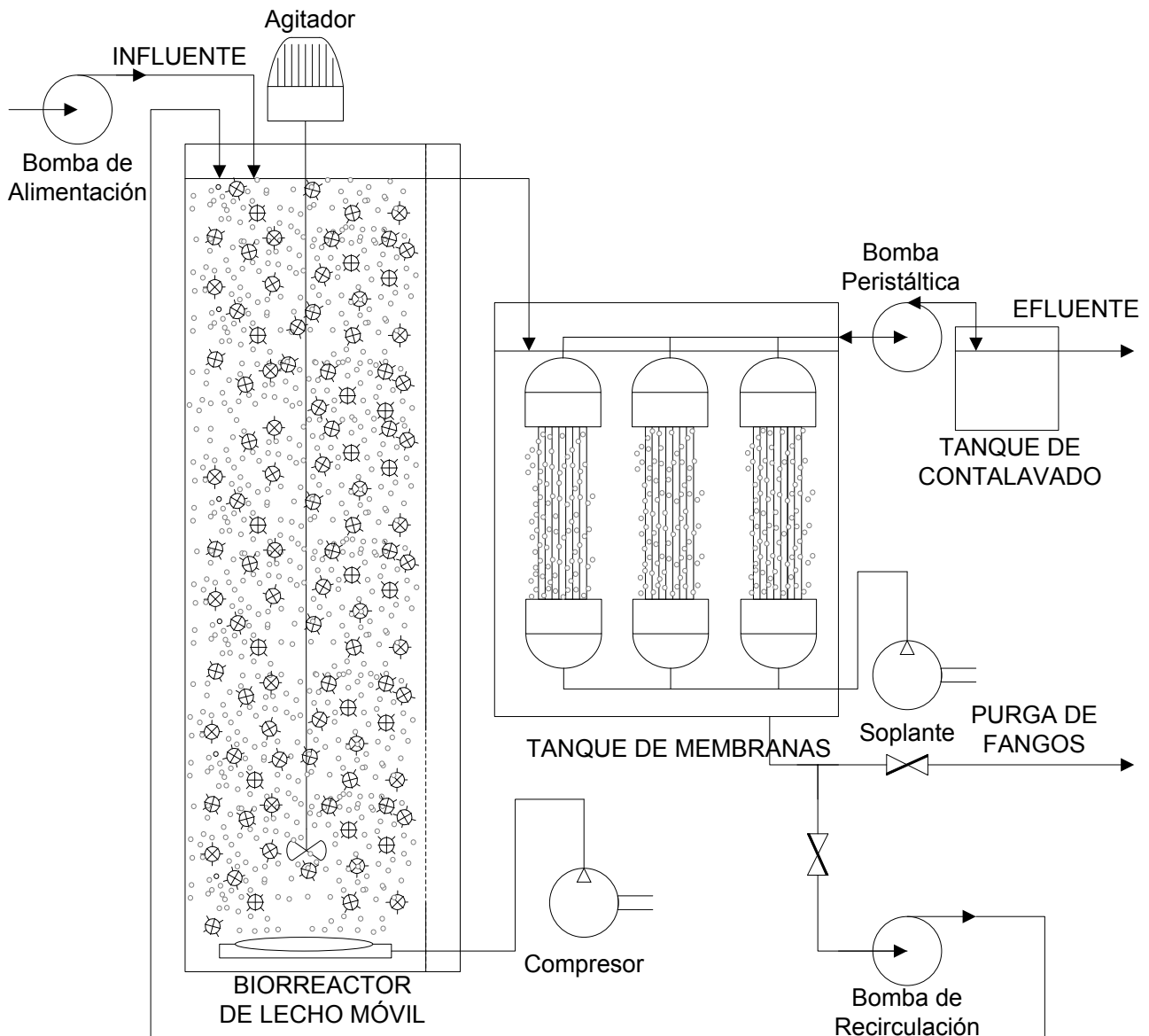


Figura 39. Diagrama de la planta piloto experimental de biorreactor de membrana con lecho móvil utilizada durante la investigación de fondo

- ✓ **Membranas:** Tres módulos de membranas sumergibles ZW-10 de fibra hueca con flujo de fuera hacia dentro fueron instaladas en el tanque de membranas. Los módulos de membrana empleados disponen de una superficie nominal de $0,93 \text{ m}^2$ y un tamaño nominal de poro de $0,04 \mu\text{m}$ siendo $0,1 \mu\text{m}$ el tamaño absoluto de poro de $0,1 \mu\text{m}$.
- ✓ **Soplante:** La soplante instalada es la responsable de suministrar el aire de lavado de las membranas, el cual es distribuido paralelamente a las fibras de la membrana a través de los poros dispuestos en la base de los módulos con tal fin. El caudal de aire es controlado por un rotámetro manual, dependiendo del número de módulos de membranas utilizado y su

activación o desactivación es controlada manualmente a través del panel de control de las membranas. La aportación del aire de lavado se lleva a cabo ininterrumpidamente tal y como recomienda el fabricante de las membranas.

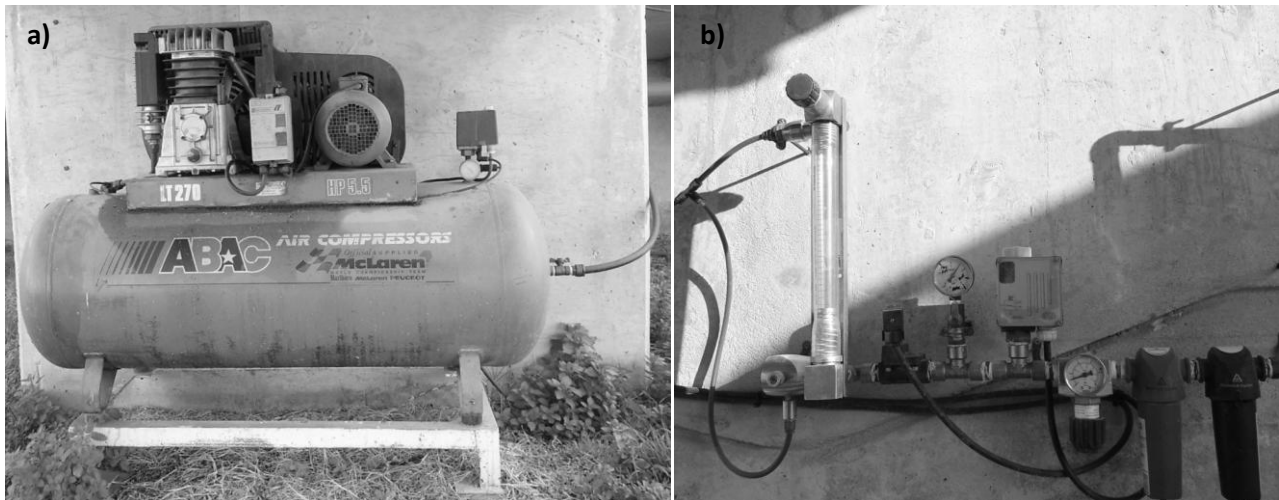


Figura 40. Sistema de aireación del proceso en el reactor biológico de lechos móviles utilizada durante la investigación de fondo, compuesto por: a) Compresor ABAC LT270 que suministra el aire de proceso al reactor biológico de lecho móvil; b) sistema de apertura y filtración del aire procedente del compresor tanto manual como automatizado por el telecontrol

- ✓ **Tanque de contralavado:** Depósito cúbico polietileno de 27 L de volumen y 0,4 m de lado en el cual el permeado de las membranas es almacenado para realizar los pertinentes limpiezas físicas (contralavados) programados. Todo el permeado de las membranas pasa por este tanque, superado su volumen el agua, en lámina libre sale del sistema.
- ✓ **Bomba peristáltica:** esta bomba, situada entre las membranas y el tanque de contralavado, con inversión de flujo y variador de frecuencia es la responsable de la succión del permeado de la membrana hasta el tanque de lavado y de la introducción del agua a contracorriente desde el tanque de lavado hasta las membranas para llevar a cabo el contralavado.
- ✓ **Panel de control de membranas:** Cuadro eléctrico de control del sistema de membranas el cual permite programar y controlar los elementos relacionados con las membranas. Este panel se compone de un interruptor de encendido, un indicador de tiempo de operación, un controlador de tiempo, un interruptor de la bomba de presión, un controlador de la bomba de presión transmembrana, un interruptor de encendido de la soplante que origina la corriente de aire tangencial a las membranas y de dos potenciómetros, uno para fijar el caudal de la bomba de presión en el filtrado y otro para fijar el caudal de la bomba de presión en el contralavado.
- ✓ **Bomba de alimentación:** bomba dosificadora de impulsos, instalada a la salida del



decantador primario de la línea 1 de la EDAR de los Vados, la cual controlada a través de un sistema de sondas de nivel, impulsa el agua hasta el reactor biológico de lecho móvil.

- ✓ **Bomba de recirculación:** bomba idéntica a la de alimentación encargada de la recirculación de licor mezcla desde el tanque de membranas hasta el reactor biológico que permite concentrar fango en el reactor biológico de lecho móvil a una concentración similar a la del tanque de membranas. Al igual que en el caso anterior, el funcionamiento de la bomba viene controlado por el sistema de sondas de nivel.
- ✓ **Sistema de sondas de nivel:** sistema encargado de gestionar el paro y la marcha de las bombas de alimentación y recirculación mediante electroválvulas controladas por tres varillas de nivel situadas en el tanque de membranas para asegurar que éste no deje los módulos de membranas sin sumergir en ningún caso.

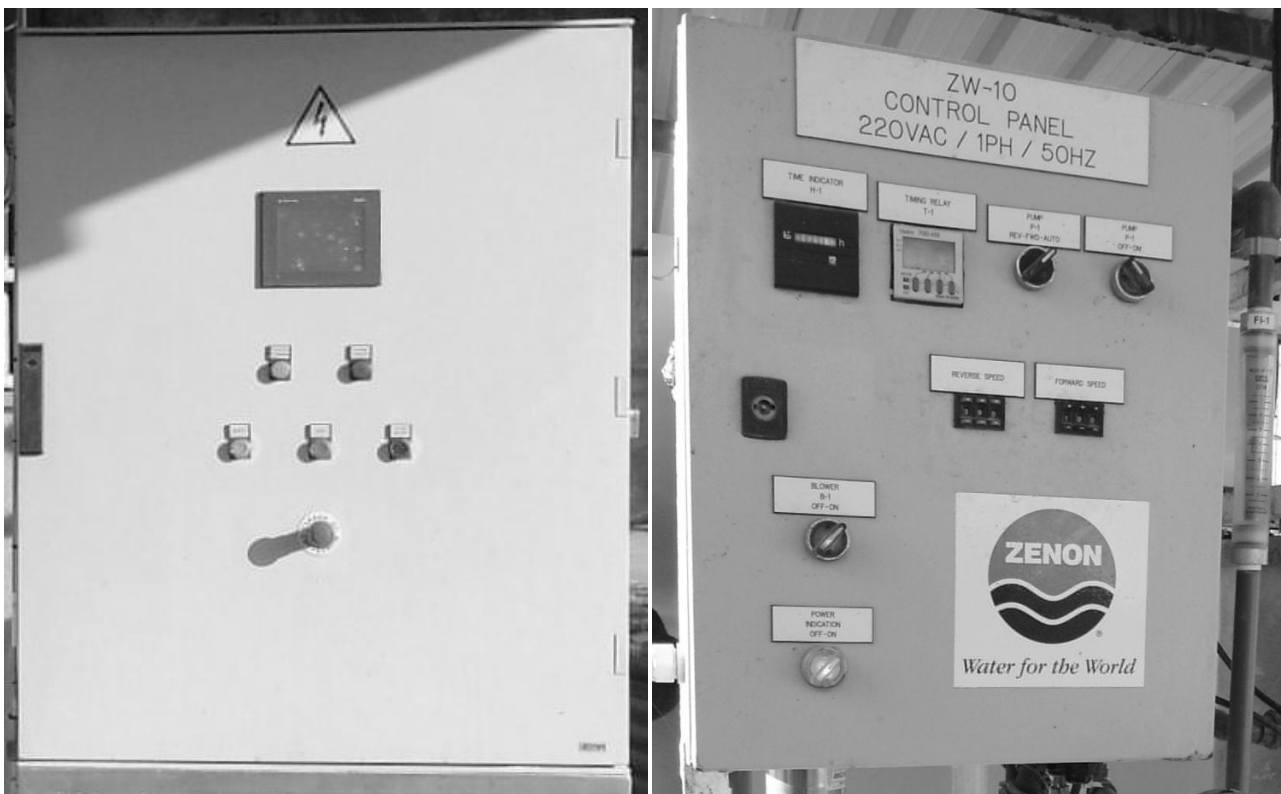


Figura 41. Control del proceso de la planta piloto de biorreactores de membrana con lecho móvil utilizado en la investigación de fondo, formado por: a) Armario de control de la planta piloto con cuadro eléctrico; b) armario de control del tanque de membranas que depende del principal

- ✓ **Instrumentación:** Diversas sondas fueron instaladas en el reactor biológico para mediciones de concentración oxígeno en el lecho móvil, para la medida de la temperatura en ambos tanques así como la presión del permeado de las membranas. Estos datos son gestionados

por el software VIGEO-DISEGNER y extraídos a través del procesador de control instalado en el armario de control principal.

- ✓ **Panel de control principal:** cuadro eléctrico principal de la planta piloto desde el cual se controlan el encendido y apagado de cada uno de los elementos eléctrico que constituyen la planta piloto así como las salidas de las diferentes sondas situadas en el reactor biológico y en el tanque de membranas.
- ✓ **Depósito de lavado de membranas:** depósito circular de 224 L de volumen dispuesto para realizar las limpiezas químicas tanto de naturaleza orgánica como inorgánica de las membranas.

4.4.3. Relleno

El relleno empleado en la presente fase experimental es uno de los empleados en la investigación de choque, el cual presentó un adecuado comportamiento, semejante al utilizado en la planta semi-técnica durante la investigación de choque, el K1 desarrollado por Anoxkaldness, el relleno (Tabla 4) es de forma cilíndrica con cruceta inferior con 11 mm de longitud, 10 mm de diámetro y 7 mm de altura. Su densidad es de 0,92-0,96 g/cm³ con una superficie específica total de 800 m²/m³ con una superficie efectiva protegida para crecimiento celular de 500 m²/m³. Este relleno está siendo ampliamente estudiado por parte de la comunidad científica (Melin et al. 2005; Canziani et al. 2006; Leiknes y Ødegaard 2007), así mismo existen en la actualidad depuradoras que emplean esta tecnología con este relleno (Johnson et al. 2000; Falletti y Conti, 2007; Onnis-Hayden et al. 2011)

Tres porcentajes de relleno han sido utilizados en la presente investigación, acordes a los empleados en la investigación de choque, definiendo el porcentaje de relleno como la relación entre el volumen aparente ocupado por reactor biológico entre el volumen de reactor biológico, expresado en tanto por ciento. Los porcentajes de relleno estudiados fueron 20, 35 y 50 %.

4.4.4. Membrana

Las membranas utilizadas en la presente investigación fueron de la casa comercial ZENON[®] Water for the World. Tres módulos ZW-10 fueron utilizados (Figura 42), se trata de unos módulos de membrana sumergible de fibra hueca con flujo desde el exterior hacia el interior con una superficie unitaria de 0,93 m². Cada uno de los módulos presenta un peso total seco de 1,9 kg y es capaz de contener un volumen total de permeado de 0,13 L. Los poros de la membrana tienen un tamaño absoluto de poro de 0,1 μm y un tamaño nominal de poro de 0,04 μm.



Figura 42. Modulo de membrana ZW-10 de fibra hueca empleado en la planta piloto de biorreactores de membrana con lecho móvil de la investigación de fondo

El sistema de succión de las membranas consta de una bomba de flujo reversible de capacidad máxima de 1,5 L/minuto, la cual permite operar en un intervalo de pH entre 5 y 9 y bajo una temperatura máxima de 40 °C en un rango de TMP típico de 10 a 50 kPa. La aireación provista para la limpieza física de las membranas procede de una soplante instalada independientemente del sistema de aireación de la planta piloto con una capacidad máxima de aireación de 7,2 m³/h.

4.4.5. Modo de operación de la planta piloto

4.4.5.1. Esquema de funcionamiento de la planta piloto

El agua residual de entrada a la planta piloto, procedente del decantador primario, para evitar la entrada de partículas que puedan dañar la membrana en lugar de poner un tamizado antes del reactor, es impulsada por la bomba de alimentación entra en el reactor biológico donde tiene lugar el consumo de la materia orgánica y los procesos nitrificantes y donde se encuentra el relleno y posteriormente por gravedad el licor mezcla llega hasta el tanque de membranas sin relleno donde se produce el proceso de separación física. El oxígeno suministrado al reactor biológico procede del compresor externo el cual garantiza que la concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico se sitúe en torno a 2 mg/L. De cara a evitar una concentración de biomasa en el tanque de membranas una bomba de impulsos por membrana fue instalada como bomba de recirculación entre el tanque de membranas y el reactor biológico. Ambas bombas son iguales y operan de un modo discontinuo, estando en funcionamiento en todo momento una de ellas.

La entrada del agua es controlada mediante unas sondas de nivel situadas en el tanque de membranas, que se activan por conductividad cuando están en contacto 2 de ellas. Las sondas de nivel están instaladas de forma que las membranas situadas en el tanque estén siempre sumergidas. Las sondas de nivel son tres, la de referencia que siempre está sumergida, la de máximo, que indica que el tanque de membranas está lleno y le da la orden a la bomba de recirculación de que empiece a bombear licor mezcla



desde el tanque de membranas hasta el reactor biológico y de que deje de bombear a la de entrada; la sonda de mínimo que indica que el nivel del tanque de membranas ha bajado y por lo tanto, dará la orden a la bomba de alimentación para que se accione y a la de recirculación para que se detenga. Existen otras sondas, de seguridad, que actuarán parando la bomba de presión en el caso de que la bomba de alimentación se rompiera, única circunstancia en que las membranas podrían quedar al descubierto y sufrir una rotura.

Por lo tanto, una vez que las membranas se encuentran sumergidas comenzará la filtración a través de ellas, mediante la aspiración del agua por la bomba de presión. Las membranas están continuamente aireadas por una corriente de aire tangencial para evitar que se depositen en el exterior de la fibra sólidos tanto de naturaleza orgánica como inorgánica. Este aire suministrado por la soplante a su vez servirá para suministrar el oxígeno necesario para las condiciones óxicas del licor mezcla en el tanque de membranas.

4.4.5.2. Modo de operación de la membrana

Regularmente la bomba de presión invertirá el flujo enviando el agua tratada que se ha almacenado en el tanque de contralavado hacia las membranas de fibra hueca removiendo los flóculos y las partículas que hayan podido quedar incrustadas. El modo de operación de la membrana consistió en ciclos de 9'45'' de filtración y 15'' de contralavado, aplicando un caudal de contralavado 1,5 veces superior al de aspiración.

Dado que durante la experimentación se ha operado con tres módulos de membrana de superficie unitaria $0,93 \text{ m}^2$, con una superficie total de $2,79 \text{ m}^2$, el flujo neto fue de $15,95$ y $6,65 \text{ L/m}^2 \text{ h}$ para los TRH de 10 y 24 horas respectivamente. Siendo para el caso de TRH de 10 h $17,01 \text{ L/m}^2 \text{ h}$ el flujo de succión y $25,52 \text{ L/m}^2 \text{ h}$ el de contralavado y para el TRH de 24 h el flujo de aspiración fue de $7,09 \text{ L/m}^2 \text{ h}$ y el de contralavado de $10,62 \text{ L/m}^2 \text{ h}$. Los TRH utilizados fueron menores a los observados como óptimos en la investigación de choque principalmente porque la DBO_5 a la entrada era inferior al proceder de una decantación primaria y debido al empleo de un biorreactor de membrana, para lo cual en investigaciones anteriores de los directores de tesis se sedujo que el TRH mínimo se situaba en torno a 10 h.

Cuando la presión transmembrana se incrementa debido a las incrustaciones y ensuciamiento que van sufriendo los poros de la membrana con el tiempo y se acerca a los límites de operación, se procede a una limpieza química para recuperar la permeabilidad de las membranas, eliminando estas incrustaciones que pueden ser de naturaleza orgánica o inorgánica. Estas limpiezas se realizaron con hipoclorito sódico (200 mg/L) para suciedades de tipo orgánico y con ácido cítrico (2 g/L) para suciedades de tipo inorgánico. Ambo tipo de limpiezas se realizaron por inmersión de las membranas en un tanque independiente



instalado con tal fin, previamente las membranas fueron aclaradas con abundante agua limpia y posteriormente inmersas durante 4 horas en el caso del hipoclorito sódico. Las limpiezas con ácido cítrico sólo fueron desarrolladas tras la realización de la limpieza química de naturaleza orgánica y cuando la permeabilidad de las membranas no volvía a valores similares de los obtenidos previamente. En caso de ser necesaria, la limpieza química con ácido cítrico se realiza durante 4 horas, ajustando el pH de la solución a 2 con ácido clorhídrico.

Entre cada uno de los ciclos experimentales, independientemente del grado de ensuciamiento de la membrana se procedió a la realización de una limpieza química con Hipoclorito Sódico de cara a poder realizar un eficiente estudio de la tasa de ensuciamiento de las membranas en función de las diferentes variables operacionales.

4.4.5.3. Calibrado de caudales de las membranas

El control de la bomba de la membrana, tanto para el filtrado como para el contralavado, se realizó mediante los potenciómetros instalados en el panel de control de las membranas. El valor que se les da a éstos es directamente proporcional al caudal requerido, por lo que el primer paso a realizar en cada uno de los ciclos experimentales fue calibrar los potenciómetros obteniendo la relación entre el caudal obtenido y cada valor de potencia expresado en tanto por cien en el potenciómetro.

El caudal que puede filtrar la planta depende principalmente de las propiedades reológicas del licor mezcla que se filtra así como de la temperatura de éste, motivo por el cual, semanalmente se ajustó el potenciómetro de cara a mantener los caudales establecidos. Los valores típicos para los módulos de membrana utilizados (ZW-10) deben variar entre 0,20 L/min (aprox. 13 L/m²h) y 0,5 L/min (aprox. 32,2 L/m² h) para evitar trabajar en carga hidráulica crítica donde las membranas sufrirían un ensuciamiento mucho más rápido, llegando incluso a ser irreversible o hasta a una rotura de las fibras de las membranas.

El mismo proceso se realizó para el potenciómetro que controla el caudal de contralavado, el cual dado que el agua de alimentación de la bomba poseía unas características más homogéneas (agua ultrafiltrada) presento unas fluctuaciones muy ligeras durante toda la fase experimentales, como consecuencia principalmente de los cambios de temperatura de la membrana. La calibración de los caudales de succión y contralavado en función de la potencia de los potenciómetros se realizó midiendo el volumen de filtrado por unidad de tiempo, permitiendo así ajustar el caudal en función de la potencia.

4.5. Plan de trabajo

Una vez obtenidas las conclusiones de la investigación de choque, se procedió a la puesta en marcha de la planta piloto de biorreactores de membrana con lecho móvil en la depuradora Oeste de Granada

(Puente de los Vados) en la que controlar las variables operacionales y analizar su influencia en los parámetros operacionales y analíticos lo que permite un adecuado conocimiento de la tecnología.

La investigación, tal y como se muestra en las Tabla 23 y Tabla 24 se ha desarrollado en tres fases experimentales según el porcentaje de relleno empleado. En cada una de estas fases, de duración variable, como consecuencia del periodo necesario para la estabilización de la biomasa, se han probado las diferentes condiciones de TRH y MLSS descritas anteriormente. La investigación se desarrolló durante dos años, iniciándose a principios de 2011 y concluyendo en enero de 2013. Previo a la puesta en marcha de la instalación, durante la última fase de análisis de los resultados de la investigación de choque, se realizó el estudio, diseño y construcción de la planta piloto en la estación depuradora.

Tabla 23. Fechas y variables operacionales de las diferentes fases y ciclos que componen la investigación de fondo

Fase de la experimentación	Ciclos	Fecha		Variables Operacionales			
		Inicio	Fin	% Relleno	TRH (h)	MLSS (mg/L)	Temperatura (°C)
Fase I	Ciclo 1	24/01/2011	13/04/2011	20	10	2.414 ± 166	17,99 ± 1,56
	Ciclo 2	14/04/2011	26/06/2011	20	24	2.514 ± 148	25,01 ± 3,49
	Ciclo 3	27/06/2011	09/11/2011	20	10	4.329 ± 342	14,12 ± 1,63
	Ciclo 4	10/11/2011	06/12/2011	20	24	4.397 ± 275	10,35 ± 1,91
	Ciclo 5	07/12/2011	13/12/2011	20	24	1.116 ± 240	7,60 ± 2,88
	Ciclo 6	14/12/2011	19/12/2011	20	10	800 ± 234	4,60 ± 2,61
Fase II	Ciclo 7	12/03/2012	22/04/2012	35	24	2.798 ± 67	14,00 ± 2,60
	Ciclo 8	23/04/2012	04/06/2012	35	10	2.581 ± 127	20,51 ± 3,26
	Ciclo 9	05/06/2012	05/08/2012	35	10	4.278 ± 154	27,88 ± 1,52
	Ciclo 10	06/08/2012	28/09/2012	35	24	4.548 ± 104	22,42 ± 2,64
	Ciclo 11	29/09/2012	01/10/2012	35	24	513 ± 67	17,03 ± 0,55
	Ciclo 12	02/10/2012	04/10/2012	35	10	500 ± 52	15,67 ± 1,53
Fase III	Ciclo 13	05/10/2012	05/11/2012	50	10	2.579 ± 61	14,43 ± 3,11
	Ciclo 14	06/11/2012	08/12/2012	50	10	4.524 ± 49	6,48 ± 3,74
	Ciclo 15	09/12/2012	06/01/2013	50	24	4.594 ± 47	5,00 ± 1,58
	Ciclo 16	07/01/2013	09/01/2013	50	24	718 ± 92	5,03 ± 3,05
	Ciclo 17	10/01/2013	12/01/2013	50	10	612 ± 3	2,50 ± 1,50

La primera fase desarrollada con el menor porcentaje de relleno se compuso de seis ciclos experimentales llevados a cabo en la planta piloto, la cual operó ininterrumpidamente durante la práctica totalidad del año 2011, entre cada uno de los ciclos, previo al cambio de las variables operacionales una limpieza química fue desarrollada a las membranas. Las fechas mostradas en las Tabla 23 y Tabla 24 incluyen todo el periodo comprendido desde que los caudales fueron cambiados, incorporando por tanto el periodo de puesta en marcha del ciclo (aumento de sólidos para los ciclos 1 y 3 y periodo de no estabilidad) y el periodo estacionario al cual corresponden los datos mostrados en las citadas tablas. En el primer,



tercer y sexto ciclo se operó con un TRH de 10 horas mientras que en segundo, cuarto y quinto el TRH fue de 24 horas. Tres rangos de MLSS fueron probados, en torno a 2,5 g/L en los ciclos 1 y 2; alrededor de 4,3 g/L en los ciclos 4 y 5 y aproximadamente 1 g/L en los últimos ciclos observando cómo se comportaba el sistema en cuanto a la calidad del efluente como en el comportamiento de las membranas.

Tabla 24. Fechas y parámetros operacionales de las diferentes fases y ciclos de la investigación de fondo. Los valores de TRC marcados con * se corresponden con los ciclos en los que el TRC fue impuesto igual al TRH para simular las condiciones de un lecho móvil puro sin concentración de biomasa dispersa

Fase de la experimentación	Ciclos	TRC (días)	BFSS (mg/L relleno)	Cm (kgDBO ₅ /(kgMLSS.día))
Fase I	Ciclo 1	12,71	2.618 ± 272	0,4093 ± 0,0741
	Ciclo 2	24,72	4.355 ± 457	0,1392 ± 0,0357
	Ciclo 3	22,25	5.196 ± 324	0,1632 ± 0,0597
	Ciclo 4	55,63	6.991 ± 843	0,0730 ± 0,0221
	Ciclo 5	1*	3.608 ± 3441	0,2458 ± 0,0623
	Ciclo 6	0,42*	1.510 ± 127	1,1962 ± 0,6096
Fase II	Ciclo 7	18,54	4.403 ± 188	0,1337 ± 0,0199
	Ciclo 8	8,56	5.424 ± 259	0,3518 ± 0,0543
	Ciclo 9	17,8	5.284 ± 287	0,1601 ± 0,0262
	Ciclo 10	56,53	4.594 ± 217	0,0750 ± 0,0069
	Ciclo 11	1*	3.775 ± 247	0,6048 ± 0,1782
	Ciclo 12	0,42*	2.529 ± 77	1,6997 ± 0,0206
Fase III	Ciclo 13	13,91	5.844 ± 268	0,1346 ± 0,1253
	Ciclo 14	18,59	5.564 ± 259	0,1807 ± 0,0891
	Ciclo 15	49,44	4.604 ± 191	0,0845 ± 0,0069
	Ciclo 16	1*	1.838 ± 53	0,5402 ± 0,0257
	Ciclo 17	0,42*	1.988 ± 13	1,4113 ± 0,1625

Como se muestra en la Tabla 24 diferentes TRC y Cm fueron obtenidas para los diferentes ciclos experimentales, el TRC osciló entre 0,42 días (ciclo 6) hasta 56,53 días (ciclo 10) como consecuencia del TRH, la concentración de MLSS así como otros factores que se analizarán más adelante tales como la temperatura. Los TRC de los ciclos 5 y 6, así como los de los ciclos 12 y 12 de la fase II y los 16 y 17 de la fase III, se establecieron en 0,42 y 1 día para simular el efecto de un sistema de lecho móvil puro, haciendo coincidir la edad del fango con el TRH del sistema para evitar la acumulación de biomasa dispersa en el sistema. En relación a la Cm esta presentó valores medios entre $0,0730 \pm 0,0221$ y $0,4093 \pm 0,0741$ kgDBO₅/(KgMLSS.día) para los ciclos 4 y 1 respectivamente.

Durante la primera fase de la investigación, la BFSS experimentó diferencias entre los diferentes ciclos como consecuencia de las condiciones operacionales a las que estaba sometida la planta piloto así

como a otros factores que se analizaran posteriormente, pero en todos los casos fue superior a 2.078 ± 550 mg/L de relleno (ciclo 1) llegando a alcanzar valores de 6.608 ± 989 mg/L de relleno en el ciclo 4, lo cual muestra la fuerte relación de este parámetro con la carga másica.

La segunda fase experimental, correspondiente al 35 % de relleno, se desarrolló desde mediados de marzo hasta primeros de noviembre. En ella se probaron un total de 6 condiciones operacionales (ciclos 7 a 12), repitiendo las condiciones probadas en la primera fase. El TRH fue de 10 h (ciclos 8, 9 y 12) y de 24 h (ciclos 7, 10 y 11). Las concentraciones de MLSS probadas fueron similares a las de la fase I de cara a que fuesen comparativas, en este caso los ciclos 7 y 8 se estabilizaron en torno a 2,7 g/L, los ciclos 9 y 10 alrededor de 4,4 g/L y los ciclos 11 y 12 aproximadamente a 0,5 g/L. El ciclo 12 presentó los parámetros operativos mínimos de la fase en relación al TRC (0,42 días) y al BFSS (2.529 ± 77 mg/L de relleno) y la máxima cm de $1,6997 \pm 0,0206$ kgDBO₅/(KgMLSS.día). El mayor TRC en esta fase, tal y como sucediera en la fase anterior fue experimentado bajo las condiciones de mayor MLSS y TRH presentando un valor de 55,63 días. La biomasa en forma de biopelícula presentó valores de hasta 5.416 ± 312 mg/L de relleno en el ciclo 8, aunque este valor sólo fue ligeramente superior al obtenido durante el ciclo 7 (5.389 ± 275 mg/L de relleno).

La tercera fase realizada se corresponde con aquella de mayor porcentaje de relleno (50 %). Las limitaciones de tiempo obligaron a que en esta fase se probaran exclusivamente cinco condiciones operacionales (ciclos 13 a 17), en los cuales se opero a 10 h de TRH (ciclos 13, 14 y 17) y 24 h (ciclos 15 y 16). Al igual que en las fases anteriores tres diferentes rangos de MLSS fueron probados, alrededor de 0,65 g/L (Ciclos 16 y 17), en torno a 4,5 g/L (ciclos 14 y 15) y sobre 2,5 g/L en el ciclo 13. Los parámetros operacionales TRC, CM y BFSS presentaron un comportamiento similar al de las fases anteriores siendo el TRC mas alto (49,44 días) el correspondiente a la mayor concentración de MLSS y TRH (Ciclo 15) y el más bajo el de concentración de MLSS más bajo y TRH más bajo (ciclo 17). La máxima concentración de biomasa adherida fue 5.619 ± 542 mg/L de relleno en el ciclo 14 mientras que la más baja se dio en el ciclo 16 con un valor medio de 1.838 ± 53 mg/L de relleno, valor muy próximo al obtenido en el ciclo 17 (1.988 ± 18 mg/L de relleno). La carga másica osciló entre $0,0891 \pm 0,0142$ y $1,4113 \pm 0,2298$ kgDBO₅/(KgMLSS.día) para los ciclos 15 y 17 respectivamente.

Durante la investigación principal, para conocer y predecir los efectos de la temperatura en el comportamiento de la membrana se desarrolló un estudio exhaustivo de la influencia de la temperatura en la permeabilidad de las membranas del sistema entre 10 y 35 °C operando con 3 concentraciones diferentes de MLSS y con agua limpia. Este estudio fue realizado bajo tres condiciones de ensuciamiento de



la membrana: i) un estado de ensuciamiento normal durante la operación; ii) después de realizar una limpieza química para ensuciamiento orgánico con hipoclorito y iii) tras una limpieza química para ensuciamiento de naturaleza orgánica e inorgánica con hipoclorito y cítrico. Los experimentos realizados consistieron en medir el caudal de permeado de la membrana, modificando la presión transmembrana desde 10 kPa a 85 kPa, para obtener la relación entre el flujo de permeado y la presión transmembrana bajo las diferentes condiciones estudiadas.

Conocido el caudal permeado, la superficie de la membrana y la presión transmembrana se obtuvo el flujo de la membrana, a partir del cual se determinó la permeabilidad así como el flujo crítico para cada una de las condiciones. Estos ensayos, bajo los tres grados de ensuciamiento y los cuatro MLSS de alimentación fueron realizados a 6 temperaturas diferentes, para lo cual se instaló temporalmente un serpentín y un termocalentador en el tanque de membranas de la planta piloto.

Partiendo de la temperatura ambiente, el fango se enfriaba hasta 10 ° C, se realizaban las mediciones de caudal y posteriormente por medio del calentador se iba incrementando la temperatura a 15, 25, 25, 30 y 35 °C, realizando los mismos ensayos para cada temperatura. Esto se repitió para cada concentración de MLSS y para cada uno de los grados de ensuciamiento, las temperaturas escogidas se corresponden con el rango de temperatura experimentado por la planta piloto de febrero a septiembre de 2011.

Como se ha visto, la carga másica probada durante los diferentes ciclos experimentales incluye desde procesos convencionales de baja y media carga así como algunos valores que sin membrana no podrían utilizarse debido al alto IVF asociado que impediría un adecuado funcionamiento del decantador con una excesiva salida de sólidos en suspensión, sin embargo, en este sistema, al carecer de decantador no influye en el proceso.

4.6. Resultados

Los resultados obtenidos durante la investigación de fondo se exponen a continuación de un modo separado para cada una de las fases experimentales tal y como se expuso en el plan de trabajo. En el apartado 4.7 se procederá al análisis y discusión de los resultados obtenidos.

4.6.1. Fase I

Tal y como se describió en el apartado 4.5, la primera fase se corresponde con la menor fracción de relleno (20 %) para tres rangos de MLSS, en torno a 2,5 g/L (ciclos 1 y 2); alrededor de 4,3 g/L (ciclos 3 y 4) y aproximadamente 1 g/L (ciclos 5 y 6) bajo dos TRH de 10 h (Ciclos 1, 3 y 6) y de 24 h (Ciclos 2, 4 y 5).

4.6.1.1. *Evolución de la biomasa*

La biomasa presente en el sistema ha sido cuantificada en sus dos formas, tanto la biomasa adherida (biopelícula) como en forma dispersa (flóculos activos). Los flóculos activos (MLSS), responsables de la biodegradación de la materia orgánica, presentes en el reactor biológico se muestran en la Figura 43. La biomasa adherida (BFSS) se ha expresado por unidad de volumen de relleno (Figura 44, para facilitar la comparación entre fases, independientemente del porcentaje de relleno. Se ha considerado que el ciclo se encuentra en estado estacionario cuando la biomasa presente en el reactor biológico tanto en forma dispersa como en forma de biopelícula presenta un valor estable, denominando al periodo previo fase no estacionaria.

Como puede observarse en la Figura 43a, durante el ciclo 1 con un TRH de 10 h, tuvo lugar la primera concentración de MLSS la cual se desarrolló durante 14 días, experimentando un incremento medio de MLSS de 184,89 mg/día en el reactor biológico. Obtenida la concentración de MLSS se inició la purga del fango en exceso, la cual se realizó con un caudal constante, en este ciclo de 35 L/días. El periodo de crecimiento de la biopelícula fue más extenso, requiriendo en torno a 40 días para alcanzar un valor relativamente constante en torno a 2.078 ± 550 mg/L de relleno y 1.835 ± 936 mgSSv/L de relleno (Figura 44a).

El ciclo 2 se inició el día 81 de la experimentación, una vez finalizada la fase de estabilidad del ciclo 1, dado que la biomasa suspendida se encontraba en el intervalo requerido y que en este ciclo el TRH ascendía a 24 h, se procedió a la reducción del caudal de purga (18 L/día). Durante 54 días se mantuvieron estas condiciones de cara a que la biomasa se estabilizara, antes de iniciar el periodo estacionario de este ciclo. Como puede verse en la Figura 43b, trascurrida la fase de no estacionaria los MLSS del reactor biológico se estabilizaron en torno a 2.514 ± 148 mg/L y 2.043 ± 167 mg/L para totales y volátiles respectivamente. La biopelícula (Figura 44b) se estabilizó alrededor de 3.805 ± 617 mgSST/L de relleno y 3.297 ± 586 mgSSv/L de relleno.

El inicio del ciclo 3 (TRH = 10 h) requirió un incremento de MLSS, motivo por el cual, durante su primer periodo no se purgó. Dadas las elevadas temperaturas presentes en la planta piloto como consecuencia de las fechas en las que se realizó la puesta en marcha de este ciclo, numerosos problemas operativos se presentaron. El ciclo 3, tal y como puede verse en la Figura 43c, experimentó tres grandes pérdidas de biomasa en suspensión, la biomasa del reactor biológico era en parte desprendida en forma de espuma. No fue hasta bien entrado el mes de septiembre cuando la planta pudo seguir operando en condiciones estables.

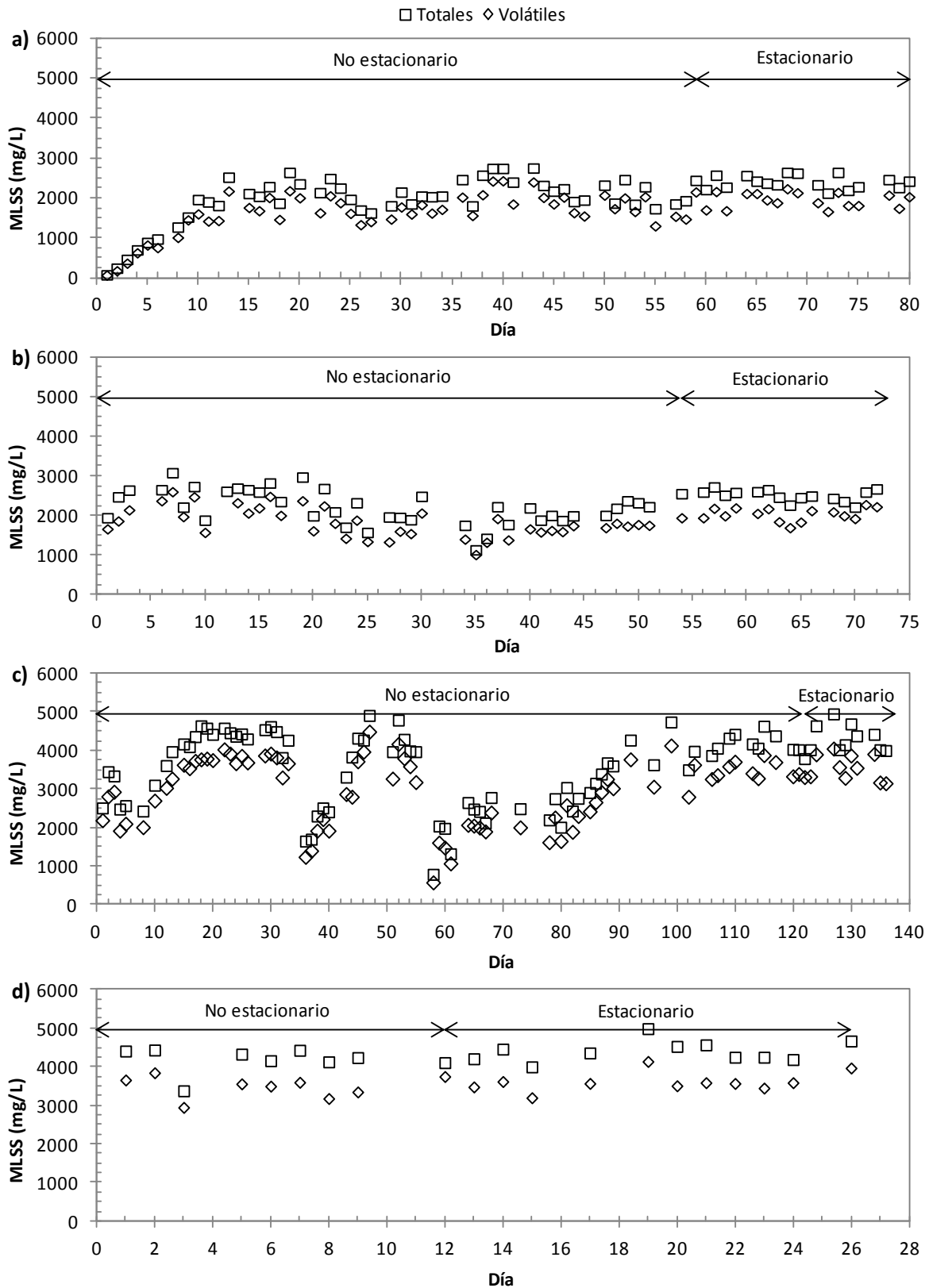


Figura 43. Evolución de los MLSS en el reactor biológico, tanto totales como volátiles, durante los ciclos 1 (a), 2 (b) ,3 (c) y 4 (d) de la fase I, correspondiente al 20 % de relleno, de la investigación de fondo

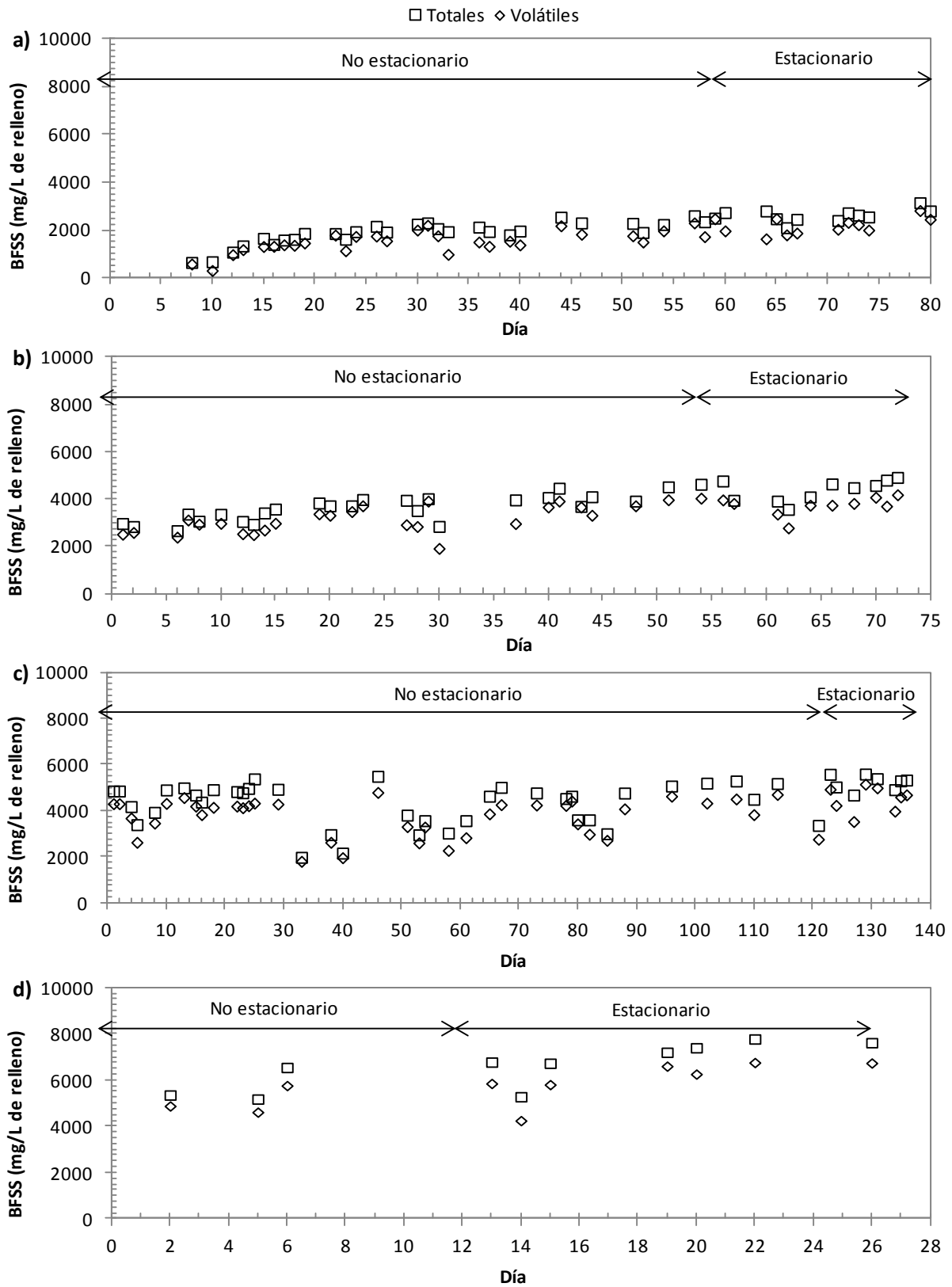


Figura 44. Evolución de la BFSS en el reactor biológico, medida tanto en totales como volátiles, durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4(d) de la fase I, correspondiente al 20 % de relleno, de la investigación de fondo



El periodo estacionario para el ciclo 3 fue considerado a partir del 27 de noviembre, la biomasa presente durante la estabilidad fue 4.329 ± 342 mgSSt/L y 3.579 ± 336 mgSSv/L en el reactor biológico (Figura 43c) y 4.099 ± 470 mgSSt/L y 3.369 ± 538 mgSSv/L en el tanque de membranas. La biopelícula presente en los rellenos presentó una concentración de 4.394 ± 927 mgSSt/L de relleno y 3.819 ± 830 mgSSv/L de relleno (Figura 44c).

El ciclo 4, consistente en aumentar el TRH a 24 horas se desarrolló sin imprevistos; como se observa en la Figura 43d, los sólidos en suspensión presentaron un comportamiento estable desde el inicio del ciclo en el cual el caudal de purga fue de 8 L. La biomasa media durante la fase estacionaria fue 4.397 ± 275 mgSSt/L y 3.598 mgSSv/L en el reactor biológico (Figura 43d) y la biopelícula presentó un valor medio de 6.608 ± 989 mgSST/L de relleno y 5.773 ± 902 mgSSv/L de relleno (Figura 44d).

Concluidos los cuatro ciclos experimentales correspondientes al 20 % de relleno, se probó durante un breve tiempo, el comportamiento del sistema sin concentrar flóculos biológicos, es decir, purgando la biomasa dispersa en su totalidad para comprobar la estabilidad de la biopelícula frente a pérdidas de licor mezcla así como conocer su comportamiento en relación tanto a la materia orgánica como al nitrógeno, para ello el TRC se impuso igual al TRH. Inicialmente se comprobó bajo un TRH de 24 h (ciclo 5) y posteriormente se disminuyó hasta 10 h (ciclo 6). Durante estos breves ciclos, la biopelícula adherida a los rellenos presentó un valor medio de sólidos en suspensión totales de 3.608 ± 344 y 1.510 ± 127 mg/L de relleno para los ciclos 5 y 6 respectivamente con un valor medio de volátiles de 3.248 ± 297 y 1.290 ± 212 mg/L de relleno (ciclos 5 y 6 respectivamente).

4.6.1.2. Temperatura

Durante esta primera fase, dado que su duración se prologó durante la casi totalidad del año, tal y como puede verse en la Figura 45, un amplio espectro de temperaturas en el licor mezcla han sido experimentadas. Las temperaturas han evolucionado desde menos de 10 °C experimentados por el licor mezcla durante el inicio del ciclo 1 en el cual además de las bajas temperaturas propias del mes de enero en Granada, la escasa presencia de biomasa activa impedía su amortiguamiento, hasta temperaturas mayores de 30 °C durante los meses de julio y agosto en los que la temperatura ambiental de la EDAR superaba los 40 °C.

En el caso de la temperatura, además de considerar valores medios es necesario tener en cuenta los valores extremos que pueden alcanzarse ya que tal y como se verá durante la discusión de resultados, la temperatura puede ser un factor determinante en el comportamiento del sistema biológico e, incluso en el comportamiento físico de la membrana.

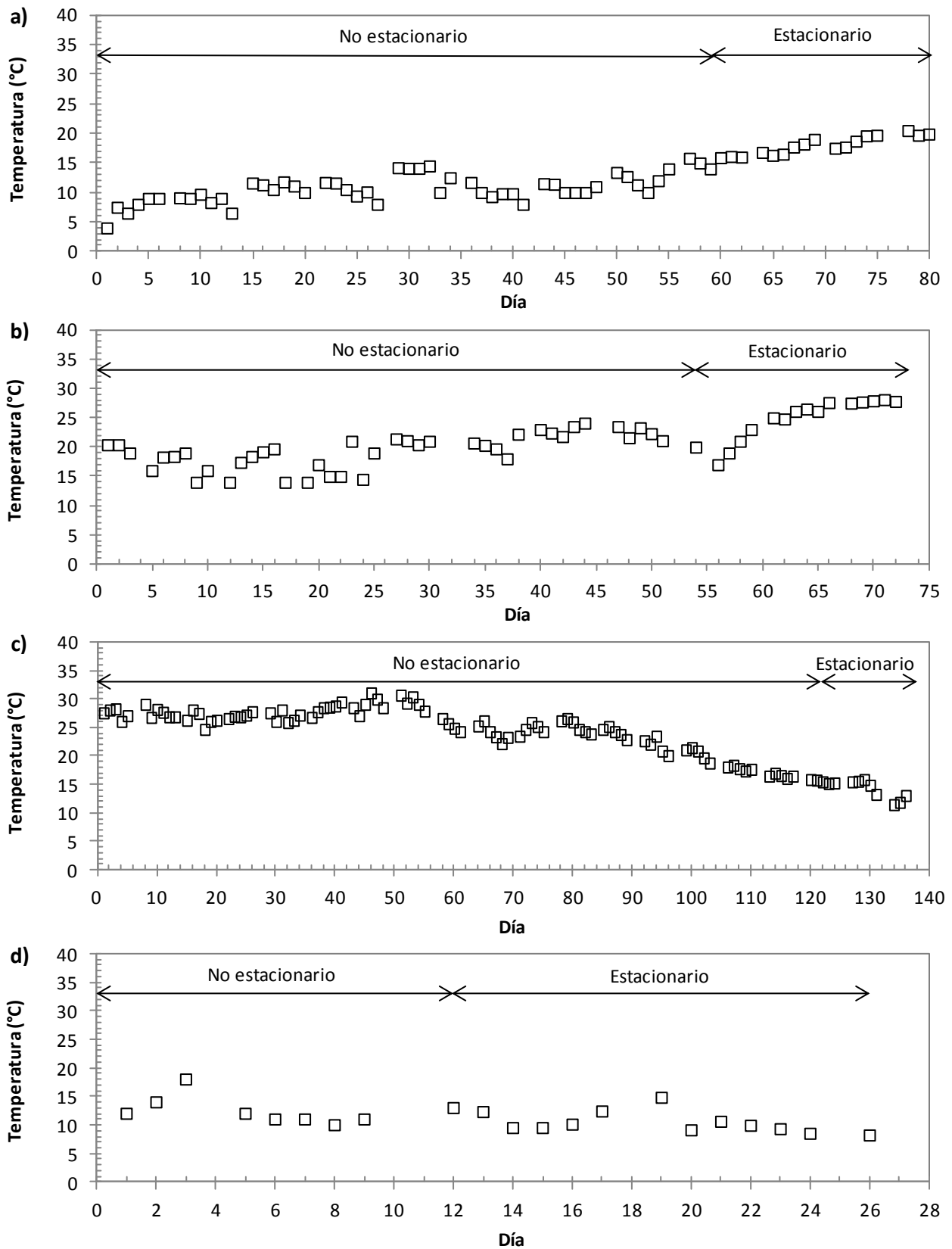


Figura 45. Evolución de la temperatura en los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la fase I de la investigación de fondo



Durante el periodo de estabilidad del ciclo 1 (Figura 45a) la temperatura fue relativamente constante moviéndose entre 16,0 y 20,0 °C con un valor medio de $18,1 \pm 1,6$ °C. La estabilidad del ciclo 2 se desarrolló a una temperatura media más elevada ($25,1 \pm 3,6$ °C), siendo el rango también más amplio como puede verse en la Figura 45 b, oscilando entre 17 y 28 °C.

A pesar de que parte del ciclo 3 se desarrolló durante los meses de verano, tal y como se comentó en anteriormente la planta piloto no presentó un comportamiento estable a las altas temperaturas experimentadas durante los meses estivales, no considerándose estable la biomasa hasta el día 123 del experimento (27 de noviembre); durante la estabilidad de este ciclo (Figura 45c) la temperatura fluctuó entre 11 y 16 °C presentado un valor medio de $14,1 \pm 1,7$ °C. El ciclo 4 (Figura 45d) presentó una temperatura media de $10,3 \pm 2$ °C dentro del intervalo 8-15 °C (mínima-máxima).

Respecto a los ciclos sin concentración de biomasa dispersa (ciclo 5 y 6), éstos presentaron las temperaturas más bajas, oscilando desde 5 hasta 12 °C con un valor medio de $7,6 \pm 2,9$ °C en el ciclo 5 y entre 1 y 8 °C en el ciclo 6, el cual presentó una temperatura media de $4,6 \pm 2,6$ °C; las implicaciones que conlleva en un proceso de este tipo operar a temperaturas tan bajas será analizado en el apartado de discusión.

4.6.1.3. pH y conductividad

Diariamente, se analizó el pH y la conductividad del influente y efluente así como del licor mezcla del reactor biológico y el tanque de membranas. Los datos obtenidos se muestran en las Figura 46 y Figura 47. Como se observa en los diferentes ciclos con concentración de biomasa dispersa, mostrados en la Figura 46, durante la primera fase de la experimentación el influente no presento diferencias, lo cual se confirmó mediante el Análisis Anova, situándose en torno a 7,7.

Sin embargo, en el caso del licor mezcla si se observaron algunas diferencias entre los ciclos, principalmente relacionadas con la nitrificación del sistema tal y como se verá en el apartado de discusión. Esas variaciones en el pH del licor mezcla, tanto del reactor biológico como del tanque de membranas quedan evidenciadas en el pH del efluente, el cual, tal y como muestra la Figura 46, presenta la misma tendencia que el licor mezcla.

Concretamente, los valores obtenidos para el influente fueron $7,62 \pm 0,16$, $7,52 \pm 0,31$, $7,98 \pm 0,43$, $7,63 \pm 0,24$, $7,77 \pm 0,13$ y $7,79 \pm 0,18$ para los ciclos del 1 al 6 respectivamente. Durante la estabilidad de los diferentes ciclos se observan claramente los cambios en el pH, en el ciclo 1 el pH en el licor mezcla fue $7,29 \pm 0,18$ y $7,35 \pm 0,31$ en el reactor biológico y en el tanque de membranas respectivamente ascendiendo a $7,63 \pm 0,24$ en el efluente (Figura 46a).

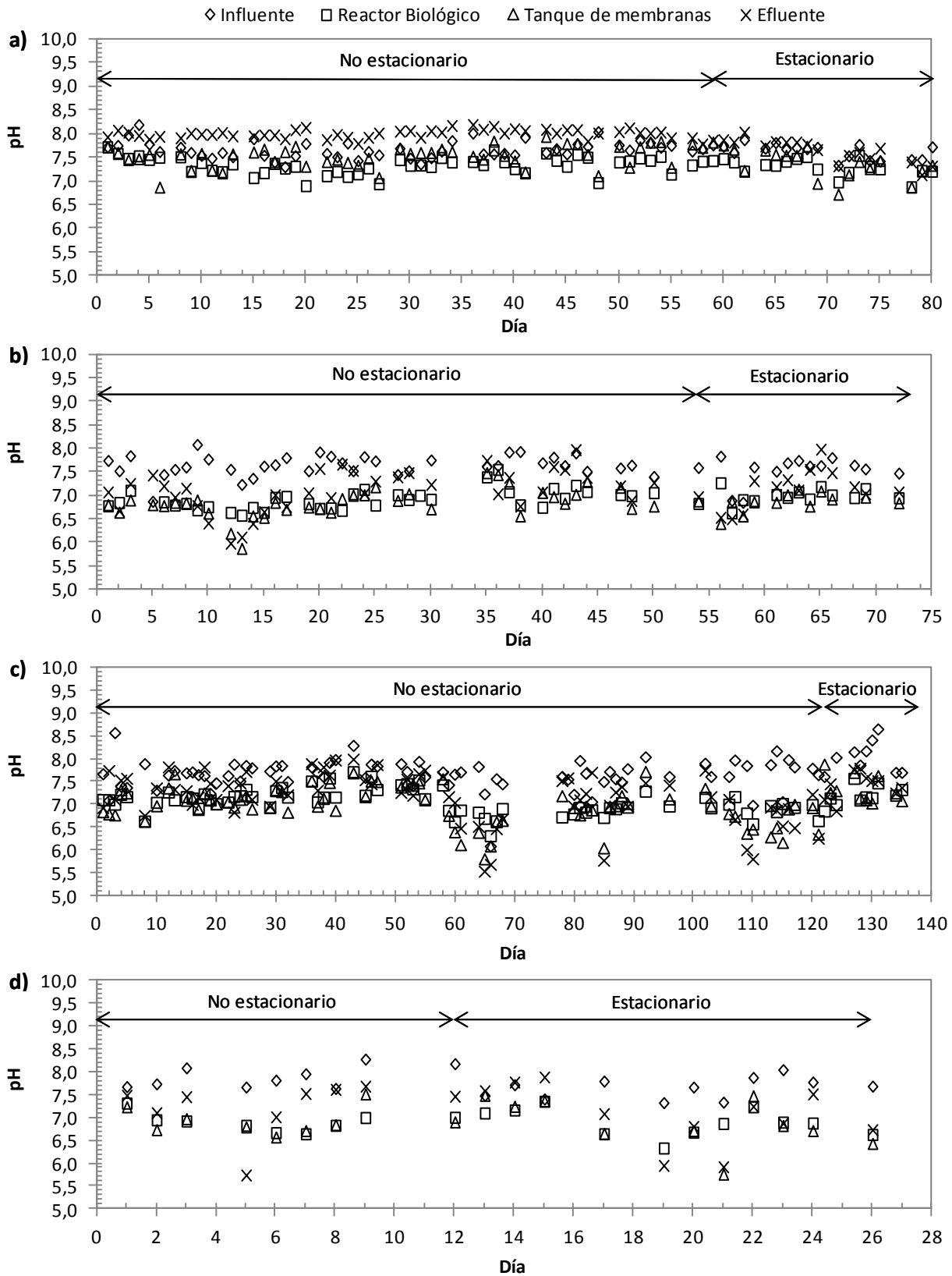


Figura 46. Evolución del pH a lo largo de los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la primera fase experimental en el influente, efluente, reactor biológico y tanque de membranas durante la investigación de fondo



En el ciclo 2 se observó una bajada sustancial del pH el cual durante el periodo de estabilidad en el reactor biológico fue $7,00 \pm 0,15$, bajada aún más pronunciada en el tanque de membranas en el cual el pH se situó en torno a $6,86 \pm 0,21$ aunque una vez eliminada la materia particulada el pH osciló alrededor de $7,32 \pm 0,39$ (Figura 46b).

Durante el ciclo 3 (Figura 46c) el pH en el reactor biológico y tanque de membranas fue muy similar ($7,22 \pm 0,19$ y $7,27 \pm 0,24$ respectivamente), a la salida presentó un valor medio de $7,45 \pm 0,28$. El ciclo 4 (Figura 46d), tal y como sucediera en el ciclo 2 experimentó una reducción del pH tanto en el licor mezcla presente en el reactor biológico ($6,88 \pm 0,31$) y en el tanque de membranas ($6,85 \pm 0,54$) como en el efluente ($7,11 \pm 0,25$).

Durante los ensayos sin concentración de biomasa, en el ciclo 5, de nuevo el pH se situó en valores superiores siendo en el reactor biológico $7,64 \pm 0,17$, $7,74 \pm 0,22$ en el tanque de membranas y $8,13 \pm 0,15$ en el efluente, valores muy similares fueron observados durante el último ciclo de la fase con unos valores medios en el reactor biológico, tanque de membranas y efluente de $7,61 \pm 0,10$, $7,73 \pm 0,24$ y $8,19 \pm 0,04$ respectivamente

El comportamiento de la conductividad a lo largo de esta fase se observa en la Figura 47. A diferencia de lo que sucediera con el pH, el efluente en esta fase I presentó tres grupos estadísticamente homogéneos con un intervalos de confianza del 95%. Durante los tres primeros ciclos, la conductividad del influente presentó un valor inferior al observado durante los tres últimos con unos valores medios de 1.239 ± 220 , 1.110 ± 193 , 1.134 ± 271 , 1.406 ± 254 , 1.327 ± 162 y 1.519 ± 165 $\mu\text{S}/\text{cm}$ para los ciclos 1, 2, 3, 4, 5 y 6 respectivamente. La aparente homogeneidad observada en el influente, no se mantuvo en el reactor biológico y por tanto tampoco en la salida de la membrana, lo cual quedó patente en el análisis de varianzas realizado por el método de Tukey, el cual mostro para una significancia del 5 % ($\alpha=0,05$) 4, 6 y 5 grupos homogéneos para las variables conductividad en el reactor biológico, tanque de membranas y efluente respectivamente.

El ciclo 1 (Figura 47a) presentó un valor medio de conductividad en el reactor biológico de 1.076 ± 192 $\mu\text{S}/\text{cm}$, similar al obtenido en el tanque de membranas (1.040 ± 186 $\mu\text{S}/\text{cm}$) y al efluente (1.040 ± 187 $\mu\text{S}/\text{cm}$). En el ciclo 2 (Figura 47b), un drástico descenso de la conductividad fue observado, presentando un valor de 787 ± 31 , 777 ± 65 y 830 ± 137 en el reactor biológico, tanque de membranas y el efluente respectivamente. El ciclo 3 (Figura 47c), presentó unos valores similares a los mostrados en el ciclo anterior con unos valores medios en el reactor biológico, en el tanque de membranas y en el efluente de 878 ± 158 , 843 ± 144 y 835 ± 147 $\mu\text{S}/\text{cm}$ respectivamente.

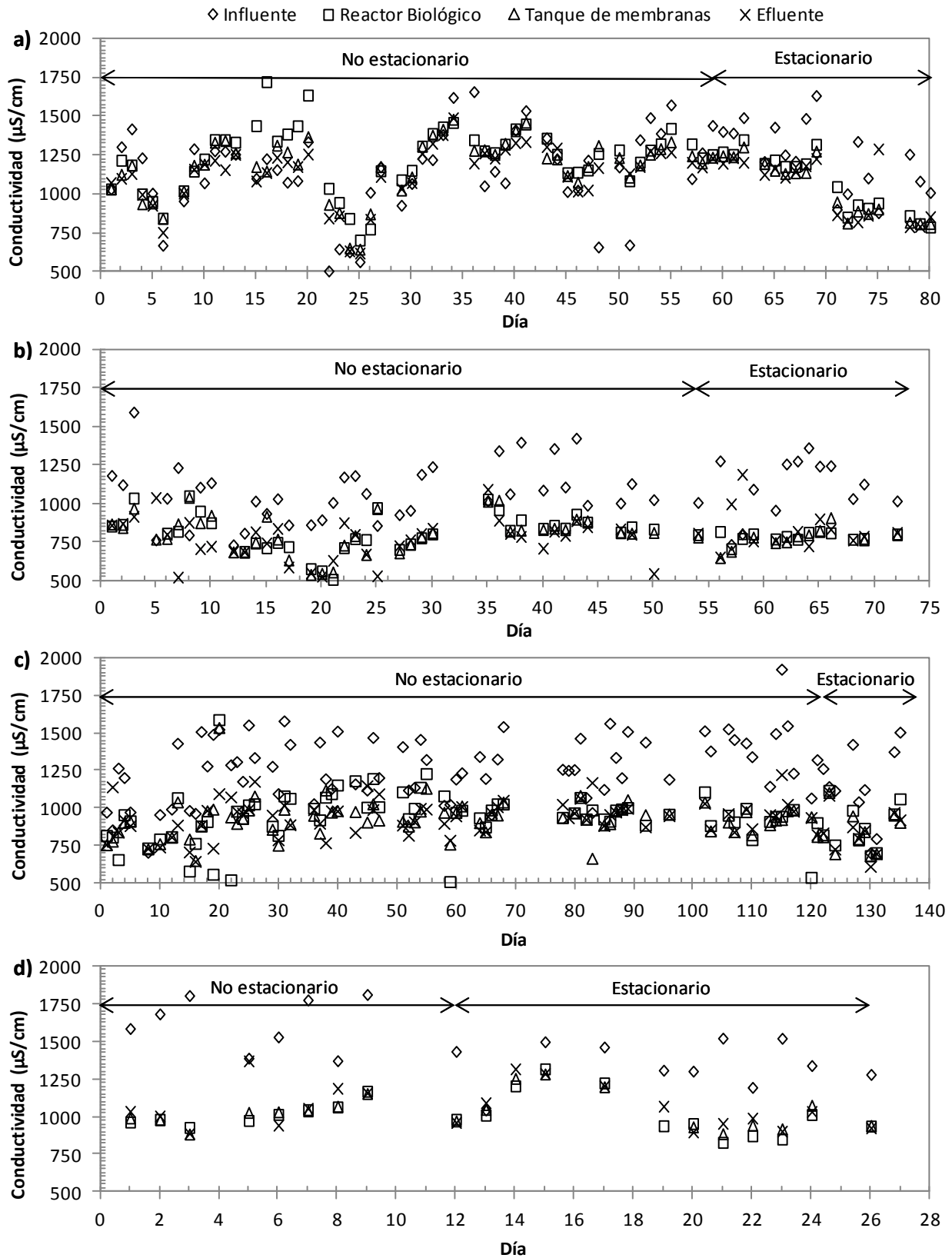


Figura 47. Evolución de la conductividad a lo largo de los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la primera fase experimental en el influente, efluente, reactor biológico y tanque de membranas durante la investigación de fondo



La mayor conductividad del influente en la segunda mitad de ciclos de esta fase se hizo patente en los valores obtenidos a lo largo del resto de la línea de agua estudiada (reactor biológico, tanque de membranas y efluente o salida). El ciclo 4 (Figura 47 d) experimentó unos valores de 1.011 ± 164 , 1.045 ± 149 y 1.058 ± 150 $\mu\text{S}/\text{cm}$ en el reactor biológico, tanque de membranas y efluente respectivamente.

En los ciclos 5 y 6, sin acumulación de biomasa en suspensión, los valores obtenidos fueron aún más elevados presentando el reactor biológico valores medios de 1.279 ± 80 y 1.371 ± 29 $\mu\text{S}/\text{cm}$. El tanque de membranas tuvo unos valores medios muy similares, con una conductividad de 1.258 ± 46 y 1.362 ± 27 $\mu\text{S}/\text{cm}$ para los ciclos 5 y 6 respectivamente. Esto motivó que a la salida el agua presentara unos valores medios de 1.235 ± 25 y 1.304 ± 34 $\mu\text{S}/\text{cm}$ (ciclos 5 y 6).

4.6.1.4. Presiones de funcionamiento de la Membrana

Las condiciones operativas ejercen un papel fundamental en la evolución de las presiones transmembrana en un proceso de este tipo. Como puede observarse en la Figura 48, el aumento de presiones es más rápido a bajos TRH (ciclos 1 y 3 correspondientes a TRH de 10 h) que a TRH superiores (ciclos 2 y 4 bajo un TRH de 24 h). Sin embargo, no es la única variable influyente, tal y como se expondrá en la discusión existe una fuerte influencia de la temperatura en la permeabilidad de las membranas la cual afecta a la presión necesaria para mantener un flujo constante, la influencia de la temperatura es producida doblemente, por un lado sobre las propiedades reológicas del fango de alimentación de la propia membrana (viscosidad) y por otra como consecuencia del propio comportamiento físico de la membrana.

Las condiciones de trabajo de la planta piloto, la cual trabajó en continuo y a la intemperie para simular las condiciones reales de una instalación de este tipo hacen que estos efectos se vean menos marcados, sin embargo serán analizados en detalle más adelante.

Para poder conocer la evolución de las presiones en el tiempo en los diferentes ciclos cuando la presión se aproximaba al límite de funcionamiento se procedía a la limpieza química (LQ) de las mismas así como al inicio de cada fase experimental se realizaba una limpieza química para el ensuciamiento de naturaleza orgánico e inorgánico.

En la Figura 48 se muestran las presiones tanto antes de proceder al contralavado (Pre-Lavado) como después del mismo (Post-Lavado), puede observarse en la figura, además como la eficiencia del contralavado o limpieza física es menor conforme el ensuciamiento de la membrana es mayor (la diferencia entre la presión post-lavado y prelavado es menor conforme transcurre el tiempo desde la limpieza química) debido al ensuciamiento irreversible físicamente que tiene lugar en la membrana con el tiempo de explotación.

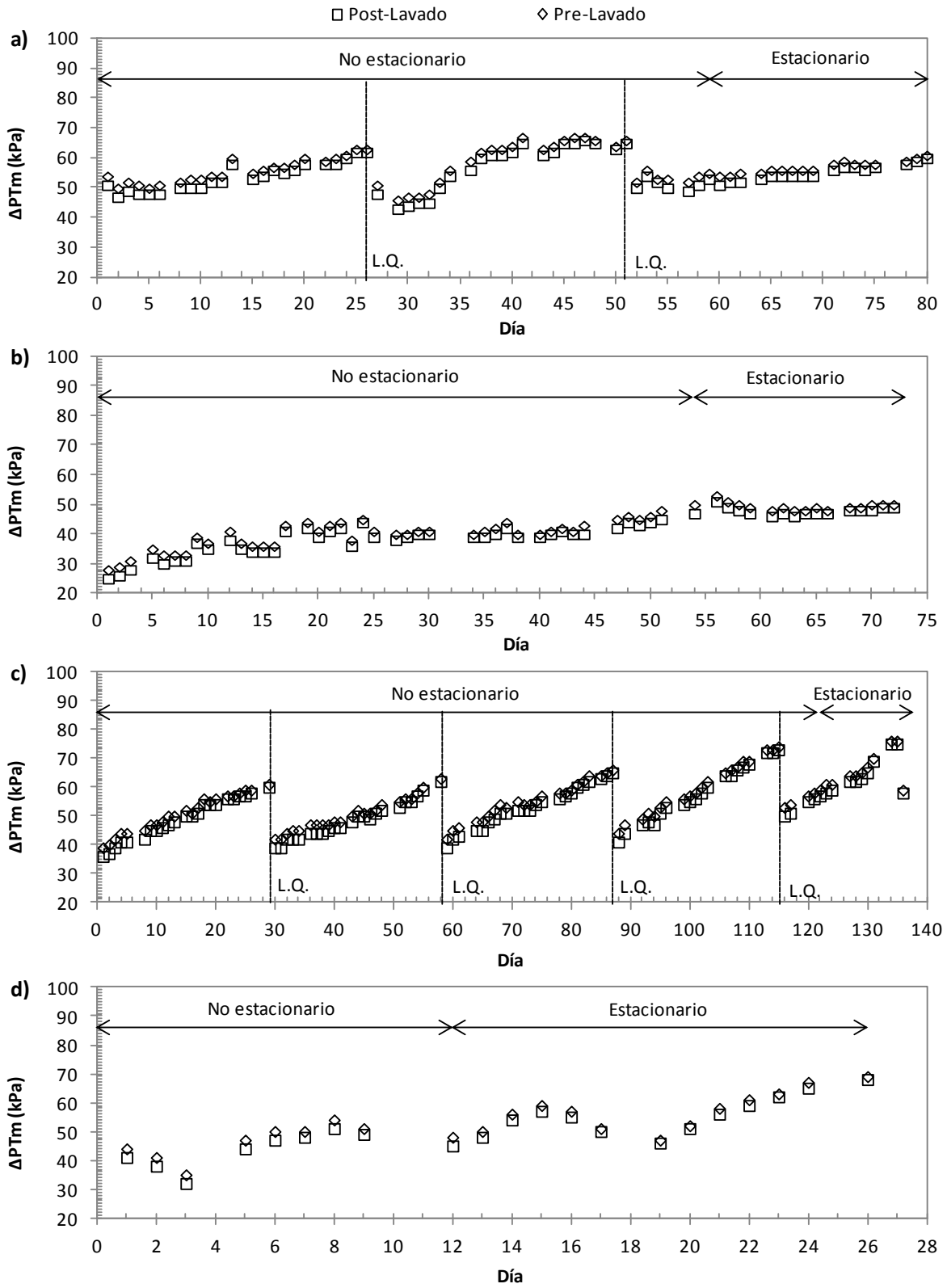


Figura 48. Evolución de la presión transmembrana (ΔPT_m) durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la fase I, antes y después del contralavado (Pre-Lavado y Post-Lavado) durante la investigación de fondo. L.Q. representa las limpiezas químicas realizadas durante los ciclos



Como muestran los trazos discontinuos mostrados en la Figura 48 a, en el ciclo 1 se realizaron dos limpiezas químicas adicionales a la inicial, la velocidad de ensuciamiento experimentada por la membrana bajo estas condiciones en términos medios fue de $0,484 \pm 0,201$ kPa/día respecto a la presión transmembrana tras el contralavado y de $0,431 \pm 0,169$ kPa/día antes del contralavado, la desviación estándar es tan elevada como consecuencia de la no homogeneidad de las condiciones dentro del ciclo, entre la limpieza química inicial y la primera mostrada en la figura el día 26 la planta experimentó una velocidad de ensuciamiento de $0,423$ y $0,346$ kPa/día, antes y después del contralavado como consecuencia de que aunque la concentración de sólidos en suspensión era más reducida al estar aumentándose los sólidos en el licor mezcla las temperatura fueron relativamente bajas. Este valor de ensuciamiento fue aún mayor en el siguiente intervalo (días 27 a 51), en el cual las velocidades tras lavado y antes del lavado fueron de $0,708$ y $0,625$ kPa/día respectivamente debido a que la concentración de sólidos en suspensión era mayor y la temperatura se mantuvo baja. Durante el periodo de estabilidad de este ciclo, el cual presentó una temperatura media de $17,99 \pm 1,56$ la velocidad de ensuciamiento alcanzó el valor de $0,357$ y $0,321$ kPa/día posterior y previa al contralavado. La recuperación de la membrana tras la limpieza química presentó un valor de $22,83 \pm 0,35$ %.

Al aumentar el TRH durante el ciclo 2 (Figura 48b), la importante reducción del caudal de filtrado así como el aumento de la temperatura del licor mezcla hizo posible que durante todo el ciclo experimental no fuera necesaria ninguna limpieza química adicional a la inicial. En este ciclo en el cual la temperatura del licor mezcla fue mucho más suave la velocidad de ensuciamiento experimentó un descenso situándose en $0,333$ y $0,306$ kPa/día para las presiones tras la limpieza física y anterior a ella respectivamente. En relación a la limpieza química, tras finalizar el ciclo 2, en el cual como se observa en la Figura 48b la presión de funcionamiento era próxima a la presión límite de trabajo, lo cual permitió calcular el valor de recuperación de la membrana tras la limpieza química la cual presentó un valor de $43,03$ %. El ciclo 3 (Figura 48c), dada su elevada duración así como el aumento considerable de sólidos en suspensión requirió cuatro limpiezas químicas además de la inicial, presentando un velocidad media de ensuciamiento de $0,836 \pm 0,283$ kPa/día respecto a la presión después de la limpieza física y $0,758 \pm 0,294$ kPa/día respecto a presión previa a la limpieza física; sin embargo durante el periodo de estabilidad de este ciclo la velocidad se vio reducida a $0,400$ y $0,300$ kPa/día referida a la presión posterior y anterior a limpieza física respectivamente, bajo una temperatura media de $14,12 \pm 1,63$ °C. Las cuatro limpiezas químicas que fueron necesarias mostraron una recuperación muy similar, situándose el valor medio de recuperación tras limpieza química en $33,97 \pm 3,44$ %.

Tal y como sucediera en el ciclo2, durante el ciclo 4 (Figura 48d) a bajo caudal de permeado no fue

necesaria más que la limpieza inicial para determinar la velocidad de ensuciamiento, la cual a pesar de presentar un elevado valor (1,080 y 1,000 kPa/día) como consecuencia de las bajas temperaturas inicialmente partía de unos valores de presión transmembrana inferior (42 y 44 kPa). La recuperación tras la limpieza química en este caso fue del 63,24 %.

Los dos últimos ciclos experimentales de esta fase presentaron unas elevadas velocidades de ensuciamiento como consecuencia de las bajas temperaturas; sin embargo la influencia del TRH quedó patente mostrándose en durante la fase a menor TRH una velocidad de ensuciamiento de 3,333 y 2,667 kPa/día frente a los 1,833 y 1,667 kPa/día experimentados ante el TRH de 24 h siendo la temperatura en ambos casos relativamente similar con unos valores medios de $7,60 \pm 2,88$ y $4,6 \pm 2,61$ °C para los ciclos 5 y 6 respectivamente. La baja duración que se mantuvo en estos dos últimos ciclos impidió calcular la recuperación de la membrana ya que, a pesar de realizarse las limpiezas químicas para poder conocer las velocidades de ensuciamiento, realmente la presión transmembrana no había experimentado aún un aumento considerable.

4.6.1.5. Oxígeno disuelto

La Figura 49 muestra la evolución del oxígeno disuelto en el reactor biológico de la planta piloto, como puede verse a lo largo de los diferentes ciclos experimentales diversas fluctuaciones pueden observarse, estos cambios son debidos principalmente a los cambios existentes en la concentración de biomasa activa presente en el reactor biológico así como a los cambios de temperatura. Dada la configuración del sistema de aireación diseñado el objetivo era mantener la biomasa con exceso de aireación de modo que los microorganismos presentes en el licor mezcla y en la biopelícula tuvieran exceso de oxígeno para la oxidación de la materia orgánica y el nitrógeno. Por este motivo y para favorecer la fluidificación la concentración de oxígeno disuelto se mantuvo superior en todos los casos a 1 mgO₂/L como puede verse en la Figura 49.

4.6.1.6. Evolución de los sólidos en suspensión del efluente y el influente

La presencia de sólidos en suspensión a la entrada y salida de la planta piloto se muestra en la Figura 50. Dado que el influente procede del decantador primario de la EDAR dónde la planta piloto está situada, las características del influente presentan una alta homogeneidad, alterada principalmente en aquellos puntos correspondientes a precipitaciones en la cuenca receptora de la EDAR. El efluente, dada la presencia de una membrana de ultrafiltración en la mayoría de los casos es nula, aunque en días concretos han sido obtenidos picos de hasta 5 mg/L como consecuencia de incidencias sufridas en los sistemas de tuberías asociados a los módulos de membranas.

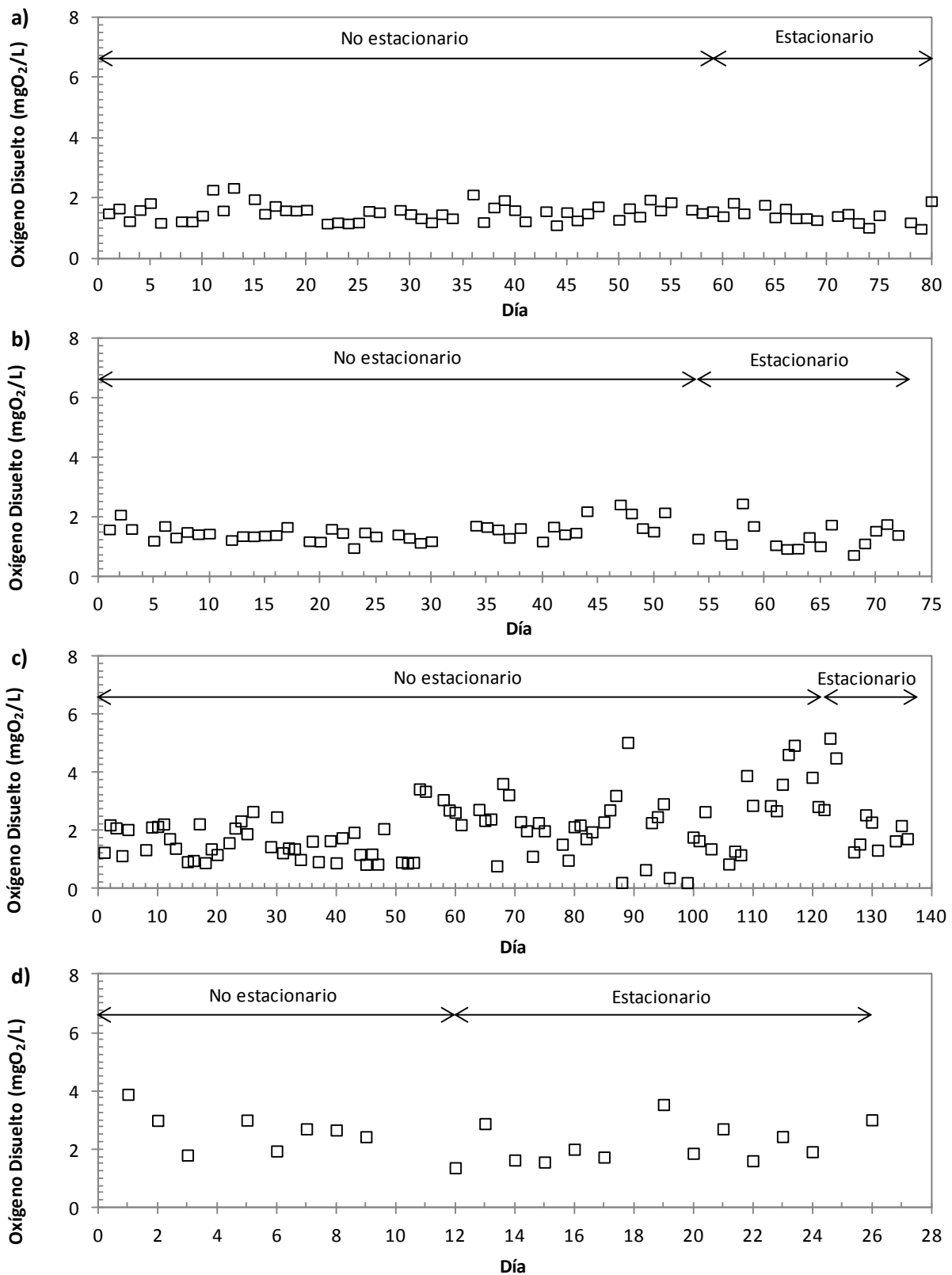


Figura 49. Valor diario de oxígeno disuelto en el reactor biológico durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la fase I de la investigación de fondo

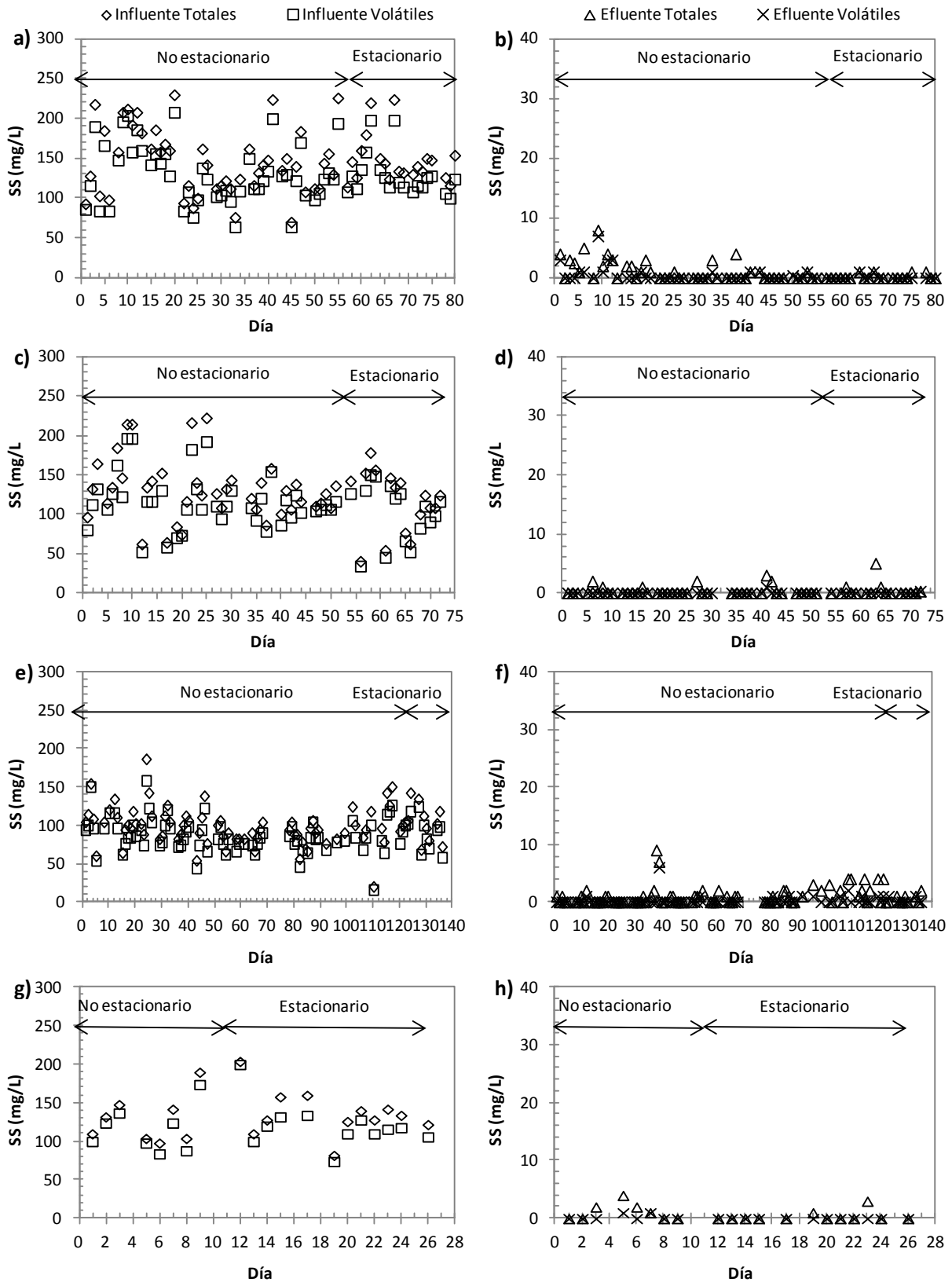


Figura 50. Evolución de los sólidos en suspensión (SS), tanto totales como volátiles, del influente (a, c, e y g) y del efluente (b, d, f y h) de la planta piloto durante los ciclos 1 (a y b), 2 (c y d), 3 (e y f) y 4 (g y h) de la fase I de la investigación de fondo



El análisis de varianzas realizado a los datos de sólidos en suspensión de la entrada, tanto fijos como volátiles mostró que no se presentan diferencias estadísticamente significativas durante los diferentes ciclos que incluye la primera fase experimental, existiendo un único subconjunto homogéneo para la prueba HSD de Tukey para un intervalo de confianza del 95 % ($\alpha=0,05$), presentando las mismas características estadísticas la relación entre fijos y totales.

A lo largo de la fase I, los valores puntuales de sólidos en suspensión totales oscilaron entre 40 mg/L (ciclo 2) y 224 mg/L (ciclo 1) mientras los volátiles lo hicieron entre 34 mg/L y 198 mg/L. en los mismos ciclos. Los sólidos en suspensión totales medios del influente para los diferentes ciclos que componen la fase experimental I fueron 151 ± 31 , 113 ± 41 , 103 ± 25 , 130 ± 22 , 110 ± 34 y 136 ± 35 mg/L para los ciclos 1, 2, 3, 4, 5 y 6 respectivamente. La fracción de fijos respecto a los totales osciló en torno al 12 % presentando valores medios de $13,33\pm 3,08$, $12,35\pm 4,18$, $11,89\pm 5,02$, $12,43\pm 3,74$, $10,50\pm 5,43$ y $11,14\pm 4,59$ % para los ciclos 1 a 6 respectivamente por lo que los sólidos en suspensión volátiles también fueron homogéneos a lo largo de la fase con valores medios durante la estabilidad de los diferentes ciclos de 131 ± 29 , 100 ± 38 , 91 ± 22 , 113 ± 17 , 100 ± 34 y 121 ± 29 mg/L para los diferentes ciclos, en orden creciente.

Como ya se ha expuesto con anterioridad, a la salida la concentración de sólidos en suspensión fue prácticamente nula durante toda la investigación, perturbándose exclusivamente por algunos datos puntuales, en términos medios para los diferentes ciclos de la presente fase, expuestos en orden creciente la concentración de sólidos en suspensión totales fue $0,44\pm 0,24$, $1,30\pm 0,47$, $0,71\pm 0,50$, $0,92\pm 0,36$, $0,45\pm 0,2$ y $1\pm 0,73$ mg/L y de sólidos en suspensión volátiles fue de $0,33\pm 0,12$, $0,00\pm 0,00$, $0,42\pm 0,20$, $0,60\pm 0,34$ y $0,45\pm 0,20$ mg/L.

4.6.1.7. Evolución de la DBO₅ y DQO

La materia orgánica presente en el agua fue cuantificada mediante DQO y DBO₅, la evolución de ambas variables a la entrada y salida de la planta piloto durante los primeros cuatro ciclos experimentales de la Fase I se muestran en la Figura 51 y en la Figura 52.

El análisis estadístico de varianzas realizado a los datos de los diferentes ciclos durante el periodo de estabilidad reveló la no existencia de diferencias estadísticamente significativas a la entrada ni en DQO y DBO₅, al situarse todas ellas un mismo grupo homogéneo según el HSD de Tukey. Sin embargo, a la salida de la planta piloto diferencias estadísticamente significativas fueron observadas en los diferentes ciclos de la fase I tanto en DBO₅ como en DQO, lo que indica que las variables operativas influyen en el comportamiento del sistema, lo cual queda patente en los rendimientos en eliminación de materia orgánica (Tabla 25), los cuales mostraron diferencias estadísticamente significativas entre los diferentes

ciclos experimentales.

Tabla 25. Rendimientos en eliminación de materia orgánica (DQO y DBO₅) durante el periodo estacionario para los ciclos experimentales de la fase I de la investigación de fondo

Ciclo	% DQO eliminada	% DBO ₅ eliminada
1	87,62 ± 2,47	94,41 ± 2,26
2	93,44 ± 2,14	97,73 ± 0,81
3	92,95 ± 4,08	97,47 ± 2,56
4	95,83 ± 2,43	98,84 ± 1,12
5	83,05 ± 0,77	87,01 ± 0,92
6	73,00 ± 1,00	83,05 ± 1,17

El análisis estadístico de varianzas realizado a los datos de los diferentes ciclos durante el periodo de estabilidad reveló la no existencia de diferencias estadísticamente significativas a la entrada ni en DQO y DBO₅, al situarse todas ellas un mismo grupo homogéneo según el HSD de Tukey. Sin embargo, a la salida de la planta piloto diferencias estadísticamente significativas fueron observadas en los diferentes ciclos de la fase I tanto en DBO₅ como en DQO, lo que indica que las variables operativas influyen en el comportamiento del sistema, lo cual queda patente en los rendimientos en eliminación de materia orgánica (Tabla 25), los cuales mostraron diferencias estadísticamente significativas entre los diferentes ciclos experimentales.

La DQO del influente durante el periodo estacionario, tal y como puede verse en la Figura 51 osciló entre 252 mgO₂/L y 753 mgO₂/L dándose estos valores extremos en el ciclo 3 y 1 respectivamente, sin embargo, los valores medios obtenidos a lo largo de los ciclos integrantes de la presente fase fueron relativamente homogéneos, lo cual fue avalado mediante el pertinente estudio estadístico. Los valores de DQO a la entrada fue 556±91, 479±104, 402±72, 436±108, 447±50 y 521±65 mgO₂/L para los seis ciclos ordenados cronológicamente. El factor de biodegradabilidad (DQO/DBO₅) del agua de entrada medio durante los 6 ciclos fue 1,45±0,14, presentando la DBO₅ unos valores medios de 409±65, 349±90, 305±85, 317±82, 270±68, 356±70 mgO₂/L para los ciclos 1, 2, 3, 4, 5 y 6 respectivamente.

La concentración de materia orgánica a la salida se ha visto claramente condicionada por las variables operacionales observándose el efecto del TRH y de la concentración de biomasa, los valores más bajos se han obtenido en el ciclo 4 correspondiente a un TRH de 24 horas y una concentración de MLSS en el reactor biológico de 4.397±275 mg/L con una densidad de biopelícula cuantificada como SS de 6.991±843 mg/L de relleno, bajo estas condiciones la DBO₅ presentó un valor medio de 4±3 mgO₂/L y una DQO de 17±13 mgO₂/L; con esos valores de salida experimentados en el ciclo 4 los rendimientos durante el periodo estacionario fueron de 98,84±1,12 % de DBO₅ y 95,83±2,43 % de DQO.

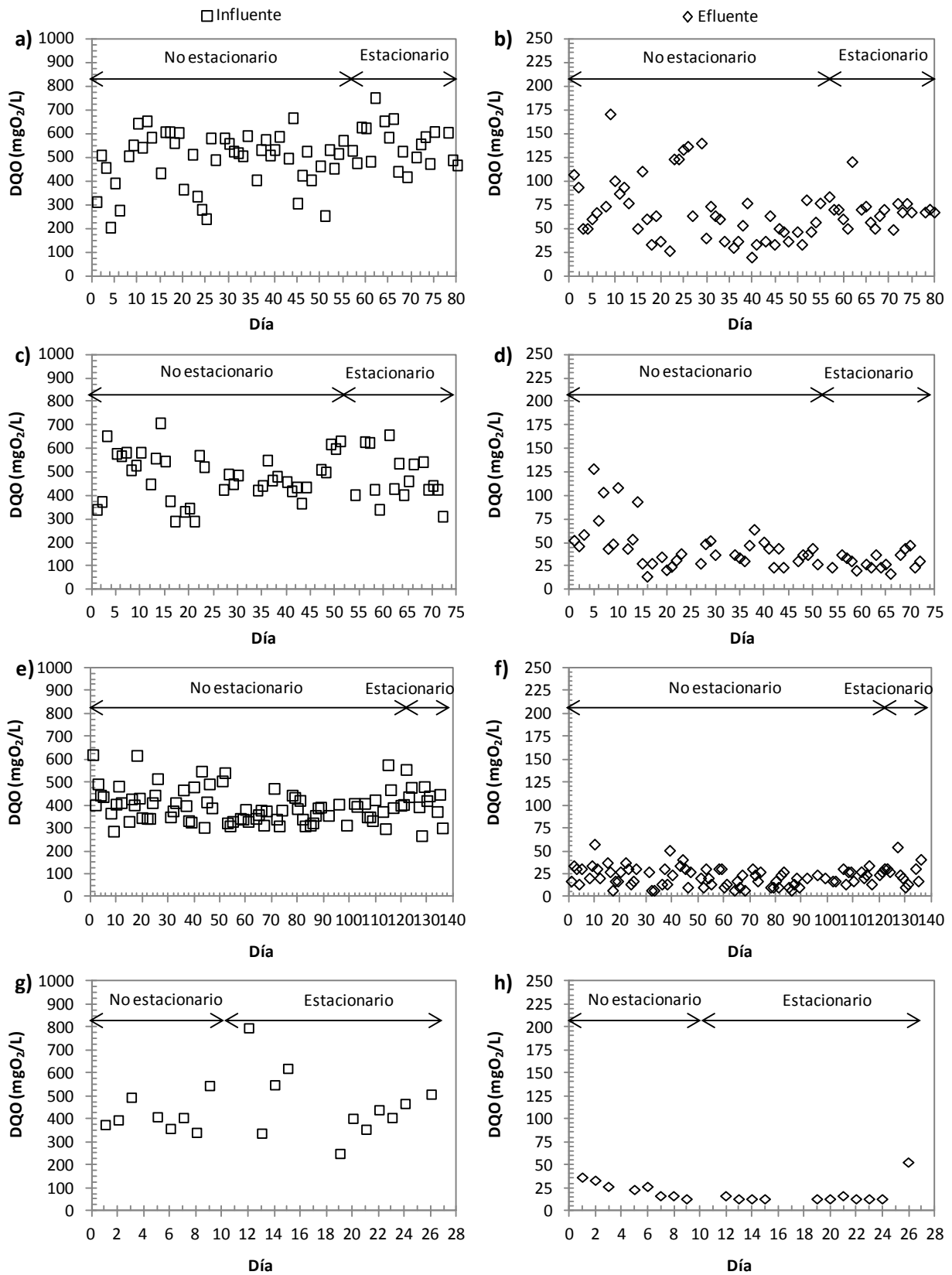


Figura 51. Evolución de la DQO del influente (a, c, e y g) y del efluente (b, d, f y h) de la planta piloto durante los ciclos 1 (a y b), 2 (c y d), 3 (e y f) y 4 (g y h) de la fase I de la investigación de fondo

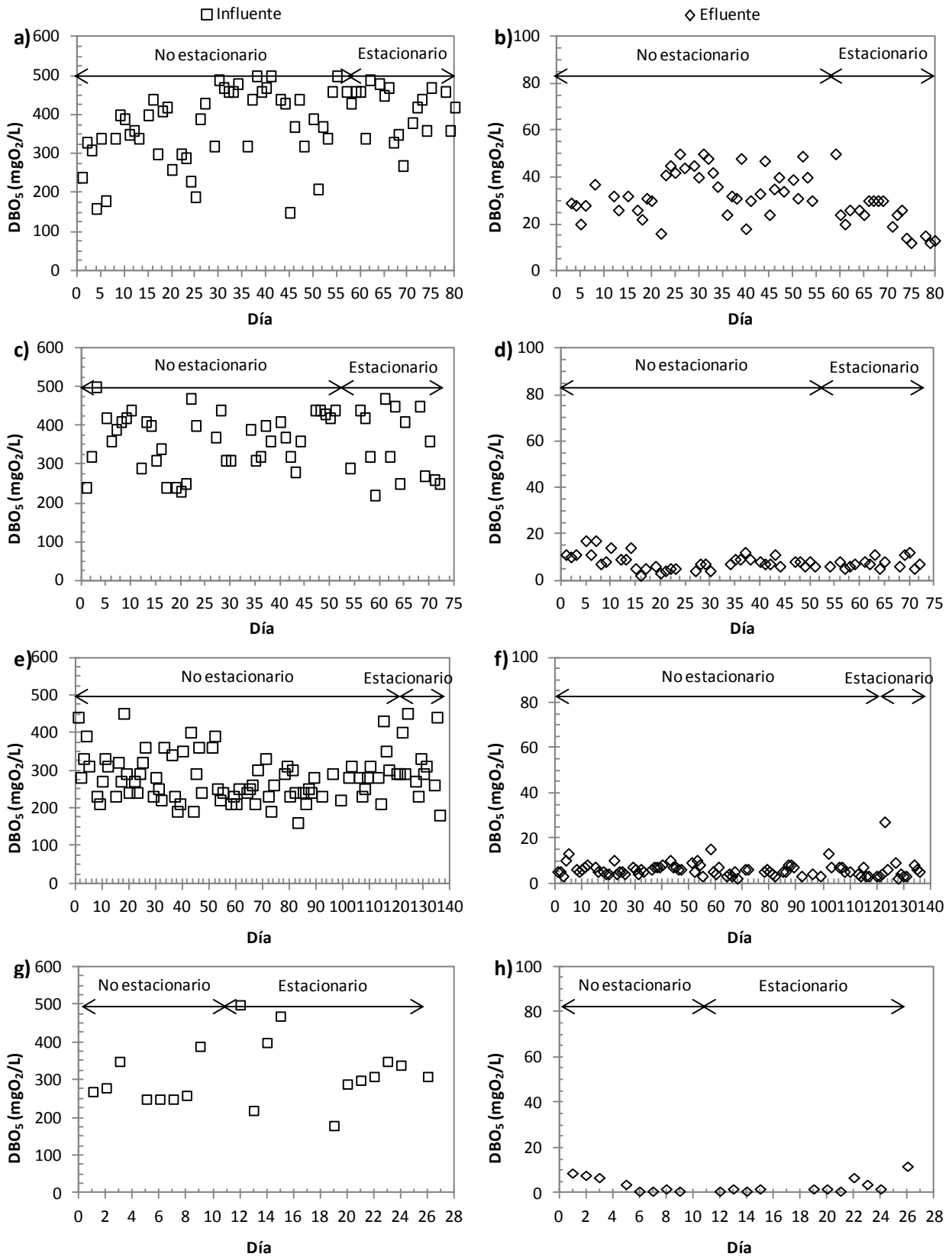


Figura 52. Evolución de la DBO₅ del influente (a, c, e y g) y del efluente (b, d, f y h) de la planta piloto durante los ciclos 1 (a y b), 2 (c y d), 3 (e y f) y 4 (g y h) de la fase I de la investigación de fondo



Los rendimientos más bajos fueron obtenidos durante el ciclo 6, de menor concentración de biomasa (MLSS de 800 ± 234 mg/L y biopelícula de 1.510 ± 127 mg/L de relleno) y menor TRH (10 h) experimentó unos valores medios de DBO_5 y DQO a la salida 49 ± 1 y 140 ± 17 mgO₂/L respectivamente con unos rendimientos medios de $83,04 \pm 1,17$ % de DBO_5 y $73,00 \pm 1,01$ % de DQO.

Valores superiores a los obtenidos en el ciclo 6 fueron alcanzados en el ciclo 1, de igual TRH, 10 h, pero mayor concentración de biomasa (2.414 ± 166 mg/L de MLSS y 2.618 ± 272 mg/L de biopelícula); en el ciclo 1 la DQO a la salida fue 68 ± 16 mgO₂/L y la DBO_5 22 ± 7 mgO₂/L logrando el sistema una eliminación de DQO de $94,41 \pm 2,26$ % y $87,62 \pm 2,47$ % de DQO. Los ciclos 2 y 3 presentaron un comportamiento intermedio entre los ciclos 4 y 1 siendo ambos similares como consecuencia de que la carga másica de funcionamiento del proceso biológico fueron similares, en el ciclo 2 la carga másica fue de $0,14 \pm 0,4$ kg DBO_5 /(kgMLSS.día) y en el ciclo 3 $0,16 \pm 0,06$ kg DBO_5 /(kgMLSS.día).

Como muestra la Tabla 25 los rendimientos en DBO_5 fueron $97,73 \pm 0,81$ y $97,47 \pm 2,56$ % y en DQO de $93,44 \pm 2,47$ y $92,95 \pm 4,08$ %, correspondiendo los mayores rendimientos al ciclo de menor carga másica (ciclo 2). Los valores medios de salida, obviamente fueron muy similares con un efluente de 30 ± 9 y 27 ± 13 mgO₂/L de DQO y 8 ± 2 y 7 ± 3 mgO₂/L de DQO. El ciclo 5, presentó unos valores de salida de 35 ± 10 mgO₂/L de DBO_5 y 76 ± 9 mgO₂/L de DQO con unos rendimientos de DBO_5 de $87,01 \pm 0,91$ % y de DQO de $83,05 \pm 0,77$ %.

4.6.1.8. Evolución de las diferentes formas de nitrógeno

La evolución de los compuestos nitrogenados a la entrada y a la salida durante los ciclos 1, 2, 3 y 4 se muestra en la Figura 53 y en la Figura 54. Para analizar la eliminación de nitrógeno se van a utilizar los valores de Amonio y Nitrógeno total a la entrada y la salida (Figura 55). El análisis de la varianza realizado desveló la no presencia de diferencias estadísticamente significativas en los valores de nitrito y nitrato a la entrada, los cuales como se observa en la Figura 53, salvo valores puntuales se mantuvieron prácticamente nulos tal y como suele corresponder a un agua residual urbana (Gómez y Hontoria, 2003). Los valores de amonio a la entrada medidos en forma de nitrógeno durante los seis ciclos de la primera fase experimental son 62 ± 13 , 68 ± 27 , 44 ± 15 , 74 ± 27 , 79 ± 40 y 134 ± 16 mgN_t/L ordenados cronológicamente, siendo los valores de nitrógeno total iguales o ligeramente superiores como se muestra en la Figura 53. Tal y como se ha visto, el pH del licor mezcla mostraban la capacidad de oxidar el amonio como consecuencia de la liberación de protones de hidrógeno. El amonio a la salida en los seis ciclos de esta fase durante la estabilidad osciló entre 7 y 129 mgN_t/L como se muestra en la Figura 54, siendo los más bajos detectados en el ciclo 2, (4 ± 4 mgN_t/L) mientras que los más altos fueron en los ciclos 5 y 6 (58 ± 22 y 111 ± 13 mgN_t/L respectivamente).

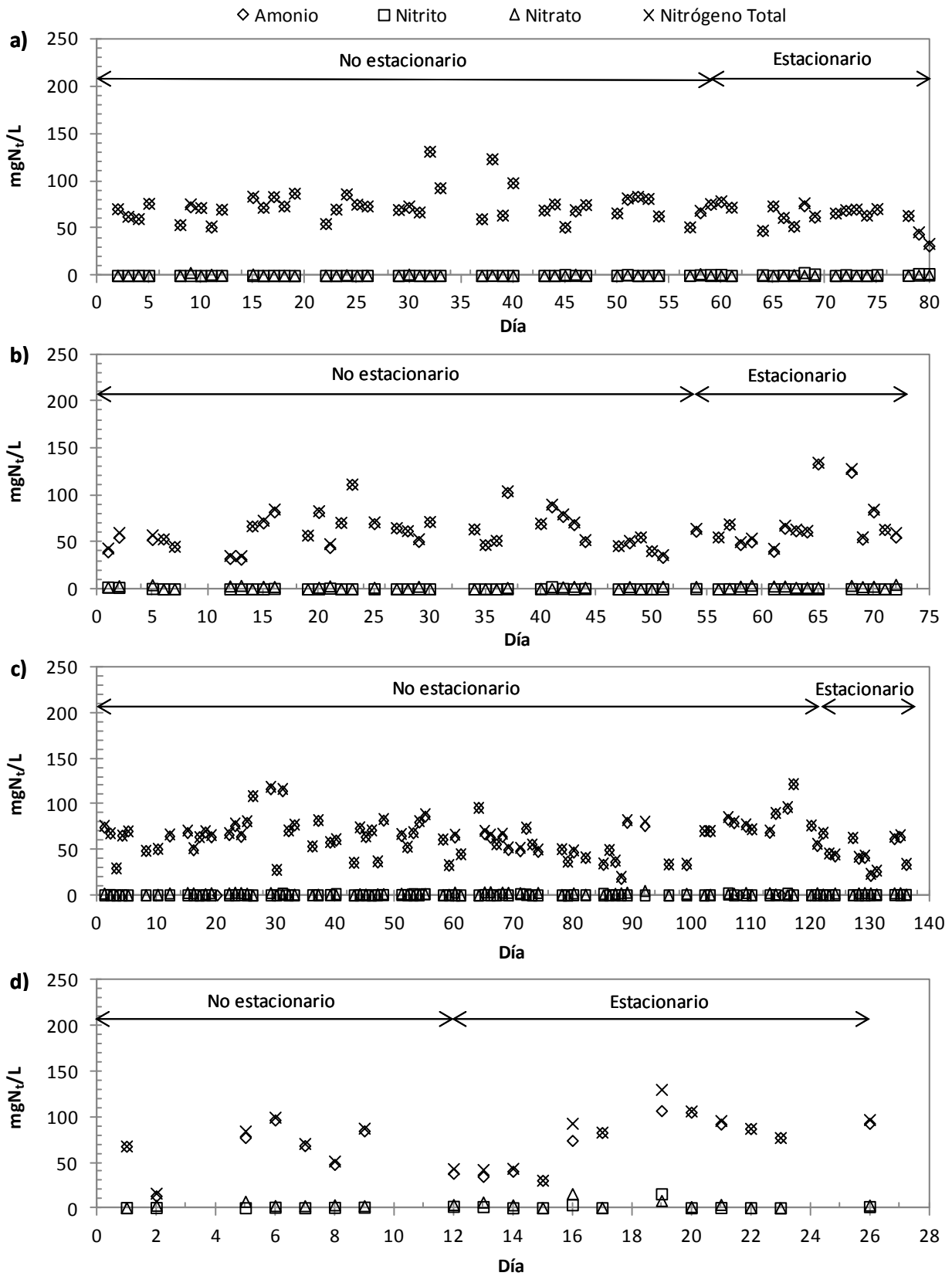


Figura 53. Evolución de las distintas formas de nitrógeno (amonio, nitrito, nitrato y nitrógeno total) del influente de la planta piloto durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4(d) de la fase I de la investigación de fondo

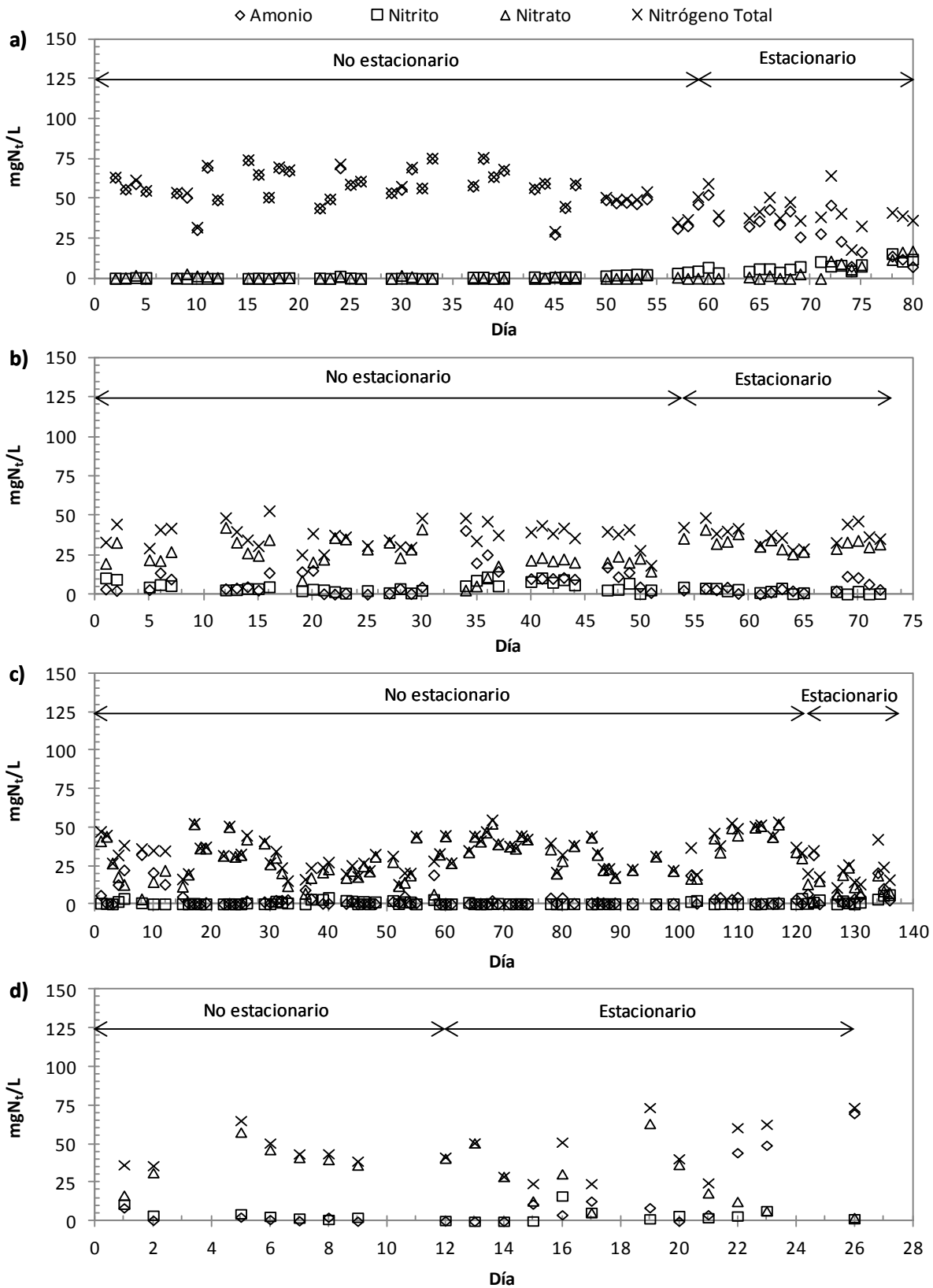


Figura 54. Evolución de las distintas formas de nitrógeno (amonio, nitrito, nitrato y nitrógeno total) del efluente de la planta piloto durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la fase I de la investigación de fondo.

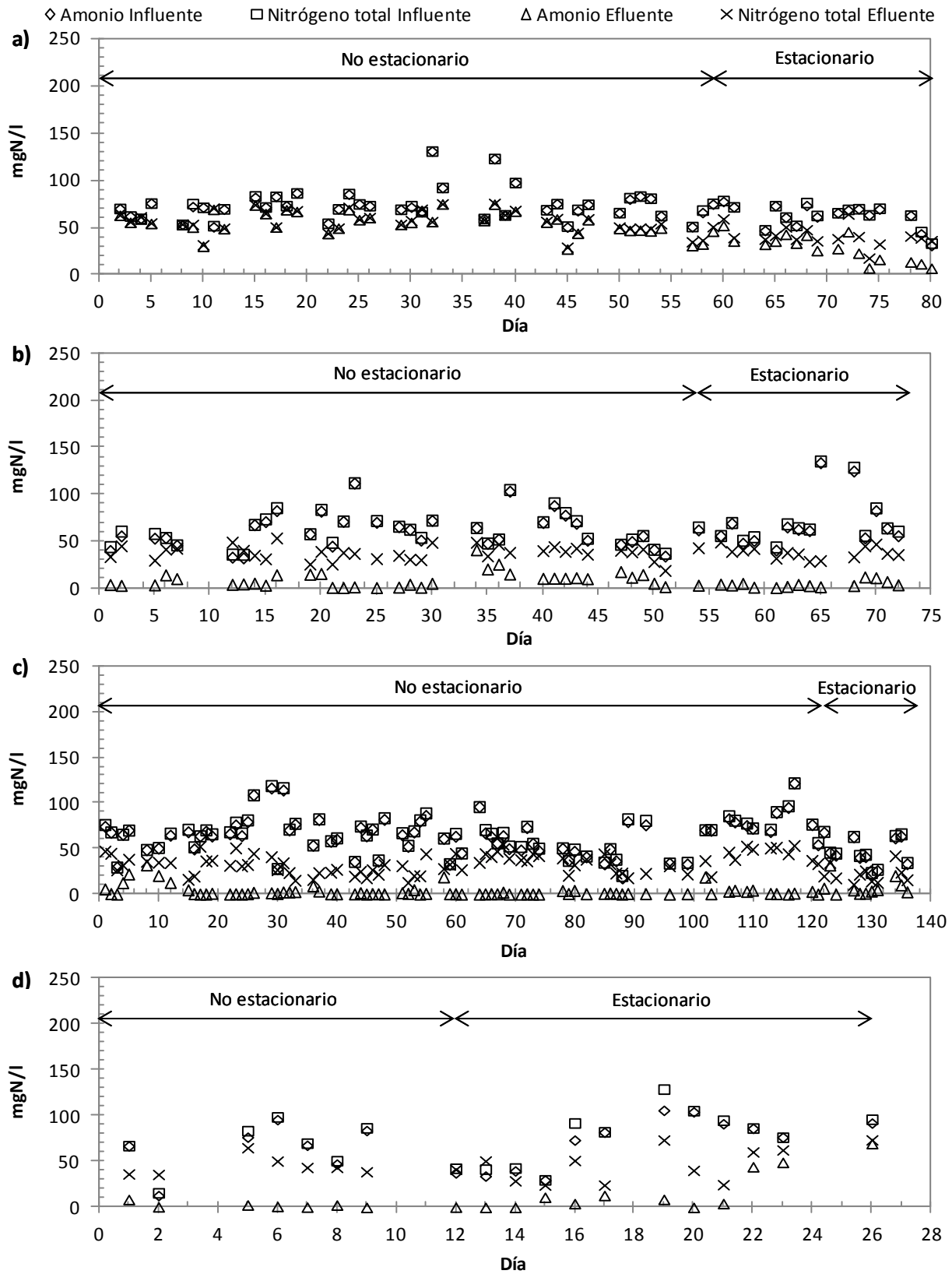


Figura 55. Evolución del amonio y nitrógeno total en el influente y efluente de la planta piloto durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la fase I de la investigación de fondo



Como puede observarse en la Figura 54, parte del nitrógeno amoniacal pasa a su forma más oxidada, nitrato, a partir del cual parte del nitrógeno pasa a su forma atmosférica viéndose la cantidad de amonio y de nitrógeno total reducida tal y como puede verse en la Figura 55.

La máxima eliminación de nitrógeno amoniacal se dio durante el periodo estacionario del ciclo 2, con un valor medio de $94,04 \pm 5,88$ %; sin embargo en este ciclo no se tuvo lugar la máxima eliminación de nitrógeno total, la cual se situó en $41,10 \pm 19,55$ %. La máxima eliminación nitrógeno total tuvo lugar durante el ciclo 3, con un valor medio de $50,33 \pm 16,65$ % del cual la eliminación de amonio fue $82,84 \pm 20,95$ %. La carga másica en ambos casos fue similar presentando un valor para el ciclo 2 y 3 de $0,14 \pm 0,04$ y $0,16 \pm 0,06$ kgDBO₅/(kgMLSS.día) respectivamente.

El caso menos favorable en eliminación de nitrógeno se dio en los ciclos de acumulación de biomasa, los ciclos 5 y 6, en los cuales la eliminación de amonio fue $19,08 \pm 13,29$ y $13,88 \pm 0,48$ % respectivamente, con una eliminación de nitrógeno total del $26,90 \pm 2,43$ y $24,67 \pm 8,22$ %. Una situación intermedia tuvo lugar en el ciclo 1 y 4, en los cuales como puede verse en la Figura 55, la eliminación de amonio fue $54,85 \pm 19,71$ y $69,87 \pm 30,89$ % respectivamente con una eliminación total de $34,93 \pm 16,60$ y $41,69 \pm 20,83$ %.

4.6.1.9. Análisis microbiológico de la calidad del agua

Semanalmente, se llevó a cabo un recuento de coliformes totales y fecales fue llevado a cabo en el influente, el reactor biológico, el tanque de membranas y el efluente con el objeto de comprobar el adecuado funcionamiento de la membrana así como la calidad del agua para su posible reutilización.

La Figura 56 muestra las unidades formadoras de colonias de los coliformes fecales recontados durante los ciclos con concentración de biomasa en forma suspendida (ciclos 1, 2, 3 y 4). El recuento desveló la no presencia de diferencias estadísticamente significativas entre el número de unidades formadoras de colonias en los diferentes ciclos experimentales a la entrada y en el licor mezcla, con valores medios de coliformes totales en el influente, en el reactor biológico y en el tanque de membranas de $2,53 \cdot 10^7 \pm 1,46 \cdot 10^7$, $1,75 \cdot 10^7 \pm 1,49 \cdot 10^7$ y $2,24 \cdot 10^7 \pm 1,02 \cdot 10^7$ UFC/100mL respectivamente durante el ciclo 1; $3,49 \cdot 10^7 \pm 2,70 \cdot 10^7$, $1,59 \cdot 10^7 \pm 1,50 \cdot 10^7$ y $2,99 \cdot 10^7 \pm 1,95 \cdot 10^7$ UFC/100mL en el ciclo 2; en el ciclo 3 los valores medios de coliformes totales fueron para la entrada, reactor biológico y tanque de membranas de $3,96 \cdot 10^7 \pm 3,24 \cdot 10^7$, $2,37 \cdot 10^7 \pm 1,76 \cdot 10^7$ y $2,04 \cdot 10^7 \pm 1,11 \cdot 10^7$ UFC/100mL respectivamente; en el ciclo 4, expresados en el mismo orden los coliformes totales fueron $4,07 \cdot 10^7 \pm 3,43 \cdot 10^7$, $2,90 \cdot 10^7 \pm 2,71 \cdot 10^7$ y $4,23 \cdot 10^7 \pm 1,27 \cdot 10^7$ UFC/100mL. Todos ellos muy similares a los valores obtenidos durante los breves ciclos sin concentración de biomasa en la que los valores fueron a la entrada de $2,9 \cdot 10^7$ y $2,3 \cdot 10^7$ UFC/100 mL en los ciclos 5 y 6, $1 \cdot 10^7$ y $6 \cdot 10^7$ UFC/100 mL para el reactor biológico y

$5,7 \cdot 10^7$ y $3,4 \cdot 10^7$ UFC/100 mL para el tanque de membranas. La presencia de la membrana como sistema de separación física impide el paso de coliformes lo que hace que en el efluente los valores medios sean prácticamente nulos, presentando el sistema en todos los ciclos experimentales de esta fase rendimientos superiores al 99,99 % en eliminación de coliformes fecales y valores puntuales inferiores a 9 UFC/100mL.

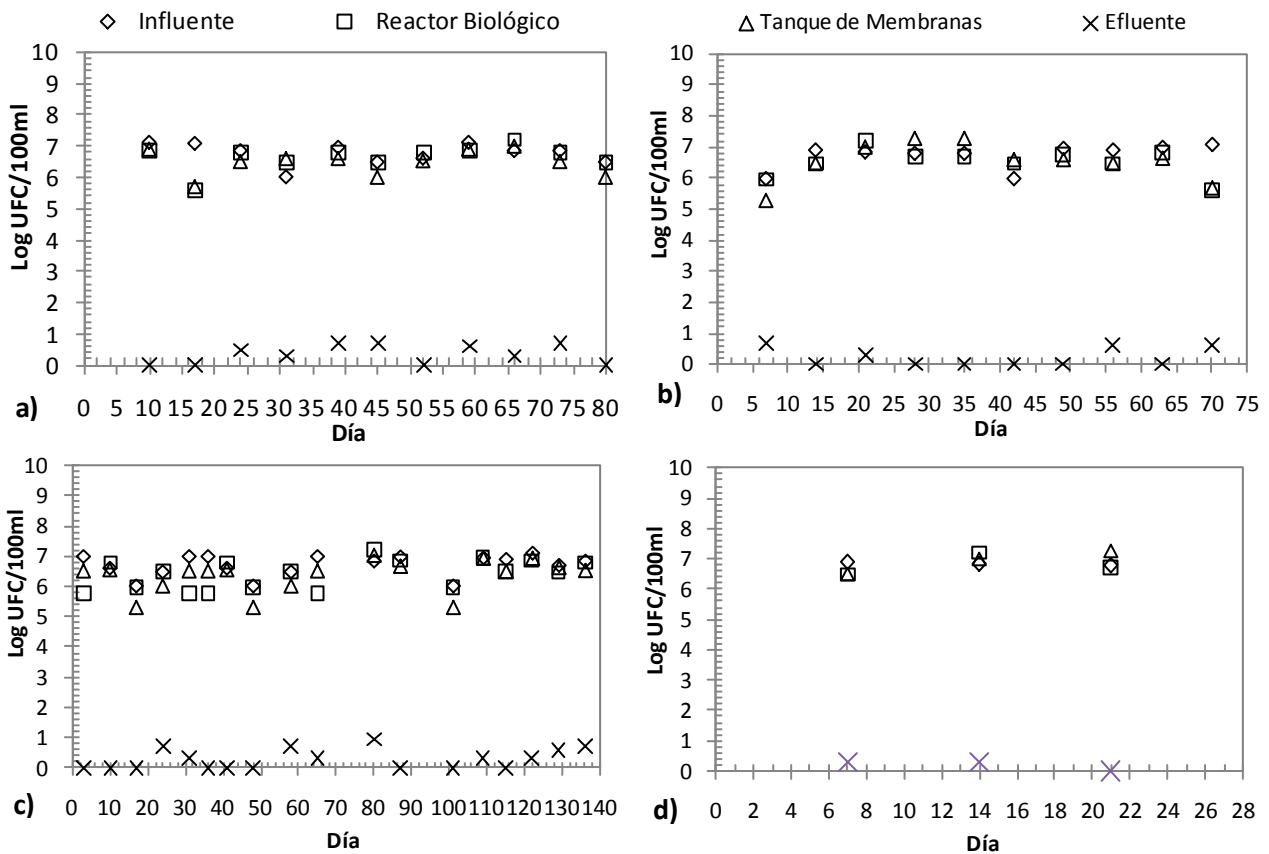


Figura 56. Unidades formadoras de colonias de coliformes fecales durante los ciclos 1 (a), 2 (b), 3 (c) y 4 (d) de la fase I de la investigación de fondo a la entrada, en el reactor biológico, tanque de membranas y a la salida de la planta piloto

4.6.1.10. Análisis cinético

Semanalmente, un análisis cinético fue realizado para conocer la evolución de las constantes cinéticas de la biomasa heterótrofa, lo cual permitió analizar la influencia de las diferentes variables. Los resultados medios obtenidos durante la presente fase experimental son mostrados en la Tabla 26. A la vista de los resultados queda patente la importancia de las variables operacionales.

La tasa de producción de la biomasa heterótrofa oscila entre $0,462 \pm 0,014$ y $0,622 \pm 0,028$ mgDQO_{formada}/mgDQO_{oxidada}; se trata de valores próximos a los descritos por Henze et al. 1986 como valores típicos a pH neutro a 20 ° C en el ASM1. Se observa que existe una fuerte relación entre la carga másica del



reactor y la tasa de producción. El valor de Y_H más bajo, correspondiente al ciclo 4 fue obtenido bajo una carga másica de 0,0730 kgDBO₅/(kgMLSS.día) frente al más alto obtenido bajo una carga másica de 0,4093 kgDBO₅/(kgMLSS.día) (ciclo1). Valores intermedios de Y_H fueron obtenidos en los ciclos 2 y 3 de carga másica intermedia, ya que a pesar de que el TRH del ciclo 2 fue 24 horas frente a las 10 horas del ciclo 3 la biomasa dispersa fue apropiadamente el doble, ante las cargas másica de similar orden de magnitud, obtenidas en los ciclos 2 y 3 queda patente el efecto de la temperatura, a mayores temperatura la tasa de producción fue mayor, presentando un valor medio de $0,577 \pm 0,024$ mgDQO_{formada}/mgDQO_{oxidada} en el ciclo 2 con una temperatura media de $25,01 \pm 3,49$ °C frente al $0,530 \pm 0,003$ mgDQO_{formada}/mgDQO_{oxidada} obtenido en el ciclo 3 con una temperatura de $14,12 \pm 1,63$ °C

Tabla 26. Constantes cinéticas de la biomasa heterótrofa durante la primera fase experimental.

Ciclo	Y_H (mgDQO _{formada} /mgDQO _{oxidada})		$\mu_{H,m\acute{a}x}$ (h ⁻¹)		$K_{H,N}$ (mgDQO/L)		b_H (h ⁻¹)	
1	0,622	± 0,028	0,0535	± 0,0189	5,84	± 0,79	0,0141	± 0,0095
2	0,577	± 0,024	0,0392	± 0,0038	6,23	± 0,62	0,0129	± 0,0012
3	0,530	± 0,003	0,0426	± 0,0030	7,55	± 0,90	0,0071	± 0,0017
4	0,462	± 0,014	0,0316	± 0,0031	8,63	± 0,34	0,0057	± 0,0025

La velocidad específica de crecimiento a pesar de presentar un comportamiento similar a la tasa de producción frente a la carga másica, dándose de nuevo el valor más bajo ($0,0316 \pm 0,0031$ h⁻¹) a la carga másica más baja y el más alto ($0,0535 \pm 0,0189$ h⁻¹) a la carga másica más alta, para los valores intermedio de carga másica la $\mu_{H,m\acute{a}x}$ se ve más influenciado por la concentración de sustrato a la entrada que por la temperatura, presentándose un valor mayor para el menor TRH (ciclo 3), el cual coincide con el valor ligeramente superior de carga másica de $0,1632 \pm 0,0597$ kgDBO₅/(kgMLSS.día).

La constante de Monod ($K_{H,N}$) obtenida durante los diferentes ciclos de la fase I, fue ligeramente inferior a los valores típicos descritos por la ASM1 (Henze et al. 1986). En este caso la presencia de mayor biomasa en forma dispersa fue el origen de los mayores valores de $K_{H,N}$ obtenidos durante los ciclos 3 y 4, siendo además mayores cuanto menor es el caudal de entrada. Atendiendo al sentido físico de la constante de Monod en el Modelo esta constante se relaciona con el rango de sustrato que se requiere para que la velocidad de consumo sea máxima de modo que cuanto mayor sea la constante para eliminar una determinada concentración de sustrato será menor la velocidad de consumo y por tanto el sistema será menos eficiente.

La lisis celular de los microorganismos heterótrofos se representa mediante la constante de decaimiento. Como puede verse en la Tabla 26 la lisis celular es mayor cuanto menor es la concentración de microorganismos y mayor es el caudal de agua de entrada. Para altas cargas másicas los microorganismos



como ya se ha expuesto consumen la materia orgánica más rápido lo cual hace que estos presenten un crecimiento mayor y por tanto un decaimiento más rápido. En el extremo contrario se encuentra el ciclo 4, en el cual la constante de lisis fue la más baja.

4.6.2. Fase II

En esta fase se estudió el comportamiento del sistema con una concentración de relleno del 35 % para los tres rangos de MLSS estudiados en la fase I, en torno a 2,7 g/L (ciclos 7 y 8); alrededor de 4,4 g/L (ciclos 9 y 10) y aproximadamente 0,5 g/L (ciclos 11 y 12) bajo dos TRH: 10 h (Ciclos 8, 9 y 12) y 24 h (Ciclos 7, 10 y 11).

4.6.2.1. Evolución de la biomasa suspendida y adherida

Una vez cambiado el porcentaje de relleno la planta piloto volvió a ponerse en marcha, iniciándose el 18 de febrero de 2012 el Ciclo 7; 22 días fueron necesarios para alcanzar la concentración de MLSS, como muestra la Figura 57 a. A partir de ese día 22 se comenzó a purgar diariamente el caudal de establecido. Durante el periodo estacionario de este ciclo, la biomasa presente en el reactor biológico fue, medido en totales, 2.798 ± 67 mg/L de MLSS y 4.403 ± 188 mg/l de relleno de biopelícula, siendo la fracción volátil 2.304 ± 114 mg/L y 3.671 ± 186 mg/L de relleno. Concluido este ciclo se procedió a la disminución del TRH y el consecuente aumento del caudal a tratar pasando al ciclo 8 de TRH igual a 10.

El ciclo 8 no presentó diferencias estadísticamente significativas en relación a la biomasa dispersa aunque sí lo hizo en relación a la adherida, lo cual puede tener su origen en el aumento de sustrato disponible como consecuencia de la reducción del TRH; los valores medios obtenidos durante el periodo de estabilidad para la biomasa dispersa fueron 2.581 ± 127 mg/L de SST y 2.082 ± 124 mg/L de SSV y para la biomasa adherida 5.424 ± 259 y 468 ± 345 mg/L en totales y volátiles respectivamente. Concluido el ciclo 8, se procedió a parar el purgado de la planta para aumentar la concentración de sólidos en suspensión hasta el siguiente escalón, requirió 21 días para aumentar los sólidos, discurridos los cuales se procedió al inicio del purgado de fango en exceso (Figura 57 b). Los valores de estabilidad durante esta fase fueron 4.278 ± 154 y 3.626 ± 159 mg/L de MLSS y MLSSv respectivamente y 5.284 ± 287 y 4.626 ± 552 mg/L de relleno de biopelícula medida en totales y volátiles. Como se observa los datos de biomasa adherida del ciclo 8 y 9 son muy similares, lo cual es atribuido a que a pesar de aumentar sustancialmente el sustrato al pasar el TRH de 24 a 10 horas, la concentración de biomasa activa también aumenta desde 2.581 ± 127 hasta 4.278 ± 154 mg/L. El ciclo 10 se inició durante el mes de agosto de 2012, estabilizándose a mediados de septiembre, como consecuencia de una pérdida de biomasa dispersa que se dio el día 5 del ciclo como muestra la Figura



57 d, que no afectó a la biomasa adherida, la cual como muestra la Figura 58d no experimento un cambio en su densidad.

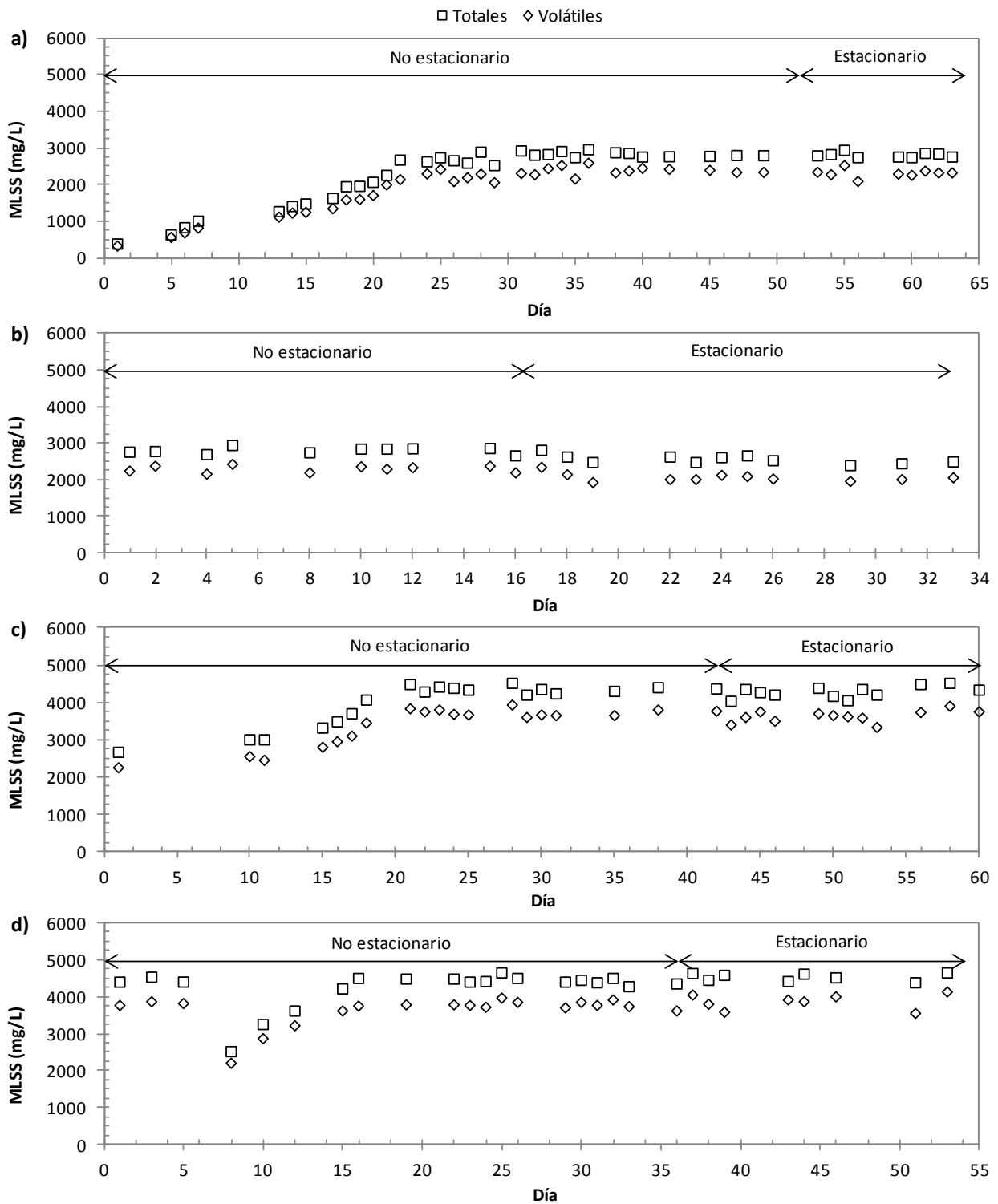


Figura 57. Evolución de los MLSS en el reactor biológico, tanto totales como volátiles, durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la fase II, correspondiente al 35 % de relleno, de la investigación de fondo

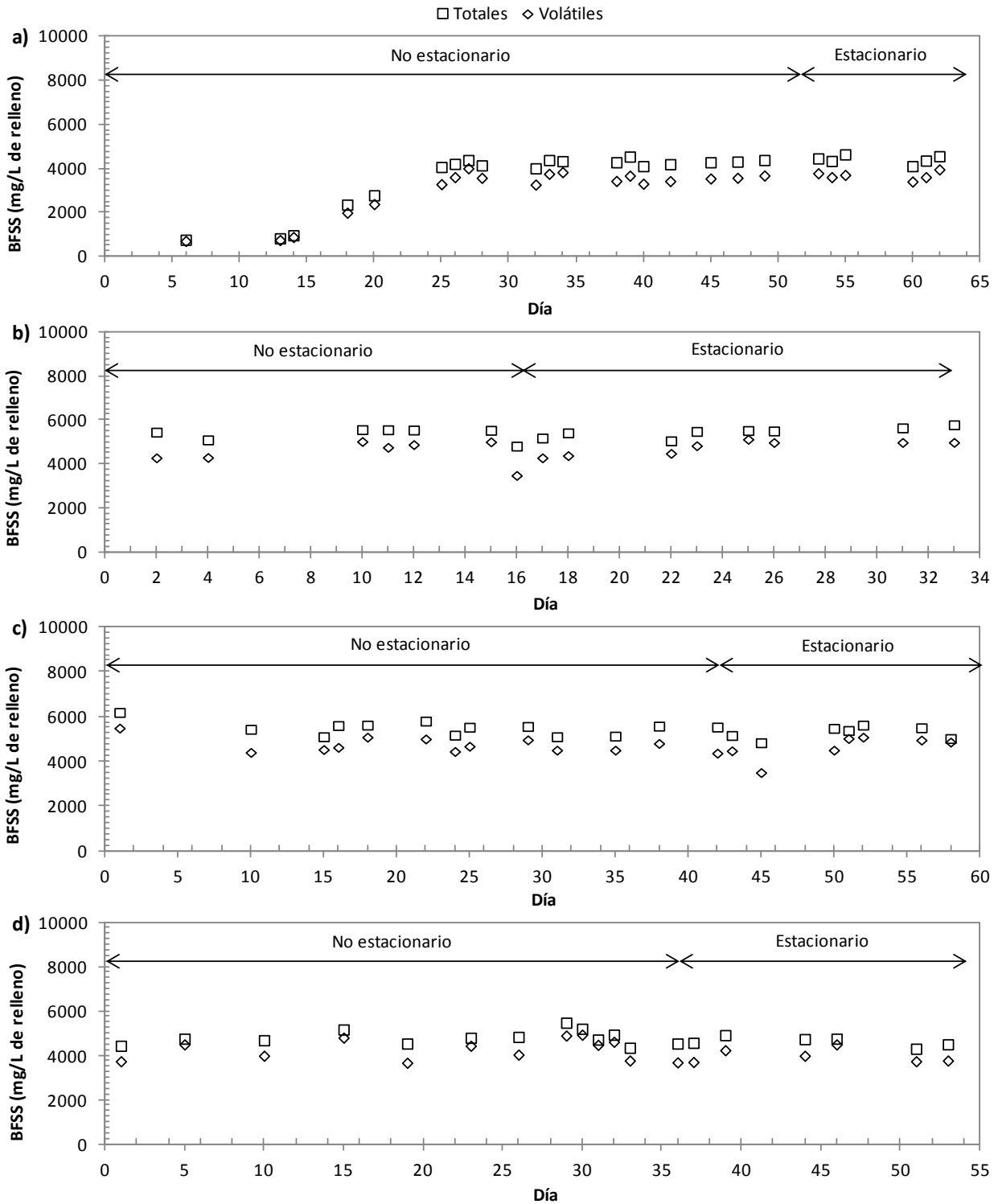


Figura 58. Evolución de la BFSS en el reactor biológico, medida tanto en totales como volátiles, durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10(d) de la fase II, correspondiente al 35 % de relleno, de la investigación de fondo

Durante el ciclo 10 la biomasa adherida presentó un valor medio de 4.594 ± 217 y 3.952 ± 320 mg/L de relleno de SS totales y volátiles respectivamente mientras que la dispersa se estabilizó en 4.584 ± 104 y



3.879±210 mg/L de SS totales y volátiles respectivamente. Los ciclos sin concentración de biomasa (ciclos 11 y 12) experimentaron un comportamiento similar al mostrado en la fase I.

El ciclo 11, en el que los MLSS fueron 513±67 y 427±55 ml/L en totales y volátiles respectivamente, mostraron un descenso de la densidad de biopelícula, la cual mostro una concentración de 3.775±247 y 3.354±41 mg/L de relleno de totales y volátiles respectivamente. Este descenso fue mayor en el caso de mayor caudal, en el ciclo 12, de concentración de biomasa dispersa similar (MLSS de 500±52 mg/L y MLSSv de 427±46 mg/L), la densidad de biopelícula descendió a 2.529±77 y 2.317±24 mg/L de relleno de sólidos en suspensión totales y volátiles respectivamente.

4.6.2.2. Temperatura

Al igual que sucediera en la fase I, la temperatura a lo largo de esta fase presento importantes fluctuaciones que quedan patentes en la Figura 59. A lo largo de esta fase la temperatura durante los periodos de estabilidad osciló entre 9 y 31 °C dándose tales extremos respectivamente en el ciclo 7, correspondiente al periodo invernal, y en el ciclo 9 desarrollado en el mes de julio. La estación del año en la que se desarrollo cada uno de los ciclos afectó enormemente a la temperatura del licor mezcla, sin embargo la temperatura del sistema se ve amortiguada respecto a la de la intemperie por la presencia de biomasa.

La temperatura durante el ciclo 7, como muestra la Figura 59 a, alcanzando en sus primeros días temperaturas próximas a 0 °C, sin embargo, durante el periodo estacionario la temperatura osciló entre 9 y 17 °C con un valor medio de 14±2,60 °C. Con el trascurso del tiempo, la temperatura fue aumentando, oscilando en el ciclo 8 entre 14 y 24 °C, con un valor medio de 20,51±3,26 °C. Las máximas temperaturas experimentadas durante esta fase tuvieron lugar durante el ciclo 9, mostrado en la Figura 59 c; durante el periodo de estabilidad de este ciclo la temperatura media fue 27,88±1,52 °C con una amplitud entre mínima y máxima de 25,5 y 31 °C.

En el ciclo 10, coincidente con la segunda mitad del verano, la temperatura experimentó un ligero descenso situándose durante el periodo de estabilidad en 22,42±2,64 °C con unas máximas y mínimas de 26 a 18,2°C. Este descenso fue siendo mayor conforme avanzaba el año presentando el ciclo 11 un valor medio de 17,03±0,55 °C y el ciclo 12 de 15,67±1,53°C, oscilando respectivamente entre 16,5 y 17,6 °C y entre 14 y 17°C.

4.6.2.3. pH y conductividad

La evolución del pH y la conductividad del influente y efluente así como en el licor mezcla presente tanto en el reactor biológico como en el tanque de membranas durante los ciclos 7, 8, 9 y 10 de la fase II se



muestran en la Figura 60 y Figura 61.

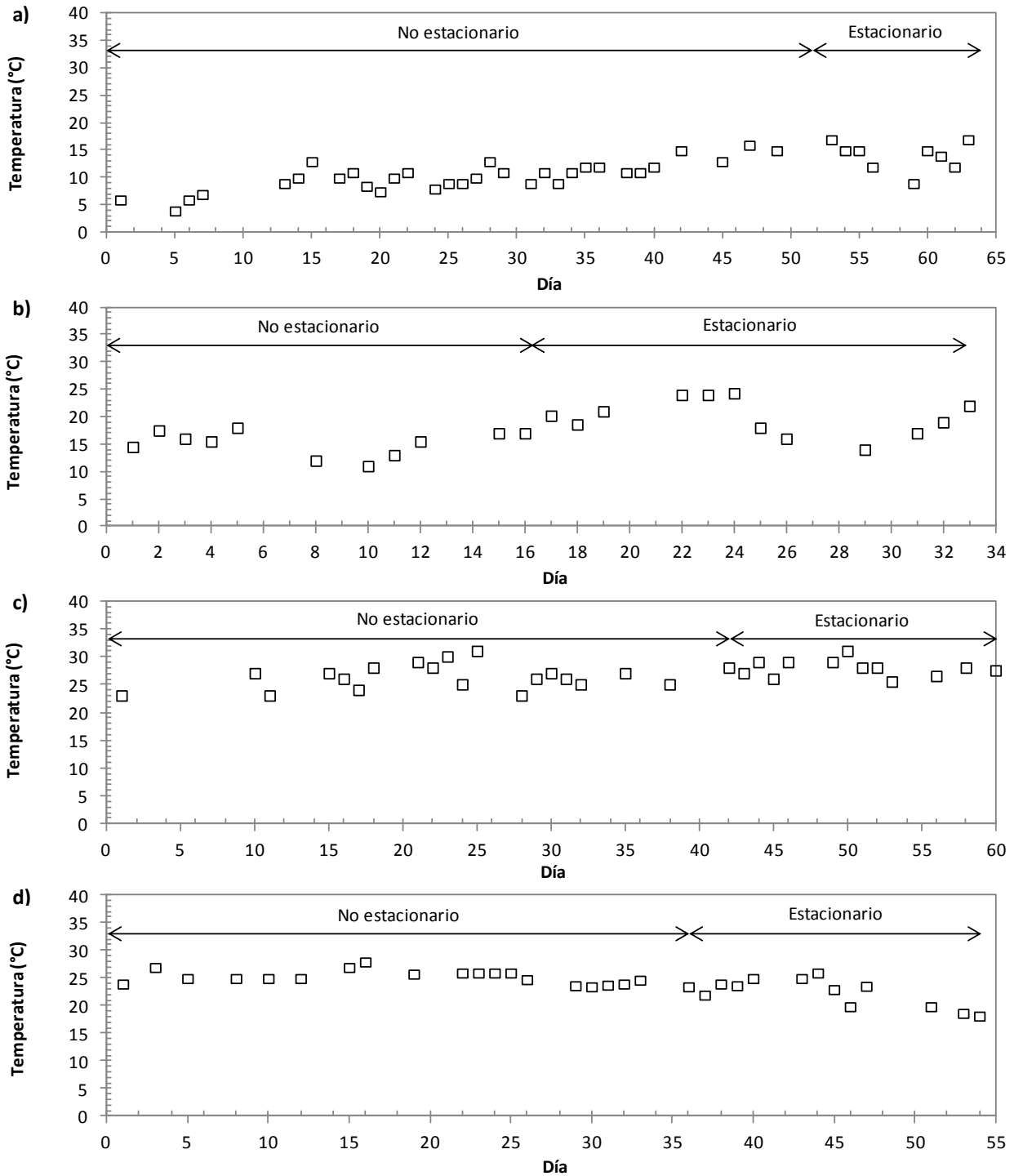


Figura 59. Evolución de la temperatura en los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la fase II de la investigación de fondo

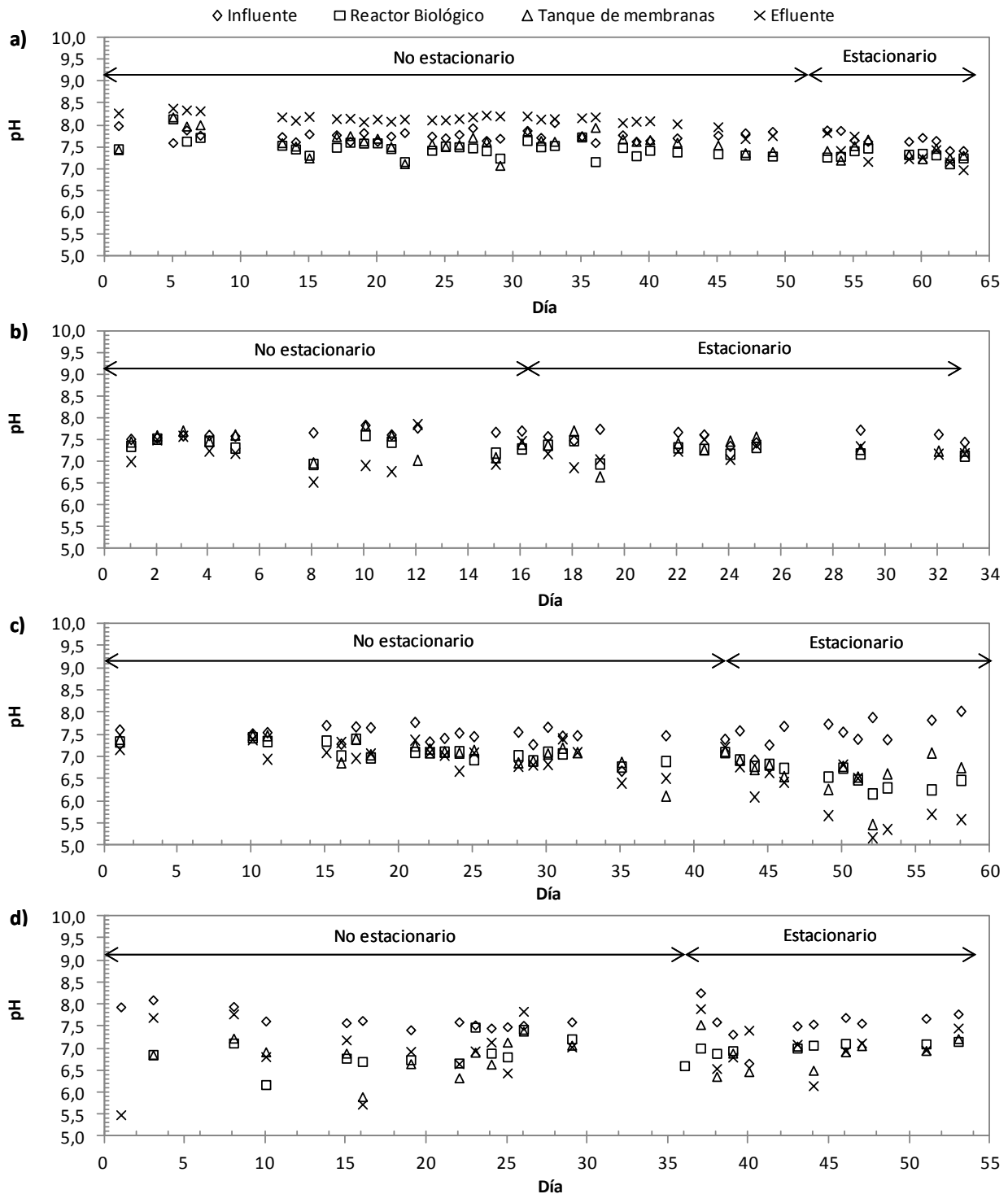


Figura 60. Evolución del pH a lo largo de los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la segunda fase experimental en el influente, efluente, reactor biológico y tanque de membranas durante la investigación de fondo

Tal y como sucedió en la fase I, el influente no experimentó cambios considerables ni en relación al pH ni a la conductividad, tal y como mostró el análisis de varianza que englobó a todos los ciclos en un mismo subconjunto homogéneo de Tukey con un intervalo de confianza del 95%. Sin embargo durante el

funcionamiento de la planta en esta fase, diferencias estadísticamente significativas fueron obtenidas tanto en conductividad como en el pH, distinguiéndose varios subconjuntos homogéneos.

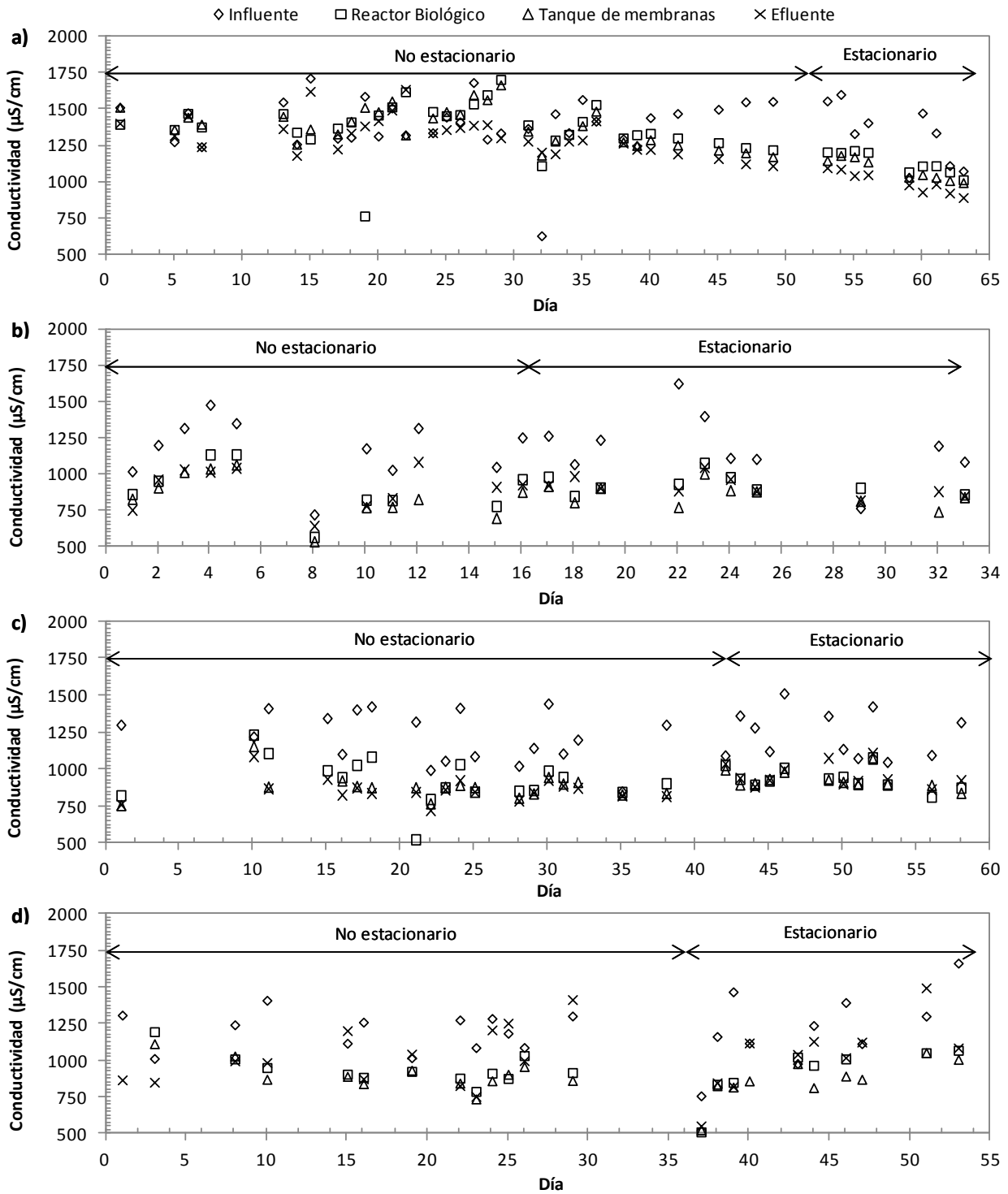


Figura 61. Evolución de la conductividad a lo largo de los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la segunda fase experimental en el influente, efluente, reactor biológico y tanque de membranas durante la investigación de fondo



El pH del influente a lo largo de los 6 ciclos de esta fase experimental, durante el periodo de estabilidad, fue, en orden cronológico, de $7,67\pm 0,17$, $7,57\pm 0,13$, $7,56\pm 0,31$, $7,57\pm 0,40$, $7,83\pm 0,12$ y $7,73\pm 0,33$. La conductividad durante el periodo estacionario, expresada en el mismo orden, fue para el influente de 1.299 ± 205 , 1.186 ± 226 , 1.245 ± 160 , 1.222 ± 257 , 1.503 ± 31 y 1.609 ± 128 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

El efecto de la nitrificación del sistema quedó patente en el pH del licor mezcla tanto del reactor biológico como del tanque de membranas, conforme aumenta la nitrificación de la planta disminuye el pH del fango y por tanto de la salida. El pH más bajo fue detectado en el ciclo 9, presentando un valor medio durante el periodo de estabilidad de $6,57\pm 0,26$ en el reactor biológico, $6,59\pm 0,43$ en el tanque de membranas y $6,07\pm 0,59$ en el efluente. Por el contrario, los pH más altos fueron detectados en los ciclos sin acumulación de fangos, los cuales como se verá más adelante, presentaron menor eliminación de nitrógeno amoniacal; en el ciclo 11 el pH del reactor biológico y el tanque de membranas fue de $7,67\pm 0,18$ y $7,76\pm 0,24$ respectivamente y el efluente de $7,71\pm 0,31$ y en el ciclo 12 el efluente presentó un pH de $8,18\pm 0,01$ siendo el pH del reactor biológico y el tanque de membranas $7,53\pm 0,13$ y $7,45\pm 0,19$ respectivamente.

Valores de pH intermedios fueron detectados en los ciclos restantes, aunque cabe hacer otra distinción entre los ciclos de menor concentración de biomasa (ciclo 7 y 8) y el restante a mayor concentración de biomasa (ciclo 10), ambos grupos presentaron durante el periodo de estabilidad diferencias estadísticamente significativas. El ciclo 7 presentó un pH en el reactor biológico de $7,33\pm 0,10$ y en el tanque de membranas de $7,39\pm 0,16$ con un pH del efluente de $7,37\pm 0,28$. El ciclo 8, el cual no presentó diferencias estadísticamente significativas con el ciclo 7, presentó unos valores medios de $7,26\pm 0,16$ en el reactor biológico y de $7,33\pm 0,28$ en el tanque de membranas siendo el pH del efluente de $7,20\pm 0,19$.

Valores más bajos que los experimentados en el ciclo 7 y 8 fueron obtenidos en el ciclo 10, en este ciclo el efluente presentó un valor medio durante el periodo de estabilidad de $7,05\pm 0,49$ siendo el pH del licor mezcla $7,05\pm 0,09$ y $6,91\pm 0,37$ en el reactor biológico y en el tanque de membranas respectivamente.

A diferencia del pH, la conductividad no mostró grandes diferencias durante los distintos ciclos de la presente fase experimental. A pesar de distinguirse diversos grupos homogéneos, no se dio una clasificación clara de los mismos en los ciclos integrantes, tal y como se observa en la Figura 61. Durante el periodo de estabilidad del ciclo 7 la conductividad en el reactor biológico, tanque de membranas y efluente fue de 1.128 ± 75 , 1.079 ± 76 y 989 ± 69 $\mu\text{S}/\text{cm}$ respectivamente. Valores próximos fueron detectados en el ciclo 8, con unos valores medios durante la estabilidad de 933 ± 71 , 859 ± 77 , 916 ± 69 $\mu\text{S}/\text{cm}$ para el reactor

biológico, tanque de membranas y efluente respectivamente.

El ciclo 10 presento unos valores de conductividad similares a los anteriores en el licor mezcla siendo la conductividad del biológico $917 \pm 185 \mu\text{S}/\text{cm}$ y del tanque de membranas $867 \pm 145 \mu\text{S}/\text{cm}$, sin embargo, la conductividad a la salida si experimento un cambio respecto a los ciclos anteriores situándose en $1.026 \pm 247 \mu\text{S}/\text{cm}$.

Los ciclos 11 y 12 experimentaron una conductividad algo mayor a los anteriores, durante el periodo de estabilidad la conductividad en el reactor biológico fue 1.249 ± 37 y $1.270 \pm 10 \mu\text{S}/\text{cm}$ para los ciclos 11 y 12 respectivamente. En el tanque de membranas se mantuvo en el mismo rango la conductividad con unos valores medios de 1.212 ± 46 y $1.168 \pm 109 \mu\text{S}/\text{cm}$ para los ciclos 11 y 12 respectivamente. La conductividad del efluente obtenido durante los ciclos 11 y 12 fue 1.411 ± 132 y $1.395 \pm 6 \mu\text{S}/\text{cm}$ respectivamente.

4.6.2.4. Presiones de funcionamiento de la Membrana

En la Figura 62 se observa la evolución de la presión transmembrana a los largo de los ciclos 7, 8, 9 y 10, pertenecientes a la fase experimental II así como las limpiezas químicas adicionales que fueron necesarias durante los ciclos 7 (Figura 62 a) y 8 (Figura 62 c). Las elevadas fluctuaciones de presión observadas durante la puesta en marcha del ciclo 7, que pueden verse en la Figura 62a tienen su origen en las bajas temperaturas que experimentaba el licor mezcla durante ese periodo, como se verá en el estudio de la influencia de la temperatura en la permeabilidad, a bajas temperaturas, un pequeño cambio en la temperatura provoca un importante cambio en la permeabilidad y por tanto, en la presión transmembrana, sin embargo a temperaturas en torno a 20-25 °C este efecto es mucho más bajo.

Tal y como aconteciera en la fase I, los ciclos de menor caudal de permeado y por tanto mayor TRH (Ciclos 7, 10 y 11), experimentaron una menor velocidad de ensuciamiento frente a los de mayor caudal y TRH inferior (ciclos 8, 9 y 12). Durante la puesta en marcha del ciclo 7, entre la limpieza inicial realizada antes de la puesta en marcha de la planta piloto y la limpieza que fue necesaria el día 32, la velocidad de ensuciamiento fue de 0,129 y 0,065 kPa/día después y antes del lavado respectivamente. A partir del día 32, con la concentración de sólidos ya estable la presión transmembrana experimento un aumento de 0,167 kPa/día referida a la presión después del contralavado y de 0,100 kPa/día referida a la presión antes del contralavado. En relación a la recuperación tras las limpiezas químicas durante este ciclo, la membrana recuperó un $28,23 \pm 5,88 \%$.

Durante el ciclo 8 (Figura 62 b), a pesar de aumentar el caudal de la membrana 2,4 veces, un importante aumento de la temperatura fue experimentado, situándose esta en torno a 20 °C por lo que no fue necesaria la realización de ninguna limpieza química adicional, experimentándose un valor medio de



incremento de presión antes y después de los contralavados de 0,419 y 0,452 kPa/día respectivamente. Durante este ciclo 9, la recuperación de la membrana tras limpieza química fue de 44,12 %.

La temperatura, tal y como se vio anteriormente siguió aumentando, sin embargo, no lo suficiente como para mermar el efecto del aumento de sólidos experimentado durante la puesta en marcha del ciclo 9, en la cual la velocidad de ensuciamiento alcanzó valores superiores a 1 kPa/día. Durante el periodo de estabilidad, a una temperatura media de $27,88 \pm 1,52$ °C el aumento de la presión antes y después del contralavado presentaron unos valores medios de 0,636 y 0,487 kPa/día muy superiores a los del ciclo 8 como consecuencia del aumento de la biomasa a ultrafiltrar. La recuperación tras la limpieza química en este caso se situó en el 36,36 %.

La reducción del caudal de permeado y las temperaturas similares experimentadas durante la puesta en marcha del ciclo 10, hicieron que la presión, tal y como se muestra en la Figura 62d se redujeran sustancialmente. Durante el periodo de estabilidad del ciclo 10, a una temperatura media de $22,42 \pm 2,64$ °C la velocidad de ensuciamiento de la membrana se situó en 0,686 y 0,647 kPa/día para después y antes del contralavado respectivamente. La recuperación tras la limpieza química en este ciclo fue del 52,25 %.

Respecto a las últimas pruebas realizadas en esta fase (ciclos 11 y 12), no se observaron diferencias en los valores de ensuciamiento de la membrana como consecuencia de la poca duración de las mismas situándose en ambos casos en torno a 0,500 kPa/día. Al igual que sucediera en la fase I, la baja duración de los ensayos no permitió que el ensuciamiento fuera tal que la membrana requiriese una limpieza química por lo que, aún habiéndose realizado el valor de recuperación no es real al no estar operando la membrana a la presión límite.

4.6.2.5. Oxígeno disuelto

La concentración de oxígeno disuelto en el reactor biológico durante los ciclos 7, 8, 9 y 10 es mostrada en la Figura 63. Tal y como se expuso en la fase I, la forma de operación de la planta permite que durante la explotación el valor de oxígeno disuelto en el fango permita mantener las condiciones aerobias. Las fluctuaciones de oxígeno experimentadas durante la puesta en marcha del ciclo 7 (Figura 63 a) son como consecuencia, por un lado del aumento de biomasa y por otro de los cambios de temperatura experimentados, una vez que la biomasa fue estable y la temperatura experimentaba un mayor amortiguamiento respecto a la temperatura ambiente, los valores de oxígeno disuelto también se estabilizaron, ya que los parámetros de control de oxígeno no tenían que ser modificados con tanta frecuencia.

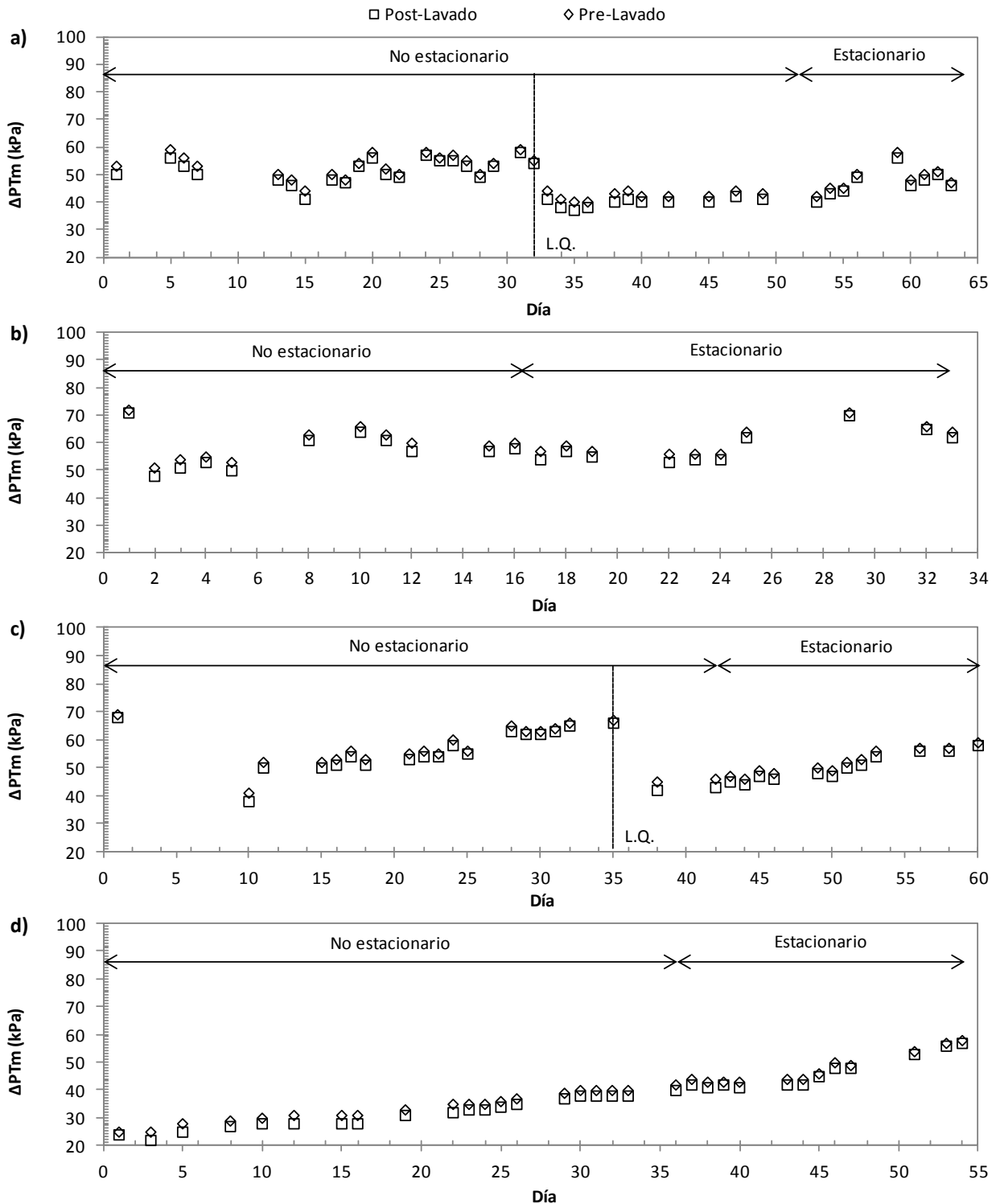


Figura 62. Evolución de la presión transmembrana (APTm) durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la fase II, antes y después del contralavado (Pre-Lavado y Post-Lavado) durante la investigación de fondo. LQ representa las limpiezas químicas realizadas durante los ciclos

Como se observa a lo largo de los cuatro ciclos representados en la Figura 63, la concentración de



oxígeno disuelto fue siempre superior a 0,8 mg/L e inferior a 4 mg/L; este exceso de oxígeno permite asegurar que los procesos de oxidación de materia orgánica y nitrógeno serán condicionados por las variables y parámetros operacionales no por la limitación de oxígeno disuelto para los microorganismos.

4.6.2.6. Evolución de los sólidos en suspensión del efluente y el influente

En la Figura 64 se muestran los sólidos en suspensión totales y volátiles a la entrada y salida durante los primeros 4 ciclos de la fase experimental II en los que hay acumulación de biomasa en forma dispersa. Queda patente en la figura el excelente funcionamiento de la membrana la cual impidió prácticamente en su totalidad el paso de sólidos en suspensión, siendo en la mayoría de los casos la presencia de éstos resultado de problemas operacionales.

El análisis de varianzas realizado a los datos de sólidos en suspensión mostró la no existencia de diferencias estadísticamente significativas en la concentración de sólidos en suspensión totales y volátiles ni a la entrada ni a la salida del proceso. Los valores medios obtenidos durante el periodo de estabilidad de los seis ciclos que componen la presente fase experimental fueron en orden cronológico 115 ± 21 , 128 ± 24 , 114 ± 32 , 92 ± 13 , 95 ± 22 y 99 ± 33 mg/L de SST en el influente de los que los volátiles supusieron 105 ± 18 , 116 ± 21 , 103 ± 29 , 82 ± 10 , 85 ± 15 y 90 ± 30 mg/L. Los valores obtenidos de sólidos en suspensión obtenidos en el efluente, fueron muy próximos a 0, con unos valores medios durante el periodo de estabilidad de $0,67 \pm 0,20$, $0,22 \pm 0,44$, $1 \pm 1,86$, $1,38 \pm 2,20$, $3,67 \pm 3,51$ y $1 \pm 1,73$ mg/L de totales y $0,56 \pm 1,67$, $0,11 \pm 0,33$, $0,17 \pm 0,58$, $0,38 \pm 1,06$, $1,00 \pm 1,73$ y $0,67 \pm 1,15$ mg/L de volátiles ordenados en ambos casos cronológicamente desde el ciclo 7 al 12.

4.6.2.7. Evolución de la DBO₅ y DQO

La materia orgánica presente en las muestras de entrada y salida de la planta piloto ha sido expresada en forma de DQO (Figura 65) y de DBO₅ (Figura 66). De cara a mejorar el conocimiento real del proceso biológico a las determinaciones realizadas durante la fase I se incorporó la obtención de la DQO soluble del agua de entrada, de modo que pueda distinguirse la eliminación por parte de la membrana de la oxidación de materia orgánica llevada a cabo por la biomasa activa presente en el sistema tanto en su forma dispersa como adherida.

El análisis de varianzas realizado por el método de Tukey reveló la no presencia de diferencias estadísticamente significativas en el influente en ninguna de las formas medidas de materia orgánica. Sin embargo, diferencias estadísticamente significativas fueron obtenidas con los valores de salida de la planta piloto, y por tanto en los rendimientos permitiendo ser analizada la influencia de las variables y parámetros operacionales.

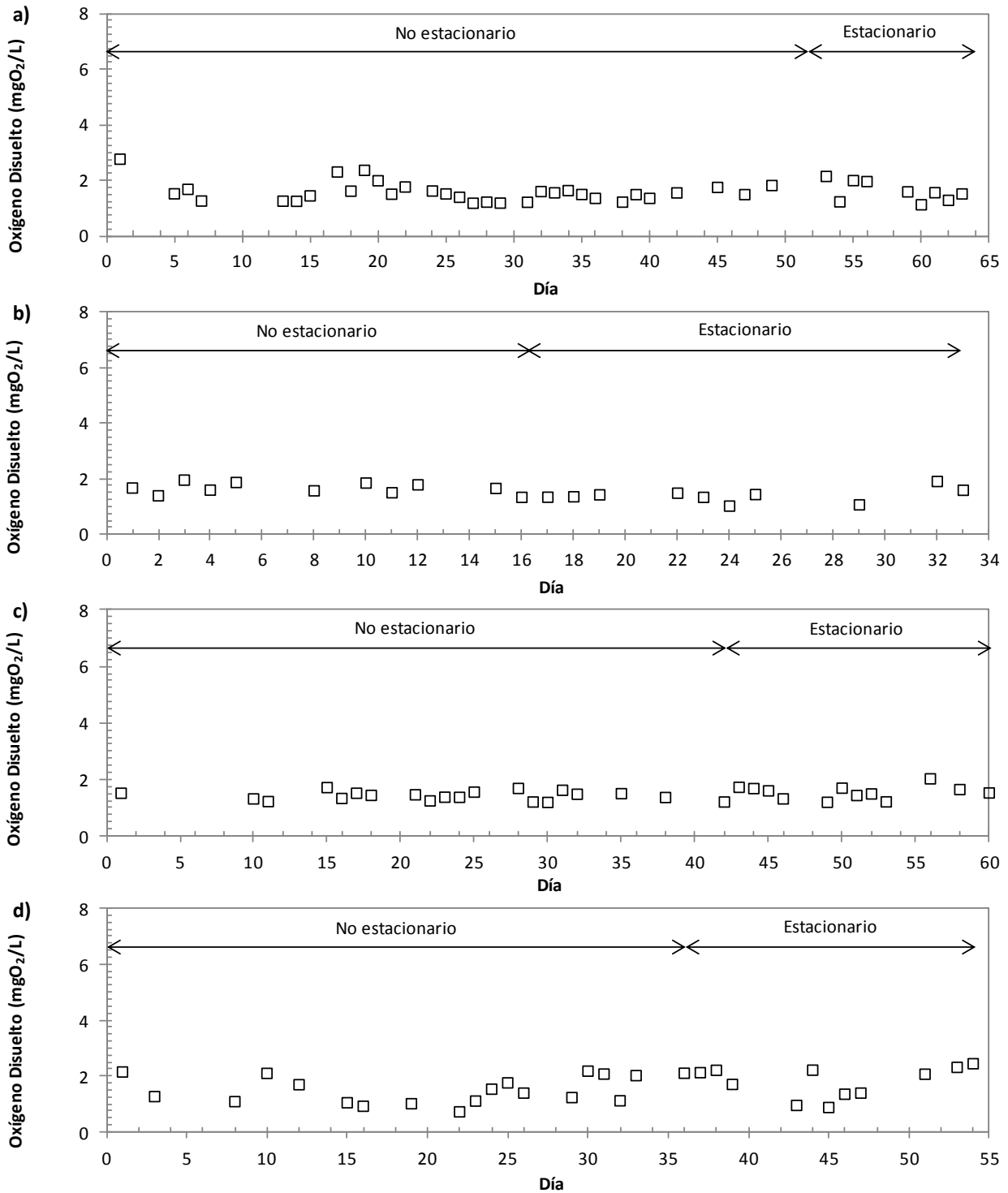


Figura 63. Valor diario de oxígeno disuelto en el reactor biológico durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la fase II de la investigación de fondo

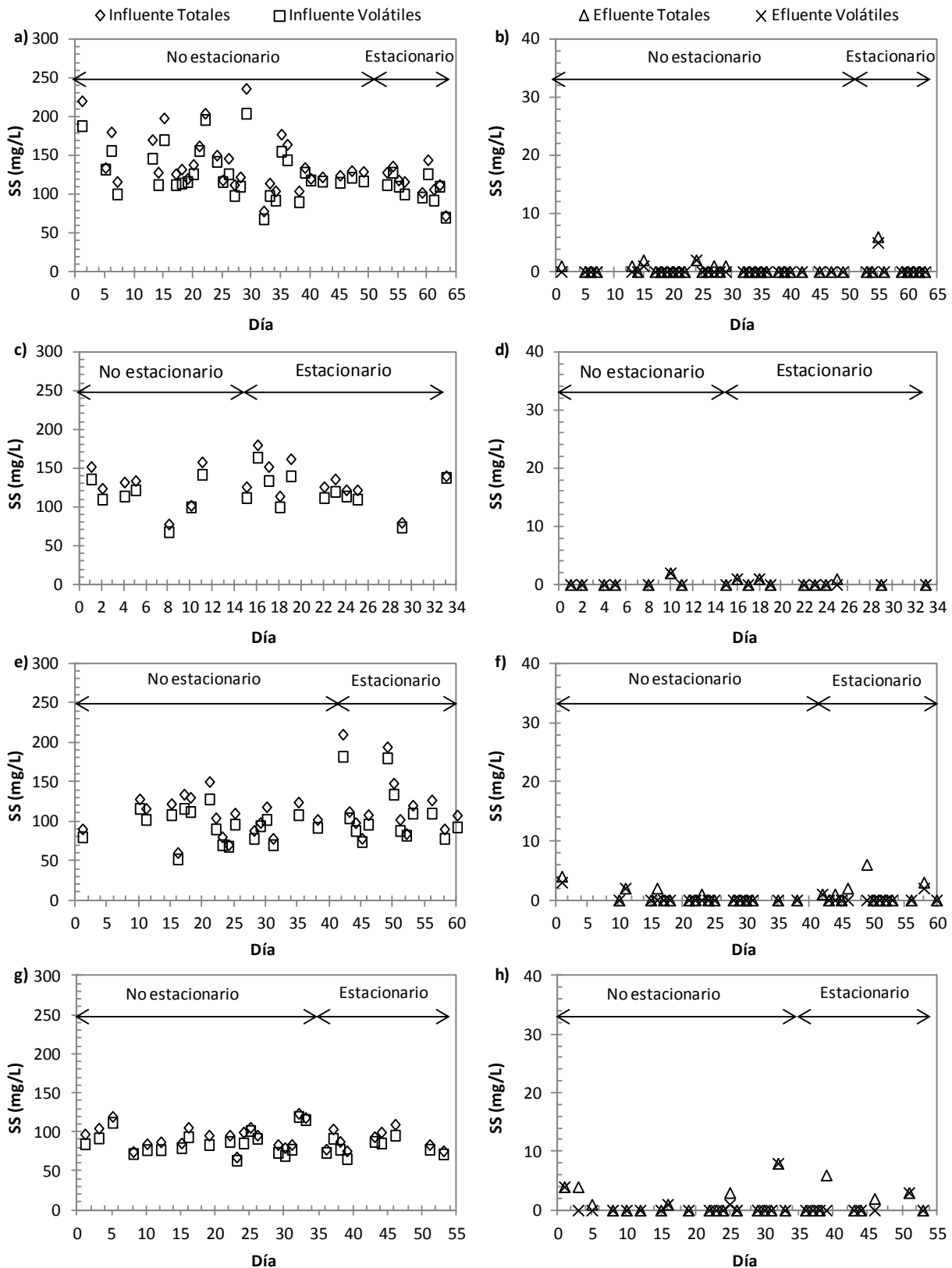


Figura 64. Evolución de los sólidos en suspensión (SS), tanto totales como volátiles, del influente (a, c, e y g) y del efluente (b, d, f y h) de la planta piloto durante los ciclos 7 (a y b), 8 (c y d), 9 (e y f) y 10 (g y h) de la fase II de la investigación de fondo



El influente a lo largo de los 6 ciclos que componen la presente fase experimental, presento una DBO_5 durante la estabilidad entre 210 y 480 mgO_2/L . Como se puede observar en la Figura 66, durante el periodo de estabilidad los valores obtenidos en los ciclos 7, 8, 9 y 10 se situaron en torno a 374 ± 59 , 392 ± 71 , 284 ± 41 y 344 ± 30 mgO_2/L respectivamente. Similares fueron los valores obtenidos para los ciclos sin recirculación de fangos; el ciclo 11 presento una DBO_5 de 313 ± 119 mgO_2/L y el ciclo 12 de 365 ± 49 mgO_2/L . El factor de biodegradabilidad del influente durante esta fase fue similar al de la fase I, con un valor medio de $1,41 \pm 0,23$ ya que los valores de DQO del influente fueron, en orden cronológico, 490 ± 58 , 527 ± 79 , 378 ± 42 , 430 ± 27 , 546 ± 34 y 470 ± 40 mgO_2/L . El análisis de la DQO soluble, tal y como puede verse en la Figura 65, reveló que de la materia orgánica que entra al reactor biológico aproximadamente la mitad era particulada.

Tabla 27. Rendimientos en eliminación de materia orgánica (DQO y DBO_5) para los ciclos experimentales de la fase II de la investigación de fondo

Ciclo	% DQO eliminada	% DBO_5 eliminada
7	$95,33 \pm 2,20$	$98,43 \pm 0,35$
8	$89,52 \pm 3,29$	$96,56 \pm 1,41$
9	$94,31 \pm 2,45$	$98,02 \pm 0,33$
10	$95,98 \pm 1,52$	$98,67 \pm 0,30$
11	$86,36 \pm 2,12$	$91,54 \pm 0,21$
12	$77,14 \pm 0,89$	$83,61 \pm 2,17$

La DQO soluble del influente durante los seis periodos de estabilidad es esta fase presentó un valor medio de 221 ± 56 , 237 ± 74 , 204 ± 35 , 210 ± 25 , 275 ± 16 y 241 ± 23 mgO_2/L . La no presencia de diferencias estadísticamente significativas en los valores del influente permite asumir que las diferencias obtenidas en el efluente son como consecuencia de las diferentes formas de operación de la planta piloto. El comportamiento en eliminación de materia orgánica obtenido en la presente fase experimental ha sido muy similar al de la anterior. Obviamente, cuanto mayor es la concentración de biomasa y el TRH mayor eliminación de materia orgánica se ha presentado y viceversa. Los menores valores de materia orgánica detectados durante los periodos de estabilidad se han dado en el ciclo 10 con una DBO_5 de 5 ± 1 mgO_2/L y una DQO 17 ± 5 mgO_2/L presentando un rendimiento medio de tales parámetros de $98,67 \pm 0,30$ y $95,98 \pm 1,52$ % respectivamente (Tabla 27). Resultados muy próximos, aunque ligeramente superiores fueron detectados en los ciclos 7 y 9 lo cual tiene su origen en la carga másica de estos ciclos la cual fue en sendos casos inferior a $0,2$ $kgDBO_5/(kgMLSS.día)$. Los rendimientos obtenidos en el ciclo 7 fueron ligeramente superiores con una eliminación media de DBO_5 $98,43 \pm 0,35$ % y de DQO $95,33 \pm 2,20$ % con un efluente de 23 ± 9 mgO_2/L de DQO y 6 ± 1 mgO_2/L de DBO_5 .

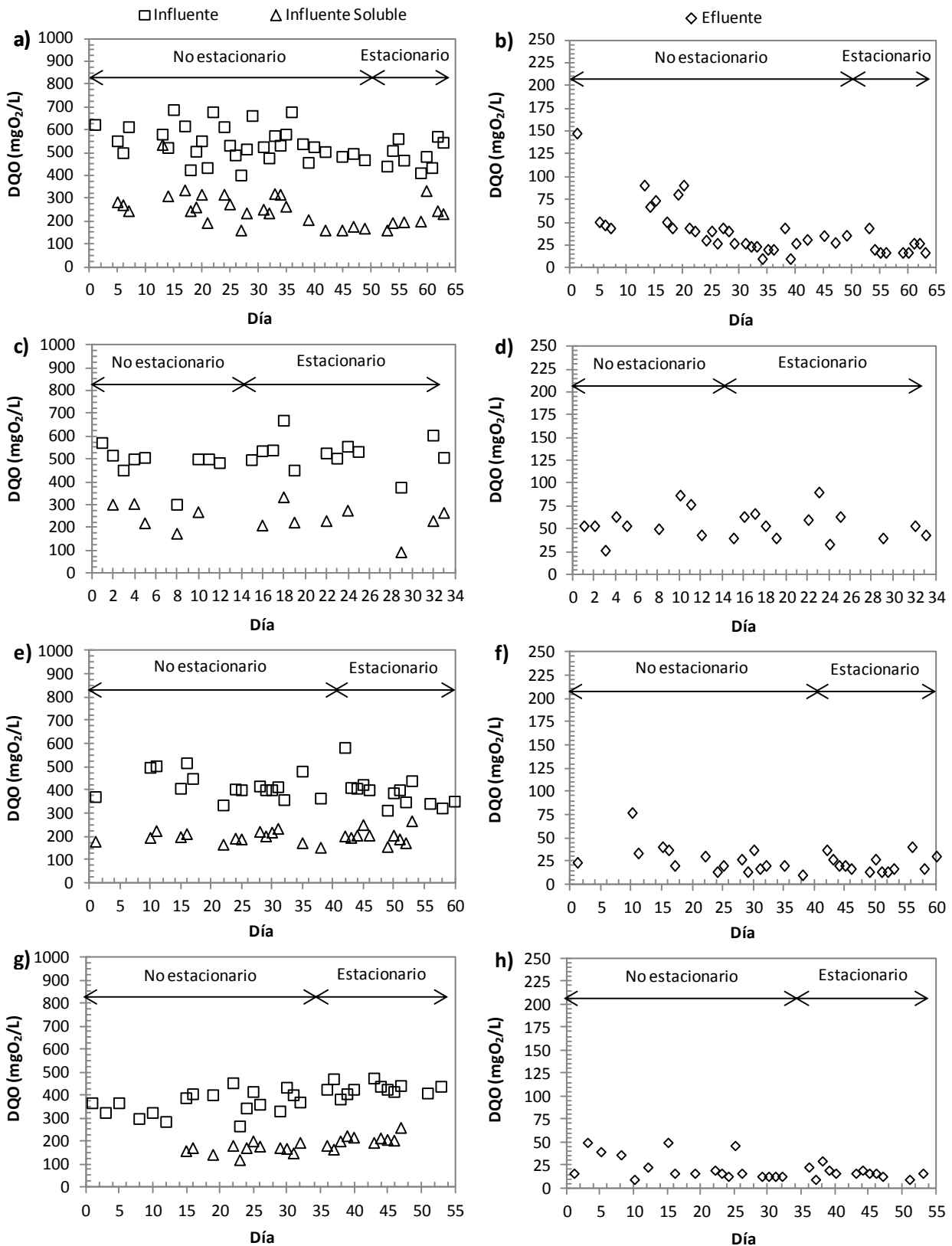


Figura 65. Evolución de la DQO del influente (a, c, e y g) y del efluente (b, d, f y h) de la planta piloto durante los ciclos 7 (a y b), 8 (c y d), 9 (e y f) y 10 (g y h) de la fase II de la investigación de fondo

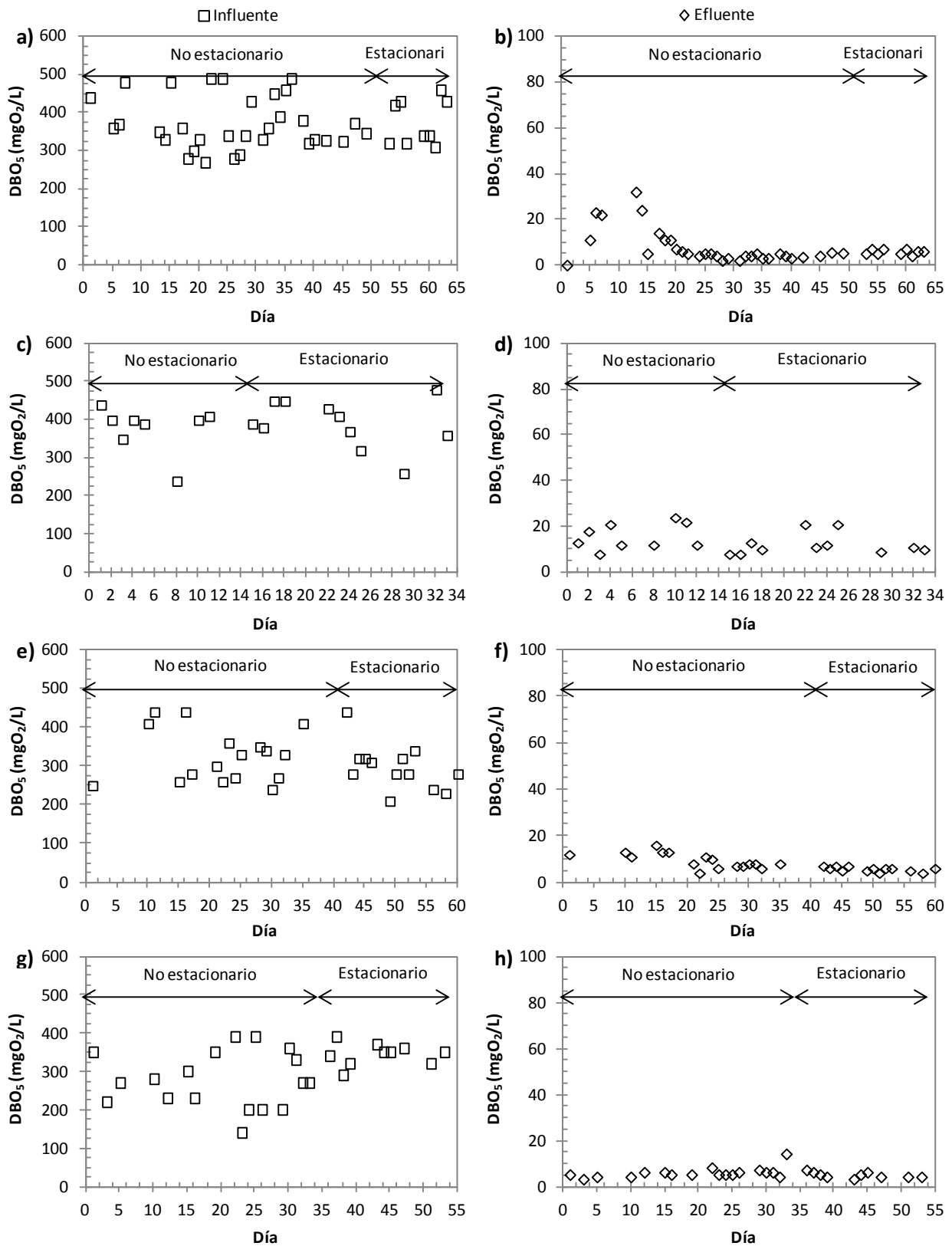


Figura 66. Evolución de la DBO₅ del influente (a, c, e y g) y del efluente (b, d, f y h) de la planta piloto durante los ciclos 7 (a y b), 8 (c y d), 9 (e y f) y 10 (g y h) de la fase II de la investigación de fondo



La materia orgánica a la salida del ciclo 9 fue muy similar (21 ± 8 mgO₂/L de DQO y 6 ± 1 mgO₂/L de DBO₅), sin embargo el rendimiento fue ligeramente inferior como consecuencia de los valores de entrada durante ese ciclo que fueron ligeramente inferiores; el rendimiento en DQO fue, tal y como muestra la Tabla 27, $94,31 \pm 2,45$ % y en DBO₅ de $98,02 \pm 0,33$ %.

Un peor funcionamiento del sistema fue detectado a bajas concentraciones de biomasa y altos caudales de entrada, el efluente del ciclo 8 presentó unos valores medios de DBO₅ de 13 ± 5 mg/L de de DQO de 55 ± 17 mg/L presentando los rendimientos mostrados en la Tabla 27. Los ensayos realizados sin acumulación de biomasa presentaron una menor eliminación, presentando rendimientos muy inferiores a los expuestos anteriormente; el ciclo 11, de mayor TRH presentó unos valores medios inferiores (75 ± 16 mgO₂/L de DQO y 108 ± 5 mgO₂/L de DBO₅) que el ciclo 12 (DQO de 108 ± 5 mgO₂/L y DBO₅ de 46 ± 4 mgO₂/L).

4.6.2.8. Evolución de compuestos nitrogenados

Los valores de las diferentes formas de nitrógeno a la entrada durante los ciclos con acumulación de biomasa dispersa (ciclos 7, 8 y 9) se muestran en la Figura 67; el análisis estadístico de las varianzas de estos datos durante el periodo de estabilidad desveló la no existencia de diferencias estadísticamente significativas en ninguna de las formas de nitrógeno al agruparse en un subconjunto homogéneo, de modo que la eliminación de nitrógeno del proceso será consecuencia directa de las variables operativas del proceso. Tal y como se observa en la Figura 67 la principal forma de nitrógeno a la entrada es la amoniacal. Los valores medios de amonio durante los periodos estacionarios de los ciclos 7, 8, 9, 10, 11 y 12 fueron 80 ± 24 , 62 ± 26 , 60 ± 25 , 60 ± 20 , 51 ± 19 y 60 ± 8 mgN_t/L respectivamente.

Los valores de nitrógeno a la salida, en sus diferentes formas, durante los ciclos 7, 8, 9 y 10 se muestran en la Figura 68. No fue hasta el periodo estacionario del ciclo 7 cuando se empezó a detectar la presencia de formas oxidadas de nitrógeno, en concreto durante el ciclo 7, nitrito (Figura 68 a), un comportamiento similar fue observado durante el ciclo 8 (Figura 68 b) de aproximadamente la misma concentración de biomasa dispersa.

Los valores medios de amonio registrados a la salida de la planta piloto durante la estabilidad de cada uno de los ciclos fue 27 ± 9 , 3 ± 2 , 8 ± 6 , 21 ± 13 , 13 ± 6 y 21 ± 6 mgN_t/L para los ciclos 7, 8, 9, 10, 11 y 12 respectivamente. La concentración nitrito a la salida experimentó diferencias estadísticamente significativas, siendo los valores medios, en orden cronológico para los seis ciclos integrantes, 13 ± 7 , 10 ± 8 , 0 , 0 , 2 ± 0 , 5 ± 1 mgN_t/L; los valores de nitrato fueron mayores cuando menores fueron los de nitrito al completarse la nitrificación del amonio, presentando unos valores medios de 2 ± 1 , 3 ± 3 , 39 ± 9 , 22 ± 21 , 26 ± 25 y 16 ± 14 mgN_t/L en el mismo orden para los ciclos 7 a 12.

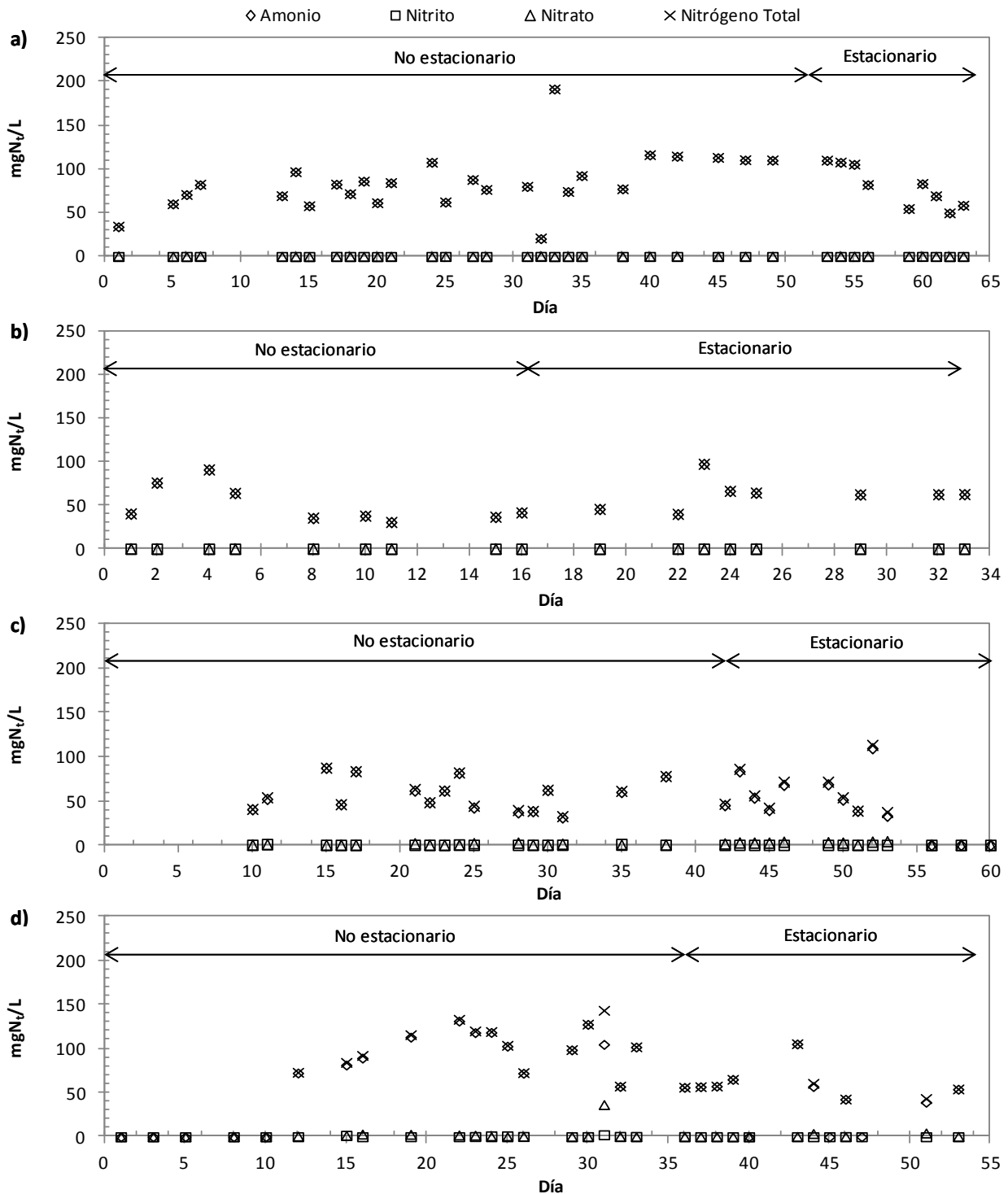


Figura 67. Evolución de las distintas formas de nitrógeno (amonio, nitrito, nitrato y nitrógeno total) del influente de la planta piloto durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10(d) de la fase II de la investigación de fondo

En la Figura 69, se muestran los valores de entrada y salida de amonio y nitrógeno total durante los primeros cuatro ciclos de esta segunda fase. Como puede observarse en la citada figura, no fue hasta el día 40 del ciclo 7 cuando la eliminación de nitrógeno total y amonio se hizo patente, situándose en un



44,24±16,65 % y en un 65,23±9,26 % respectivamente.

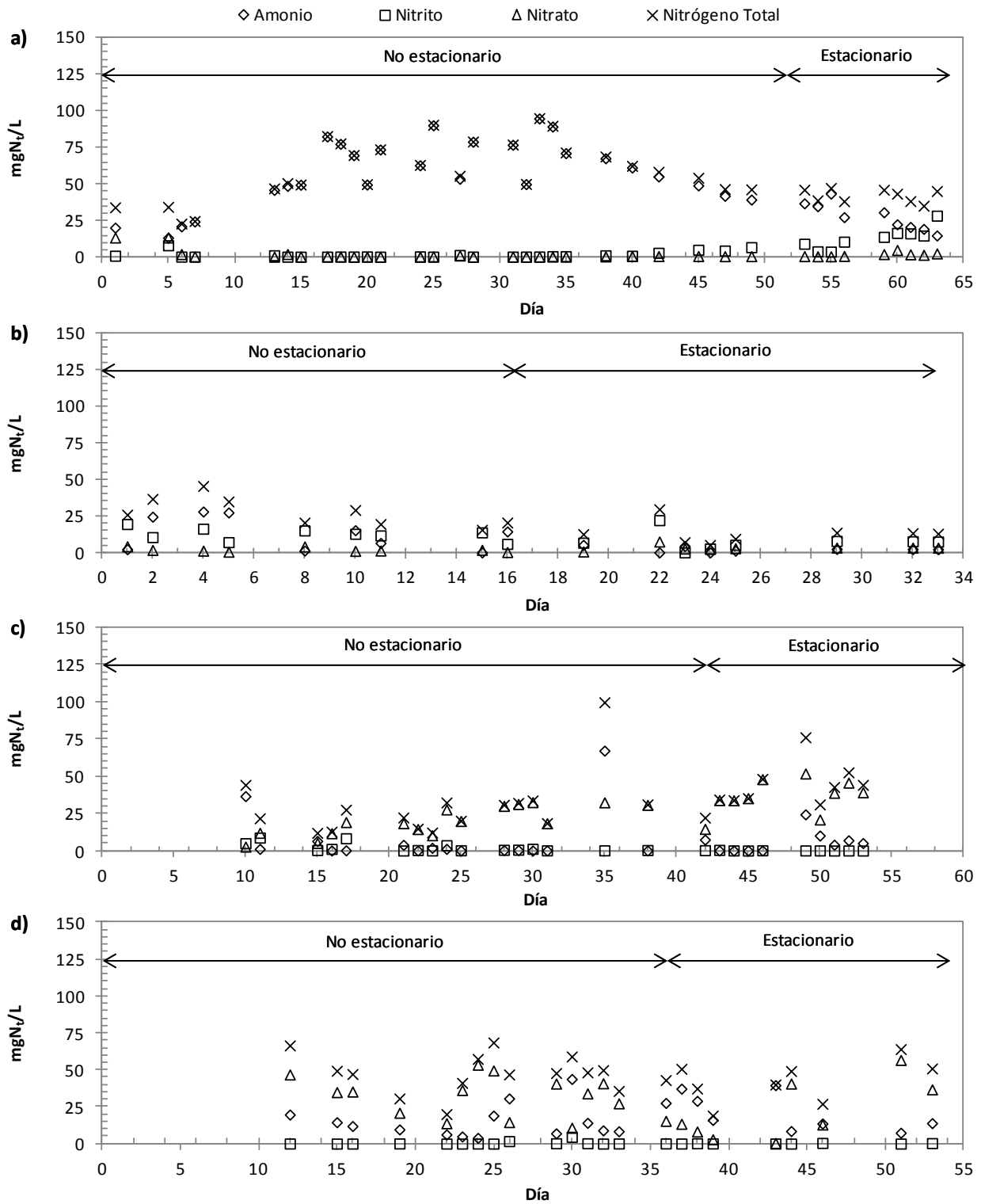


Figura 68. Evolución de las distintas formas de nitrógeno (amonio, nitrito, nitrato y nitrógeno total) del efluente de la planta piloto durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la fase II de la investigación de fondo

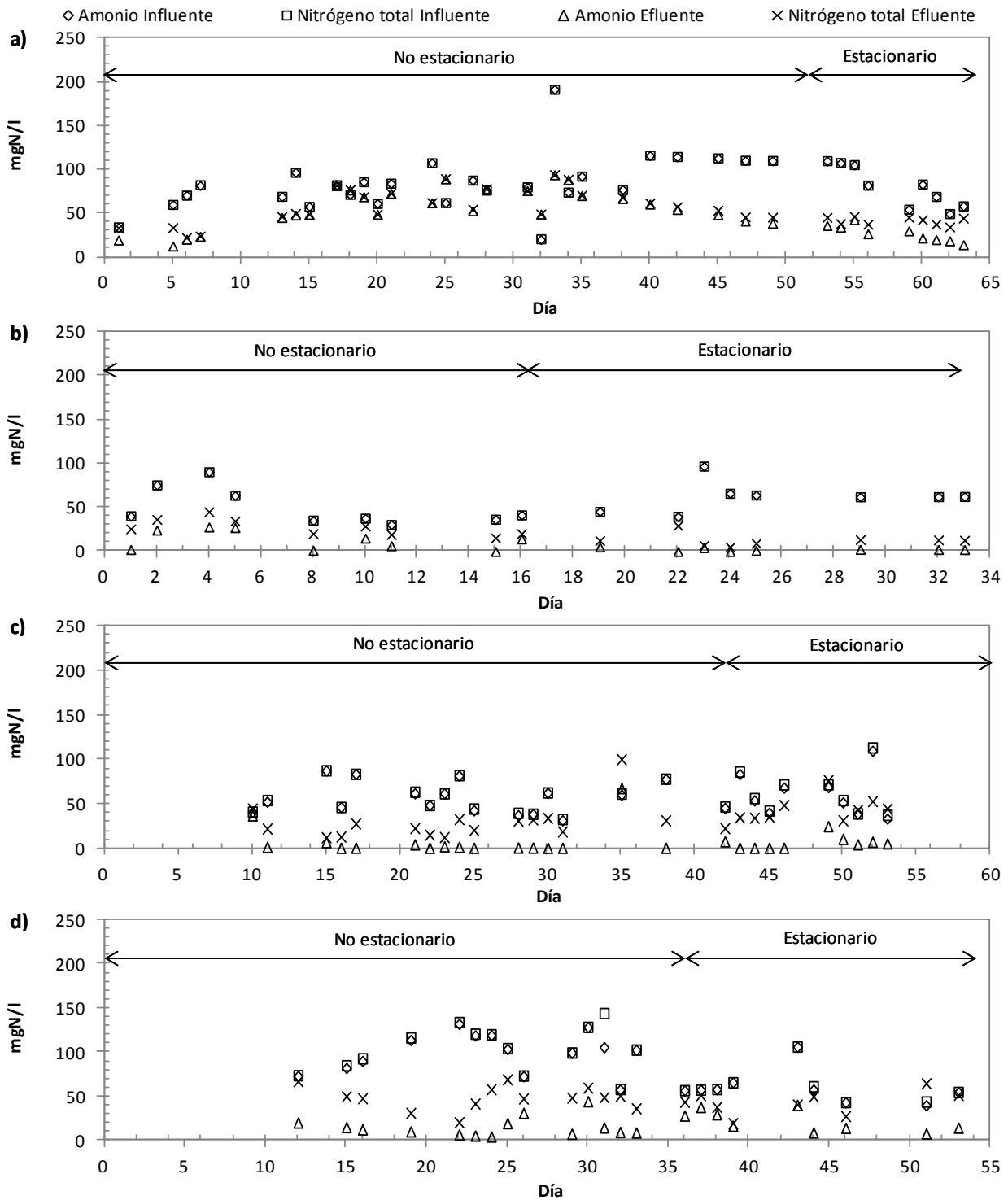


Figura 69. Evolución del amonio y nitrógeno total en el influente y efluente de la planta piloto durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la fase II de la investigación de fondo

Tal y como puede verse en la Figura 69b, los mayores rendimientos de eliminación fueron detectados en el ciclo 8, el cual, durante el periodo estacionario registró unos valores de eliminación de amonio del



98,50±2,60 % y de nitrógeno total del 71,09±31,12 %. Al aumentar la biomasa y la temperatura se contemplo un aumento importante en la oxidación del amonio, como puede observarse durante el ciclo 8 (Figura 68 c) el nitrato se convierte en la principal forma de nitrógeno a la salida de la planta piloto; durante el ciclo 10 (Figura 68 d) a pesar de mantenerse la misma tendencia se observa como parte del amonio a la entrada se mantiene en el efluente.

Rendimientos similares en eliminación de amonio fueron obtenidos durante el ciclo 9, con unos valores medios de 90,35±12,17 % aunque la eliminación de nitrógeno total se redujo hasta situarse en 40,67±15,56 %. El último ciclo con acumulación de biomasa de esta fase, ciclo 10 presentó un rendimiento similar al ciclo 7 en eliminación de amonio (66,07±18,42%) aunque la eliminación de nitrógeno total se situó en 34,46±24,81%. Durante los ciclos sin acumulación de biomasa dispersa, ciclos 11 y 12, la eliminación de nitrógeno amoniacal media fue 66,61±29,70 y 40,81±13,58 % y la de nitrógeno total fue 53,37±21,32 y 34,07±7,50 %, correspondiendo los valores más altos de eliminación al ciclo 11, con mayor TRH.

4.6.2.9. *Análisis microbiológico de la calidad del agua*

Al igual que en la fase predecesora, semanalmente se procedió al recuento de coliformes totales y fecales en el influente, el reactor biológico, el tanque de membranas y el efluente. No fueron observadas diferencias en el recuento, lo cual fue corroborado en el análisis de varianzas que desveló la no presencia de diferencias estadísticamente significativas entre ninguno de los ciclos de la presente fase experimental en ninguno de los puntos de muestro analizados.

La Figura 84 muestra las unidades formadoras de colonias de los coliformes fecales recontados durante los ciclos con concentración de biomasa en forma suspendida (ciclos 7, 8, 9 y 10) ya que los ciclos que simulan un proceso de lecho móvil puro solo fueron muestreados una vez. Al igual que en la fase anterior, los valores obtenidos fueron muy similares con unos valores medios de coliformes totales a la entrada de $2,52 \cdot 10^7 \pm 1,76 \cdot 10^7$, $3,33 \cdot 10^7 \pm 2,98 \cdot 10^7$, $3,65 \cdot 10^7 \pm 2,77 \cdot 10^7$, $1,53 \cdot 10^7 \pm 4,51 \cdot 10^6$, $9,7 \cdot 10^7$ y $2,60 \cdot 10^7$ UFC/100mL para los ciclos del 7 al 12 respectivamente. Análogamente, el recuento en el reactor biológico y tanque de membranas mostró $1,98 \cdot 10^7 \pm 1,85 \cdot 10^7$ y $3,06 \cdot 10^7 \pm 1,65 \cdot 10^7$ UFC/100mL para el ciclo 7; $2,30 \cdot 10^7 \pm 1,98 \cdot 10^7$ y $2,38 \cdot 10^7 \pm 1,78 \cdot 10^7$ UFC/100mL para el ciclo 8; $1,78 \cdot 10^7 \pm 1,50 \cdot 10^7$ y $1,58 \cdot 10^7 \pm 6,62 \cdot 10^7$ UFC/100mL para el ciclo 9; $1,27 \cdot 10^7 \pm 2,89 \cdot 10^6$ y $1,60 \cdot 10^7 \pm 3,46 \cdot 10^6$ UFC/100mL para el ciclo 10; $4,70 \cdot 10^7$ y $2,30 \cdot 10^7$ UFC/100mL para el ciclo 11; y $1,50 \cdot 10^7$ y $2,00 \cdot 10^7$ UFC/100mL para el último ciclo de esta fase. Al igual que en la fase I, la eliminación de coliformes fecales fue en todos los casos superior al 99,99 %, no obteniendo en ningún caso un recuento superior a 8 UFC/100mL.

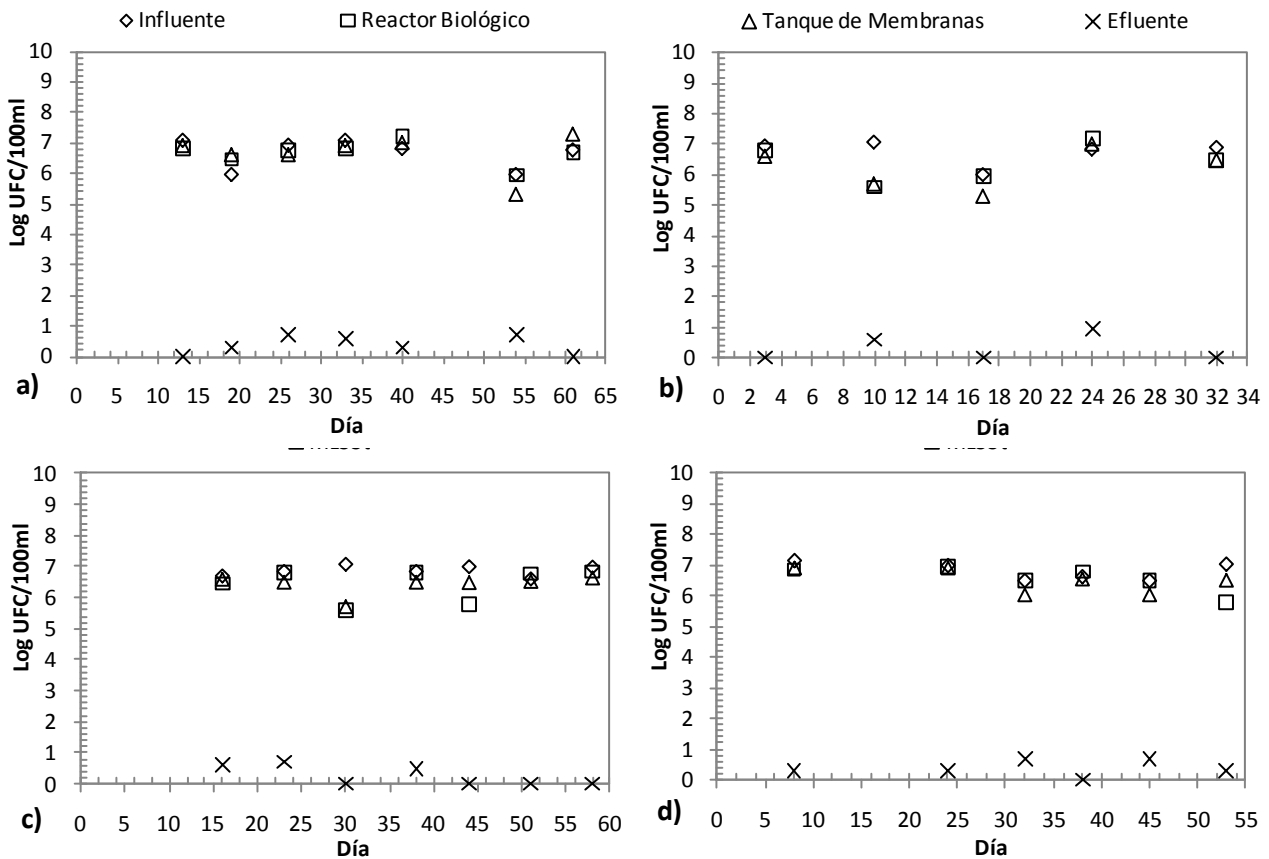


Figura 70. Unidades formadoras de colonias de coliformes fecales durante los ciclos 7 (a), 8 (b), 9 (c) y 10 (d) de la fase II de la investigación de fondo a la entrada, en el reactor biológico, tanque de membranas y a la salida de la planta piloto

4.6.2.10. Análisis cinético

Dada la presencia de nitrificación detectada durante la primera fase experimental, a partir de la segunda fase además del análisis cinético de la biomasa heterótrofa realizado, también se procedió a la caracterización cinética de la biomasa autótrofa.

Tabla 28. Constantes cinéticas de la biomasa heterótrofa durante la segunda fase experimental de la investigación de fondo

Ciclo	Y_H (mgDQO _{formada} /mgDQO _{oxidada})			$\mu_{H,m\acute{a}x}$ (h ⁻¹)			$K_{H,N}$ (mgDQO/L)			b_H (h ⁻¹)		
7	0,636	±	0,029	0,0401	±	0,0229	6,14	±	1,89	0,0147	±	0,0019
8	0,714	±	0,076	0,0560	±	0,0126	6,65	±	0,49	0,0170	±	0,0012
9	0,537	±	0,033	0,0553	±	0,0131	4,88	±	1,47	0,0091	±	0,0019
10	0,506	±	0,004	0,0448	±	0,0010	5,83	±	0,51	0,0077	±	0,0064

Las constantes cinéticas de la biomasa heterótrofa son mostradas en la Tabla 28. Al igual que sucediera en la fase previa, se observa la fuerte dependencia de la carga másica en la tasa de producción, Y_H , los mayores valores fueron detectados en el ciclo 8 de mayor carga másica con un valor de $0,3518 \pm 0,0543$ kgDBO₅/(kgMLSS.día) y los más bajos durante el ciclo 10 en el cual la carga másica fue



0,0750±0,0069 kgDBO₅/(kgMLSS.día) mientras que en los ciclos 7 y 9 los valores detectados fueron intermedios. El decaimiento de la biomasa heterótrofa presentó, tal y como sucediera en la fase I presentó una fuerte relación con la concentración de biomasa, los mayores valores de decaimiento fueron obtenidos en los ciclos de menor biomasa ya que los microorganismos se ven sometidos a un mayor estrés al tener que consumir mayor cantidad de sustrato que los de los ciclos 9 y 10. Así mismo, se observa, que por el mismo motivo los ciclos con menor TRH, mayor caudal de entrada (ciclos 8 y 9), presentan una mayor lisis que los análogos en MLSS pero menor TRH (ciclos 7 y 10 respectivamente).

Analizando los valores de velocidad específica de consumo se observa, por un lado la influencia de la biomasa y del TRH, motivo por el cual el valor más alto es obtenido en el ciclo 8 cuya carga másica fue 0,3518±0,0543 kgDBO₅/(kgMLSS.día); sin embargo el efecto de la temperatura es esencial en este factor lo que hace que a pesar de presentar una carga másica superior el ciclo 7 que el ciclo 10, dada la importante diferencia de temperatura, 14,00±2,60 y 22,42±2,42 °C en los ciclos 7 y 10 respectivamente, el valor de $\mu_{H,m\acute{a}x}$ obtenido en el ciclo de menor carga másica sea superior. En relación a la constante de ajuste del Modelo, $K_{H,N}$, se ha observado una tendencia clara, los valores se encuentra en el rango típico para una biomasa suspendida propia de un sistema de fangos activos (Henze et al. 1986), las fluctuaciones obtenidas indican una relación clara con la biomasa, la constante es más baja a mayores valores de biomasa, sin embargo no se puede distinguir una tendencia con el TRH y la temperatura, dicha tendencia se analizará conocidos los datos de las tres fases experimentales en el apartado de discusión.

EL análisis cinético realizado a la biomasa autótrofa, tanto licor mezcla como biopelícula, el cual se realizó conjuntamente empleando un 35 % de relleno durante el periodo de estabilidad de los ciclos 7, 8, 9 y 10 desveló las constantes que se muestran en la Tabla 29. Las constantes mostradas relacionan la capacidad de los microorganismos presentes en el sistema de consumir nitrógeno amoniacal, por este motivo las constantes presentan una elevada influencia con el porcentaje eliminado durante el ciclo, presentándose tasas de producción y velocidades de consumo de sustrato más elevadas en aquellos ciclos que presentaron rendimientos más altos en eliminación de amonio.

La tasa de producción de biomasa autótrofa (Y_A) durante esta fase, tal y como puede verse en la tabla osciló entre 0,31±0,04 y 0,51±0,12 mgDQO_{formada}/mgN_{oxidada}; dado que durante esta fase las oscilaciones de temperatura fueron menores puede observarse la influencia directa del resto de variables. El ciclo 8, en el cual la eliminación de nitrógeno amoniacal fue del 98,50±2,60 % presentó la tasa de producción más alta, este ciclo a 10 h de TRH se mantuvo a una temperatura media en torno a 20,51±3,26 °C con una concentración de MLSS de 2.581±127 mg/L. Los ciclos 7 y 9 presentaron una tasa de producción muy similar a pesar de que la temperatura del proceso fue relativamente diversa (14,00±2,60 y 27,88±1,52 °C para los ciclos 7 y 9 respectivamente), sin embargo, la relación entre TRH y MLSS fue muy similar, lo cual

indica que bajo estas condiciones la biomasa autótrofa es menos variable en relación a la temperatura lo cual tiene su origen en la presencia de biopelícula, mucho más estable que los flóculos biológico. El ciclo 10, a pesar de haber mostrado un mejor rendimiento en eliminación de nitrógeno amoniacal que el ciclo 7 ($66,07 \pm 18,42$ % frente a $65,23 \pm 9,26$ %) presentó una tasa de producción sustancialmente más baja como consecuencia de la baja relación de sustrato / microorganismos que hacen que el metabolismo microbiano se adapte, al no requerir un rápido consumo de amonio la biomasa autótrofa se adapta.

Tabla 29. Constantes cinéticas de la biomasa autótrofa durante la segunda fase experimental de la investigación de fondo

Ciclo	Y_A (mgDQO _{formada} /mgN _{oxidada})			$\mu_{A,m\acute{a}x}$ (día ⁻¹)			$K_{A,N}$ (mgN-NH ₄ /L)		
7	0,46	±	0,03	0,2331	±	0,2040	7,66	±	0,54
8	0,51	±	0,12	0,3083	±	0,1199	1,98	±	0,72
9	0,47	±	0,02	0,2752	±	0,1507	7,27	±	0,55
10	0,31	±	0,04	0,1555	±	0,0030	8,48	±	0,20

Como se observa en la tabla, la tendencia mostrada por la velocidad de consumo de sustrato es análoga a la de la tasa de producción, tal y como sucedía con la biomasa heterótrofa. Los valores de velocidad de consumo obtenidos se encuentran en el mismo rango que los típicos a pH neutro dado en los modelos ASM de la AIWA oscilando en la presente fase experimental entre $0,1555 \pm 0,003$ y $0,3083 \pm 0,1199$ días⁻¹ de los ciclos 10 y 8 respectivamente.

La constante de ajuste del modelo, al igual que sucede con la biomasa heterótrofa presenta un comportamiento inverso al de las constantes anteriores, $K_{A,N}$ es menor en aquellos ciclos que presentan una mayor tasa de producción y velocidad de consumo como consecuencia de la implicación que tiene tal constante en el tiempo, cuanto mayor es la constante, mas rango de sustrato es oxidado a velocidad de consumo inferior a la máxima.

4.6.3. Fase III

Durante la tercera fase experimental de la presente investigación se comprobó el funcionamiento del proceso con un 50 % de relleno. Los ciclo que componen la presente fase fueron tres con concentración de biomasa bajo 10 horas de TRH (ciclo 13 y 14) y bajo 24 h (ciclo 10) y dos más solo con biopelícula, uno a 10 horas de TRH (ciclo 17) y otro a 24 horas (ciclo 16).

4.6.3.1. Evolución de la biomasa suspendida y adherida

La biomasa presente en el reactor biológico durante los ciclos con acumulación de fangos se muestra tanto en su forma dispersa (Figura 71) como en su forma adherida (Figura 72). El análisis de varianza realizado a los resultados de biomasa probados mostró la presencia de tres grupos homogéneos bajo un



intervalo de confianza del 95 %, el ciclo 13 de 2.579 ± 61 mg/L de MLSS, los ciclos 14 y 15 con unos valores medios de 4.524 ± 49 y 4.594 ± 47 mg/L de MLSS respectivamente y los ciclos 16 y 17 con 718 ± 92 y 612 ± 3 mg/L de MLSS respectivamente.

La concentración de SS en la biopelícula mostró a su vez 3 grupos homogéneos correspondientes a los ciclos 13 y 14 con un valor de totales de 5.844 ± 268 y 5.564 ± 259 mg/L de relleno, el ciclo 15 con 4.604 ± 191 mg/L de relleno y los ciclos 16 y 17 con 1.838 ± 53 y 1.988 ± 13 mg/L de relleno respectivamente. El hecho de que los subconjuntos homogéneos se hayan distribuido de un modo distinto en la biomasa dispersa de la adherida deja patente que a pesar de que la concentración en el licor mezcla es una variable fundamental para la concentración de biopelícula otras variables también intervienen en la misma.

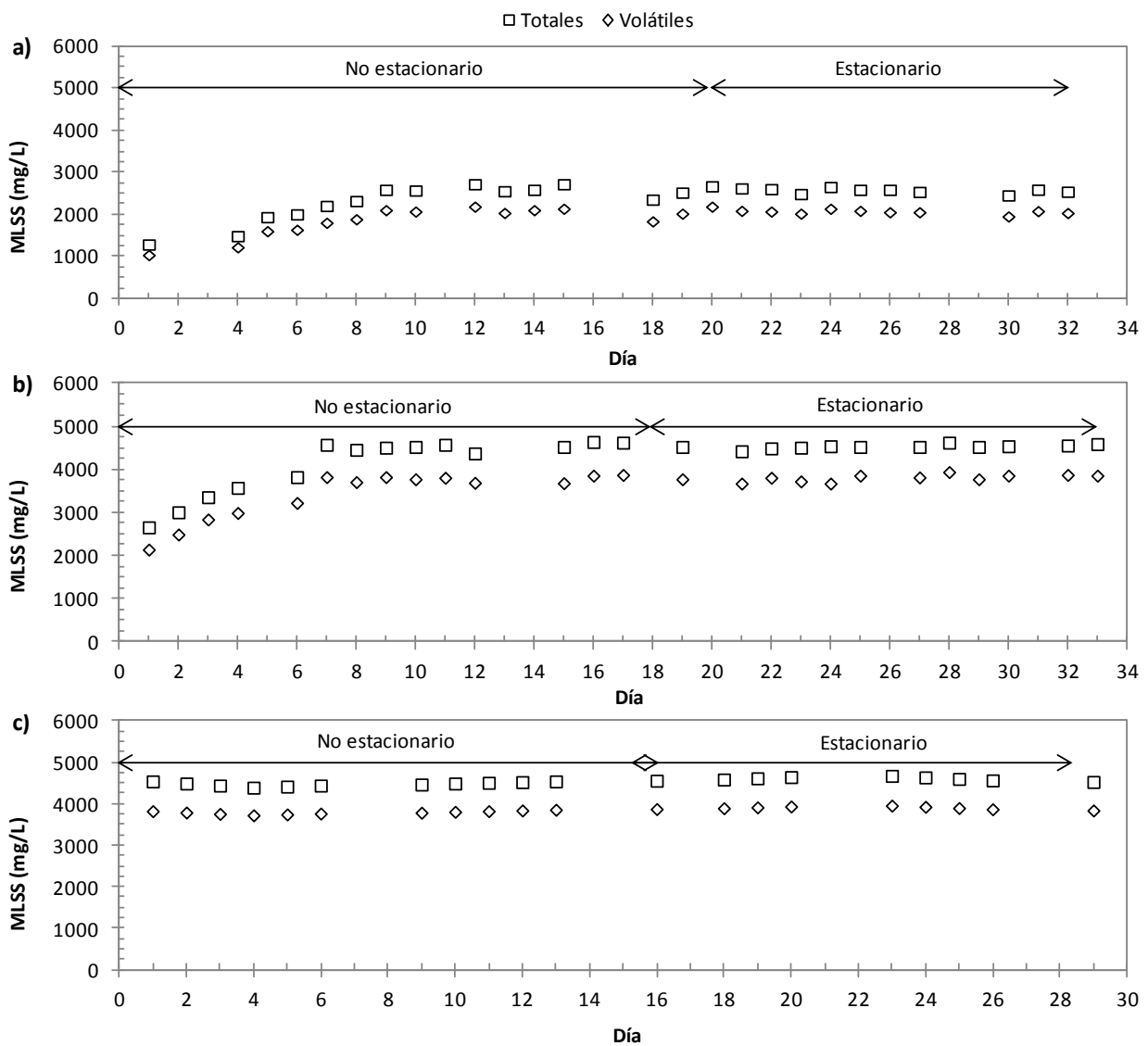


Figura 71. Evolución de los MLSS en el reactor biológico, tanto totales como volátiles, durante los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la fase III, correspondiente al 50 % de relleno, de la investigación de fondo

Como puede observarse en la Figura 71, durante esta fase experimental en dos ocasiones fue necesario acumular biomasa, en el ciclo 13 (Figura 71a) en el cual fueron necesarios 10 días y en el ciclo 14 (Figura 71 b) en el que se requirieron 8 días, la acumulación de biomasa fue más rápida que en condiciones anteriores como consecuencia de que se realizó bajo TRH de 10 horas así como por la baja temperatura que no favorecía el consumo de materia. Sin embargo, el efecto de la temperatura fue perjudicial en la formación de la biopelícula, especialmente en el ciclo 13 (Figura 72a) en el cual se requirió una semana para poder contemplar los primeros incrementos de biomasa.

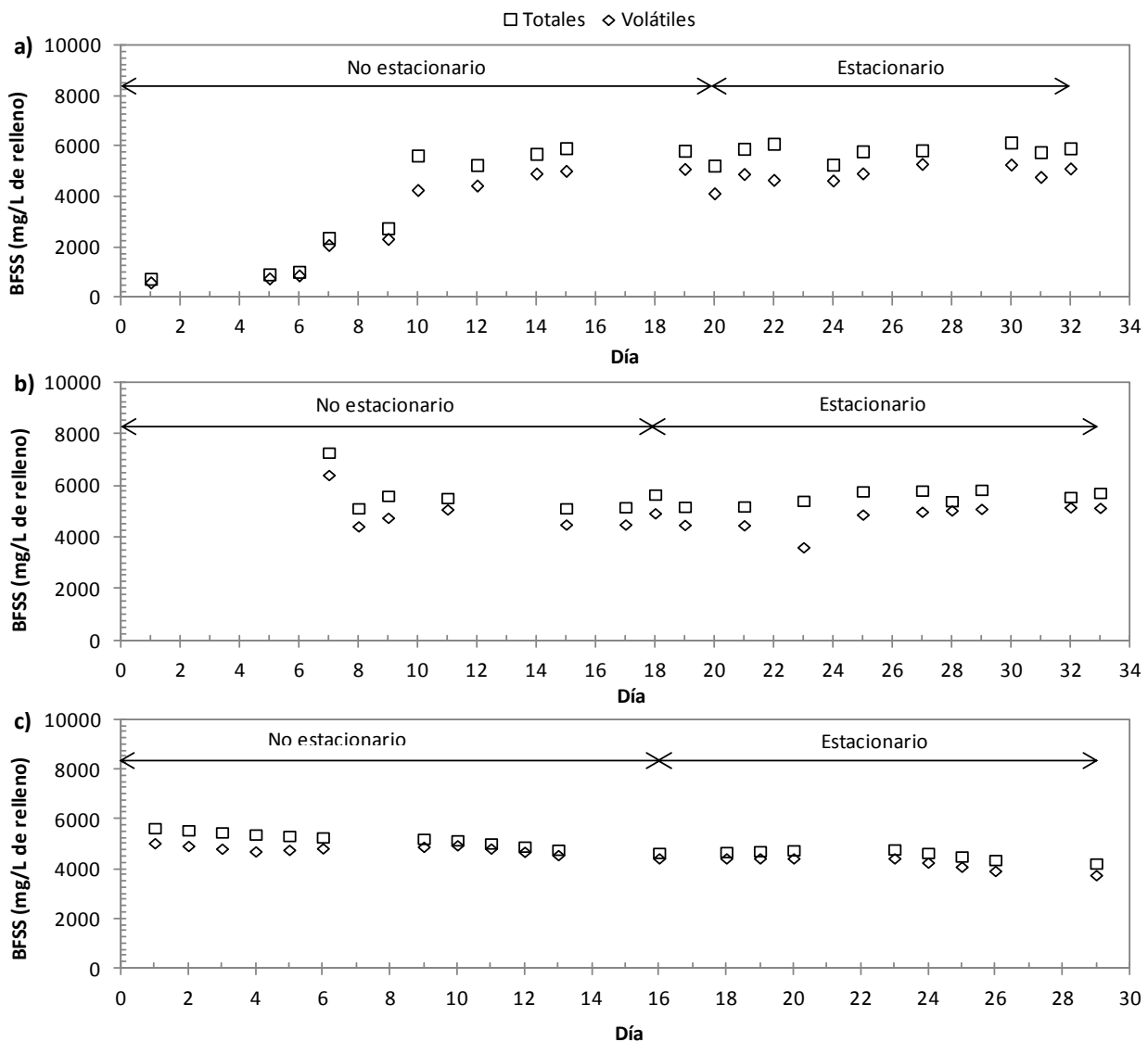


Figura 72. Evolución de la BFSS en el reactor biológico, medida tanto en totales como volátiles, durante los ciclos 13 (a), 14 (b), y 15(c) de la fase III, correspondiente al 50 % de relleno, de la investigación de fondo

En el ciclo 13, la biomasa activa (MLSSv) durante el periodo de estabilidad se situó en torno a 2.071 ± 49 mg/L presentando la biopelícula un valor de sólidos en suspensión volátiles de 4.952 ± 257 mg/L



de relleno. Una vez generada esa biopelícula, no se observaron grandes diferencias durante el ciclo 14 como puede observarse en la Figura 72b, lo cual puede atribuirse al aumento paulatino de biomasa dispersa mientras que el sustrato de entrada se mantenía constante; durante el periodo de estabilidad del ciclo 14 los MLSSv en el reactor biológico se estabilizaron en 3.795 ± 82 mg/L y la concentración de Ssv de la biopelícula alrededor de 4.783 ± 506 mg/L de relleno.

Tal y como puede verse en la Figura 72c, la reducción de sustrato de entrada como consecuencia del incremento de TRH del ciclo 15 provocó un importante descenso de la biomasa adherida, cuya fracción volátil se situó en torno a 4.253 ± 259 mg/L de relleno a pesar de que los MLSS se mantuvieron relativamente constantes, con un valor de concentración de totales de 4.594 ± 47 mg/L de los que 3.894 ± 37 mg/L fueron volátiles. En relación a los ciclos sin concentración de biomasa, al igual que sucediera en las fases I y II, la biopelícula presente experimentó un drástico descenso, manteniéndose en 1.838 ± 53 mg/L de relleno de sólidos en suspensión totales de los que 1.350 ± 35 mg/L de relleno eran volátiles durante el ciclo 16. En el ciclo 17, de características similares al 16 pero un TRH más bajo se observó un aumento de la biomasa adherida la cual alcanzó 1.988 ± 13 y 1.833 ± 33 mg/L de relleno de totales y volátiles respectivamente, lo cual parece ser debido al aumento de sustrato disponible por parte de los microorganismos presentes en el sistema.

4.6.3.2. Temperatura

La evolución de la temperatura durante los ciclos con acumulación de la fase III es mostrada en la Figura 73. A diferencia de en fases anteriores, no se mostraron importantes diferencias en la temperatura de los diferentes ciclos; el análisis estadístico de la varianza reveló que salvo el ciclo 13, los restantes ciclos experimentales de esta fase podían incluirse en un subconjunto homogéneo.

La temperatura en el reactor biológico durante esta fase experimental osciló entre -1 y 20 °C aunque se hace necesario distinguir por un lado el ciclo 13 de mayores temperaturas frente al resto de la fase III de bajas temperaturas. Durante el ciclo 13 la temperatura media fue $14,43 \pm 3,11$ °C moviéndose durante el periodo de estabilidad entre 10 y 20 °C. El descenso de las temperaturas experimentado a mediados de otoño en Granada hizo que la temperatura más baja durante la presente investigación fuera alcanzada en ciclo 14, en el cual la temperatura del licor mezcla del reactor biológico osciló entre -1 y 11 °C con un valor medio de $6,48 \pm 3,74$ °C.

Como se observa en la Figura 73 no hubo diferencias importantes relativas a la temperatura en el ciclo 15, en el cual durante el periodo de estabilidad la temperatura media fue $5 \pm 1,58$ °C siendo la máxima temperatura alcanzada durante la misma de 8 °C. Los últimos dos ciclos presentaron una temperatura

similar, el ciclo 16 tuvo una temperatura media de $5,03 \pm 3,05$ y el ciclo 17 $2,5 \pm 1,5$ °C siendo las temperaturas máximas alcanzadas de 8,1 y 4 °C respectivamente.

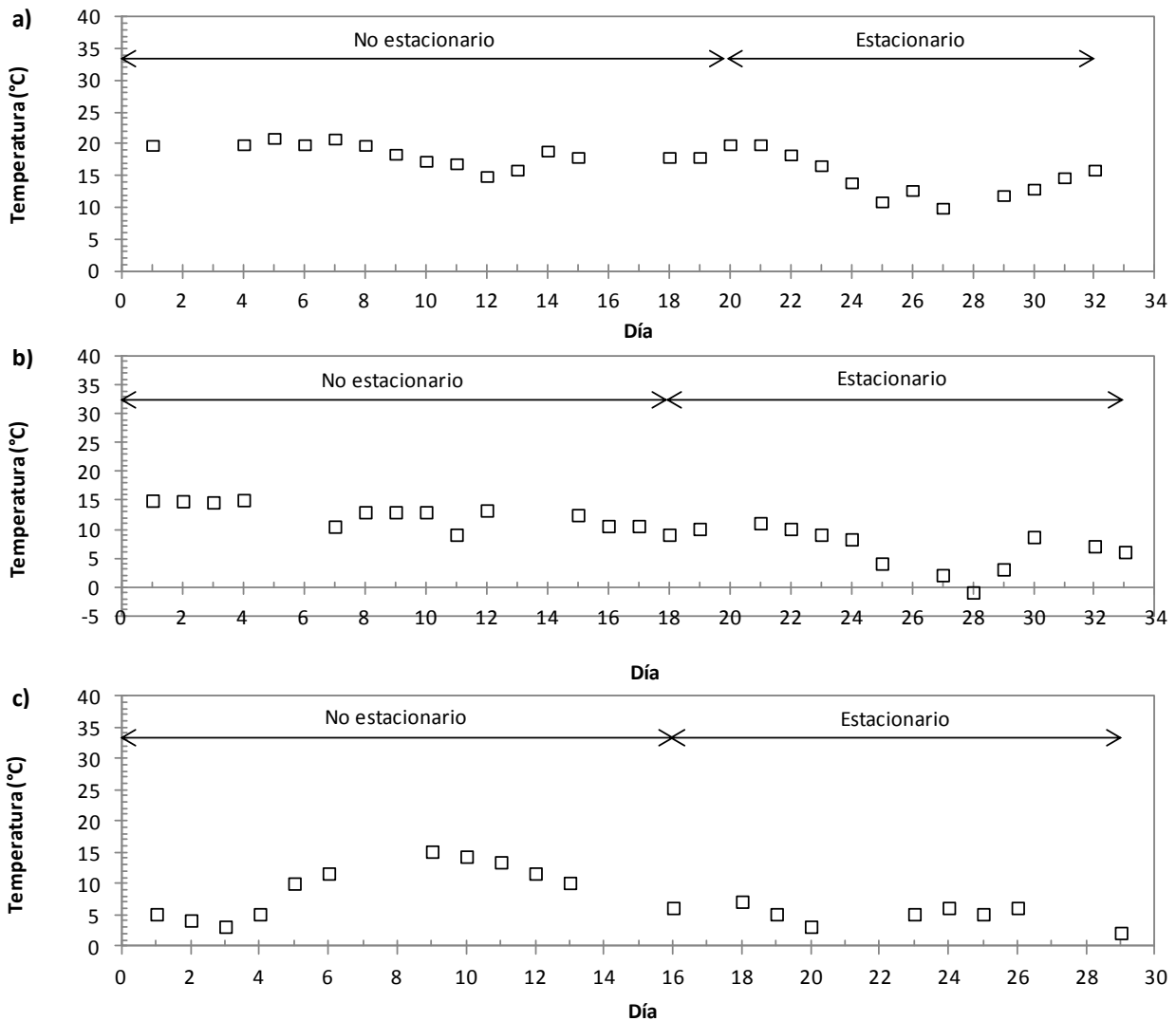


Figura 73. Evolución de la temperatura en los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la fase III de la investigación de fondo

4.6.3.3. pH y conductividad

Los parámetros de conductividad y pH fueron analizados diariamente durante esta fase tanto en el influente y efluente como en el licor mezcla presente en el reactor biológico y en el tanque de membranas. La evolución durante los ciclos con acumulación de fangos de la presente fase experimental de pH se muestra en la Figura 74 y de conductividad en la Figura 75.

Tal y como sucediera en las fase anteriores, diferencias estadísticamente significativas no fueron observadas en el pH y conductividad del influente al incluirse en un mismo grupo homogéneo de Tukey. Sin



embargo, en el efluente y en el reactor biológico si fueron obtenidas de modo que es posible afirmar que las variables operacionales afectan a estas propiedades dado que a la entrada fueron relativamente constantes. El pH del influente durante los periodos de estabilidad de los cinco ciclos que integra esta fase, ordenados cronológicamente, fue $7,33\pm 0,36$, $7,54\pm 0,35$, $7,57\pm 0,09$, $7,83\pm 0,07$ y $7,57\pm 0,02$ y de conductividad, en el mismo orden, fue 1.034 ± 225 , 1.307 ± 146 , 1.246 ± 112 , 1.192 ± 71 y 1.464 ± 30 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

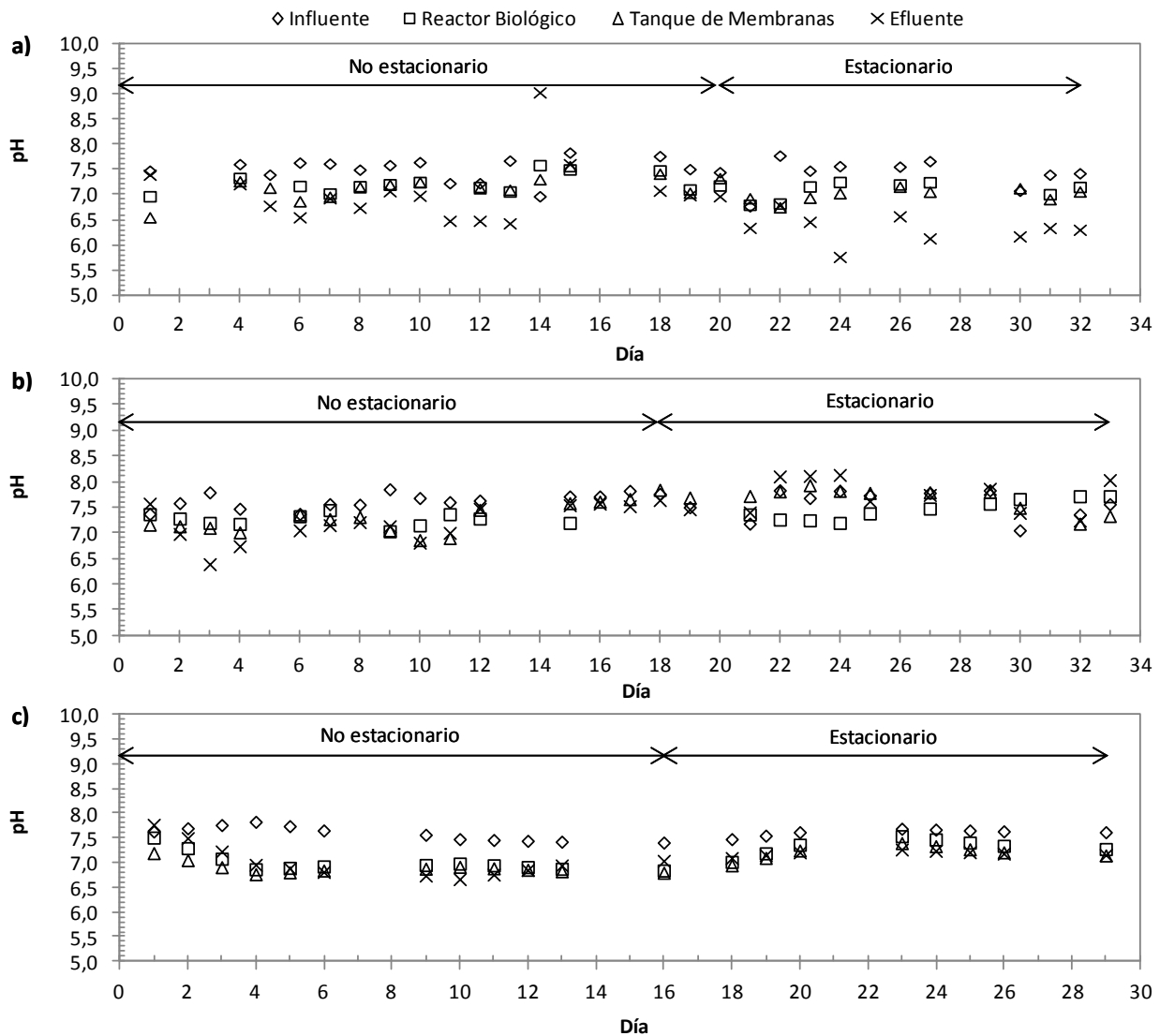


Figura 74. Evolución del pH a lo largo de los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la tercera fase experimental en el influente, efluente, reactor biológico y tanque de membranas durante la investigación de fondo

A lo largo de la fase III el pH en el licor mezcla del reactor biológico durante los diferentes periodos de estabilidad osciló entre 6,76 y 8; los datos más bajos de pH fueron detectados en el ciclo 13 (Figura 74 a), el cual durante el periodo de estabilidad presentó un valor medio en el reactor biológico de $7,07\pm 0,19$, en el tanque de membranas de $7,01\pm 0,126$ presentando el efluente un valor de $6,25\pm 0,32$. Durante el ciclo

14 (Figura 74 b) los valores medios que se detectaron fueron $7,40\pm 0,24$, $7,71\pm 0,27$ y $7,71\pm 0,40$ para el reactor biológico, tanque de membranas y efluente respectivamente.

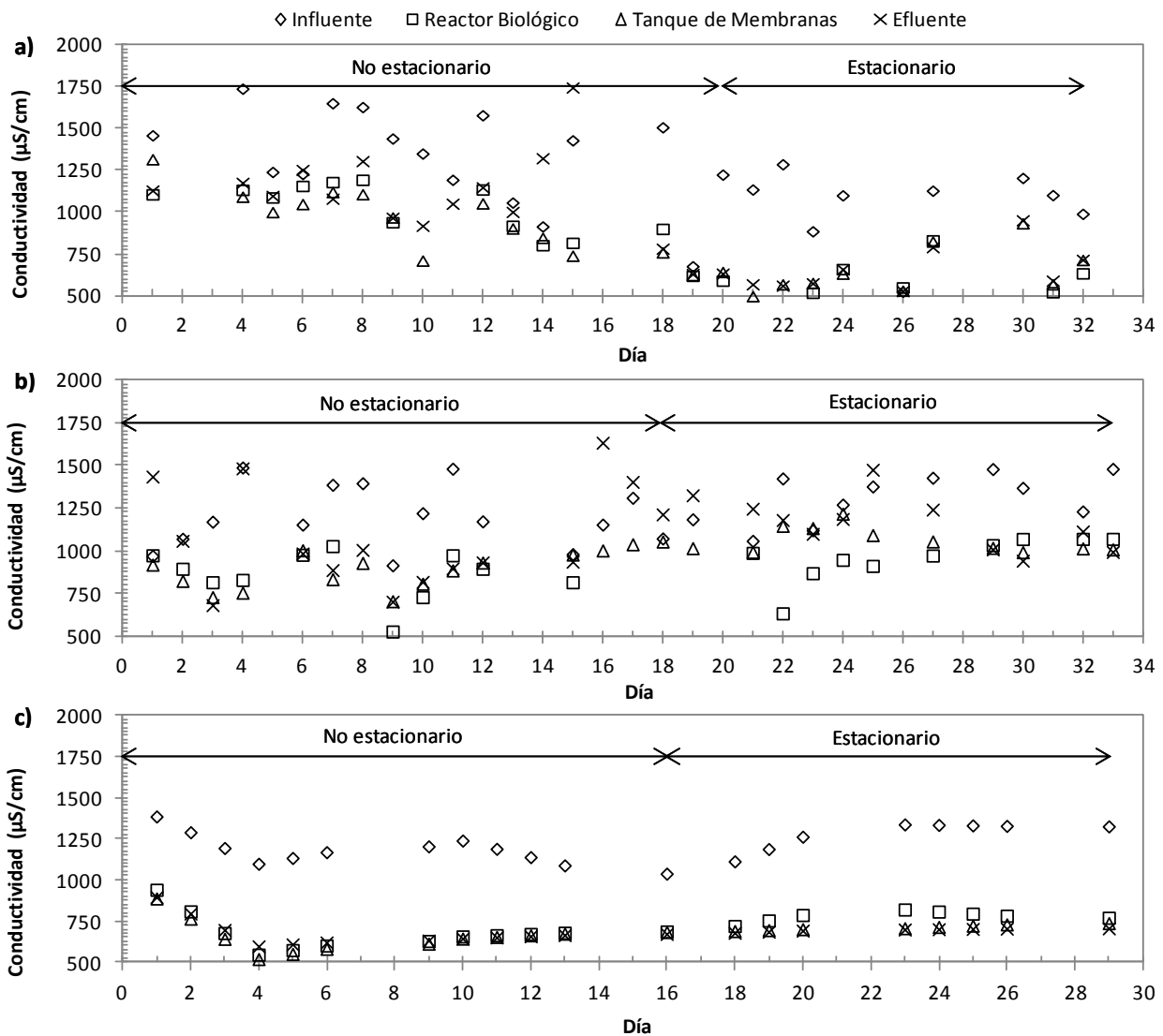


Figura 75. Evolución de la conductividad a lo largo de los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la tercera fase experimental en el influente, efluente, reactor biológico y tanque de membranas durante la investigación de fondo

En los siguientes ciclos no fueron observadas grandes diferencias en el pH; durante el periodo de estabilidad del ciclo 15 (Figura 74 c), el pH fue $7,25\pm 0,22$, $7,14\pm 0,19$ y $7,16\pm 0,07$ para el reactor biológico, tanque de membranas y efluente respectivamente. Durante los ciclos sin acumulación de biomasa, el pH en el reactor biológico fue $7,47\pm 0,06$ y $7,60\pm 0,01$ para los ciclos 16 y 17 respectivamente; $7,83\pm 0,04$ y $7,62\pm 0,02$ para los mismos ciclos en el tanque de membranas presentando el efluente un valor medio en el ciclo 16 de $7,14\pm 0,05$ y en el ciclo 17 $7,14\pm 0,05$.

Tal y como puede verse en la Figura 75, durante esta fase la conductividad detectada fue ligeramente



inferior a la experimentada en otras fase, especialmente durante el ciclo 13 (Figura 75 a) en el cual los valores medios obtenidos fueron 581 ± 127 , 653 ± 146 y 663 ± 138 $\mu\text{S}/\text{cm}$ en el reactor biológico, tanque de membranas y efluente respectivamente. Valores ligeramente superiores pero aun así destacablemente bajos fueron obtenidos durante el ciclo 15, en el cual el efluente se situó en torno a 688 ± 12 $\mu\text{S}/\text{cm}$ como consecuencia de que la conductividad en el licor mezcla fue 794 ± 43 y 704 ± 19 $\mu\text{S}/\text{cm}$ para el reactor biológico y el tanque de membranas respectivamente. El ciclo restante con acumulación de biomasa, ciclo 14, tal y como puede observarse en la Figura 75c presentó unos valores superiores situándose su media durante el periodo de estabilidad en 953 ± 133 , 1.059 ± 75 y 1.161 ± 157 $\mu\text{S}/\text{cm}$ para el reactor biológico, el tanque de membranas y el efluente respectivamente. Los ciclos 16 y 17 no presentaron grandes diferencias, en el reactor biológico y tanque de membranas fueron 1.029 ± 74 y 968 ± 39 $\mu\text{S}/\text{cm}$ para el ciclo 16 y 1.192 ± 15 y 1.152 ± 25 $\mu\text{S}/\text{cm}$ para el ciclo 17. A la salida conductividad presento un valor medio de 1.075 ± 50 y 979 ± 223 $\mu\text{S}/\text{cm}$ en los ciclos 16 y 17 respectivamente.

4.6.3.4. Presiones de funcionamiento de la Membrana

Las temperaturas diarias de presión transmembrana experimentadas durante los tres ciclos con acumulación de biomasa son mostradas en la Figura 76. Las bajas temperaturas experimentadas durante esta fase hicieron que las presiones necesarias para alcanzar el flujo de permeado fueran mayores que en fases anteriores, así mismo fueron requeridas limpiezas químicas adicionales a la inicial en todos los ciclos al aproximarse a las máximas presiones soportadas por las membranas.

Durante el ciclo 13 fue necesaria una limpieza el día 24 experimentándose durante esos primeros 24 días un aumento de la presión transmembrana de $0,870$ kPa/día para la presión tras los contralavados y $0,783$ kPa/día para la presión previa. Durante el periodo de estabilidad de este ciclo, tal y como puede verse en la Figura 76a el efecto del ensuciamiento de la membrana se vio amortiguado por el aumento de temperatura, no siendo representativa la velocidad media de ensuciamiento. La recuperación experimentada por la membrana tras la limpieza química en este ciclo fue del 25,40 %.

Durante el ciclo 14 también fue necesario un limpieza adicional el día 11 como consecuencia de la elevada velocidad de ensuciamiento detectada la cual se situó en $1,300$ y $1,200$ kPa/día para la presión tras la limpieza química y antes de la misma respectivamente. El pico que se observa en Figura 76b el día 28 es como consecuencia de la extrema bajada de temperatura a -1 °C experimentado por el licor mezcla. En términos medio el aumento de presión experimentado desde el día 11 hasta la conclusión del ciclo fue de $1,318$ y $1,273$ kPa/día para la presión post contralavado y pre contralavado respectivamente. En este ciclo, la recuperación de la membrana en los dos casos que se calculó presento una importante variación lo cual

fue debido a la variación de temperatura ya comentada, en términos medios la recuperación fue del $36,44 \pm 17,32 \%$.

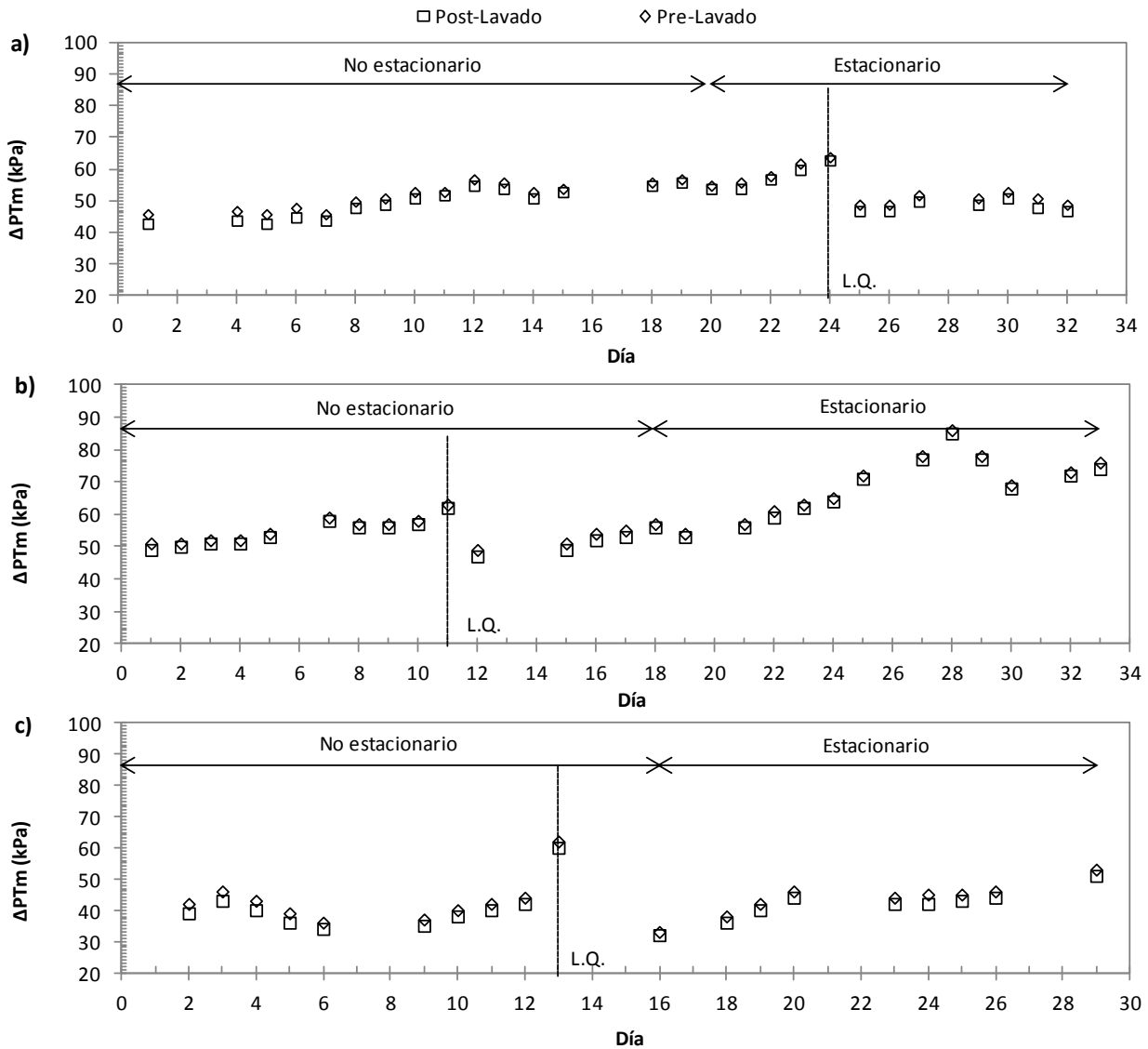


Figura 76. Evolución de la presión transmembrana (ΔPT_m) durante los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la fase III, antes y después del contralavado (Pre-Lavado y Post-Lavado) durante la investigación de fondo. LQ representa las limpiezas químicas realizadas durante los ciclos

El aumento del TRH, y por tanto reducción en el caudal de filtrado del ciclo 15 queda patente en las presiones de funcionamiento de las membranas, tal y como se muestra en la Figura 76c, ésta descendió aunque el aumento de presión medio diario fue aun más elevado situándose en $1,685 \pm 0,317$ y 2 kPa/día para la presión postlavado y prelavado. Este aumento de la tasa de ensuciamiento podría ser como consecuencia, por un lado de la menor temperatura del licor mezcla a filtrar y por otro de la menor presión inicial en términos absolutos como consecuencia del menor caudal de permeado. La recuperación d ela



membrana tras operar bajo estas condiciones fue la mayor de las experimentadas durante la fase III, situando en 46,67 %.

4.6.3.5. Oxígeno disuelto

Los valores de oxígeno disuelto en el reactor biológico durante los ciclos con acumulación de biomasa (ciclos 13, 14 y 15) de la presente fase experimental son mostrados en la Figura 77.

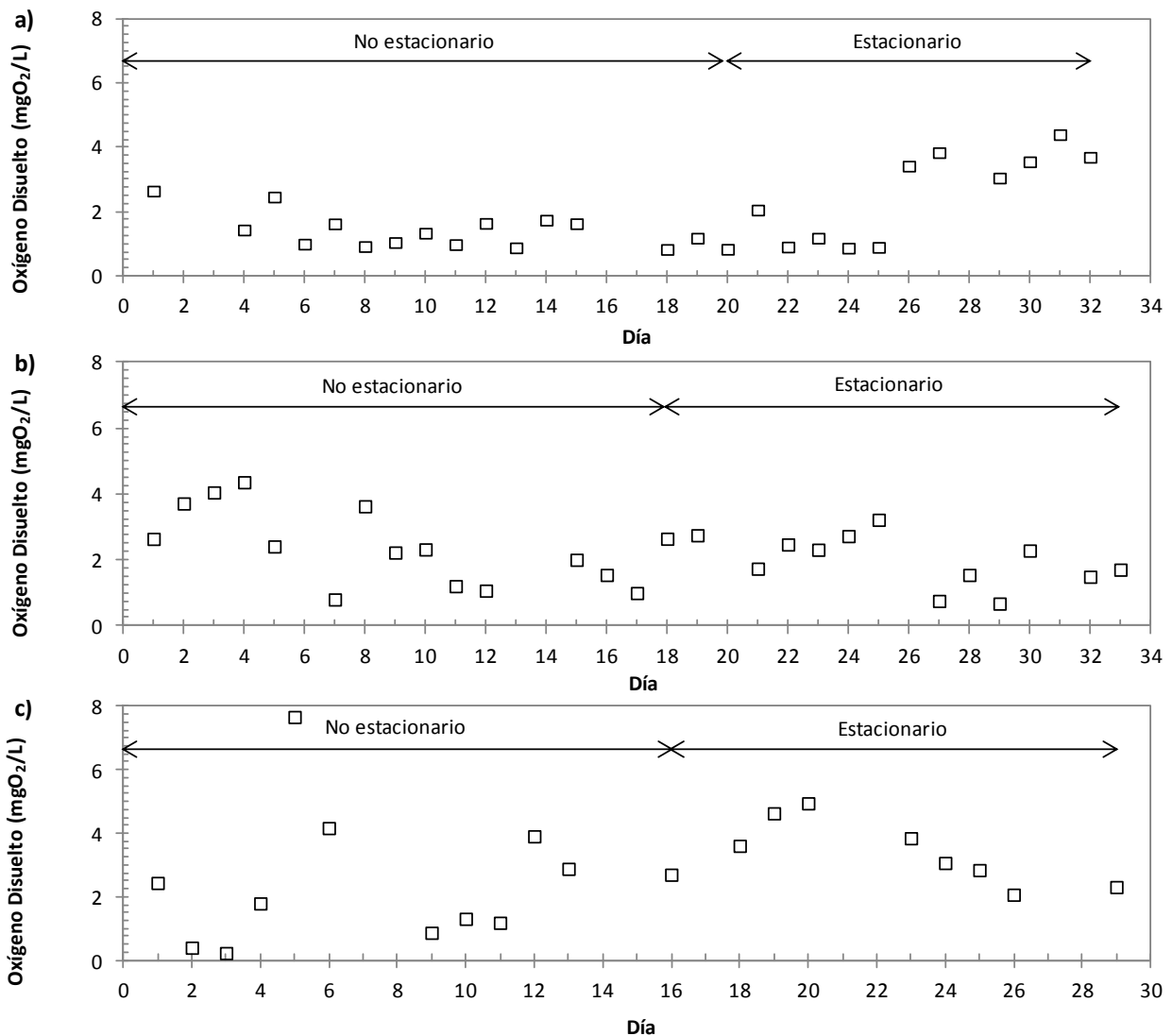


Figura 77. Valor diario de oxígeno disuelto en el reactor biológico durante los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la fase III de la investigación de fondo

Tal y como puede observarse en la citada figura, durante la explotación se procuró que la concentración de oxígeno fuese superior a 1 mg/L de modo que el oxígeno no fuese un factor limitante para la oxidación de materia orgánica y de nitrógeno amoniacal, siendo la variación de éstos consecuencia

de las variables operacionales impuestas.

4.6.3.6. *Evolución de los sólidos en suspensión del efluente y el influente*

Los valores de sólidos en suspensión totales y volátiles en el influente y en el efluente a lo largo de los tres ciclos experimentales de la Fase III son mostrados en la Figura 78. El análisis estadístico mostró que todos los datos correspondientes a los periodos de estabilidad de los cinco ciclos integrantes pertenecían a un mismo subconjunto homogéneo, lo cual implica, por un lado que el influente no mostró diferencias y por tanto las posibles variaciones experimentadas en el efluente serían consecuencia del funcionamiento del proceso, es decir, de las variables operacionales y; por otro lado, la no presencia de diferencias en el efluente supone que la calidad del mismo no depende del proceso en sí.

Tal y como pasaba en fases anteriores, la membrana presentó un adecuado funcionamiento independientemente de las variables ensayadas. Como se observa en la Figura 78, los sólidos a la salida, en la mayoría de los casos son nulos, de hecho, en esta fase no se experimentó ningún valor positivo como sucediera en fases anteriores, lo cual puede ser debido a las bajas temperaturas experimentadas durante esta fase.

4.6.3.7. *Evolución de la DBO₅ y DQO*

El contenido en materia orgánica de la planta piloto fue detectado mediante el análisis de DQO, mostrado en la Figura 79, y DBO₅, mostrado en la Figura 80. Los rendimientos obtenidos en función de ambos parámetros durante los pertinentes periodos de estabilidad se muestran en la Tabla 30. El análisis de varianzas realizado a los datos de materia orgánica reveló la presencia de dos grupos homogéneos, por una lado el ciclo 13 el cual presentó un valor medio de 254±121 mgO₂/L de DQO y 189±108 mgO₂/L de DBO₅ y por otro el resto de ciclos que presentaron un valor superior aunque todos ellos mantuvieron un único subconjunto homogéneo en relación al factor de biodegradabilidad.

Tabla 30. Rendimientos en eliminación de materia orgánica (DQO y DBO₅) para los ciclos experimentales de la fase III de la investigación de fondo

Ciclo	% DQO eliminada	% DBO ₅ eliminada
13	87,40 ± 6,90	96,10 ± 5,36
14	93,41 ± 3,92	96,54 ± 2,65
15	91,34 ± 2,53	94,88 ± 2,41
16	80,93 ± 0,97	84,99 ± 0,26
17	67,05 ± 1,14	74,17 ± 0,84

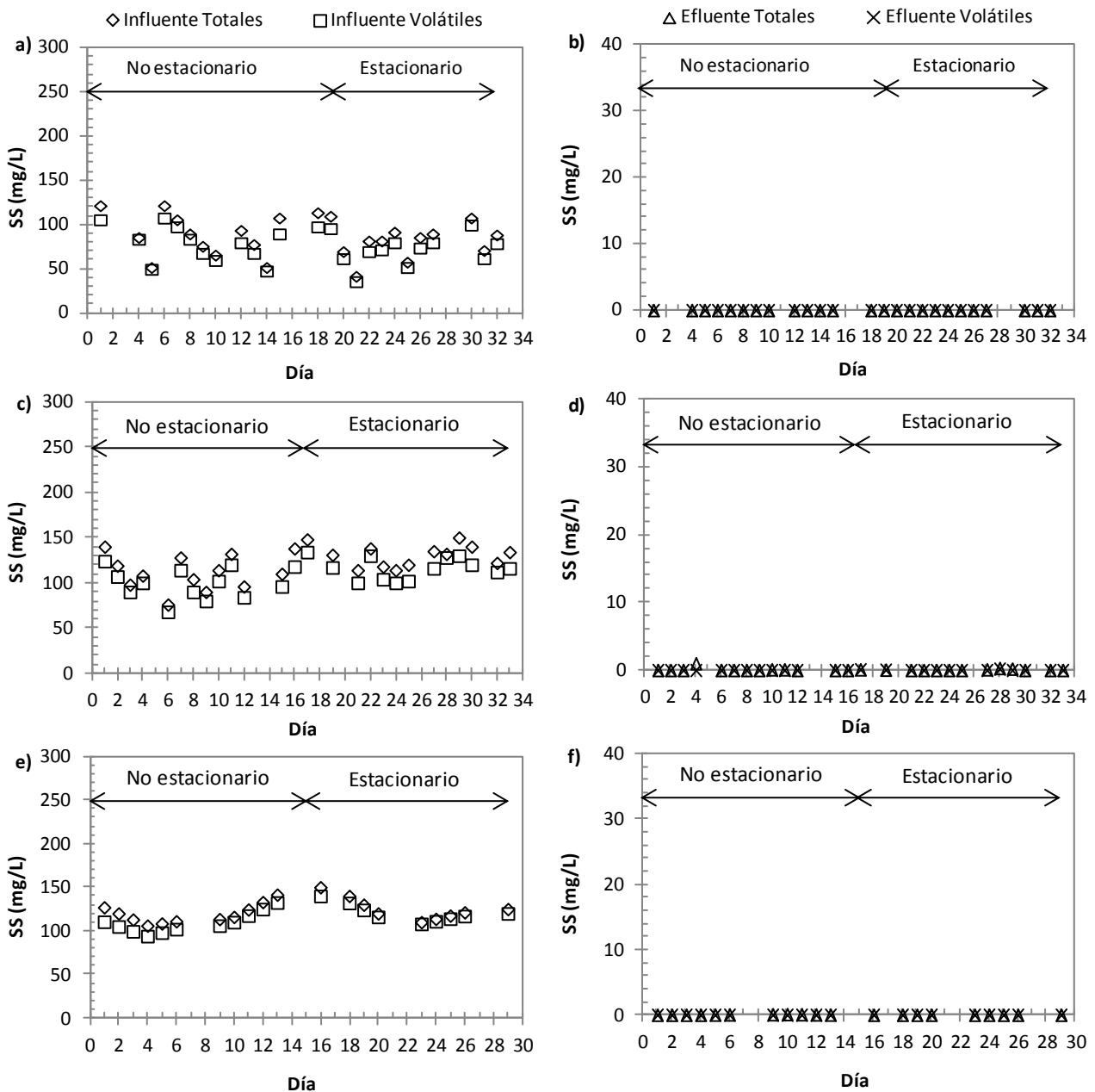


Figura 78. Evolución de los sólidos en suspensión (SS), tanto totales como volátiles, del influente (a, c y e) y del efluente (b, d y f) de la planta piloto durante los ciclos 13 (a y b), 14 (c y d) y 15 (e y f) de la fase III de la investigación de fondo

Los valores de DQO fueron 491 ± 24 , 495 ± 38 , 482 ± 40 y 484 ± 38 mgO_2/L para los ciclos 14, 15, 16 y 17 respectivamente de los que la DQO soluble, para esos mismos ciclos fue 187 ± 46 , 208 ± 8 , 235 ± 0 y 190 ± 0 mgO_2/L . Los valores medios de DBO_5 obtenidos durante el periodo de estabilidad para los ciclos 14, 15, 16 y 17 fueron 410 ± 56 , 398 ± 37 , 387 ± 35 y 360 ± 40 mgO_2/L respectivamente. El análisis estadístico realizado a los valores de salida y rendimientos en eliminación de materia orgánica mostró la presencia de diferencias

estadísticamente significativas en los diferentes ciclos de la presente fase experimental, lo cual dada la homogeneidad de los datos de entrada tiene que ser debido al proceso, o lo que es lo mismo, a las variables operacionales impuestas al mismo.

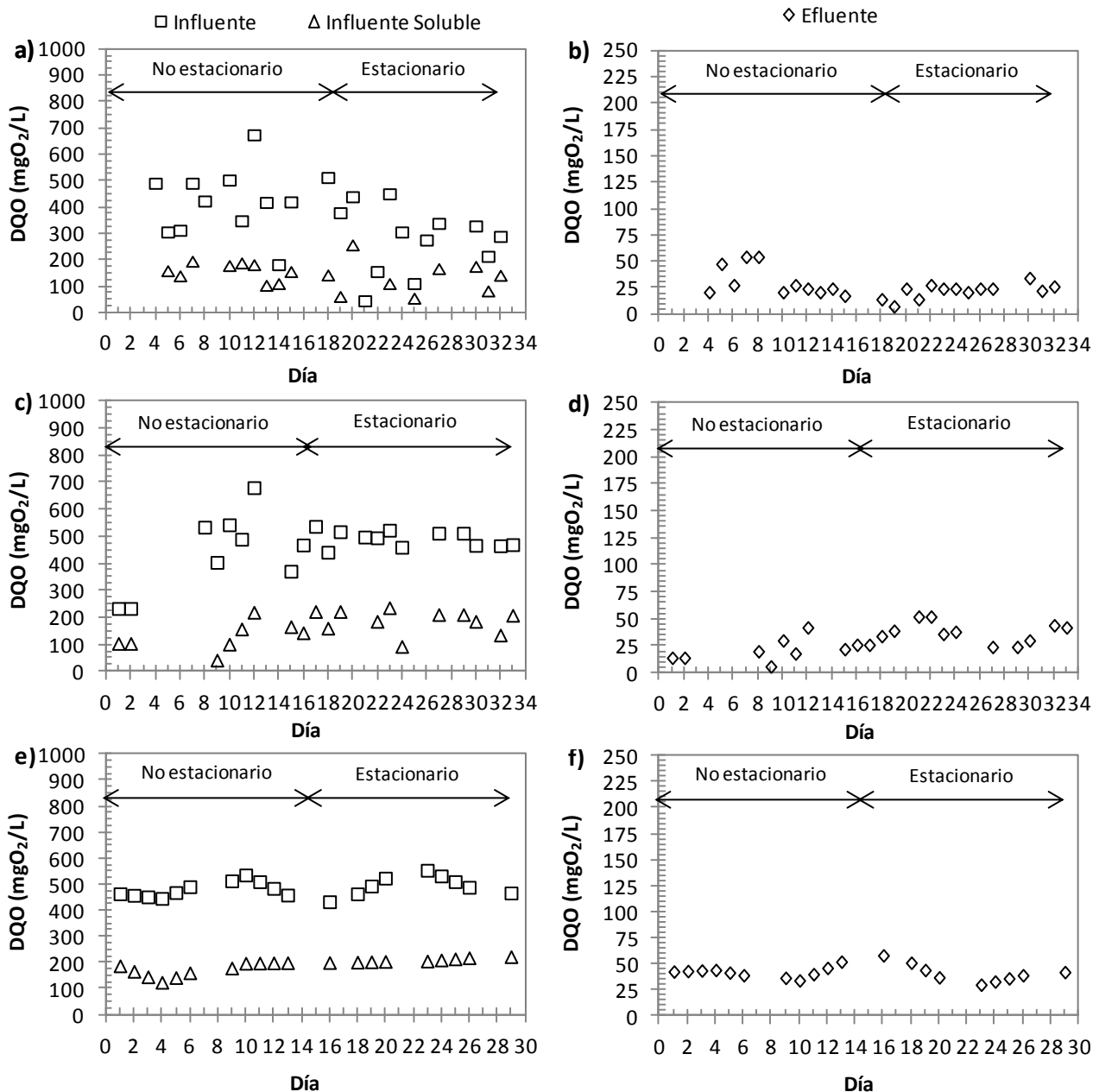


Figura 79. Evolución de la DQO del influente (a, c y e) y del efluente (b, d y f) de la planta piloto durante los ciclos 13 (a y b), 14 (c y d) y 15 (e y f) de la fase III de la investigación de fondo

En esta fase experimental, el hecho de que los valores de entrada del ciclo 13 hace que los menores valores de salida fueron los de ese ciclo, en el cual los valores medios de DQO fueron 23 ± 5 mgO₂/L y DBO₅ fueron 6 ± 6 mgO₂/L aunque los rendimientos, tal y como se ven en la Tabla 30 no fueron los más altos



obtenidos. Los rendimientos más altos fueron los obtenidos en el ciclo 14, en el cual como se ve en la Figura 79 durante la estabilidad fueron $38 \pm 10 \text{ mgO}_2/\text{L}$ de DQO y $16 \pm 8 \text{ mgO}_2/\text{L}$ de DBO_5 . El importante descenso de la temperatura experimentado durante el ciclo 15 hizo que los rendimientos obtenidos durante este ciclo fueron ligeramente inferiores a los esperados con unos valores medios de salida de DBO_5 de $21 \pm 11 \text{ mgO}_2/\text{L}$ y de DQO de $41 \pm 9 \text{ mgO}_2/\text{L}$.

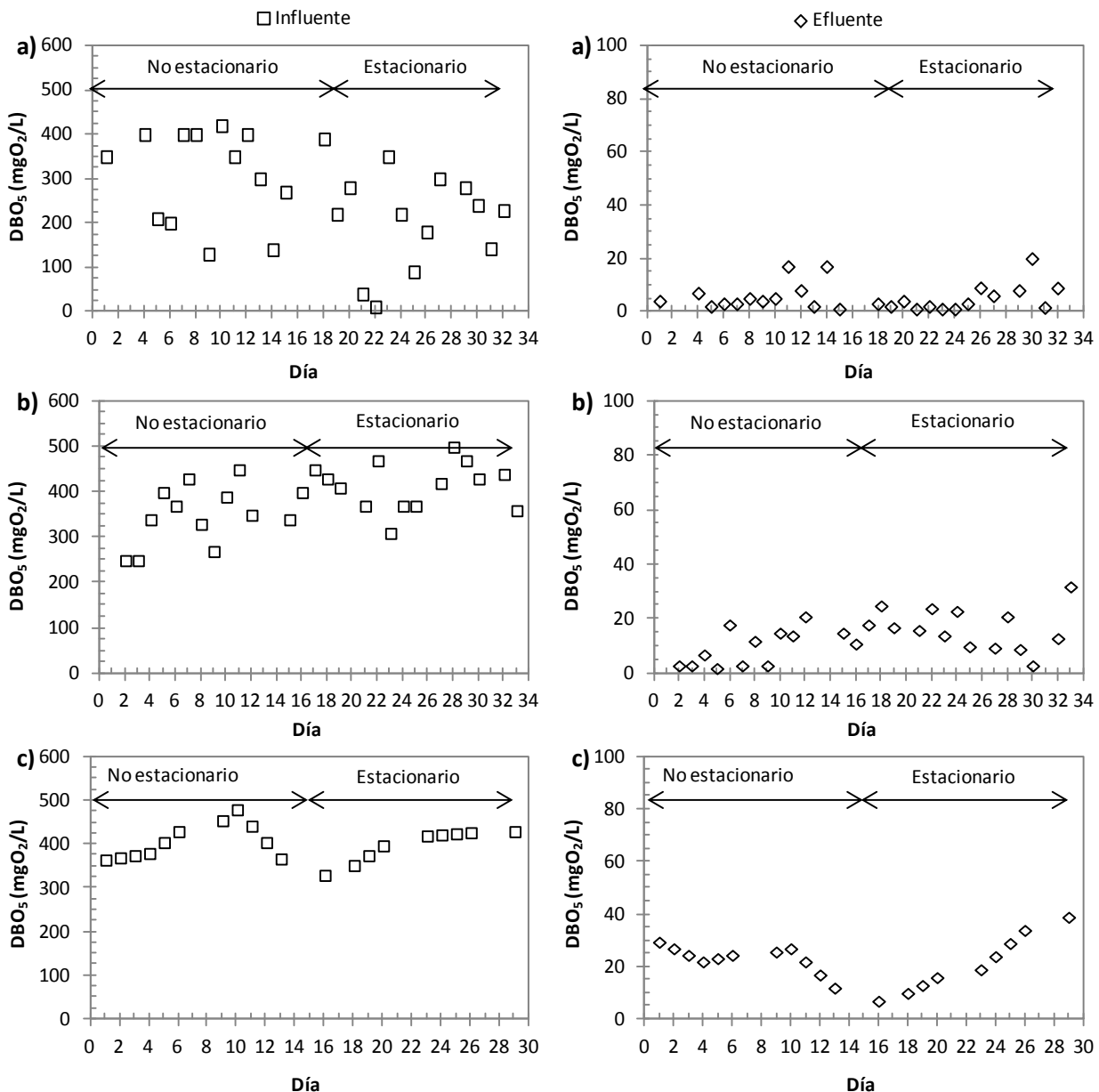


Figura 80. Evolución de la DBO_5 del influente (a, c y e) y del efluente (b, d y f) de la planta piloto durante los ciclos 13 (a y b), 14 (c y d) y 15 (e y f) de la fase III de la investigación de fondo

En los ciclos 16 y 17, como consecuencia de las bajas temperaturas, los valores medios de DBO_5 a la salida, insuficiente para cumplir la normativa vigente, fueron 41 ± 4 y $49 \pm 1 \text{ mgO}_2/\text{L}$ para los ciclos 16 y 17

respectivamente obteniendo un rendimiento medio del $84,98 \pm 0,26$ y $74,16 \pm 0,84$ % respectivamente. La DQO a la salida del ciclo 16 durante el periodo de estabilidad fue 92 ± 13 mg/L y en el ciclo 17 fue 157 ± 8 mgO₂/L, presentando por tanto unos rendimientos medios en eliminación de DQO de $80,93 \pm 0,97$ y $67,05 \pm 1,15$ %.

4.6.3.8. Evolución de compuestos nitrogenados

Para ilustrar el comportamiento del sistema durante los ciclos con acumulación de biomasa dispersa frente a las diferentes formas de nitrógeno, se muestran los valores de entrada de amonio, nitrito y nitrato (Figura 81) así como de la salida de la planta piloto (Figura 82). La eliminación de nitrógeno, tanto total como amoniacal, se muestra en la Figura 83.

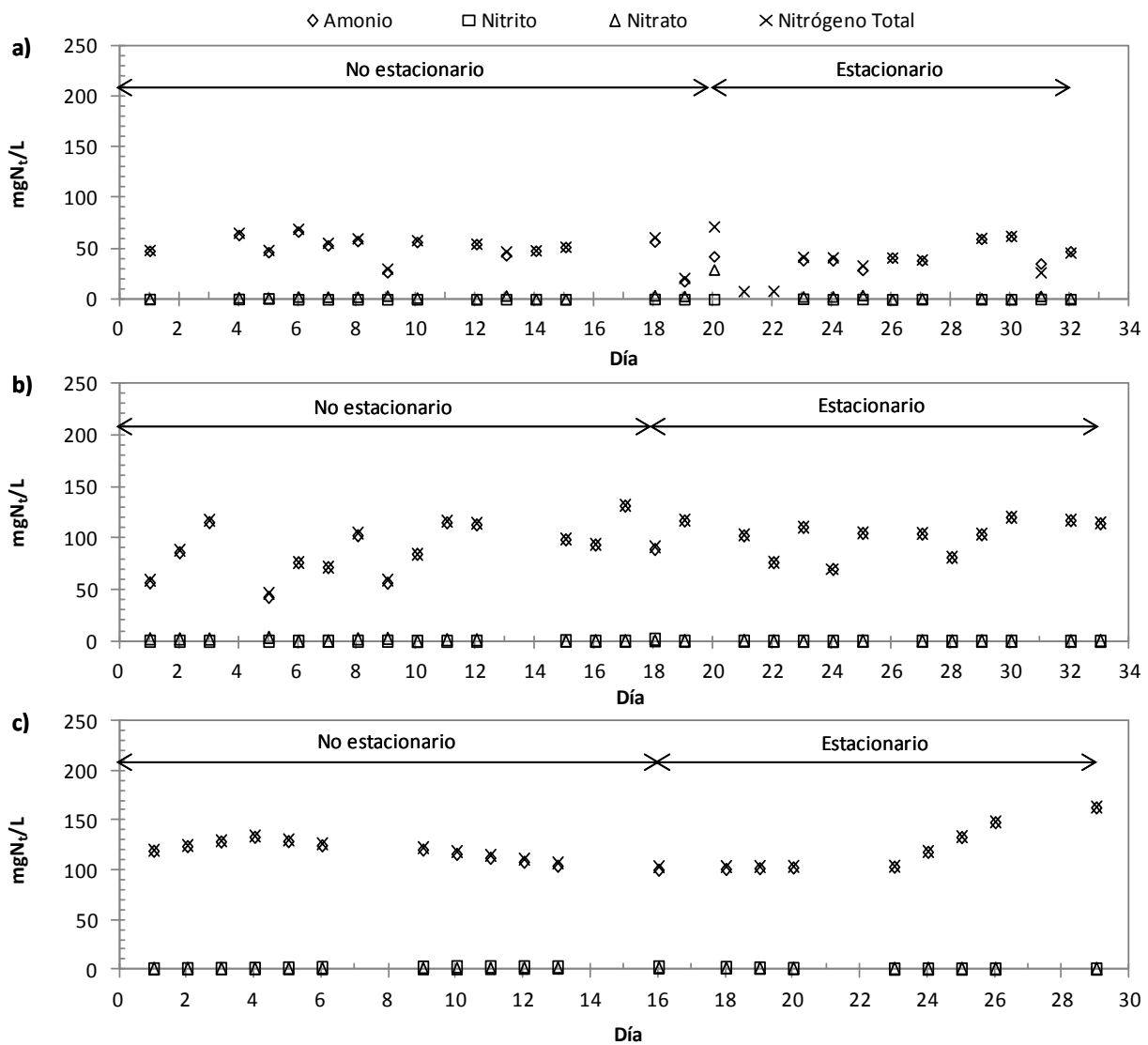


Figura 81. Evolución de las distintas formas de nitrógeno (amonio, nitrito, nitrato y nitrógeno total) del influente de la planta piloto durante los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) pertenecientes a la fase III de la investigación de fondo



Al igual que ha sucedido en las fases anteriores el influente de la planta piloto se caracterizó por la presencia de amonio como forma de nitrógeno predominante. El análisis de varianzas realizado a los datos de entrada desvelo la presencia de dos subconjuntos homogéneos en relación a la concentración de amonio, por un lado el ciclo 13 con una concentración media de 43 ± 11 mgN_i/L y por otro lado el resto de ciclos integrantes de la fase con una concentración superior; los valores medios de amonio detectados fueron 102 ± 17 , 118 ± 24 , 110 ± 2 y 102 ± 6 mgN_i/L para los ciclos 14, 15, 16 y 17 respectivamente.

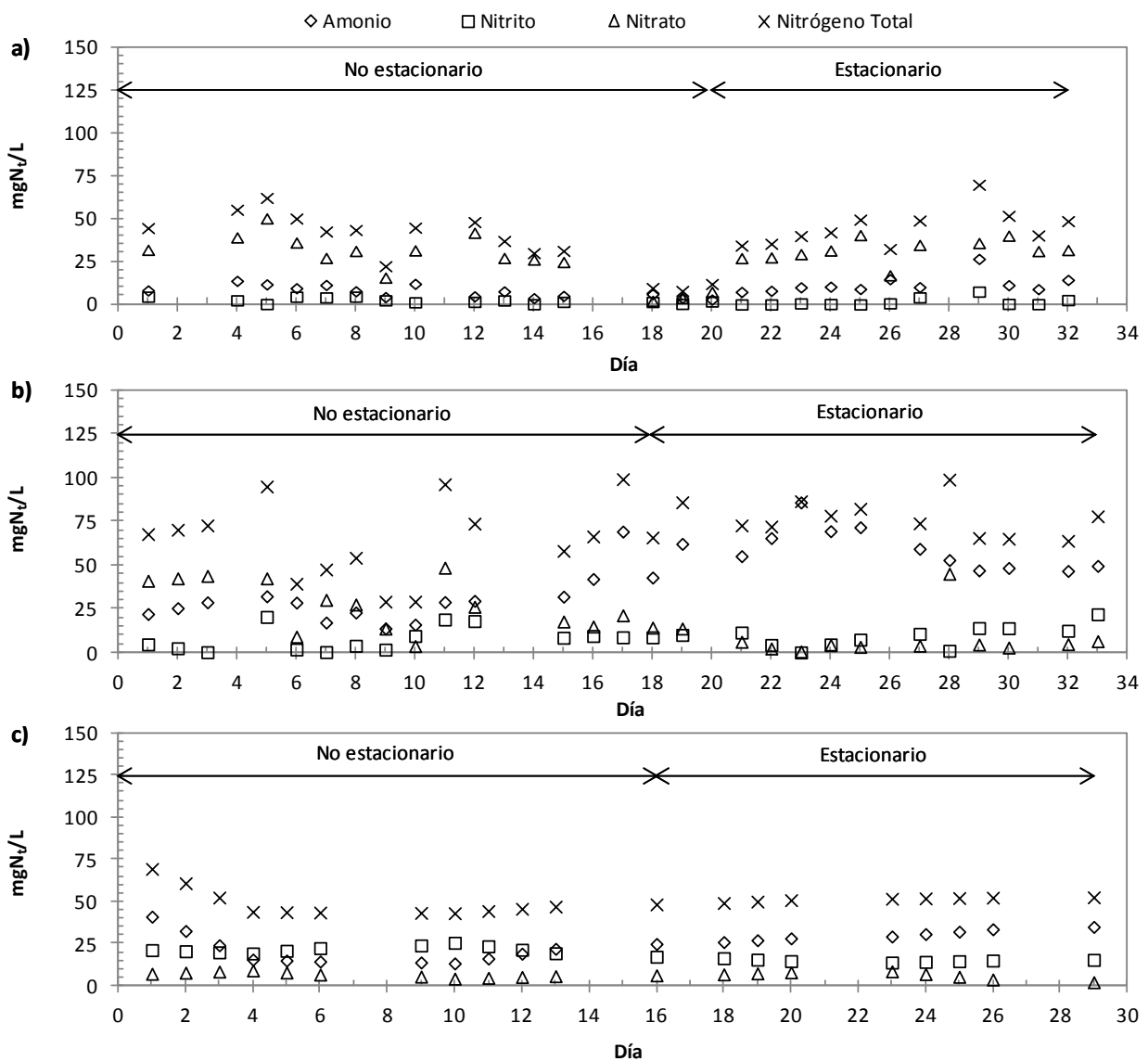


Figura 82. Evolución de las distintas formas de nitrógeno (amonio, nitrito, nitrato y nitrógeno total) del efluente de la planta piloto durante los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la fase III de la investigación de fondo

El resto de formas de nitrógeno, nitrito y nitrato no presentaron diferencias estadísticamente significativas, siendo, como puede verse en la Figura 83 prácticamente nulos en la totalidad de los casos, de

modo que los mismos subconjuntos que se mostraron en el caso del amonio de entrada fueron obtenidos para el nitrógeno total a la entrada. Sin embargo, los valores de las diferentes formas de nitrógeno así como los rendimientos en eliminación de amonio y nitrógeno total presentaron una menor homogeneidad siendo necesarios varios subconjuntos homogéneos para albergar los datos de los diferentes periodos de estabilidad de la presente fase experimental.

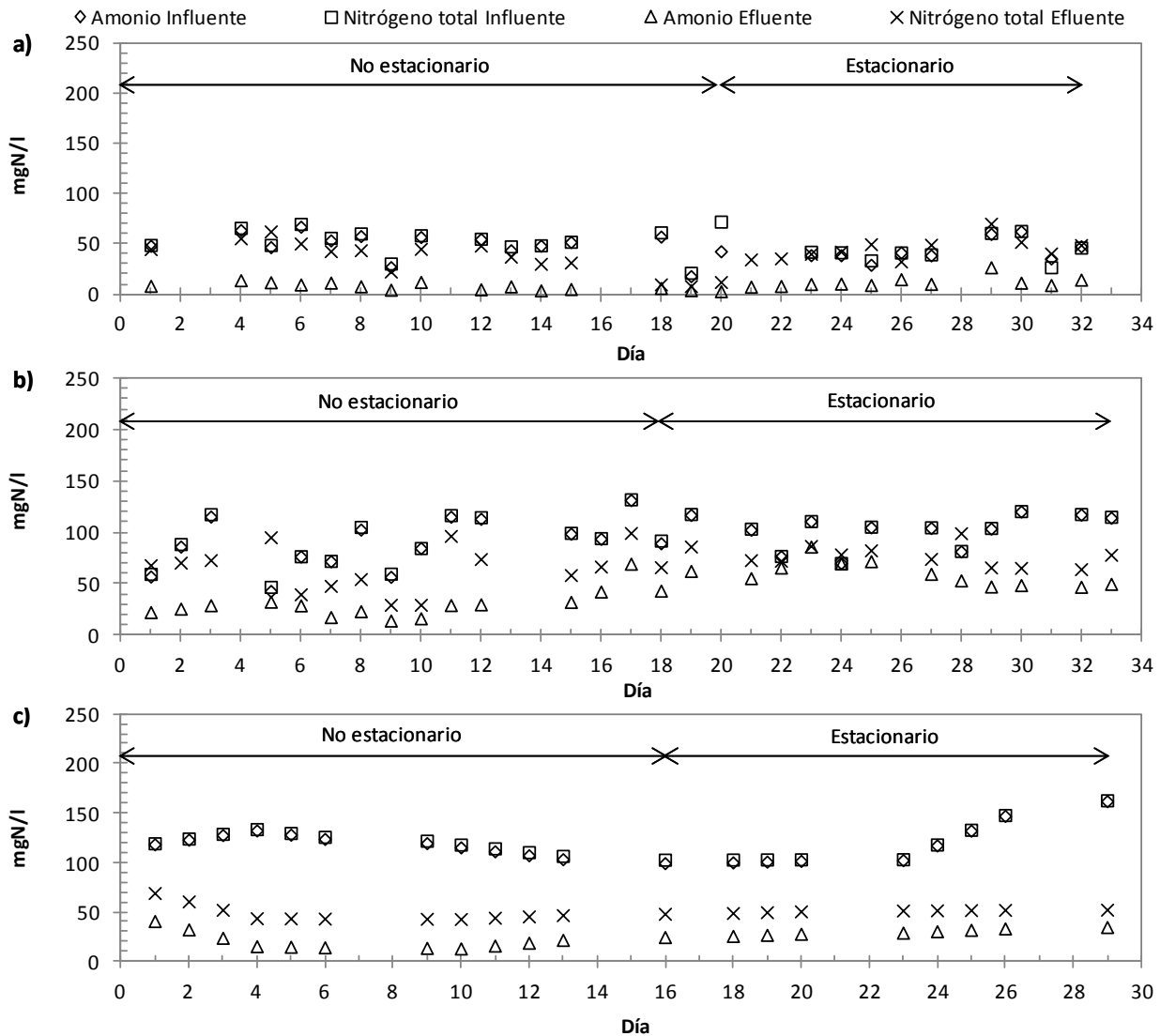


Figura 83. Evolución del amonio y nitrógeno total en el influente y efluente de la planta piloto durante los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (c) de la fase III de la investigación de fondo

Tal y como puede verse en la Figura 82 los menores valores de amonio detectados a la salida durante los periodos de estabilidad fueron en el ciclo 13 y 15; la sustancialmente inferior concentración de amonio a la entrada durante el ciclo 13 debe de ser considerada de cara a lo posible comparación de rendimientos, los cuales en este ciclo se situaron en $72,58 \pm 5,16$ %, valor de eliminación de amonio ligeramente inferior al



obtenido durante el ciclo 15 ($74,63 \pm 2,26$ %) a pesar de que el valor medio de amonio a la salida se situó en 30 ± 3 mgN_i/L. Durante el ciclo 14 el amonio a la salida fue superior, con un valor medio durante el periodo de estabilidad de 59 ± 12 mgN_i/L. Los altos valores de amonio detectados a la salida contrastan con la baja concentración de formas oxidadas de nitrógeno detectadas durante la presente fase experimental lo que indica la relativamente baja nitrificación de la planta, posiblemente como consecuencia de las bajas temperaturas experimentadas. El ciclo 14, tal y como se muestra en la Figura 83, presentó una eliminación de nitrógeno total en torno al $24,06 \pm 17,34$ % y de nitrógeno amoniacal del $40,40 \pm 20,84$ %. Los ciclos sin acumulación de biomasa dispersa presentaron unos valores de eliminación de nitrógeno amoniacal del $36,48 \pm 19,98$ y $30,50 \pm 2,46$ % y de total de $29,39 \pm 18,01$ y $21,01 \pm 4,26$ % correspondiéndose los valores más altos al ciclo de mayor TRH (ciclo 16) y los más bajos al de menor (ciclo 17)

4.6.3.9. *Análisis microbiológico de la calidad del agua*

Al igual que en las fases anteriores, semanalmente se recontó el número de unidades formadoras de coliformes totales y fecales en el influente, el reactor biológico, el tanque de membranas y el efluente, no observándose diferencias significativas en los valores obtenidos. La Figura 84 muestra las unidades formadoras de colonias de los coliformes fecales recontados durante los ciclos con concentración de biomasa en forma suspendida (ciclos 13, 14 y 15) ya que los ciclos que simulan un proceso de lecho móvil puro solo pudieron recontarse una vez debido a que su duración fue inferior. Los valores de unidades formadoras de colonias en el influente, ordenadas para cada ciclo crecientemente, fueron $3,88 \cdot 10^7 \pm 3,53 \cdot 10^7$, $3,04 \cdot 10^7 \pm 2,90 \cdot 10^7$, $4,50 \cdot 10^7 \pm 1,30 \cdot 10^7$, $5,30 \cdot 10^7$ y $3,00 \cdot 10^7$ UFC/100mL. En el reactor biológico, enumeradas en el mismo orden, las unidades formadoras de colonias fueron $2,53 \cdot 10^7 \pm 2,33 \cdot 10^7$, $1,62 \cdot 10^7 \pm 1,16 \cdot 10^7$, $2,30 \cdot 10^7 \pm 1,18 \cdot 10^7$, $2,0 \cdot 10^7$ y $3,60 \cdot 10^7$ UFC/100mL. En el tanque de membranas tampoco se observaron diferencias significativas entre los diferentes ciclos obteniendo unos valores de $2,48 \cdot 10^7 \pm 1,22 \cdot 10^7$, $3,02 \cdot 10^7 \pm 1,99 \cdot 10^7$, $2,53 \cdot 10^7 \pm 1,27 \cdot 10^7$, $3,0 \cdot 10^7$ y $3,50 \cdot 10^7$ UFC/100mL, expresados en el mismo orden. Análogamente a las fase anteriores, en los ciclos correspondientes a la tercera fase experimental, los rendimientos obtenidos en el efluente fueron en todo caso superiores al 99,99 %, siendo en este caso el mayor valor obtenido de 4 UFC/100mL de coliformes fecales.

4.6.3.10. *Análisis cinético*

A lo largo de la fase, semanalmente se realizaron ensayos respirométricos de la biomasa híbrida formada por el licor mezcla y el relleno con el objeto de caracterizar tanto la biomasa heterótrofa responsable de la oxidación de la materia orgánica como de la autótrofa responsable de la oxidación biológica del nitrógeno amoniacal en formas más oxidadas de nitrógeno.

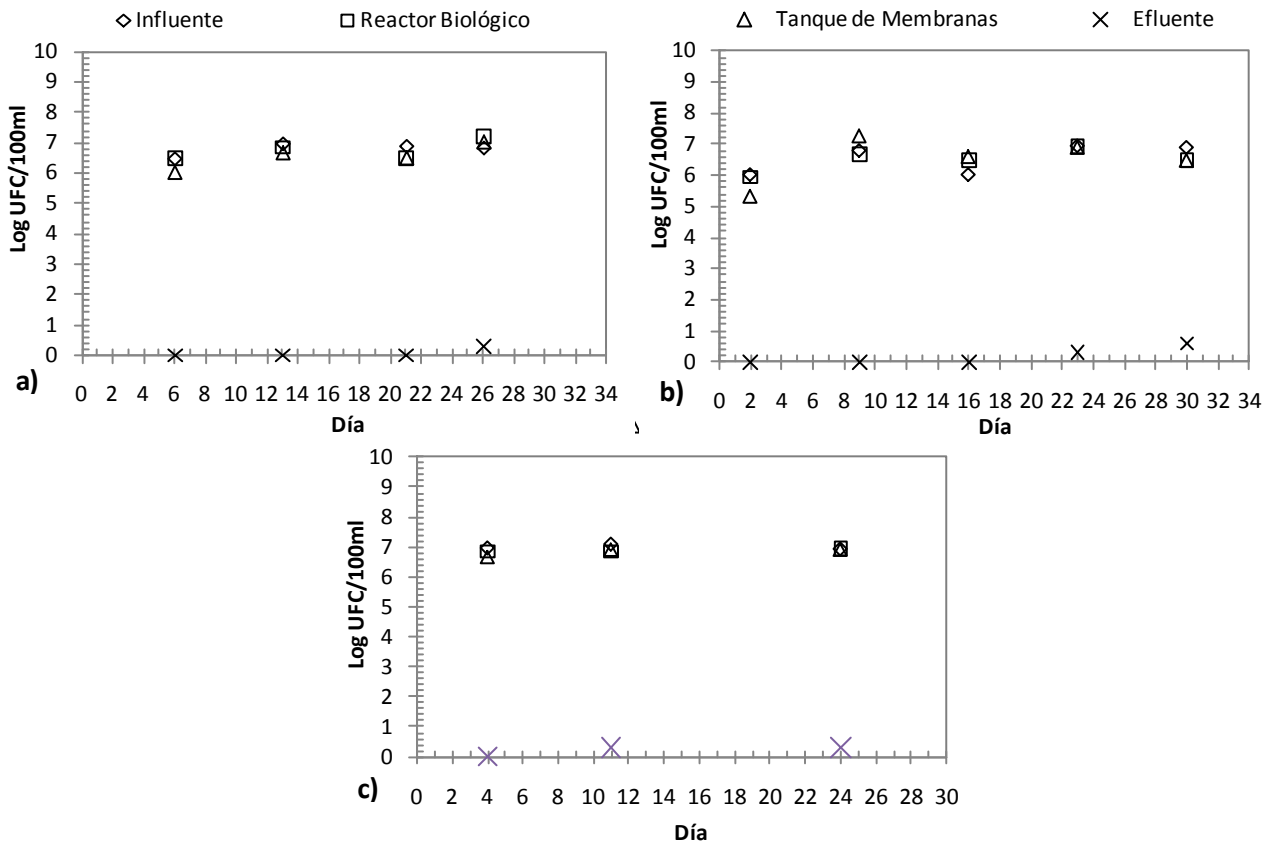


Figura 84. Unidades formadoras de colonias de coliformes fecales durante los ciclos 13 (a), 14 (b) y 15 (d) de la fase III de la investigación de fondo a la entrada, en el reactor biológico, tanque de membranas y a la salida de la planta piloto.

Los datos obtenidos en el análisis cinético de la biomasa heterótrofa son mostrados en la Tabla 31. Los datos obtenidos durante la presente fase experimental se caracterizan por una menor eficiencia del proceso, como puede verse, en términos generales, los valores de la tasa de producción y velocidad específica de consumo de sustrato son más bajos que en las fases precedentes lo cual tiene su origen en las bajas temperaturas experimentadas durante esta fase experimental las cuales implicaron una inhibición del metabolismo microbiano responsable del proceso de oxidación biológico.

Tabla 31. Constantes cinéticas de la biomasa heterótrofa durante la tercera fase experimental de la investigación de fondo. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.)

Ciclo	Y_H (media±d.s.)		$\mu_{H,m\acute{a}x}$ (h^{-1}) (media±d.s.)		$K_{H,N}$ (mgDQO/L) (media±d.s.)		b_H (h^{-1}) (media±d.s.)	
13	0,593	± 0,057	0,0537	± 0,0070	6,04	± 0,58	0,0195	± 0,0050
14	0,515	± 0,011	0,0348	± 0,0010	6,50	± 0,45	0,0067	± 0,0026
15	0,504	± 0,016	0,0245	± 0,0006	7,83	± 0,24	0,0051	± 0,0011

Se observa como las constantes cinéticas Y_H , $\mu_{H,m\acute{a}x}$ y b_H presentan una correlación negativa con la biomasa, a valores mayores de MLSS dichas constantes son menores, siendo los valores más altos obtenidos



en la presente fase experimental los correspondientes al ciclo 13. La tasa de producción obtenida en el ciclo 13 ($0,593 \pm 0,057$) fue ligeramente inferior a la típica expuesta por los ASM debido a las bajas temperaturas, efecto que quedó aún más patente en los ciclos 14 y 15.

En tales ciclos (14 y 15), cuya principal diferencia estriba en la carga orgánica de entrada ya que las temperaturas son relativamente iguales, $6,48 \pm 3,74$ y $5,00 \pm 1,58$ °C para los ciclos 14 y 15 respectivamente, se observó un importante aumento en la velocidad máxima de consumo de sustrato a TRH de 10 horas ($0,0348 \pm 0,001$ y $0,0245 \pm 0,0006$ h⁻¹ para TRH de 10 y 24 horas respectivamente); sin embargo, esta diferencia se manifestó en muy inferior medida en la tasa de producción, la cual fue prácticamente la misma independientemente del TRH ($0,515 \pm 0,011$ y $0,504 \pm 0,016$ mgDQO_{formada}/mgDQO_{oxidada} para los ciclos 14 y 15 respectivamente).

En relación a la constante de lisis, de nuevo se observó una importante influencia de la biomasa dispersa presente en el sistema así como de la carga orgánica de entrada, la lisis fue menor para altas concentraciones de biomasa (ciclos 14 y 15) y baja carga orgánicas de entrada (alto TRH), la constante de lisis de la biomasa heterótrofa fue $0,0195 \pm 0,005$, $0,0067 \pm 0,0026$ y $0,0051 \pm 0,0011$ días⁻¹ para los ciclos 13, 14 y 15 respectivamente.

Al igual que aconteció con la biomasa heterótrofa, la biomasa autótrofa presentó un comportamiento inferior al esperado, principalmente como consecuencia de las bajas temperaturas experimentadas durante esta fase. Los valores medios de las constantes cinéticas realizados a la biomasa autótrofa durante la presente fase experimental son mostrados en la Tabla 32. Los menores valores de tasa de producción y velocidad máxima de consumo de sustrato obtenidos en relación a la fase anterior son acordes a los menores rendimientos en eliminación de nitrógeno amoniacal obtenidos que oscilaron entre $40,40 \pm 20,84$ y $74,63 \pm 2,26$ %, como consecuencia, principalmente de las bajas temperaturas.

Tabla 32. Constantes cinéticas de la biomasa autótrofa durante la tercera fase experimental de la investigación de fondo. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.)

Ciclo	Y_A (mgDQO _{formada} /mgN _{oxidada}) (media \pm d.s.)	$\mu_{A,m\acute{a}x}$ (día ⁻¹) (media \pm d.s.)	$K_{A,N}$ (mgN-NH ₄ /L) (media \pm d.s.)
13	0,27 \pm 0,01	0,1293 \pm 0,0131	14,49 \pm 0,44
14	0,23 \pm 0,01	0,0816 \pm 0,0063	19,22 \pm 2,19
15	0,29 \pm 0,02	0,1843 \pm 0,0078	13,73 \pm 1,89

La tasa de producción (Y_A) presentó unos valores entre $0,23 \pm 0,01$ y $0,29 \pm 0,02$ mgDQO_{formada}/mgN_{oxidada} de los ciclos 15 y 13 en los cuales la eliminación de amonio fue del $74,63 \pm 2,26$ y $40,40 \pm 20,84$ % respectivamente, el comportamiento de la velocidad máxima de consumo de sustrato fue acorde a la tasa de producción presentando valores entre $0,0816 \pm 0,0063$ y $0,1843 \pm 0,0078$ días⁻¹ en los

ciclos 15 y 14.

La constante del modelo ($K_{A,N}$) presentó unos valores más altos que los experimentados en la fase anterior como consecuencia de la ralentización del metabolismo al que se vio sometida la biomasa autótrofa como consecuencia de las bajas temperaturas experimentadas. Por este motivo los valores medios alcanzados fueron $14,49 \pm 0,44$, $19,22 \pm 2,19$ y $13,73 \pm 1,89$ mgN-NH₄/L para los ciclos 13, 14 y 15 respectivamente

4.7. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

4.7.1. Influencia de las variables operacionales en la biomasa adherida y el TRC

En el apartado anterior, durante la exposición de resultado ha quedado patente la importancia de la biomasa adherida en la eficiencia del proceso tanto en la eliminación de materia orgánica como de nitrógeno así como el efecto de las variables operativas en la formación de la misma. En la Tabla 33 se muestran los valores medios de la biopelícula presente en el sistema medida tanto como sólidos en suspensión totales como volátiles, referidos a dos volúmenes, por un lado referido al volumen de relleno lo cual permite comparar la densidad de biopelícula formada para cada una de las condiciones y por otro al volumen de reactor biológico de cara a conocer la biomasa total adherida que supone la presencia de la biopelícula con un determinado porcentaje de relleno.

El análisis estadístico de varianzas realizado a los datos desveló que no había diferencias estadísticamente significativas en la relación fijos /volátiles al poderse incluir en un único subconjunto homogéneo con la salvedad del ciclo 16 en el cual la fracción de fijos fue ligeramente superior a la del resto de ciclos, sin embargo, el análisis ANOVA realizado a la biopelícula tanto en totales como en volátiles si mostró diferencias estadísticamente significativas, el análisis de Tukey realizado con un intervalo de confianza del 95 % ($\alpha=0,05$) reveló seis y nueve subconjuntos homogéneos para los datos de densidad y de cantidad total respectivamente, los cuales se muestran en la Tabla 33 como superíndices de sendos valores medios. La presencia de diferencias estadísticamente significativas en la biomasa adherida en los diferentes ciclos y la no presencia de las mismas en las características del influente (DQO, DBO₅, SS, nitrógeno) implica que las variables operacionales son en parte responsables de los diferentes valores de densidad de biopelícula obtenidos.

Diferentes autores han relacionado posibles efectos de los parámetros propios de una depuradora en la formación de biopelícula. El espesor de la biopelícula formada depende de la carga orgánica, la temperatura y la concentración de oxígeno disuelto (Levestek y Plazi, 2009), incidiendo en la importancia



del sustrato de entrada, a mayor carga de entrada mayor crecimiento de la biomasa adherida (Nicolella et al. 2000, Dandan et al. 2008, Escudié et al. 2010) así como en la relación carbono/nitrógeno (Bassin et al. 2012) como consecuencia de la competencia entre bacterias autótrofas y heterótrofas por la disponibilidad de sustrato.

En la presente investigación, dada la apenas existencia de diferencias significativas en la concentración de materia orgánica y nitrógeno del efluente de entrada a la planta piloto, el efecto que produce el sustrato de entrada en la biomasa puede ser estudiado a través de una de las variables operacionales de la investigación, el TRH que va modificando la carga contaminante. Así mismo dada la importancia de la temperatura en el metabolismo microbiano, de acuerdo a Levstek y Plazi (2009) la temperatura ejercerá un papel fundamental en la formación de biomasa adherida a los rellenos durante el proceso de depuración y por tanto es necesario considerar su efecto en la formación de biopelícula.

Tabla 33. Biomasa adherida al relleno durante el periodo estacionario de los diferentes ciclos a lo largo de las tres fases experimentales que componen la investigación de fondo, medidos en forma de sólidos en suspensión totales (BFSSt) como volátiles (BFSSv) referidos a volumen de relleno así como a volumen de reactor biológico. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.) y como superíndices los subconjuntos homogéneos HSD de Tukey a los que pertenece el ciclo obtenidos mediante el análisis Anova realizado a los datos bajo un intervalo de confianza del 95% ($\alpha=0,05$)

Fase de la experimentación	Ciclo	BFSSt (mg/L de relleno) (media \pm d.s.)	BFSSv (mg/L de relleno) (media \pm d.s.)	BFSSt (mg/L de reactor) (media \pm d.s.)	BFSSv (mg/L de reactor) (media \pm d.s.)
Fase I	1	2.618 \pm 272 ^{a,b}	2.145 \pm 348 ^{a,b,c}	524 \pm 54 ^{a,b}	429 \pm 70 ^{a,b}
	2	4.355 \pm 457 ^{c,d,e}	3.703 \pm 398 ^{c,d,e}	871 \pm 91 ^{b,c}	741 \pm 80 ^{b,c}
	3	5.196 \pm 324 ^{d,e}	4.482 \pm 557 ^{d,e}	1.039 \pm 65 ^{c,d}	896 \pm 111 ^{c,d,e}
	4	6.991 \pm 843 ^f	6.059 \pm 883 ^f	1.398 \pm 169 ^e	1.212 \pm 177 ^{e,f}
	5	3.608 \pm 344 ^{b,c}	3.249 \pm 297 ^{b,c,d}	722 \pm 68 ^{b,c}	650 \pm 59 ^{a,b,c}
	6	1.510 \pm 127 ^a	1.290 \pm 212 ^a	302 \pm 25 ^a	258 \pm 42 ^a
Fase II	7	4.403 \pm 188 ^{c,d,e}	3.671 \pm 186 ^{c,d,e}	1.541 \pm 66 ^{e,f}	1.285 \pm 65 ^{e,f,g}
	8	5.424 \pm 259 ^{e,f}	4.698 \pm 345 ^{d,e,f}	1.898 \pm 91 ^g	1.644 \pm 121 ^g
	9	5.284 \pm 287 ^{d,e}	4.626 \pm 552 ^{d,e,f}	1.849 \pm 100 ^{f,g}	1.619 \pm 193 ^g
	10	4.594 \pm 217 ^{c,d,e}	3.952 \pm 320 ^{d,e}	1.608 \pm 76 ^{e,f,g}	1.383 \pm 112 ^{f,g}
	11	3.775 \pm 247 ^{b,c,d}	3.354 \pm 41 ^{b,c,d}	1.321 \pm 87 ^{d,e}	1.174 \pm 14 ^{d,e,f}
	12	2.529 \pm 77 ^{a,b}	2.317 \pm 24 ^{a,b,c}	885 \pm 19 ^c	811 \pm 6 ^{b,c,d}
Fase III	13	5.844 \pm 268 ^{e,f}	4.952 \pm 257 ^{e,f}	2.922 \pm 134 ⁱ	2.476 \pm 128 ^h
	14	5.564 \pm 259 ^{e,f}	4.783 \pm 506 ^{d,e,f}	2.782 \pm 130 ⁱ	2.392 \pm 253 ^h
	15	4.604 \pm 191 ^{c,d,e}	4.253 \pm 259 ^{d,e}	2.302 \pm 96 ^h	2.126 \pm 129 ^h
	16	1.838 \pm 53 ^a	1.350 \pm 35 ^a	919 \pm 27 ^c	675 \pm 18 ^{b,c}
	17	1.988 \pm 13 ^a	1.833 \pm 33 ^{a,b}	994 \pm 6 ^{c,d}	917 \pm 17 ^{c,d,e}

Al tratarse de un sistema híbrido, por un lado el sustrato disponible hará que se inicie una competencia entre la biomasa dispersa y la adherida y por otro la presencia de microorganismos en forma de flóculos favorecerá la continua reinoculación de la biopelícula, por lo que los MLSS serán otro factor a tener en cuenta. En último lugar, se plantea la necesidad de analizar el efecto del porcentaje de relleno utilizado, si bien la biomasa total presente en el sistema es proporcional al volumen de reactor ocupado por relleno, la densidad de biomasa adherida podría verse afectada por el aumento de choques entre los diferentes elementos de relleno así como por el menor sustrato disponible; también influye de forma indirecta en la presencia de las diferentes formas de biomasa las cuales ejercerán una competencia directa por el sustrato.

El TRC del proceso determina el estado de la biomasa, en la presente investigación se ha observado el efecto de las variables operacionales en la edad del fango. Los diferentes valores de TRC experimentados son mostrados en la Tabla 34 en función de las variables operacionales. Los valores de TRC de los ciclos 5, 6, 11, 12, 16 y 17 corresponden a los valores del TRH ya que en tales ciclos se simuló un sistema de lecho móvil puro en el que no se acumula biomasa en forma suspendida.

Tabla 34. TRC para cada uno de los ciclos de las tres fases experimentales de la investigación de fondo en relación a las variables operacionales: Porcentaje de relleno, TRH, MLSS y temperatura. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.)

Fase de la experimentación	Ciclo	% Relleno	TRH (h)	MLSS (mg/L) (media±d.s.)	Temperatura (°C) (media±d.s.)	TRC (días)
Fase I	1	20	10	2.414 ± 166	17,99 ± 1,56	12,71
	2	20	24	2.514 ± 148	25,01 ± 3,49	24,72
	3	20	10	4.329 ± 342	14,12 ± 1,63	22,25
	4	20	24	4.397 ± 275	10,35 ± 1,91	55,63
	5	20	24	1.116 ± 240	7,60 ± 2,88	1,00
	6	20	10	800 ± 234	4,60 ± 2,61	0,42
Fase II	7	35	24	2.798 ± 67	14,00 ± 2,60	18,54
	8	35	10	2.581 ± 127	20,51 ± 3,26	8,56
	9	35	10	4.278 ± 154	27,88 ± 1,52	17,8
	10	35	24	4.548 ± 104	22,42 ± 2,64	56,53
	11	35	24	513 ± 67	17,03 ± 0,55	1,00
	12	35	10	500 ± 52	15,67 ± 1,53	0,42
Fase III	13	50	10	2.579 ± 61	14,43 ± 3,11	13,91
	14	50	10	4.524 ± 49	6,48 ± 3,74	18,59
	15	50	24	4.594 ± 47	5,00 ± 1,58	49,44
	16	50	24	718 ± 92	5,03 ± 3,05	1,00
	17	50	10	612 ± 3	2,50 ± 1,50	0,42

El TRC teóricamente aumenta con el TRH, al aumentar el TRH el sustrato disponible para los



microorganismos presentes en el sistema se reduce con lo que el metabolismo se ralentiza y por tanto se genera menos materia al ser consumido menos sustrato en el mismo tiempo; comparando los valores experimentados en las diferentes fases se observa como al aumentar el TRH aumenta el TRC, como se muestra en la Tabla 33 entre los ciclos de biomasa en suspensión suspendida similares (Ciclo 1 y 2; 3 y 4; 7 y 8; 9 y 10 así como 14 y 15) se observó como el TRC aproximadamente se duplica cuando el TRH pasa de 10 a 24 h.

El efecto de la biomasa dispersa en el licor mezcla posee un efecto positivo en el TRC, un aumento de la biomasa presente en el sistema para una misma cantidad de sustrato implica que los microorganismos disponen de menos sustrato y por tanto generarán menos materia que purgar, aumentando por tanto el TRC; este efecto puede verse en la Tabla 33 comparando ciclos del mismo porcentaje de relleno y TRH en los cuales el TRC aumenta conforme aumenta los MLSS.

El efecto del porcentaje de relleno respecto al TRC con los datos obtenidos, mostrado en la Tabla 34, durante las tres fases experimentales no quedó reflejado como consecuencia del mayor efecto producido por las otras variables operacionales. Obviamente cuanto mayor es el porcentaje de relleno mayor es la biopelícula presente en el sistema. Diversos estudios (Chang et al, 1991; Kwok et al. 1998; Ritmann 2001) desvelaron una posible relación entre el porcentaje de relleno con la densidad de biopelícula y su espesor. El espesor de la biopelícula a altas concentraciones de relleno presenta una mayor actividad lo cual indica una mayor tasa de eliminación de materia orgánica y nutrientes por unidad de biopelícula (Rittmann et al. 1992; Peyton 1996; Vieira y Melo 1999); sin embargo, frente a altas concentraciones de rellenos el desprendimiento de microorganismos de la biopelícula se ve favorecido suponiendo un descenso de la biomasa adherida en el biorreactor (Gjaltema et al. 1995), además la fluidificación del medio se dificulta requiriendo un mayor flujo de aire para suspender los soportes lo cual supone incurrir en un sobrecosto del proceso (Wang et al. 2005).

Por un lado, un aumento de la biomasa adherida presente en el sistema para una misma cantidad de sustrato implica que los microorganismos disponen de menos sustrato y por tanto generarán menos materia que purgar, por otro lado, la mayor concentración de relleno favorece los choques entre los mismo con lo cual debería producirse un mayor desprendimiento de la biomasa adherida y por tanto, un incremento en el TRC, dado el efecto amortiguado del porcentaje de relleno respecto a las otras variables operacionales se hace necesario realizar un estudio multivariante, el cual se expone a continuación.

El efecto de la temperatura, tal y como sucede en cualquier proceso biológico es considerable, dentro de un rango de temperatura apto para poder llevarse a cabo el proceso de depuración biológica, el

aumento de la temperatura supone un aumento de la actividad microbiana que genera un mayor consumo de sustrato y por tanto un aumento del TRC. Tal y como sucede con el porcentaje de relleno, el efecto de la variable temperatura, observando los datos mostrados en la Tabla 33, se ve amortiguado por la influencia más significativa de otras variables, aunque queda evidente en algunos casos como sucede entre los ciclos 2 y 7 de similar concentración de MLSS e igual TRH pero un importante cambio de temperatura que afecta al cambio de TRC.

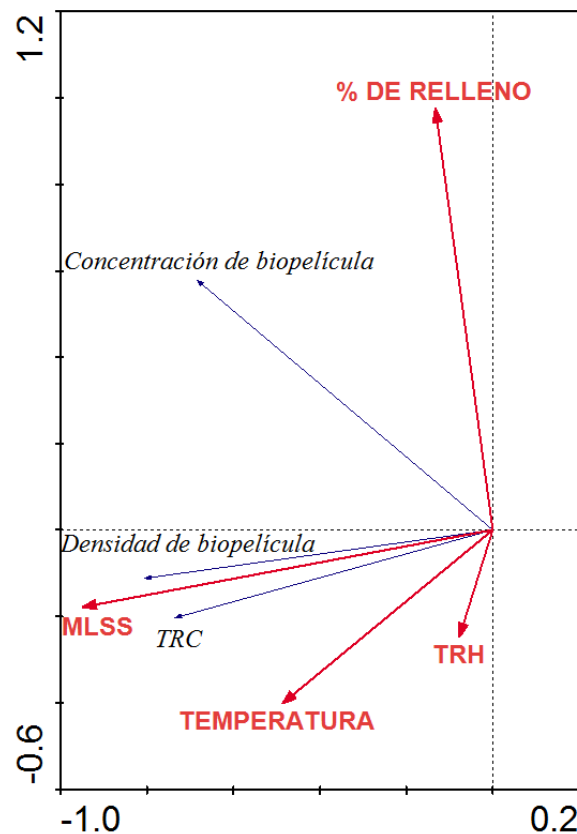


Figura 85. Diagrama bidimensional del análisis de redundancia realizado a la biomasa adherida, la densidad de la biopelícula y el TRC en función de las variables operacionales (TRH, porcentaje de relleno, temperatura, MLSS) estudiadas en la investigación de fondo

Dada la problemática de establecer el efecto de cada una de las variables operacionales en los parámetros relativos a la biopelícula y al TRC, se ha realizado un análisis multivariante que permite analizar conjuntamente el efecto de diferentes variables en una determinada especie, así como las relaciones existentes entre las diferentes especies. Para este análisis estadístico multivariante se han definido como variables el TRH, los MLSS, el porcentaje de relleno y la temperatura y como especies o variables respuesta del sistema estadístico, el TRC, la biomasa adherida y la densidad de biopelícula. El análisis realizado fue un análisis de redundancia ya que la distribución que presentaron las especies fue lineal. El análisis de redundancia de los datos de estabilidad de los 17 ciclos permitió representar un 61,5 y un 68,8 % de la



varianza acumulada de los datos de especies en el primer y segundo eje respectivamente. La varianza acumulada de la relación existente entre las especies y las variables que fue representado por el sistema estadístico fue en el primer eje del 89,5 %, siendo capaz con el segundo eje de representar la totalidad de las varianzas.

En la Figura 85, se muestra el diagrama bidimensional del análisis de redundancia, en el cual la longitud de los diferentes vectores así como la inclinación relativa de unos con respecto a otros muestran respectivamente la importancia de la variable en la relación del sistema y la influencia del vector respecto al otro. De las cuatro variables utilizadas, el test de Montecarlo reveló que tanto el porcentaje de relleno como los MLSS presentaban diferencias estadísticamente significativas en el sistema (P-value de 0,050 y 0,002 respectivamente) lo que indica que son las variables más influyentes en la variabilidad del sistema bajo las condiciones estudiadas en este trabajo.

Tabla 35. TRC para cada uno de los ciclos de la presente investigación en relación a la carga másica del sistema calculada en función de la biomasa total dispersa (MLSS), la biomasa volátil dispersa (MLSSv), la biomasa total dispersa y adherida (MLSS + Bft) y la biomasa volátil dispersa y adherida (MLSSv + Bfv), considerando en el caso de la biomasa adherida el porcentaje de relleno estudiado en cada condición de la investigación de fondo. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.)

Fase de la experimentación	Ciclo	TRC (días)	Cm (kgDBO ₅ /KgSS.días)			
			MLSS (media ± d.s)	MLSSv (media ± d.s)	MLSS + Bft (media ± d.s)	MLSSv + Bfv (media ± d.s)
Fase I	1	12,71	0,4093 ± 0,0741	0,5052 ± 0,1023	0,3448 ± 0,0401	0,4238 ± 0,0541
	2	24,72	0,1392 ± 0,0357	0,1734 ± 0,0488	0,1055 ± 0,0268	0,1279 ± 0,0331
	3	22,25	0,1632 ± 0,0597	0,1980 ± 0,0757	0,1355 ± 0,0530	0,1636 ± 0,0649
	4	55,63	0,0730 ± 0,0221	0,0894 ± 0,0278	0,0543 ± 0,0201	0,0658 ± 0,0253
	5	1,00	0,2458 ± 0,0623	0,2899 ± 0,0792	0,1539 ± 0,0602	0,1768 ± 0,0670
	6	0,42	1,1962 ± 0,6096	1,5721 ± 0,7549	0,6431 ± 0,1705	0,7813 ± 0,2481
Fase II	7	18,54	0,1337 ± 0,0199	0,1625 ± 0,0236	0,0869 ± 0,0134	0,1047 ± 0,0165
	8	8,56	0,3518 ± 0,0543	0,4349 ± 0,0688	0,2143 ± 0,0290	0,2581 ± 0,0383
	9	17,8	0,1601 ± 0,0262	0,1890 ± 0,0323	0,1097 ± 0,0166	0,1272 ± 0,0198
	10	56,53	0,0750 ± 0,0069	0,0884 ± 0,0066	0,0559 ± 0,0043	0,0665 ± 0,0038
	11	1,00	0,6048 ± 0,1782	0,7250 ± 0,2022	0,1917 ± 0,0549	0,2200 ± 0,0713
	12	0,42	1,6997 ± 0,0206	1,9900 ± 0,0141	0,6288 ± 0,0627	0,7006 ± 0,0658
Fase III	13	13,91	0,1682 ± 0,1171	0,2101 ± 0,1297	0,0697 ± 0,0459	0,0832 ± 0,0538
	14	18,59	0,2168 ± 0,0317	0,2590 ± 0,0324	0,1331 ± 0,0189	0,1568 ± 0,0183
	15	49,44	0,0845 ± 0,0069	0,1021 ± 0,0095	0,0577 ± 0,0058	0,0662 ± 0,0072
	16	1,00	0,5402 ± 0,0257	0,6378 ± 0,0163	0,2309 ± 0,0078	0,2936 ± 0,0035
	17	0,42	1,4113 ± 0,1625	1,6220 ± 0,1727	0,5378 ± 0,0585	0,5957 ± 0,0584

En la densidad de biopelícula formada, como muestra la Figura 85, la variable más influyente fue los

MLSS, los cuales además de presentar una elevada longitud del vector el ángulo formado entre ambos es muy reducido, lo cual implica que a mayor concentración de biomasa suspendida la biomasa adherida es mayor. Al igual que sucediera con el TRC, la temperatura también presentó una fuerte correlación positiva, cuanto mayor fue la temperatura, mayor fue la densidad de biopelícula formada, lo cual se atribuye al aumento de la actividad microbiana como consecuencia del aumento de temperatura. Así mismo, el TRH también presentó, aunque en menor medida, una influencia positiva, lo cual es atribuido a que durante la investigación el sustrato no fue limitante. Así mismo el análisis multivariante demostró que la concentración de relleno no influyó en la densidad de biopelícula bajo las condiciones estudiadas, no presentando ninguna correlación.

La cantidad total de biomasa dispersa en el reactor biológico presentó, obviamente una correlación positiva con el porcentaje de relleno. Así mismo se observó que la variable MLSS presentó una relación positiva, mayor fue la cantidad de biomasa adherida del sistema cuanto mayor fue la temperatura. El efecto del TRH, cuya importancia en el sistema fue muy inferior a la esperada (P-value de 0,7180) y el de la temperatura no fue destacable en esta variable como muestra la Figura 85, en la cual el ángulo formado entre la cantidad total de biomasa y ambas variables fue prácticamente de 90°.

Conocida la influencia de los MLSS en el TRC, una relación empírica fue diseñada para estudiar la influencia de ambos, para ello uno de los parámetros tradicionalmente usados en sistemas de depuración convencional fue empleado, la carga másica. Al tratarse de un sistema híbrido, con biomasa dispersa y adherida, se planteó la problemática en la definición de la carga másica. Como muestra la Tabla 35, cuatro cargas másicas fueron definidas en función de la biomasa que fuera considerada, biomasa en suspensión o biomasa en suspensión y biopelícula y sendas en forma de SSt o SSv.

Las relaciones entre las cuatro variables definidas en función del TRC fueron analizadas. Atendiendo a la definición de TRC, a bajas cargas másica éste parámetro se hace muy alto, así mismo TRC se hace prácticamente nulo si la carga másica se hace muy grande, aritméticamente este comportamiento puede ser modelizado mediante una hipérbola, la cual es la única función geométrica que presenta una asíntota horizontal en el eje de abscisas y vertical en el eje de ordenadas, siendo sus valores siempre positivos en el primer cuadrante (X e Y mayores que 0).

Definida la tipología de curva a utilizar, cuatro ajustes a tal función fueron realizados con los datos de la Tabla 35 siendo la variable dependiente el TRC y la variable independiente cada una de las cargas másicas definidas; con los cuatro ajustes se pretende conocer cuál es la mejor relación existente entre la carga orgánica del proceso y el TRC. Los valores obtenidos correspondientes a las cuatro relaciones son



representados con sus pertinentes ajustes en la Figura 86, como puede verse los ajustes presentan una correlación R^2 superior al 0,70, sin embargo los mejores valores son los obtenidos para los MLSS, con correlaciones superiores o 0,84; esto es debido a que dado que la biopelícula está en continua adhesión desprendimiento con los MLSS, una vez que el sistema está en equilibrio la biomasa celular eliminada mediante la purga es aquella que se encuentra en forma de flóculo, en el cual se incluyen tanto los propios flóculos biológicos como la biopelícula desprendida, por este motivo los mejores ajustes se dan para los MLSS.

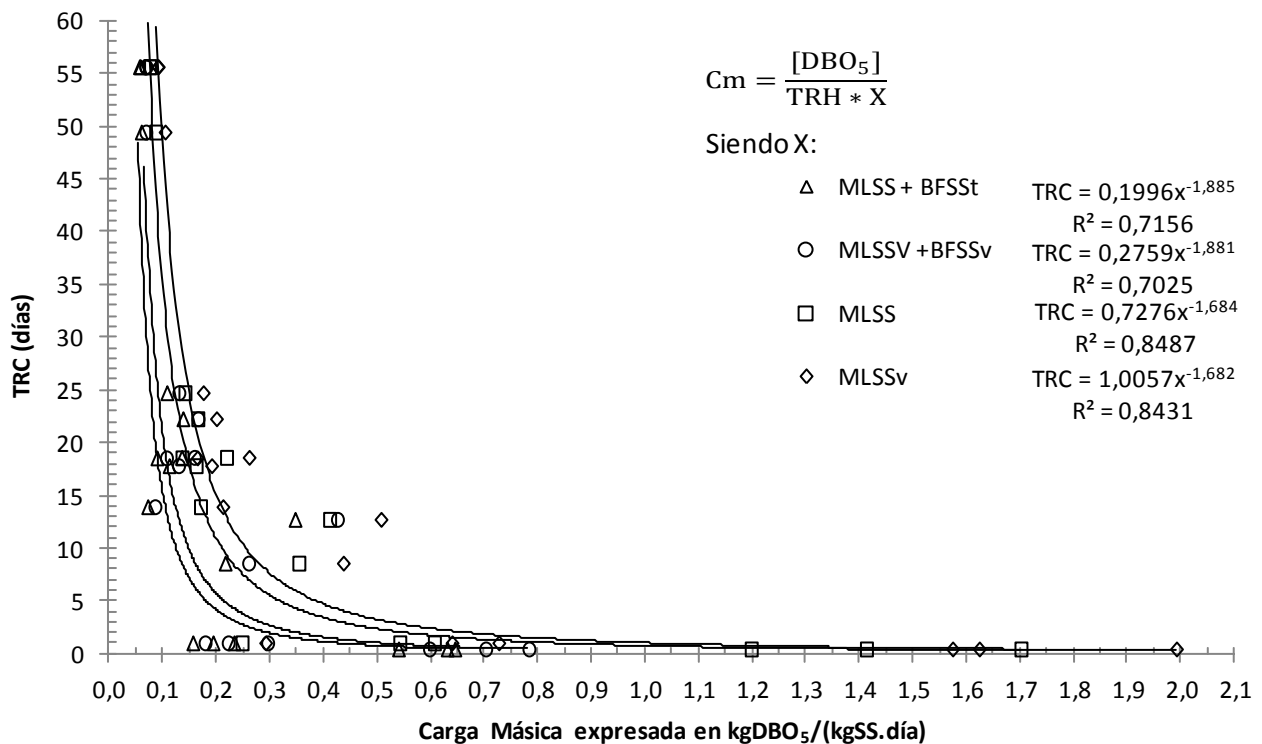


Figura 86. TRC expresado en días en relación a las cuatro cargas másicas definidas en función de la biomasa que se considera para cada uno de los ciclos experimentados en la investigación de fondo

Por otro lado, a pesar de no observarse grandes diferencias entre correlacionar los MLSS totales o volátiles, la correlación de los primeros es ligeramente superior alcanzando un valor de R^2 de 0,8494 frente al 0,8472 de los volátiles.

Los resultados obtenidos en el ajuste muestran que con un adecuado índice de correlación el TRC puede expresarse en función de la carga másica, lo cual permite hacer una adecuada aproximación de la edad del fango para un proceso de este tipo, pudiendo de cara a un predimensionamiento del proceso utilizar la ecuación 58 para estimar la edad del fango en función de la carga másica (cm) del proceso.

$$TRC_{Global}(días) = 4,2673 C_m^{-0,996} \tag{58}$$

Una vez definida la correlación entre la carga másica y el TRC, se pueden obtener valores mínimos de carga másica para operar con un sistema de este para que un determinado TRC de la biomasa sea garantizado, si es necesario que el fango tenga al menos 19 días de edad para simplificar la línea de fangos de la instalación sería necesario operar a una carga másica de 0,144 kgDBO₅/(kgMLSS.día). Definida la concentración de materia orgánica a la entrada puede determinarse la concentración de MLSS a la que trabajar y el TRH del sistema a partir de la definición de carga másica dada por la ecuación 16.

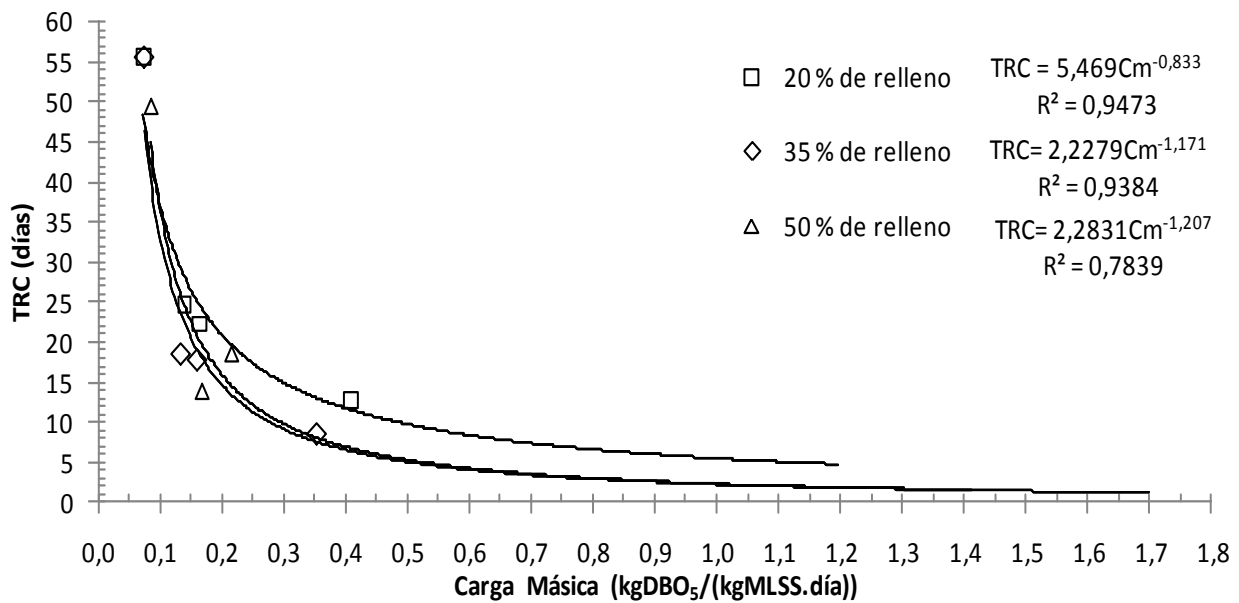


Figura 87. TRC expresado en días en relación a la carga másica en unidades de KgDBO₅/(kgMLSS.día) para cada una de las tres fracciones de relleno estudiadas (20, 35 y 50 %) en la investigación de fondo

Así mismo una relación similar puede ser obtenida en función del porcentaje de relleno que se quiera emplear, pudiendo por tanto adaptar la curva a los tres rangos de porcentaje de relleno estudiados en esta investigación, dado que ya se ha comprobado que el mejor ajuste se realiza para la curva TRC carga másica considerando la biomasa total de los MLSS.

En la Figura 87 se muestran los tres ajustes hiperbólicos realizados para cada uno de los porcentajes de relleno analizados en la investigación. A excepción del ajuste realizado al 50 % de relleno, los índices de correlación obtenidos (R^2) son superiores a 0,938, lo cual muestra la bondad del ajuste. Las curvas de predimensionamiento para el 20, 35 y 50 % se muestran en las ecuaciones 59, 60 y 61 respectivamente.

$$TRC_{20\%}(\text{días}) = 5,4690 Cm^{-0,833} \quad (59)$$

$$TRC_{35\%}(\text{días}) = 2,2279 Cm^{-1,171} \quad (60)$$

$$TRC_{50\%}(\text{días}) = 2,2831 Cm^{-1,207} \quad (61)$$



El efecto de la temperatura, a pesar de no haber mostrado diferencias estadísticamente significativas en el análisis multivariante ha sido analizado en los ciclos con acumulación de biomasa en forma dispersa. La temperatura afecta al proceso biológico, por lo que se ha obtenido la diferencia entre los valores teóricos de TRC en ausencia de proceso biológico (a partir del balance de materia expresado en la ecuación 62, en el cual se asume que la concentración de sólidos en suspensión en el efluente es 0) y los valores reales obtenidos durante la investigación de fondo (Tabla 36).

El sustrato que entra al reactor biológico es parcialmente consumido por los microorganismos, lo cual supone que el sustrato a extraer mediante la purga sea menor por lo que el caudal de purga se reduce y el TRC aumenta. El aumento del TRC obtenido frente al teórico se obtiene mediante la ecuación 63, cuyos valores se muestran en la Tabla 36.

Tabla 36. Influencia de la temperatura en el TRC del sistema frente al TRC teórico en ausencia de proceso biológico durante los ciclos con concentración de biomasa dispersa de la investigación de fondo

Fase de la experimentación	Ciclos	Temperatura (°C)	TRC (días)		
			Teórico	Real	Δ
Fase I	Ciclo 1	17,99	7,80	12,71	4,91
	Ciclo 2	25,01	17,65	24,72	7,07
	Ciclo 3	14,12	17,98	22,25	4,27
	Ciclo 4	10,35	52,85	55,63	2,78
Fase II	Ciclo 10	22,42	50,00	56,53	6,53
	Ciclo 7	14,00	15,02	18,54	3,52
	Ciclo 8	20,51	4,66	8,56	3,90
	Ciclo 9	27,88	9,72	17,80	8,08
Fase III	Ciclo 13	14,43	8,83	13,91	5,08
	Ciclo 14	6,48	17,37	18,59	1,22
	Ciclo 15	5,00	48,59	49,44	0,85

$$\text{TRC}_{\text{Teórico}} = \text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} \quad (62)$$

$$\Delta \text{TRC} = \text{TRC} - \text{TRC}_{\text{Teórico}} \quad (63)$$

En la Figura 88a se muestran tanto el TRC obtenido como el calculado. Tal y como puede observarse, la diferencia entre ambos aumenta conforme aumenta la temperatura; dicha diferencia es representada en la Figura 88b. El aumento del TRC obtenido frente al teórico presenta un adecuado ajuste a una regresión lineal ($R^2=0,9005$) cuya ecuación se muestra en la ecuación 64.

$$\Delta \text{TRC}_{\text{Global}} (\text{días}) = 0,2951 T - 0,3963 \quad (64)$$

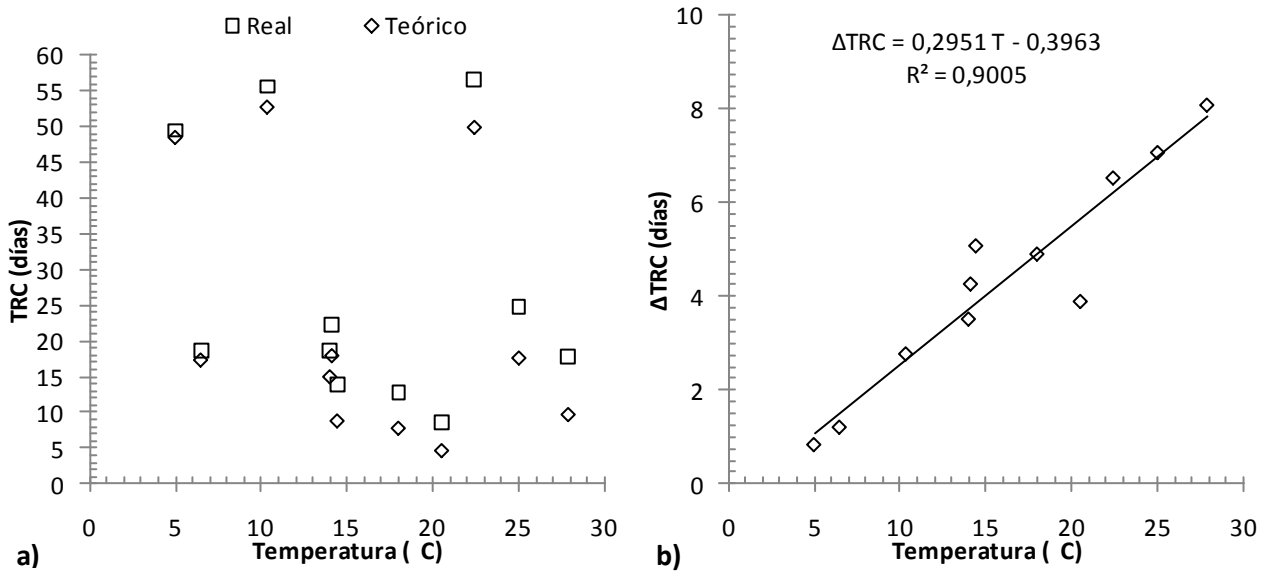


Figura 88. a) TRC del sistema y TRC teórico calculado en ausencia de proceso biológico durante los ciclos con concentración de biomasa dispersa de la investigación de fondo frente a la temperatura media del periodo estacionario del ciclo; b) diferencia entre el TRC del sistema y TRC calculado

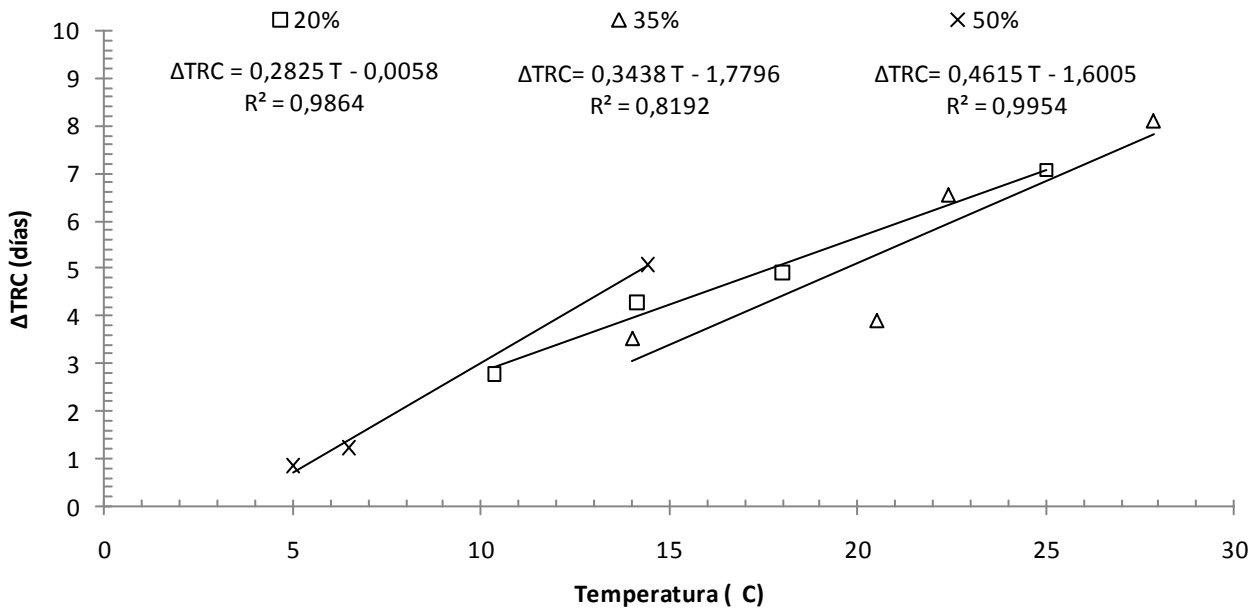


Figura 89. Diferencia entre el TRC del sistema y TRC teórico calculado en ausencia de proceso biológico durante los ciclos con concentración de biomasa dispersa de la investigación de fondo de cada una de las fases correspondientes al 20, 35 y 50% de relleno frente a la temperatura media del periodo estacionario del ciclo

El mismo análisis fue realizado para los TRC obtenidos en cada una de las fases de la investigación correspondientes a cada uno de los tres porcentajes de relleno estudiados, los incrementos del TRC



obtenido frente al teórico son mostrados en la Figura 89. Dado que globalmente presentaron un adecuado ajuste a una ecuación lineal, tres ajustes en función del porcentaje de relleno empleado se han obtenido para comprobar cómo afecta la biomasa adherida al TRC del sistema en función de la temperatura. Los ajustes obtenidos para el 20, 35 y 50 %, cuya correlación (R^2) fue 0,9864, 0,8192 y 0,9954 respectivamente, se muestran en las ecuaciones 65, 66 y 67 en orden creciente de porcentaje.

Los ajustes obtenidos permiten observar que el porcentaje de relleno afecta al incremento del TRC en función de la temperatura, la pendiente de la ecuación disminuye acorde al porcentaje de relleno. Esto indica que la presencia de biopelícula incrementa el TRC de modo que al aumentar el porcentaje de relleno y por tanto la cantidad de biomasa en forma de biopelícula en el reactor biológico el efecto de la temperatura en el TRC se ve incrementado.

$$\Delta\text{TRC}_{20\%}(\text{días}) = 0,2825 T - 0,0058 \quad (65)$$

$$\Delta\text{TRC}_{35\%}(\text{días}) = 0,3438 T - 1,7796 \quad (66)$$

$$\Delta\text{TRC}_{50\%}(\text{días}) = 0,4615 T - 1,6005 \quad (67)$$

Despejando TRC de la ecuación 63 y reemplazando el valor de TRC teórico por su expresión (ecuación 62) es posible expresar el TRC del sistema en función de TRH, MLSS y SS del influente tal y como se muestra en la ecuación 68.

$$\text{TRC} = \text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + \Delta\text{TRC} \quad (68)$$

Dado que bajo las condiciones estudiadas en la presente investigación, ΔTRC puede relacionarse linealmente con la temperatura, es posible relacionar el TRC además de con las variables anteriormente mencionadas, con la temperatura, obteniendo para el caso general la ecuación 69 con un R^2 de 0,9005, resultado de sustituir en la ecuación 68 la ecuación 64; en la expresión, las unidades de las variables, al tratarse de una ecuación empírica, son días para el TRH, grados centígrados ($^{\circ}\text{C}$) para la temperatura y para MLSS y SS del influente la misma unidad de concentración.

$$\text{TRC}_{\text{Global}}(\text{días}) = \text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0,2951 T - 0,3963 \quad (69)$$

Sin embargo, para un adecuado dimensionamiento es necesario incluir el porcentaje de relleno empleado en el sistema, por lo que análogamente se obtienen las ecuaciones 70, 71 y 72, con una correlación (R^2) de 0,9864, 0,8192 y 0,9954, para los porcentajes de relleno 20, 35 y 50% respectivamente.



$$TRC_{20\%} \text{ (días)} = TRH \frac{MLSS}{SS_{\text{influyente}}} + 0,2825 T - 0,0058 \quad (70)$$

$$TRC_{35\%} \text{ (días)} = TRH \frac{MLSS}{SS_{\text{influyente}}} + 0,3438 T - 1,7796 \quad (71)$$

$$TRC_{50\%} \text{ (días)} = TRH \frac{MLSS}{SS_{\text{influyente}}} + 0,4615 T - 1,6005 \quad (72)$$

En la Figura 90 se representan las ecuaciones 69, 70, 71 y 72 para los TRH estudiados, dos concentraciones de MLSS en el rango estudiado (2500 y 4500 mg/L) y la concentración media de sólidos en suspensión a la entrada obtenida durante la investigación de fondo (116 mg/L) en función de la temperatura en el rango de temperaturas en el que el sistema operó (5 a 30 °C).

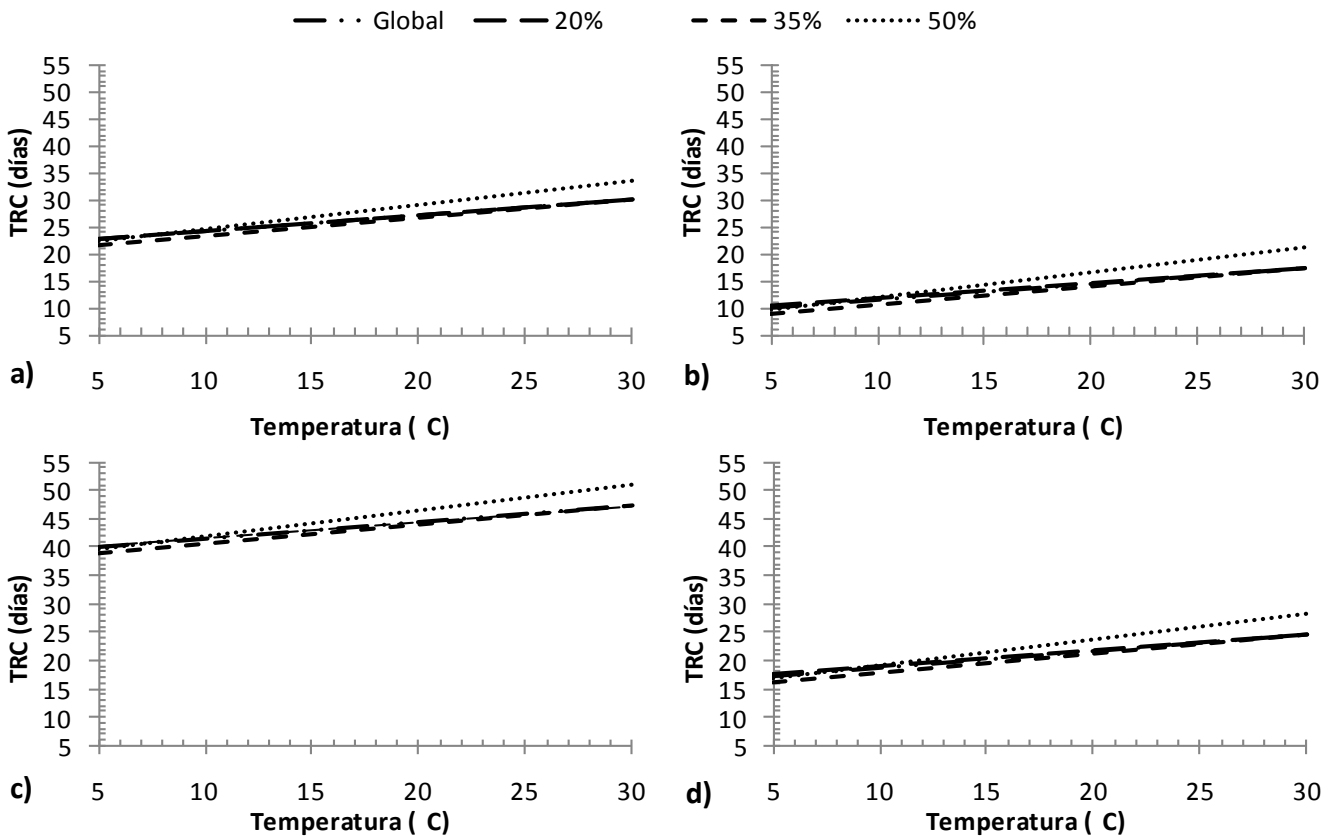


Figura 90. Representación gráfica de los modelos de TRC obtenidos frente a la temperatura globalmente así como para cada uno de los porcentajes de relleno estudiados durante la investigación de fondo para los dos TRH analizados de 24 horas (a y c) y 10 horas (b y d) para MLSS de 2500 mg/L (a y b) y 4500 mg/L (c y d) tomando como valor de SS a la entrada del reactor biológico el valor medio durante la investigación (116 mg/L)

Tal y como puede verse en la figura, independientemente del porcentaje de relleno, el TRC aumenta con la temperatura, así mismo destaca que conforme aumenta la temperatura la diferencia del TRC es



mayor para el mayor porcentaje de relleno en prácticamente 4 días a 30 °C. A bajas temperaturas, inferiores a 15 °C por el contrario, apenas se muestran diferencias en TRC obtenido para cada uno de los porcentajes de relleno.

Comparando la Figura 90 a y c y la Figura 90 b y d se observa cómo aumenta el TRC acorde al aumento de MLSS, dicho aumento para una el TRH de 24 horas se sitúa en torno a los 17 días, valor muy superior al obtenido para 10 horas de TRH el cual es ligeramente superior a 7 días. Así mismo, se observa, como ante igualdad de MLSS pasar de 24 a 10 horas de TRH supone una importante reducción del TRC, disminución que se acentúa conforme aumenta los MLSS; en los casos presentados en la Figura 90, para la menor concentración de MLSS el TRC a 24 horas de TRH es aproximadamente 12,5 días mayor que a 10 horas de TRH y a la mayor concentración dicho aumento se sitúa en torno a 22,5 días.

4.7.2. Comportamiento del sistema en relación a la materia orgánica. Estudio de la cinética heterotrófica

Los rendimientos en eliminación de materia orgánica obtenidos durante los 17 ciclos experimentales que componen la presente investigación de fondo se recogen en la Tabla 37, en la cual, además se muestran como superíndices de los valores medios los subconjuntos homogéneos a los que pertenecen los valores obtenidos en el análisis de varianzas (ANOVA) de HSD de Tukey realizado con un índice de confianza del 95 % ($\alpha=0,05$). Como puede observarse, los rendimientos medios en eliminación de DQO oscilan entre el $67,05 \pm 1,14$ % obtenido durante el ciclo 17 hasta el $95,98 \pm 2,43$ % del ciclo 10; en relación a la DBO_5 , los rendimientos medios variaron entre el $74,14 \pm 0,84$ % del ciclo 17 hasta el $98,84 \pm 1,12$ % del ciclo 4. Observando los datos queda patente el efecto de los MLSS y del TRH, obteniendo mayores rendimientos conforme aumentan ambas variables ante igualdad de las restantes. Sin embargo, como muestra el análisis estadístico de ANOVA realizado, la variable porcentaje de relleno no mostró una tendencia general en el comportamiento del sistema al no presentarse diferencias estadísticamente significativas ante igualdad del resto de variables solo diferenciándose el porcentaje de relleno.

Comparando los ciclos 1, 8 y 13, los cuales ante similares concentraciones de biomasa dispersa (2.414 ± 166 , 2.798 ± 67 y 2.579 ± 61 mg/L), todos ellos bajo un TRH de 10 h, en orden creciente de concentración de relleno no presentaron diferencias estadísticamente significativas; de estos tres ciclos el que mejor rendimiento presentó fue el de concentración intermedia, lo cual se atribuye a la mayor temperatura experimentada durante la fase experimental ($20,51 \pm 3,26$ frente a los $17,99 \pm 1,56$ y $14,43 \pm 3,11$ °C de los 1 y 13 respectivamente). Los ciclos 1 y 13 presentaron un rendimiento muy similar en eliminación de DQO como puede verse en la Tabla 37 ya que la menor temperatura experimentada en el ciclo 13 se vio

atenuada por el importante aumento de biopelícula presente tanto como consecuencia del aumento del porcentaje de relleno del 20 al 50 % como por el aumento de la densidad de biopelícula de 2.618 ± 272 a 5.844 ± 268 mg/L de relleno, lo cual en términos de volumen de reactor biológico supone el aumento de biomasa adherida de 523 ± 54 a 2.922 ± 134 mg/L de reactor biológico. La eliminación de DBO_5 en los ciclos 1, 8 y 13 mantuvo la misma tendencia que la DQO, presentado los mejores rendimientos en el ciclo de mayor temperatura.

Tabla 37. Porcentajes medios en eliminación de materia orgánica medidos como DQO y DBO_5 para cada uno de los ciclos de las tres fases experimentales durante el estado estacionario. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.) y como superíndices los subconjuntos homogéneos HSD de Tukey a los que pertenece el ciclo obtenidos mediante el análisis Anova realizado a los datos bajo un intervalo de confianza del 95% ($\alpha=0,05$)

Fase de la experimentación	Ciclo	% DQO eliminada (media \pm d.s.)	% DBO_5 eliminada (media \pm d.s.)
Fase I	1	87,62 \pm 2,47 ^{a, b}	94,41 \pm 2,26 ^{a, b, c, d}
	2	93,44 \pm 2,14 ^b	97,73 \pm 0,81 ^{d, e, f}
	3	92,95 \pm 4,08 ^b	97,47 \pm 2,56 ^{c, d, e, f}
	4	95,83 \pm 2,43 ^b	98,84 \pm 1,12 ^f
	5	83,05 \pm 0,77 ^{c, d}	87,01 \pm 0,92 ^{g, a}
	6	73,00 \pm 1,00 ^c	83,05 \pm 1,17 ^h
Fase II	7	95,33 \pm 2,20 ^b	98,43 \pm 0,35 ^{e, f}
	8	89,52 \pm 3,29 ^b	96,56 \pm 1,41 ^{b, c, d, e}
	9	94,31 \pm 2,45 ^b	98,02 \pm 0,33 ^{e, f}
	10	95,98 \pm 1,52 ^b	98,67 \pm 0,30 ^f
	11	86,36 \pm 2,12 ^{a, d}	91,54 \pm 0,21 ^{a, b}
	12	77,14 \pm 0,89 ^c	83,62 \pm 2,17 ^{h, i}
Fase III	13	87,40 \pm 6,90 ^{a, b}	96,10 \pm 5,36 ^{a, b, c}
	14	93,41 \pm 3,92 ^{a, b}	96,54 \pm 2,65 ^{d, e, f}
	15	91,34 \pm 2,53 ^{a, b}	94,88 \pm 2,41 ^{b, c, d, e, f}
	16	80,93 \pm 0,97 ^c	84,99 \pm 0,26 ^{i, g}
	17	67,50 \pm 1,14 ^e	74,17 \pm 0,84 ⁱ

Ante una concentración de MLSS similar pero un considerable aumento del TRH hasta 24 h, los ciclos 2 y 7 nuevamente, presentaron unos mejores rendimientos ante la concentración de relleno del 35 %, a pesar de que la temperatura fue más favorable durante el ciclo 2, la presencia de mas biomasa en forma de biopelícula permitió alcanzar mejores rendimientos.

En el caso de menor TRH y mayor MLSS (ciclos 3, 9 y 14), de nuevo se observó un mejor rendimiento en el caso de porcentaje de relleno intermedio tanto en eliminación de DQO como DBO_5 , siendo el peor rendimiento obtenido el de mayor concentración de relleno. Los rendimientos, tal y como sucediera en el caso de MLSS en torno a 2,5 g/L se vieron ordenados en orden decreciente de temperatura, obteniendo los



mejores resultados a la mayor temperatura y los menos favorables a menor.

En los ciclos de MLSS similares pero mayor TRH (ciclos 4, 10 y 15), los rendimientos obtenidos a baja y media concentración de relleno fueron similares lo que de nuevo indica que el efecto de la presencia de biopelícula es superior al de la temperatura ya que a pesar de presentar una menor temperatura el ciclo 4 que el ciclo 10 ($10,35 \pm 1,91$ y $22,42 \pm 2,64$ °C respectivamente) la biopelícula presente en el sistema fue similar con valores medios de 1.398 ± 168 y 1.607 ± 76 mg/L de reactor biológico. Las bajas temperaturas experimentadas durante el ciclo 15 en el cual se llegaron a temperaturas de hasta 2 °C el proceso biológico se vio inhibido a pesar de presentar un valor medio de biopelícula por volumen de reactor biológico similar.

En los ciclos de menor concentración de MLSS se observó un importante descenso de los rendimientos en eliminación de materia orgánica, tal y como se observa en la Tabla 37. Analizando los datos bajo el mayor TRH (Ciclos 5, 11 y 16) se observó que de nuevo los mejores rendimientos fueron obtenidos para el ciclo con un 35 % de relleno, correspondiéndose con el ciclo de mayor temperatura media, la cual se situó en torno a $17,03 \pm 0,55$ °C, muy por encima de los $7,60 \pm 2,88$ °C de temperatura media del ciclo 5 que presentó un rendimiento intermedio entre el del 35 % y el 50 %, el cual presentó el menor rendimiento, lo cual estuvo motivado por las bajas temperaturas medias del mencionado ciclo ($5,03 \pm 3,05$ °C). En este caso, la cantidad de biomasa en forma de biopelícula presente en el reactor biológico presentó un orden similar al de la temperatura, siendo para los ciclos 11, 16 y 5 respectivamente 721 ± 82 , 1.321 ± 86 y 919 ± 27 mg/L de reactor biológico. Respecto al caso de TRH de 10 horas (ciclos 6, 12 y 17), los mejores rendimientos fueron experimentados en el ciclo con una temperatura media superior de $15,67 \pm 1,53$ °C (ciclo 12) siendo obtenidos rendimientos muy inferiores en los dos ciclos restantes, como consecuencia de las extremadamente bajas temperaturas experimentadas ($4,60 \pm 2,61$ y $2,50 \pm 1,50$ °C para los ciclos 6 y 17 respectivamente) a pesar de que la concentración de biopelícula por volumen de relleno fuera más elevada en ciclo 17 y en el caso de los MLSS lo fueran en el ciclo 6.

Comparando los resultados obtenidos en eliminación de materia orgánica con los obtenidos por otros autores en tecnologías sin relleno queda patente el efecto de la presencia del lecho; Krzeminski et al. (2012) trabajando con un biorreactor de membrana convencional y un TRH superior a 24 horas y una DQO del influente similar a la que trabajó la planta piloto de lechos móviles, obtuvo un rendimiento en eliminación de DQO del 94,1 % operando a concentraciones superiores a 8,3 g/L; con el proceso de biorreactor de membrana con lecho móvil de la presente investigación se obtuvieron a TRH de 24 horas rendimientos muy similares e incluso superiores para concentraciones de biomasa dispersa mayores de 2 g/L; Gomez et al. (2012) en una planta real de biorreactores de membrana operando a TRH superior a 24 horas, obtuvo rendimientos en torno al 91 % de DQO bajo una concentración de 4,2 g/L de MLSS, con el

lecho móvil probado en esta investigación ese 91 % es ampliamente superado bajo concentraciones muy inferiores de MLSS en el reactor biológico, así mismo comparando con los valores obtenidos bajo concentraciones de MLSS similares (ciclos 4, 10 y 15) queda patente la mejora que supone en eliminación de materia orgánica la introducción del relleno alcanzando unos valores medios para el 20, 35 y 50 % de relleno $95,83 \pm 2,13$, $95,98 \pm 1,52$ y $91,34 \pm 2,53$ % de eliminación de DQO respectivamente, se observa cómo además de suponer una mejora significativa en el rendimiento permite operar a temperatura tan bajas como las mantenidas durante el ciclo 15 ($5,00 \pm 1,58^\circ\text{C}$) con un rendimiento muy similar por el efecto de la presencia de biopelícula en el reactor biológico.

Así mismo, analizando los resultados obtenidos a bajo TRH se observa como la presencia del lecho móvil en el sistema supone una mejoría sustancial en la eficiencia en eliminación de DBO_5 , Rodríguez et al. (2012) en un biorreactor de membrana con módulos de membrana y un influente de características similares obtuvo un rendimiento en eliminación de DBO_5 del 91,8 % bajo 12 horas de TRH y 4,017 g/L de MLSS, con lecho móvil a concentraciones de MLSS similares (ciclos 3, 9 y 14) rendimientos superiores han sido obtenidos ($97,47 \pm 2,56$, $98,02 \pm 0,33$ y $96,54 \pm 2,65$ % respectivamente) operando con 2 horas menos de TRH y aumentando sustancialmente el TRC pasando de los 14 días de Rodríguez et al. (2012) obtenidos a una temperatura media de 16°C a TRC de 22,25, 17,8 y 18,59 días obtenidos en los ciclos de 20, 35 y 50 % de relleno respectivamente a temperaturas incluso inferiores como en el caso del ciclo 14 cuya temperatura media fue $6,48 \pm 3,74^\circ\text{C}$, de modo que la presencia de lecho en un biorreactor de membrana permitiría no solo tratar mayor caudal de entrada (TRH menor) sino incrementar el TRC del fango; incluso en aquellos ciclos de menor concentración de biomasa dispersa y menor TRH (ciclos 1, 8 y 13) se observa cómo a partir del 35 % de relleno se obtienen valores similares a los de Rodríguez et al. (2012) con prácticamente la mitad de MLSS y 2 horas menos de TRH aunque en este caso si se produce una reducción del TRC, siendo necesaria el mayor porcentaje de relleno probado en esta investigación (50 %) para obtener un TRC similar tal y como se obtuvo en el ciclo 13 (13,91 días). Estos resultados indican que es posible reducir la concentración de MLSS en un biorreactor de membrana sin reducir o incluso aumentando la eficiencia del proceso incorporando relleno en el reactor biológico sin disminuir el TRC, dado que la demanda energética en un biorreactor de membrana aumenta con los MLSS, los costes en aireación de un procesos de membrana con lecho móvil se podrían ver reducidos con el empleo del relleno plástico. Así mismo, la introducción del relleno supone una reducción del TRH del proceso respecto a un MBR lo cual puede ser de gran utilidad para aquellas plantas que experimenten un aumento de caudal de entrada que no pueda ser asumido por un incremento de concentración de MLSS.

En términos generales, se observó que a temperaturas inferiores a 5°C el rendimiento en



eliminación de materia orgánica se ve reducido drásticamente, y que a menor TRH el efecto de la temperatura es más importante que la presencia de biomasa mientras que la concentración de relleno presenta un mayor efecto a TRH altos. Esto es debido a que la forma de crecimiento de biopelícula requiere un mayor tiempo de contacto para llevar a cabo la oxidación, sin embargo a bajos TRH, en los que predomina el consumo por parte de los flóculos biológicos, el metabolismo de éstos se ve más activado a altas temperaturas.

Tabla 38. Constantes cinéticas medias de la biomasa heterótrofa obtenidas durante el periodo de estabilidad. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.)

Fase de la experimentación	Ciclo	Y_H (mgDQO _{formada} /mgDQO _{oxidada}) (media \pm d.s.)	$\mu_{H,m\acute{a}x}$ (h ⁻¹) (media \pm d.s.)	$K_{H,N}$ (mgDQO/L) (media \pm d.s.)	b_H (h ⁻¹) (media \pm d.s.)
Fase I	1	0,622 \pm 0,028	0,0535 \pm 0,0189	5,84 \pm 0,79	0,01413 \pm 0,00949
	2	0,577 \pm 0,024	0,0392 \pm 0,0038	6,23 \pm 0,62	0,01291 \pm 0,01229
	3	0,530 \pm 0,003	0,0426 \pm 0,0030	7,55 \pm 0,90	0,00712 \pm 0,00170
	4	0,462 \pm 0,014	0,0316 \pm 0,0031	8,63 \pm 0,34	0,00568 \pm 0,00248
Fase II	7	0,636 \pm 0,029	0,0401 \pm 0,0229	6,14 \pm 1,89	0,01472 \pm 0,01854
	8	0,714 \pm 0,076	0,0560 \pm 0,0126	6,65 \pm 0,49	0,01703 \pm 0,01200
	9	0,537 \pm 0,033	0,0553 \pm 0,0131	4,88 \pm 1,47	0,00912 \pm 0,00190
	10	0,506 \pm 0,004	0,0448 \pm 0,0010	5,83 \pm 0,51	0,00768 \pm 0,00638
Fase III	13	0,593 \pm 0,057	0,0537 \pm 0,0070	6,04 \pm 0,58	0,01952 \pm 0,00502
	14	0,515 \pm 0,011	0,0348 \pm 0,0010	6,50 \pm 0,45	0,00671 \pm 0,00258
	15	0,504 \pm 0,016	0,0245 \pm 0,0006	7,83 \pm 0,24	0,00511 \pm 0,01146

Para corroborarlo estas tendencias obtenidas en la eliminación de materia orgánica tanto en forma de DQO como de DBO₅ se recurrió al estudio de la cinética microbiana realizado sobre la biomasa heterótrofa a través de la obtención de sus constantes cinéticas mediante ensayos respirométricos. Los datos medios de los diferentes coeficientes cinéticos obtenidos durante los periodos de estabilidad de los ciclos 1, 2, 3 y 4 de la fase experimental 1, de los ciclos 7, 8, 9 y 10 de la fase 2 y de los ciclos 13, 14 y 15 de la última fase se muestran en la Tabla 38. Como se observa, las constantes cinéticas presentaron diferentes valores en los distintos ciclos lo que muestra la influencia de los parámetros operativos. La influencia de la temperatura en la cinética microbiana genera un efecto claro, sin embargo a grandes rasgos puede observarse la influencia del TRH y de los MLSS, siendo menor la influencia del relleno como sucediera en el caso de los rendimientos.

La tasa de producción de la biomasa heterótrofa (Y_H) se mantuvo en el rango ordinario de la biomasa propuesto por la ASM1 (Henze et al, 1999), aunque ligeramente más bajos que los obtenidos por Trapani et al. (2010) en un sistema híbrido como éste operando bajo un porcentaje de relleno del 30 % con el mismo relleno, el cual obtuvo una $Y=0,88$. La tasa de producción osciló entre $0,462\pm 0,014$



mgDQO_{formada}/mgDQO_{oxidada} del ciclo 4, el de menor porcentaje de relleno, mayor concentración de MLSS y mayor TRH y $0,714 \pm 0,076$ mgDQO_{formada}/mgDQO_{oxidada} del ciclo 8, con un 35 % de relleno, $2,581 \pm 127$ mg/L de MLSS y 10 h de TRH. En líneas generales la tasa de producción es mayor a bajos TRH, el efecto de la biomasa en la tasa de producción es inverso, al aumentar la biomasa la Y_H se ve aminorada, este efecto es mayor en relación a biomasa dispersa que a la biomasa adherida; mayores diferencias fueron observadas entre diferentes concentraciones de MLSS que bajo diferentes porcentajes de relleno, el cual es el factor principal en la presencia de biopelícula, ya que como se vio anteriormente, la densidad de biopelícula ante igualdad de condiciones de MLSS y TRH pero diferente porcentaje de relleno no presentaba diferencias destacables.

La velocidad de consumo de sustrato ($\mu_{H,m\acute{a}x}$) como se observa en la Tabla 38 sigue una tendencia similar a la descrita para la tasa de producción. La biomasa heterótrofa presente muestra una mayor velocidad cuando se le aporta mayor contenido de sustrato, el cual dado que la concentración del influente no presentó diferencias estadísticamente significativas viene dado por el TRH, a menor TRH mayor contenido en materia orgánica disponible para los microorganismos lo cual acelera su metabolismo. Ante igualdad de sustrato disponible pero mayor concentración de biomasa, se produce un efecto similar al del aumento del TRH al darse, en términos unitarios una menor concentración de materia orgánica para los microorganismos.

La temperatura en ambas constantes supone un factor fundamental, a bajas temperaturas el metabolismo de los microorganismos se ve desacelerado, lo cual queda claramente patente en la $\mu_{H,m\acute{a}x}$ de los últimos tres ciclos mostrados en la tabla, los cuales presentaron unas temperaturas medias inferiores a 15 °C. La reducción de la velocidad supone así mismo una disminución en la tasa de producción (Y_H); los microorganismos además de requerir más tiempo, son capaces de consumir menos materia orgánica.

La constante $K_{H,N}$, mostró una evolución diferente a las constantes anteriores, a diferencia de los casos previos, esta constante presentó valores superiores frente a altas concentraciones de biomasa y bajas concentraciones de sustrato (TRH mayores). Atendiendo a la definición de la curva de Monod, el sentido físico de la constante está relacionado con el sustrato necesario para obtener altas velocidades de consumo; frente a una misma $\mu_{H,m\acute{a}x}$ cuanto menor sea la constante $K_{H,N}$, mayor será la pendiente de la μ_H por lo que el sistema se mantendrá a altas velocidades de consumo de sustrato durante mayor rango de sustratos disponibles; en resumen, a menor $K_{H,N}$, más rápido se producirá la oxidación biológica de sustrato. En este sentido, los mejores valores de esta constante, valores más bajos, fueron obtenidos para TRH de 10 horas y concentración de biomasa pequeñas. Los valores medios en los diferentes ciclos oscilaron en torno a los obtenidos por Trapani et al. 2010, el cual en un lecho móvil con un 30 % de relleno K1, con recirculación de



fango obtuvo un valor para la constante de ajuste de la biomasa heterótrofa de 5,2436 mg/L, lo cual indica que a pesar de existir oscilaciones, para un proceso de este tipo la constante no presenta grandes diferencias.

Un aspecto fundamental a considerar en la cinética microbiana es la constante de lisis, que cuantifica el decaimiento microbiano. Los valores obtenidos durante los diferentes ciclos experimentales presentaron un valor superior a los obtenidos por otros autores; Trapani et al. (2010) con un lecho móvil híbrido con un 30 % de relleno K1 obtuvo valores de lisis celular de $b_H=0,056 \text{ días}^{-1}$ así como a los obtenidos por Mardani et al. (2011) y Zhang et al. (2011) en procesos convencionales de fangos activos. Como puede verse en los valores medios obtenidos durante la presente investigación en la Tabla 38, cuanto menor es el TRH, mayor lisis celular se produce como consecuencia de ese aumento de sustrato disponible el cual consumen los microorganismos, al reducirse el sustrato disponible para los microorganismos bien por el aumento del TRH o bien por el aumento de biomasa susceptible de consumir la materia orgánica la constante de decaimiento se reduce. En el caso de esta constante se ha observado una mayor influencia de la concentración de biopelícula, la presencia de mayor porcentaje de relleno supone un aumento de la cantidad de biomasa adherida en el reactor biológico, dado que el TRC de la biomasa es mayor en forma de biopelícula que en forma dispersa hace que la constante de lisis se vea reducida. Así mismo se observa el efecto de la biomasa dispersa, la constante de lisis se reduce conforme aumentan los MLSS, tal y como le sucediera a Rodríguez et al. (2011) en un biorreactor de membrana; sin embargo comparando los datos con los obtenidos por Rodríguez et al. (2011) en su investigación se observa que para concentraciones de biomasa similares a las estudiadas en esta investigación los valores obtenidos son ligeramente superiores; la presencia de biopelícula en el sistema hace que el TRC sea mayor y por tanto se reduzca la lisis microbiana frente a otros sistemas de sólo biomasa dispersa.

Un análisis estadístico multivariante ha sido realizado tanto a los rendimientos en eliminación de materia orgánica (% en eliminación de DQO y DBO₅) como a las constantes cinéticas (Y_H) para analizar el efecto de las variables operacionales (% de relleno, TRH, MLSS y temperatura) simultáneamente. El análisis de redundancia realizado a los datos correspondientes a las 17 fases de estabilidad de la presente investigación fue capaz de reproducir en los dos ejes principales un 92,2 y 99,5 % de la varianza acumulada de las especies y de las relaciones entre especies y variables respectivamente. El test de Monte Carlo realizado a las variables desveló la presencia de tres variables estadísticamente significativas, los MLSS y el TRH con un P-value de 0,002 y la temperatura con un P-value de 0,008; por el contrario, la variables porcentaje de relleno, presentó un P-value superior a 0,05, por lo que se puede afirmar que las variables más influyentes en el sistema son el TRH, los MLSS y la temperatura.

En la Figura 91 se muestra la representación del análisis de redundancias realizado, analizando la longitud de los vectores puede verse como el % de relleno es la variable menos influyente en el sistema. Los vectores que representan los rendimientos en eliminación de DQO y DBO₅ presentaron aproximadamente el mismo ángulo, presentando una correlación positiva con las tres variables que mostraron diferencias estadísticamente significativas, de modo que los rendimientos aumentan cuando tales variables aumentan.

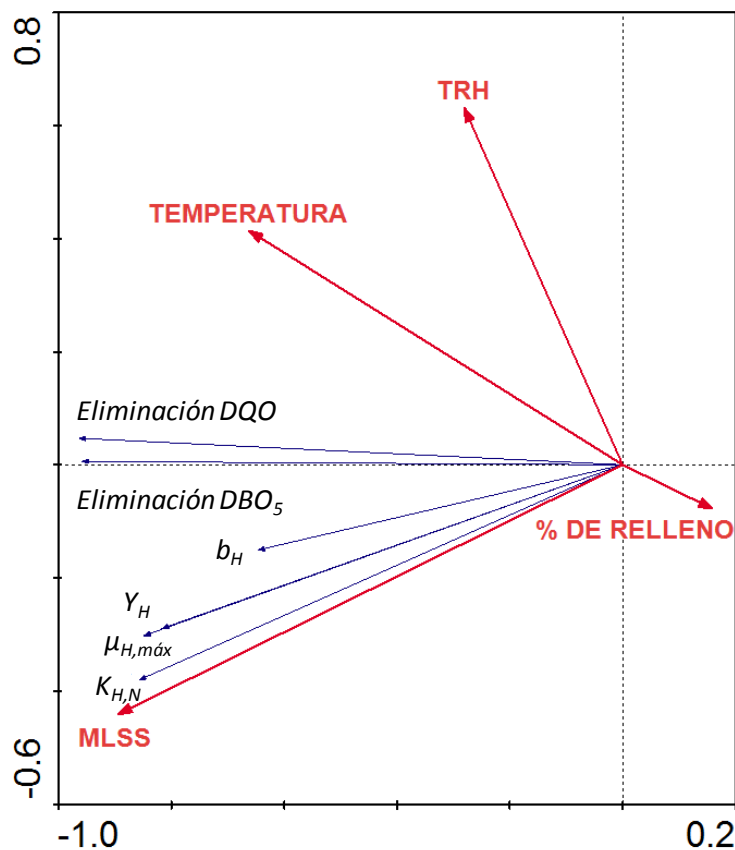


Figura 91. Diagrama del análisis de redundancias realizado a los datos de los periodos de estabilidad de los 17 ciclos experimentales. Como variables del análisis se han utilizado las variables operativas de la planta (% de relleno, TRH, MLSS y temperatura) y como especies el rendimiento en eliminación de DQO y DBO₅ así como las constantes cinéticas de la biomasa heterótrofa.

Las cuatro constantes cinéticas se agruparon en un mismo cuadrante, viéndose todas ellas fuertemente correlacionadas positivamente con los MLSS y aunque en menor medida también con la temperatura. El TRH mostró influencias positivas, aunque débiles, en el comportamiento de la constante de lisis así como en la tasa de producción y la velocidad máxima de crecimiento, lo que implica que éstas constantes se vería ligeramente incrementadas frente a aumento de TRH. Sin embargo la constante de Monod no se vio afectada por el TRH como muestra el ángulo recto formado entre dichos vectores.



Para verificar si el efecto de la variable % de relleno era distinto a altos y bajos TRH, dos análisis multivariantes de redundancia adicionales fueron realizados, distinguiendo por un lado, los datos correspondientes a ciclos de TRH de 10 h y por otro los datos correspondientes a ciclos de TRH igual a 24 h, para estudiar la influencia de las variables en los parámetros cinéticos y los rendimientos en eliminación. Sencos análisis fueron capaces de mostrar entre los dos ejes principales más del 90 % de la variación de las especies y de la relación de estas con las variables por lo que dichos análisis son capaces de representar adecuadamente las relaciones existentes entre las constantes cinéticas y los rendimientos en relación con las variables operacionales.

En ambos casos la variable más influyente fue la concentración de MLSS, presentando los P-values más bajos. Sin embargo, la temperatura, a pesar de ser una variable que presentó diferencias estadísticamente significativas en ambos casos, en el caso de mayor TRH presentó un valor superior, próximo al límite de 0,05. Así mismo, la variable porcentaje de relleno, la cual en ninguno de los casos presentó diferencias estadísticamente significativas en las relaciones del sistema presentó un P-value inferior para 24 h que para 10 h. Esto indica que estadísticamente el efecto del porcentaje de relleno y la temperatura en los rendimientos en eliminación de materia orgánica y la cinética heterótrofa es diferente en función del TRH siendo, en términos relativos más influyente la temperatura a TRH de 10 que a 24 horas y más influyente el porcentaje de relleno a 24 horas de TRH que a 10.

Destacada la importancia de la concentración de MLSS presente en el sistema y del TRH del proceso en el comportamiento de la biomasa heterótrofa y por tanto en la eliminación de materia orgánica, se realizó un ajuste de los rendimientos de DBO₅ y DQO en función de la carga másica del proceso, los cuales son mostrados en la Figura 92. Dado que se trata de un sistema híbrido se ha procedido de nuevo a la definición de cuatro cargas másicas atendiendo al valor de biomasa introducida, biomasa dispersa total o volátil así como biomasa dispersa y adherida total o volátil. Los ajustes realizados a la eliminación de DBO₅ presentaron una correlación ligeramente superior a los obtenidos para la eliminación de DQO, siendo en ambos casos, el mejor ajuste el realizado para la carga másica definida como MLSS.

Los ajustes realizados en eliminación de DBO₅ (73) y de DQO (74) permiten realizar un predimensionamiento de un proceso de estas características en función de los rendimientos en eliminación de materia orgánica requerida.

$$\eta_{\text{DBO}_5\text{Global}}(\%) = 84,296 \text{ Cm}^{-0,069} \quad (73)$$

$$\eta_{\text{DQO}\text{Global}}(\%) = 77,245 \text{ Cm}^{-0,091} \quad (74)$$

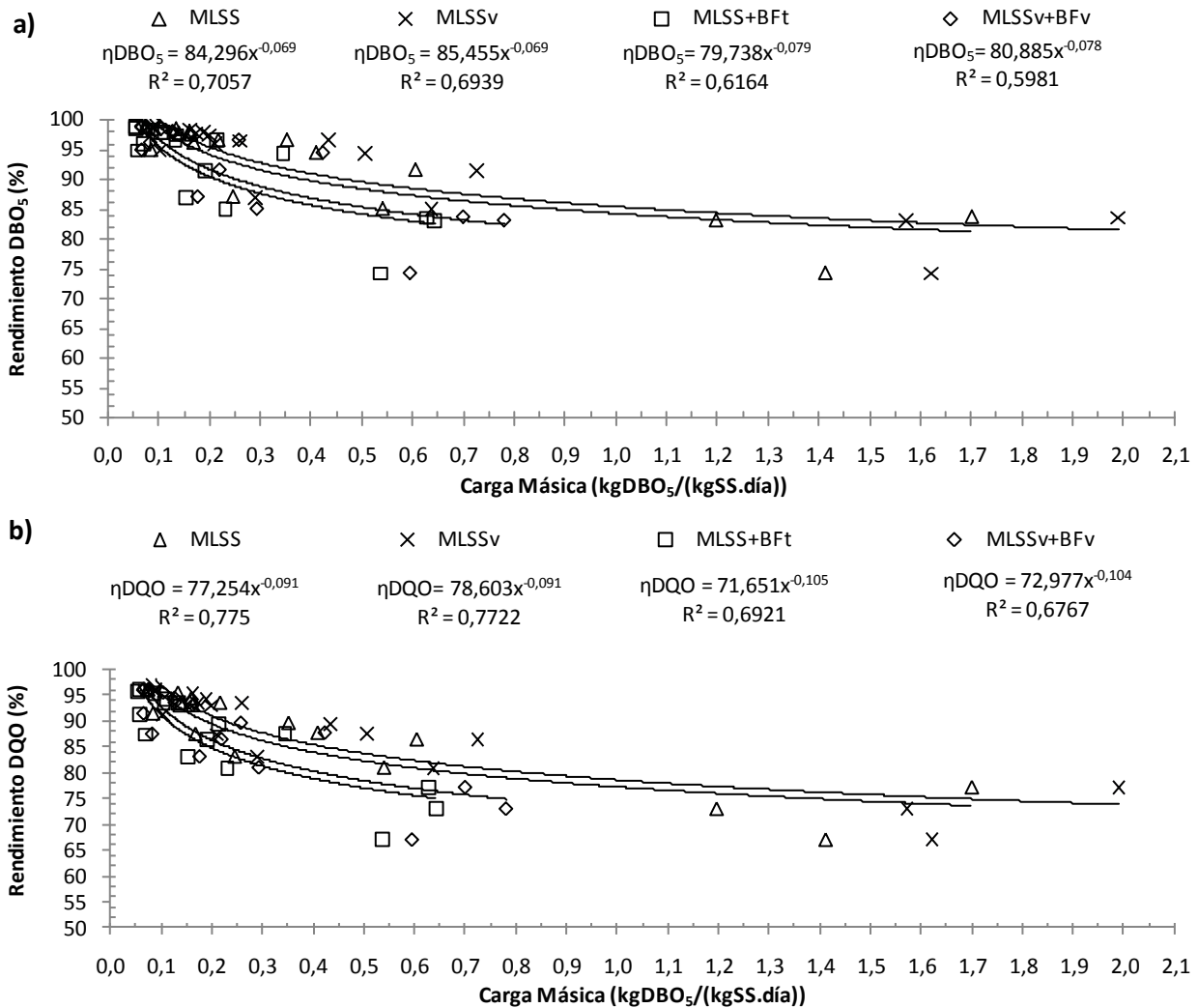


Figura 92. Rendimientos medios de DBO_5 (a) y DQO (b) obtenidos durante los periodos de estabilidad de los diferentes ciclos experimentales en función de la carga másica expresada en relación a los MLSS totales (MLSS); a los MLSS volátiles (MLSSv); a los MLSS totales y la biomasa en forma de biopelícula total (MLSS+BFt) y a los MLSS volátiles y la biomasa en forma de biopelícula volátil (MLSSv+BFv).

Análogamente, dado que una variable fundamental en un proceso de lechos móviles es el porcentaje de relleno utilizado, un ajuste hiperbólico a la eliminación de DQO y DBO_5 en relación a la carga másica definida a partir de MLSS fue realizado para cada uno de los porcentajes de relleno estudiados en la presente investigación, dicho ajuste es mostrado en la Figura 93. Las ecuaciones obtenidas para rendimiento en eliminación de DBO_5 para el 20, 35 y 50 % de relleno son respectivamente las ecuaciones 75, 76 y 77 que presentan una correlación (R^2) de 0,7025, 0,8738 y 0,8555. Las ecuaciones de eliminación de DQO se muestran en las ecuaciones 78, 79 y 80 para cada uno de los porcentajes de relleno ordenadas crecientemente presentando una correlación de 0,8602, 0,9472 y 0,8311 respectivamente.



$$\eta_{\text{DBO}_{5\ 20\ \%}}(\%) = 85,067 \text{ Cm}^{-0,062} \tag{75}$$

$$\eta_{\text{DBO}_{5\ 35\ \%}}(\%) = 88,243 \text{ Cm}^{-0,054} \tag{76}$$

$$\eta_{\text{DBO}_{5\ 50\ \%}}(\%) = 79,103 \text{ Cm}^{-0,096} \tag{77}$$

$$\eta_{\text{DQO}_{20\ \%}}(\%) = 76,049 \text{ Cm}^{-0,097} \tag{78}$$

$$\eta_{\text{DQO}_{35\ \%}}(\%) = 81,916 \text{ Cm}^{-0,071} \tag{79}$$

$$\eta_{\text{DQO}_{50\ \%}}(\%) = 72,896 \text{ Cm}^{-0,112} \tag{80}$$

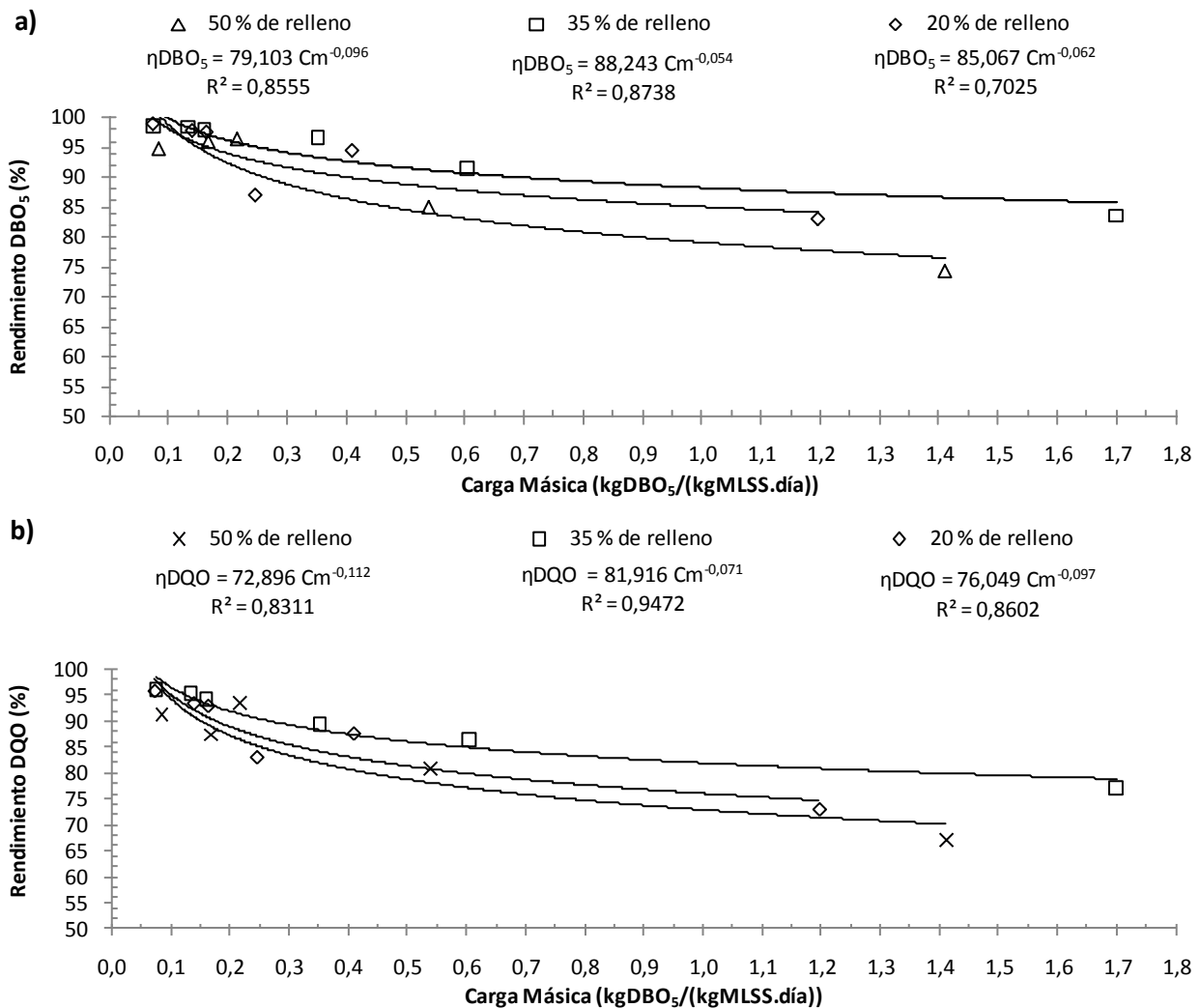


Figura 93. Rendimientos medios de DBO₅ (a) y DQO (b) obtenidos durante los periodos de estabilidad de los diferentes ciclos experimentales en función de la carga másica para cada uno de los tres porcentajes de relleno probados en la presente investigación.

Analizando las ecuaciones obtenidas se observa que los rendimientos del modelo son inferiores a la



mayor porción de relleno, esto es debido a que, tal y como se ha expuesto anteriormente durante esa fase experimental las temperaturas experimentadas por la planta piloto fueron extraordinariamente bajas lo que supone una inhibición del metabolismo microbiano y por tanto una ligera reducción de los valores en eliminación a alcanzar. En el caso del 20 y 35 %, dado que se desarrollaron a unas temperaturas similares si puede observarse como el aumento de material de relleno implica una mejora en los rendimientos.

Tal y como se ha visto en el análisis multivariante, la temperatura afecta al funcionamiento del sistema, aumentando el rendimiento en eliminación de materia orgánica. Para modelizar el efecto de la temperatura en la eliminación de materia orgánica se hace uso de las expresiones obtenidas para el TRC, tal y como se describió en el apartado anterior, TRC puede ser modelizado en función de la carga másica (ecuaciones 58, 59, 60 y 61) así como en función del TRH, los MLSS, los SS del influente y la temperatura (ecuaciones 69, 70, 71 y 72). Imponiendo que para el mismo porcentaje de relleno ambas expresiones deben de tomar el mismo valor para las condiciones estudiadas en esta investigación es posible obtener una relación entre la carga másica y las variables TRH, MLSS, SS del influente y temperatura para cada uno de los porcentajes de relleno estudiados. Las relaciones obtenidas de carga másica globalmente así como para cada uno de los porcentajes de relleno ordenados en forma creciente se muestran en las ecuaciones 81, 82, 83 y 84, ajustes que presentan una correlación de 0,7649, 0,9344, 0,7687 y 0,7803 respectivamente.

$$Cm_{Global} = \left(0,2343 TRH \frac{MLSS}{SS_{influyente}} + 0,0692 T - 0,0922 \right)^{-1,004} \quad (81)$$

$$Cm_{20\%} = \left(0,1828 TRH \frac{MLSS}{SS_{influyente}} + 0,0517 T - 0,0011 \right)^{-1,200} \quad (82)$$

$$Cm_{35\%} = \left(0,4489 TRH \frac{MLSS}{SS_{influyente}} + 0,1543 T - 0,7988 \right)^{-0,854} \quad (83)$$

$$Cm_{50\%} = \left(0,4380 TRH \frac{MLSS}{SS_{influyente}} + 0,2021 T - 0,7010 \right)^{-0,829} \quad (84)$$

Obtenida la relación entre la carga másica y las variables TRH, MLSS, SS influente y temperatura (ecuaciones 81, 82, 83 y 84) así como los rendimientos en eliminación de materia orgánica en función de la carga másica (ecuaciones 73, 74, 75, 76, 77, 78, 79 y 80) es posible relacionar ambas, obteniendo una relación empírica. Las ecuaciones 85 y 86 muestran dicha relación para la eliminación de DBO₅ y DQO, las cuales presentan una correlación (R²) de 0,5398 y 0,5928 para DBO₅ y DQO respectivamente, independientemente del porcentaje de relleno.



$$\eta_{\text{DBO}_{5\text{Global}}}(\%) = 76,235 \left(\text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0,2951 T - 0,3936 \right)^{0,069} \quad (85)$$

$$\eta_{\text{DQO}_{\text{Global}}}(\%) = 67,662 \left(\text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0,2951 T - 0,3936 \right)^{0,091} \quad (86)$$

Para incluir el efecto del porcentaje del relleno el mismo ajuste ha sido realizado en función del relleno experimentado. Las ecuaciones 87, 88 y 89, cuyos R^2 son 0,6564, 0,6717 y 0,6675 relacionan la eliminación de DBO_5 para el 20, 35 y 50 % de relleno respectivamente, siendo válido el modelo en el rango de valores trabajado en la presente investigación (entre 5 y 25 °C para el 20 % de relleno, entre 14 y 28 °C para el 35 % de relleno y entre 5 y 15 °C para el 50 % de relleno).

$$\eta_{\text{DBO}_{5\text{20\%}}}(\%) = 74,962 \left(\text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0,2825 T - 0,0058 \right)^{0,074} \quad (87)$$

$$\eta_{\text{DBO}_{5\text{35\%}}}(\%) = 85,043 \left(\text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0,3438 T - 1,7796 \right)^{0,046} \quad (88)$$

$$\eta_{\text{DBO}_{5\text{50\%}}}(\%) = 74,076 \left(\text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0,4615 T - 1,6005 \right)^{0,080} \quad (89)$$

Análogamente, para los rendimientos en eliminación de DQO se obtuvieron las ecuaciones 90, 91 y 92 para los porcentajes de relleno de 20, 35 y 50%, cuyos R^2 fueron 0,8038, 0,7281 y 0,6485 respectivamente.

$$\eta_{\text{DQO}_{20\%}}(\%) = 62,397 \left(\text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0,2825 T - 0,0058 \right)^{0,116} \quad (90)$$

$$\eta_{\text{DQO}_{35\%}}(\%) = 78,032 \left(\text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0,3438 T - 1,7796 \right)^{0,061} \quad (91)$$

$$\eta_{\text{DQO}_{50\%}}(\%) = 67,520 \left(\text{TRH} \frac{\text{MLSS}}{\text{SS}_{\text{influyente}}} + 0,4615 T - 1,6005 \right)^{0,093} \quad (92)$$

Los modelos realizados permiten observar como el rendimiento en eliminación de materia orgánica, tanto DQO como DBO_5 bajo las condiciones estudiadas de MLSS y TRH presentan una relación positiva con la temperatura, al aumentar la temperatura, independientemente del porcentaje de relleno estudiado la eliminación es mayor como muestra la constante de la temperatura. A partir de las ecuaciones pueden estimarse los valores de salida de DBO_5 y DQO para un determinado valor de entrada, dentro del rango estudiado en la presente investigación.

La Figura 94 muestra, a modo de ejemplo, la DBO_5 a la salida para un influente medio empleado durante la investigación de fondo (SS de 116 mg/L y DBO_5 de 421 mg/L) bajo TRH de 10 h (Figura 94 b y d) y de 24 h (Figura 94 a y c), iguales a los probadas durante la investigación de fondo, y con dos concentraciones de $MLSS$ dentro del rango estudiado (2500 mg/L en la Figura 94 a y b y 4500 mg/L en la Figura 94 c y d). Se observa como el valor de salida de DBO_5 disminuye conforme aumenta el TRH y los $MLSS$. Así mismo, queda patente el efecto de la temperatura, la cual para las condiciones 10 h de TRH y 2500 mg/L de $MLSS$ supone una diferencia de más de $15 \text{ mgO}_2/\text{L}$ de DBO_5 entre 5 y $30 \text{ }^\circ\text{C}$.

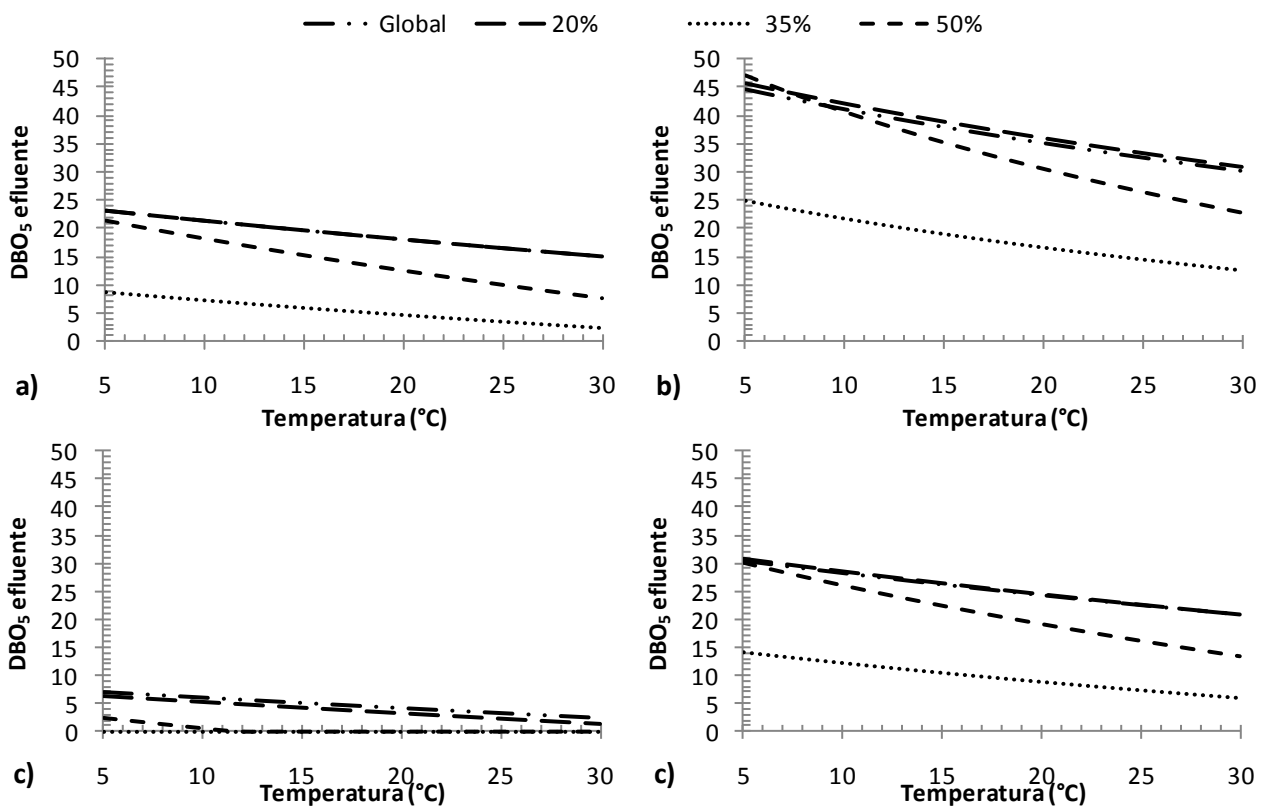


Figura 94. Representación gráfica de DBO_5 a la salida para un influente igual al medio obtenido durante la investigación de fondo ($421 \text{ mgO}_2/\text{L}$ de DBO_5) a partir de los modelos de rendimiento en DBO_5 obtenidos frente a la temperatura globalmente así como para cada uno de los porcentajes de relleno estudiados durante la investigación de fondo para los dos TRH analizados de 24 horas (a y c) y 10 horas (b y d) para $MLSS$ de 2500 mg/L (a y b) y 4500 mg/L (c y d) tomando como valor de SS a la entrada del reactor biológico el valor medio durante la investigación (116 mg/L)

4.7.3. Comportamiento del sistema en relación al nitrógeno. Estudio de la cinética autotrófica

Una de las principales problemáticas en las depuradoras existentes es la adaptación al actual marco legislativo, especialmente en eliminación de nutrientes para evitar la eutrofización y concretamente de nitrógeno. La eliminación biológica de fósforo y nitrógeno en procesos de biopelícula tiene una serie de ventajas potenciales en comparación a los sistemas convencionales de fangos activos como consecuencia



de la menor vulnerabilidad de pérdida de fango (Helness y Ødegaard 2001). Los reactores de biopelícula son especialmente útiles cuando quieren mantenerse en el reactor biológico microorganismos de crecimiento lento, tales como bacterias nitrificantes. Tanto los procesos de nitrificación como de desnitrificación han sido estudiados individualmente en los reactores de biopelícula (Wang et al., 2006). Existen numerosas aplicaciones de sistemas de lecho móvil aplicados a la eliminación de nitrógeno tanto a escala laboratorio (Pastorelli et al. 1999; Helness y Ødegaard 2001; Lim et al. 2011; Wang et al. 2013) como a escala real (Lustig y Dahlberg 2012); sin embargo, aún existe cierto desconocimiento acerca de la cinética autótrofa de biomasa híbrida que combina tanto los tradicionales flóculos biológicos como la biopelícula adherida al lecho.

Tabla 39. Rendimientos medios en eliminación de nitrógeno amoniacal y nitrógeno total durante los periodos de estabilidad de las tres fases experimentales de la presente investigación. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.) y como superíndices los subconjuntos homogéneos HSD de Tukey a los que pertenece el ciclo obtenidos mediante el análisis Anova realizado a los datos bajo un intervalo de confianza del 95% ($\alpha=0,05$)

Fase de la experimentación	Ciclo	% NH ₄ eliminado (media \pm d.s.)	% N _t eliminado (media \pm d.s.)
Fase I	1	54,85 \pm 19,71 ^{a, b, c, d}	34,93 \pm 16,60 ^{a, b, c}
	2	94,04 \pm 5,88 ^e	41,10 \pm 19,55 ^{a, b, c}
	3	82,84 \pm 20,95 ^{d, e}	50,33 \pm 16,66 ^{b, c}
	4	69,87 \pm 30,89 ^{c, d, e}	41,69 \pm 20,83 ^{a, b, c}
	5	19,08 \pm 13,29 ^{f, a}	16,90 \pm 2,43 ^{a, b}
	6	13,88 \pm 0,48 ^f	13,67 \pm 8,22 ^{a, b}
Fase II	7	65,23 \pm 9,26 ^{b, c, d, e}	44,24 \pm 16,65 ^{a, b, c}
	8	98,50 \pm 2,60 ^e	71,09 \pm 31,12 ^c
	9	90,35 \pm 12,17 ^{d, e}	40,67 \pm 15,56 ^{a, b, c}
	10	66,07 \pm 18,42 ^{b, c, d, e}	34,46 \pm 24,81 ^{a, b, c}
	11	66,61 \pm 29,70 ^{b, c, d, e}	53,37 \pm 21,32 ^{b, c}
	12	40,81 \pm 13,58 ^{f, a, b, c}	34,07 \pm 7,50 ^{a, b, c}
Fase III	13	72,58 \pm 5,16 ^{c, d, e}	8,75 \pm 10,09 ^a
	14	40,40 \pm 20,84 ^{f, a, b, c}	24,06 \pm 17,34 ^{a, b}
	15	74,63 \pm 2,26 ^{c, d, e}	55,88 \pm 6,19 ^{b, c}
	16	36,48 \pm 19,98 ^{f, a, b, c}	29,39 \pm 18,01 ^{a, b}
	17	30,50 \pm 2,46 ^{f, a, b}	21,01 \pm 4,26 ^{a, b}

Como se ha expuesto durante los resultados, diferentes rendimientos en eliminación de nitrógeno amoniacal han sido obtenidos en la presente investigación, tales rendimientos, a modo de resumen pueden observarse en la Tabla 39, en donde se detallan tanto los rendimientos en eliminación de nitrógeno amoniacal como de nitrógeno total, como superíndices de los valores se muestran los subconjuntos

estadísticos homogéneos de HSD de Tukey con un intervalo de confianza del 95 % obtenidos en el análisis Anova realizado a los datos obtenidos durante los diferentes periodos de estabilidad.

Tal y como puede verse en la Tabla 39, hasta un total de 7 grupos homogéneos son necesarios para describir la variabilidad del nitrógeno amoniacal eliminado, mientras que para la descripción del nitrógeno total eliminado solo son necesarios 3. La variabilidad obtenida en la eliminación de amonio desvela la influencia de las variables operativas en tal parámetro, lo cual hace ver la necesidad de considerar las variables en el proceso de eliminación biológica del nitrógeno. Rendimientos dispares han sido obtenidos, yendo desde valores inferiores al 20 % en eliminación de amonio en los ciclos de menor concentración de biomasa, tanto dispersa como adherida (20 % de relleno) hasta valores próximos a la eliminación total del amonio obtenido durante el ciclo 8 (35 % de relleno).

De las variables operativas definidas en la presente investigación dos de ellas tuvieron un efecto fundamental, la temperatura y los MLSS presentes en el licor mezcla, las cuales como se vió en el primer punto de la discusión de fondo presentaron una alta correlación positiva con el TRC, por tanto la influencia de este parámetro es fundamental para entender el comportamiento del sistema en la eliminación biológica del nitrógeno.

Los ciclos que presentaron una mayor eliminación de amonio, enumerados de forma decreciente, fueron los ciclos 8, 9 y 2 con unos valores medios del $98,50 \pm 2,60$, $90,35 \pm 12,17$ y $94,04 \pm 5,88$ %, correspondientes a los valores más altos de temperatura media, la cual fue, en el mismo orden, $20,51 \pm 3,26$, $27,88 \pm 1,52$ y $25,01 \pm 3,49$ °C respectivamente. Sin embargo, a pesar de que la temperatura del ciclo 10 fue similar ($22,42 \pm 2,64$ °C), el rendimiento en eliminación de amonio fue más moderado, presentando un valor de $66,07 \pm 18,42$ %. El ciclo 3, de condiciones similares al ciclo 9 a excepción del porcentaje de relleno que fue del 20 % y la temperatura que fue ligeramente inferior ($14,12 \pm 1,63$ °C) presentó también un elevado rendimiento en eliminación de nitrógeno, en torno al $82,84 \pm 20,95$ %.

La concentración de biomasa dispersa ejerce un efecto destacado en la eliminación de amonio, el cual es especialmente ilustrativo en aquellos ciclos de MLSS más bajos (ciclos 5 y 6, 11 y 12 y 16 y 17), en los que el TRH se hizo coincidir con el TRH, durante estos ciclos los valores de amonio eliminados fueron sustancialmente bajos a pesar de disponer de biomasa adherida salvo en el caso del 35 % de relleno, en el cual, si bien la temperatura del reactor biológica fue más suave, los rendimientos alcanzados fueron similares a los de otros ciclos de mayor concentración de biomasa en suspensión, lo cual es debido al efecto de la presencia de biopelícula en la que los microorganismos encargados de realizar la oxidación biológica de amonio presentan un adecuado comportamiento, siempre y cuando la temperatura no sea



excesivamente baja.

La experimentación diseñada en la presente investigación permite además analizar el efecto del TRH bajo condiciones similares de MLSS y biopelícula, observando los resultados puede verse una mejora en rendimientos a TRH mas altos, sin embargo esta diferencia es relativamente somera, llegando en algunos casos a no presentarse convirtiéndose en irrelevante frente a la temperatura; en este sentido, a partir de los datos obtenidos se puede afirmar que el efecto de la temperatura es muy superior al del TRH en eliminación de nitrógeno frente a los dos valores de TRH analizados, esto no se apreció en la materia orgánica ya que se encontraba en la parte asintótica de la eliminación. La dificultad de analizar el efecto de las variables independientemente, ha motivado el desarrollo de un estudio multivariante de la eliminación de amonio en función de las variables operacionales de la investigación, el cual se expondrá conjuntamente con los resultados de la cinética de la biomasa autótrofa.

A partir de los datos obtenidos en eliminación de nitrógeno amoniacal es posible comparar el funcionamiento de un sistema de este tipo frente al tradicional biorreactor de membrana, (Rodriguez et al. 2012a) en un biorreactor de membrana con agua de entrada similar se obtuvo un rendimiento medio en eliminación de amonio del $65,5 \pm 11,9$ % con una concentración de MLSS próxima a 8 g/L y con una temperatura de $10,61 \pm 3,81$ °C con un TRH de 18 horas y en otra fase experimental a 12 horas de TRH se obtuvo un rendimiento de $59,0 \pm 20,1$ % con una concentración de biomasa dispersa en torno a 4 g/L y una temperatura de $13,20 \pm 1,19$ °C. Condiciones similares de temperatura y MLSS a las probadas por Rodriguez et al. (2012b) fueron las mantenidas en el ciclo 3 de la presente investigación, en la cual el rendimiento en eliminación de amonio fue del $82,84 \pm 20,95$ %, los que supone un aumento de más del 20 % a pesar de reducir el TRH en 2 horas al incorporar al sistema un 20 % de relleno. El aumento de la concentración de relleno implica una mejora en el rendimiento; en el ciclo 13 también de temperatura similar a la probada por Rodríguez et al. (2012b) el rendimiento en eliminación de amonio ascendió a $72,58 \pm 5,16$ % operando a una concentración de MLSS de prácticamente la mitad y un TRH dos horas inferior al probado en el proceso convencional MBR. Estos datos desvelan la importancia que puede tener el empleo de relleno en aquellos biorreactores de membrana cuya concentración de MLSS no pueda ser aumentada y no satisfaciendo la eliminación de amonio requerida puedan hacerlo incorporando relleno al sistema convirtiéndolo en un proceso de biomasa híbrida.

La necesidad de conocer cómo se produce la oxidación de amonio en sistema de este tipo hace necesario analizar la cinética de la biomasa autótrofa presente en el reactor biológico, por este motivo se realizaron semanalmente ensayos respirométricos para definir las constantes cinéticas de la biomasa

híbrida que permitieran analizar su evolución en relación a las variables operacionales. A modo de resumen, en la Tabla 40 se muestran los valores medios de las constantes cinéticas de la biomasa autótrofa durante los periodos de estabilidad de las fases II y III en las que se realizaron dichos estudios (en la fase I no se realizó este análisis).

La respuesta del comportamiento cinético de la biomasa se ve expresada durante el funcionamiento del proceso biológico a través de los valores de salida, en este caso de amonio, y por tanto se relaciona íntimamente con los resultados en eliminación de amonio. En este sentido, el efecto de la temperatura, tal y como se ha presentado anteriormente es fundamental, pudiendo detectarse directamente el rango de temperaturas al que se vio sometida la biomasa presente en el reactor biológico.

Analizando la tasa de producción de la biomasa autótrofa (Y_A) se observa que a lo largo de los diferentes ciclos ésta varió sustancialmente, oscilando desde $0,23 \pm 0,01$ mgDDO_{formada}/mgN_{oxidado} del ciclo 14 hasta $0,51 \pm 0,12$ mgDDO_{formada}/mgN_{oxidado} del ciclo 8, manteniendo una fuerte correlación con los rendimientos como puede verse observando conjuntamente la Tabla 39 y la Tabla 40. En términos generales, bajo un 35 % de relleno, las tasas de producción presentaron unos valores más favorables para el consumo de amonio, lo cual es atribuido al rango de temperaturas bajo el cual tuvieron lugar dichos ciclos experimentales superiores a 14 °C; en el análisis de la tasa de producción al 35 % de relleno si puede contemplarse el efecto del TRH, tal y como sucediera con la biomasa heterótrofa, la tasa de producción es más elevada cuando la biomasa está sometida a mayor carga de entrada, TRH más bajo. Así mismo se observa como la tasa de producción disminuye cuando la biomasa aumenta de modo que frente a mayor carga másica la tasa de producción presenta un valor superior.

Tabla 40. Constantes cinéticas de la biomasa autótrofa bajo las condiciones estudiadas en la investigación de fondo. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.)

Fase de la experimentación	Ciclo	Y_A (mgDDO _{formada} /mgN _{oxidado}) (media \pm d.s.)	$\mu_{A,m\acute{a}x}$ (día ⁻¹) (media \pm d.s.)	$K_{A,N}$ (mgN-NH ₄ /L) (media \pm d.s.)
Fase II	7	0,46 \pm 0,03	0,2331 \pm 0,2040	7,66 \pm 0,54
	8	0,51 \pm 0,12	0,3083 \pm 0,1199	1,98 \pm 0,72
	9	0,47 \pm 0,02	0,2752 \pm 0,1507	7,27 \pm 0,55
	10	0,31 \pm 0,04	0,1555 \pm 0,0030	8,48 \pm 0,20
Fase III	13	0,27 \pm 0,01	0,1293 \pm 0,0131	14,49 \pm 0,44
	14	0,23 \pm 0,01	0,0816 \pm 0,0063	19,22 \pm 2,19
	15	0,29 \pm 0,02	0,1843 \pm 0,0078	13,73 \pm 1,89

La $\mu_{A,m\acute{a}x}$ siguió un comportamiento similar al de la tasa de producción presentando una fuerte dependencia con la temperatura, las bajas temperaturas experimentadas durante la fase III quedan



patentes en esta constante, presentando valores inferiores los típicos de un proceso de fangos activos a 20°C (Henze et al. 1986), por lo que se puede afirmar que a bajas temperaturas el proceso de lecho móvil no presenta una mejora significativa, ya que se inhibe el crecimiento celular de los microorganismos implicados en la eliminación biológica de nitrógeno.

La constante $K_{A,N}$, siguió una tendencia inversa a la de la tasa de producción y la velocidad máxima, presentándose los valores más altos en aquellos ciclos experimentales que obtuvieron menores rendimientos en eliminación de amonio, lo cual es debido al significado físico de tal constante, valores altos de esa constante implican que cuando el sustrato disponible es menor la velocidad de consumo disminuye, si a tal efecto se le añaden velocidades máximas de consumo de sustrato bajas supone una reducción sustancial en los rendimientos en eliminación, especialmente para aguas que no tienen una concentración de amonio especialmente alta a la entrada.

A diferencia del caso heterótrofo, la velocidad de decaimiento de la biomasa autótrofa no pudo ser determinada, tal y como indicó el grupo de trabajo de la ASM es difícil cuantificar dicha constante atribuyéndole un significado real, siendo los valores más comunes empleados en la literatura entre 0,05 y 0,15 días⁻¹ (Henze et al. 1987).

Para el estudio de la influencia de las variables operativas (% de relleno, TRH, MLSS y temperatura) en el comportamiento cinético de la biomasa autótrofa ($\mu_{A,máx}$, Y_A y $K_{A,N}$) y en la eliminación de nitrógeno amoniacal, se ha realizado un análisis multivariante, dado que las especies presentaron una distribución lineal un estudio de redundancias fue necesario para explicar la variabilidad del sistema. La presencia de diferencias estadísticamente significativas ($P\text{-value} < 0,05$) en la concentración de amonio en el influente, hizo necesaria la inclusión de la concentración de amonio a la entrada como variable del sistema estadístico de cara a no desvirtualizar el modelo. En la Figura 95 se muestra un diagrama bidimensional de los resultados obtenidos en el análisis de redundancias el cual fue capaz de representar la varianza de las relaciones entre las especies y variables del 95,2 y 100 % para el primer y segundo eje respectivamente. En relación a la varianza de las especies que el modelo fue capaz de representar, el valor obtenido fue ligeramente inferior como consecuencia de que los datos relativos a las constantes cinéticas representados fueron inferiores cuantitativamente dado que la biomasa autótrofa modelizada corresponde exclusivamente a las fases II y III de la presente investigación.

El análisis de MonteCarlo realizado a las variables del sistema estadístico reveló que las variables más influyentes en el comportamiento relativo a la eliminación de amonio fueron la temperatura y los MLSS, presentando P-Values inferiores en ambos casos a 0,05 (límite para el intervalo de confianza definido

del 95 %). El porcentaje de relleno, a pesar de presentar un P-value superior a 0,05, fue la siguiente variable influyente en el sistema (P-value=0,1160). El resto de variables introducidas en el sistema (TRH y concentración de amonio a la entrada) presentaron unos valores más elevados (P-value de 0,6480 y 0,6949 respectivamente) lo que muestra la menor importancia de tales variables en el comportamiento del sistema.

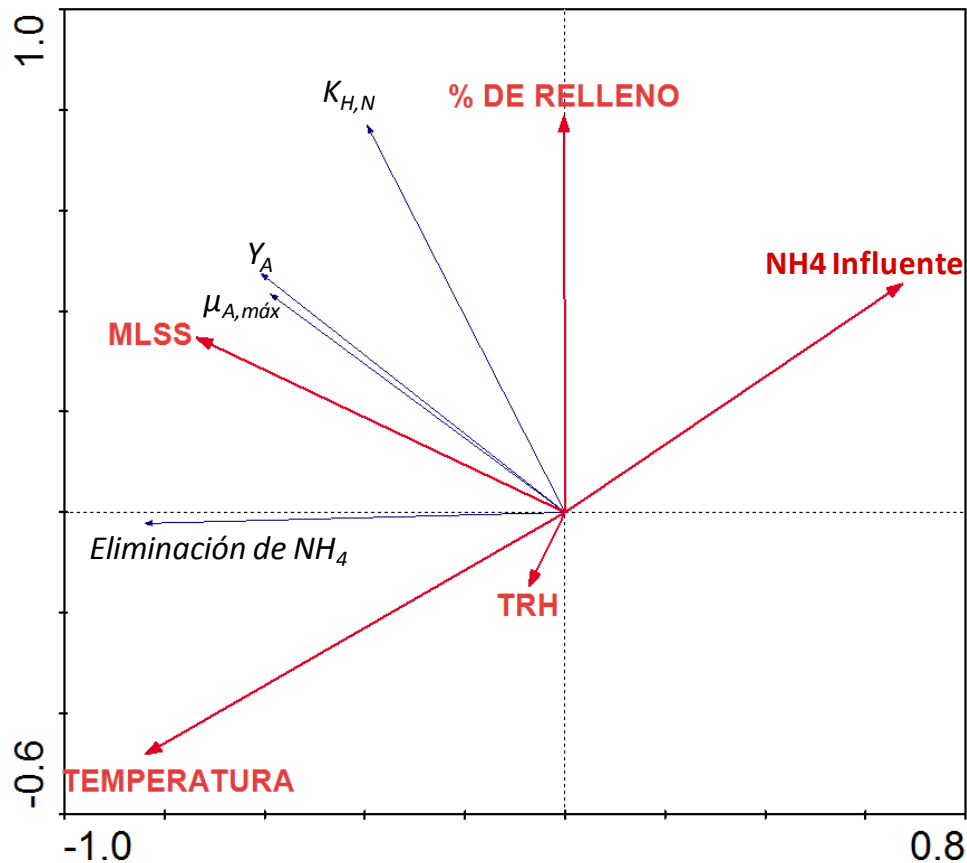


Figura 95. Diagrama bidimensional del análisis de redundancias realizado a los datos de eliminación de nitrógeno amoniacal y cinética autótrofa obtenidos durante los diferentes ciclos de la investigación de fondo

Observando la longitud y los ángulos formados por los diferentes vectores representados en la Figura 95, pueden analizarse la influencia de cada variable independientemente en cada una de las especies, considerando especialmente aquellas que presentan un p-value más bajo ya que son las responsables de la variabilidad de las magnitudes. En este sentido, se observa como las variables más influyentes en la eliminación de amonio son la concentración de MLSS y la temperatura, las cuales le afectan de un modo positivo, es decir, la eliminación de amonio presentada en el proceso aumenta con la temperatura y la concentración de MLSS; sin embargo el porcentaje de relleno, tal y como muestra el prácticamente ángulo recto formado con el vector de eliminación de amonio no mantiene ninguna correlación, es decir, bajo las condiciones analizadas el porcentaje de relleno no ha modificado la



eliminación de nitrógeno amoniacal.

El caso de las constantes cinéticas es ligeramente distinto; en el caso de la tasa de producción de la biomasa autótrofa y la velocidad máxima de consumo de sustrato estas presentan un comportamiento muy similar entre ellas. Ambas constantes se correlacionan fuertemente con la concentración de biomasa dispersa, así mismo, aunque en menor medida como muestra el ángulo más abierto, el porcentaje de relleno y la temperatura también ejercen un efecto positivo, siendo mayores las constantes cuando tales variables aumentan.

La variable porcentaje de relleno principalmente afecta a la constante de ajuste del modelo, aumentando la $K_{A,N}$ con el porcentaje de relleno, así mismo el aumento de biomasa dispersa implica un aumento de la $K_{A,N}$ lo que permite explicar porqué a pesar de que un incremento de sólidos suponga una mayor tasa de producción, no necesariamente va vinculada a una mejora en rendimientos en eliminación de amonio ya que durante mayor rango de valores de amonio disponible la velocidad de consumo del amonio es baja. El efecto de la temperatura en el caso de la constante de ajuste del modelo es prácticamente nulo como se puede ver en el ángulo formado ligeramente superior a 90 grados. NH_4^+ no se comporta como limitante en el sistema estudiado.

A pesar de no ser una variable estadísticamente significativa, se observa como la concentración de amonio, afecta principalmente al porcentaje en eliminación de amonio de una forma inversa, es decir, el rendimiento se reduce cuando aumenta la concentración de entrada.

4.7.4. Funcionamiento de la membrana. Efecto de la temperatura

En la Tabla 41 se muestran los valores de presión inicial de la membrana para obtener el flujo necesario en cada uno de los ciclos así como los valores medios de ensuciamiento de la membrana expresados como el aumento de presión durante el periodo de estabilidad entre el tiempo discurrido entre limpiezas químicas y los valores medios de recuperación tras limpieza química y tras contralavado.

Contemplando los datos de presión inicial (Tabla 41) se observa como existen rangos de presiones claramente distintos en función del TRH, a menor TRH mayor es el valor de la presión inicial, oscilando desde 25 kPa, en el ciclo 5, de menor concentración de biomasa dispersa, porcentaje de relleno y TRH de 24 h, hasta 50 kPa del ciclo de menor TRH, 2.414 ± 166 mg/L de MLSS y 10 horas de TRH. El efecto de la concentración de biomasa es también destacable, cuanto mayor es la biomasa dispersa presente en el reactor biológico, mayor es el contenido de materia particulada a retener por parte de la membrana siendo mayor la presión necesaria para obtener el flujo necesario para llevar a cabo el proceso de separación bajo



el TRH establecido. Estos aspectos, sin embargo, se ven amortiguados por la temperatura, en líneas generales cuanto mayor es la temperatura menor será la presión necesaria, esto tal y como se discutirá más adelante tiene un origen doble, por un lado las propiedades reológicas del fango a filtrar están íntimamente ligadas con la temperatura (la viscosidad se reduce cuando aumenta la temperatura) y por otro, por el efecto de la temperatura en la propia permeabilidad de la membrana.

Un aspecto fundamental a considerar en cualquier instalación con membranas de ultrafiltración es la velocidad de ensuciamiento, ya que ésta determinará la frecuencia de limpiezas químicas, lo cual supone un sobrecosto de la explotación. De cara a cuantificar el efecto del contralavado periódico realizado durante cada modo de funcionamiento de la planta se presentan los valores medios de aumento de presión antes y después de las limpiezas físicas periódicas. A lo largo del funcionamiento de la planta la recuperación de la membrana tras los contra lavados se va reduciendo; al disminuir la recuperación de la membrana con el tiempo, la velocidad de ensuciamiento medida tras los contralavados es mayor. Como puede verse en los datos de la Tabla 41 existe una fuerte dependencia de la concentración de MLSS y TRH, la velocidad de ensuciamiento es mayor a mayores concentraciones de MLSS y menor a TRH altos. El efecto de la temperatura también ejerce un papel fundamental observándose como en los ciclos de temperatura media inferior a 10 °C (ciclos 5, 6, 14, 15, 16 y 17) la velocidad de ensuciamiento se hace muy elevada, con valores medios superiores a 2 kPa/día, independientemente de la concentración de MLSS y TRH, nótese que los ciclos 5, 6, 16 y 17 son los de menor concentración de MLSS y aún así presentan los mayores valores de ensuciamiento.

El efecto del TRH en la velocidad de ensuciamiento es evidente en todas las condiciones, se observó como ejercía un papel fundamental bajo cualquier rango de temperaturas y de biomasa en suspensión. Las velocidades de ensuciamiento obtenidas son superiores a las obtenidas por otros autores; Poyatos (2007) con el mismo tipo de membrana y una influente similar, para valores de flujo de la membrana ligeramente más altos obtuvo velocidades de ensuciamiento en torno a la mitad de las obtenidas en la presente investigación para valores similares de MLSS y temperatura.

Las tasas de ensuciamiento obtenidas en la presente investigación son compatibles por las obtenidas por otros autores (Rosenberger et al., 2006; Sun et al., 2010a). Investigaciones que compararon el ensuciamiento en membranas con biomasa en forma de flóculos biológicos y biopelícula obtuvieron resultados similares, Yang et al. (2009) encontró que ante igualdad de condiciones operacionales la tasa de ensuciamiento para sistemas MBR con lecho móvil era tres veces superior que en sistemas convencionales como consecuencia de la mayor presencia de sustancias poliméricas extracelulares así como proteínas; Lee



et al. (2001) en un estudio sobre las diferencias en la filtración por membranas entre biomasa adherida (biopelícula) y dispersa (flóculos biológicos) obtuvieron una tasa de ensuciamiento siete veces superior en sistemas con biopelícula que en sistemas con fango, lo cual atribuyen que podría ser debido a una menor rugosidad en la capa formada en la membrana en los sistemas de solo flóculos biológicos.

Tabla 41. Valor inicial de presión tras limpieza química, velocidad media de ensuciamiento después y antes del contralavado y % de recuperación tras el contralavado y tras la limpieza química para cada uno de los ciclos experimentales de la presente investigación. Se marcan con – aquellos ciclos en los que no fue posible determinar la recuperación de la membrana tras la limpieza química ya que no se alcanzaron valores límites que requiriesen realizarla. Se muestran los valores medios (media) y la desviación estándar (d.s.)

Fase de la experimentación	Ciclo	Temperatura (°C) (media±d.e.)	Presión Inicial (kPa)	Velocidad de ensuciamiento (Δ kPa/día)		Recuperación (%)	
				Postlavado (media±d.s.)	Prelavado (media±d.s.)	Contralavado (media±d.s.)	Limpieza Química
Fase I	1	17,99 ± 1,56	50	0,46 ± 0,48	0,37 ± 0,48	3,41 ± 1,18	22,83
	2	25,01 ± 3,49	25	0,37 ± 0,61	0,33 ± 0,52	3,20 ± 1,01	43,03
	3	14,12 ± 1,63	41	1,33 ± 1,22	1,22 ± 1,09	2,50 ± 1,27	33,97
	4	10,35 ± 1,91	41	2,71 ± 2,03	2,67 ± 2,23	2,75 ± 0,97	63,24
	5	7,60 ± 2,88	25	2,13 ± 2,46	2,00 ± 1,83	7,40 ± 2,51	-
	6	4,60 ± 2,61	36	2,75 ± 3,20	2,25 ± 2,87	3,00 ± 2,12	-
Fase II	7	14,00 ± 2,60	41	1,70 ± 1,67	1,52 ± 1,78	3,11 ± 1,17	28,23
	8	20,51 ± 3,26	48	1,40 ± 2,55	1,18 ± 2,52	3,40 ± 1,26	44,12
	9	27,88 ± 1,52	42	1,19 ± 1,23	1,08 ± 1,22	3,50 ± 0,90	36,36
	10	22,42 ± 2,64	22	1,09 ± 1,11	1,01 ± 1,23	3,42 ± 1,51	52,25
	11	17,03 ± 0,55	22	1,00 ± 1,41	0,50 ± 0,71	10,67 ± 2,31	-
	12	15,67 ± 1,53	45	0,50 ± 0,71	0,50 ± 0,71	4,67 ± 1,15	-
Fase III	13	14,43 ± 3,11	44	1,40 ± 1,51	1,40 ± 1,43	3,73 ± 1,10	25,40
	14	6,48 ± 3,74	47	2,63 ± 2,55	2,71 ± 2,58	1,67 ± 0,78	36,44
	15	5,00 ± 1,58	32	1,59 ± 1,61	1,65 ± 1,63	4,56 ± 1,13	46,67
	16	5,03 ± 3,05	29	2,00 ± 1,41	2,00 ± 0,00	5,00 ± 1,73	-
	17	2,50 ± 1,50	52	2,50 ± 0,71	2,00 ± 0,00	4,00 ± 1,00	-

Los valores de recuperación de la membrana tras los contralavados son mostrados en la Tabla 41. La presencia de mayor concentración de biomasa en suspensión hace que la recuperación entre contralavados sea menor, de ahí que los menores valores sean obtenidos en aquellos ciclos de mayor concentración de biomasa; sin embargo, el TRH no parece ejercer un papel destacado en la recuperación, a pesar de que los valores de presión requeridos a bajos TRH son superiores el contralavado realizado periódicamente no se ve influenciado por dicha magnitud. Analizando la fase 2 de la experimentación se observa como los datos relativos a la recuperación de la membrana presentan un valor muy similar tanto a altas (ciclos 9 y 10) como a medias (ciclos 7 y 8) concentraciones de MLSS, lo cual tiene su origen en la temperatura; el aumento de la temperatura favorece la eficiencia del contralavado.

Durante la operación normal de la membrana, tanto al iniciar un nuevo ciclo como cuando la permeabilidad se reduce, diferentes limpiezas químicas fueron realizadas; la Figura 96 muestra algunas de las imágenes tomadas al SEM de la cara en contacto con el licor mezcla de algunas fibras de la membrana tomadas aleatoriamente, previo a una limpieza química (Figura 96 a y b), tras realizar la limpieza química con hipoclorito de sodio (Figura 96 c y d) y tras limpieza química con hipoclorito de sodio y ácido cítrico (Figura 96 e y f) para eliminar además del ensuciamiento orgánico el posible ensuciamiento inorgánico que pudiera haberse producido en la membrana. A pesar de no tratarse de una técnica cuantificable, estas imágenes, permitieron además de comprobar el estado físico de la membrana, verificar la eficiencia de las limpiezas. Así mismo, si se comparan las imágenes de la Figura 96c y d con las de la Figura 96e y f, no se observan diferencias en la estructura lo cual indica el escaso ensuciamiento inorgánico depositado en la pared de la membrana.

La recuperación de la membrana tras la limpieza química con hipoclorito de sodio son mostrados en la Tabla 41, se observa que independientemente del porcentaje de relleno, los MLSS y el TRH influyen en la permeabilidad que se recupera tras la limpieza química. Ante concentraciones similares de MLSS, la permeabilidad que es recuperada es superior cuando el TRH también lo es, lo cual puede ser debido a un ensuciamiento mas somero como consecuencia del menor flujo de permeado al que ha operado la membrana, sin embargo, esta tendencia no se cumple entre los ciclos 7 y 8 (concentración de MLSS en torno a 2700 mg/L), lo cual parece tener su explicación en el hecho de que la temperatura experimentó una importante variación. Análogamente, se observa que para TRH iguales y mismo porcentaje de relleno, la recuperación es mayor cuanto mayor es la concentración de MLSS, esto es debido a que al ser más rápido el ensuciamiento a altas concentraciones de MLSS, la capa adherida a la fibra de la membrana presenta una mayor facilidad para ser eliminada, siendo por tanto mayor la recuperación. La influencia del porcentaje de relleno resulta difícil de cuantificar ya que su efecto se ve amortiguado por la temperatura, lo cual hace necesario recurrir a un análisis multivariante que permita analizar en su conjunto las variables operacionales. El efecto de la concentración de MLSS, del TRH y de la temperatura es evidente en los diferentes parámetros relacionados con el comportamiento de la membrana; sin embargo, el efecto de la presencia de relleno no quedó suficientemente patente, principalmente, como consecuencia de la interacción combinada de las diferentes variables. La existencia de biomasa adherida a los rellenos provoca la mayor presencia de sustancias poliméricas en el licor mezcla las cuales se ha comprobado que ejercen un papel perjudicial en la membrana, provocando una mayor tasa de ensuciamiento de la misma (Yang et al. 2009). Por este motivo, para poder valorar los efectos combinados de las diferentes variables se realizó un análisis multivariante, el cual es mostrado en la Figura 97.

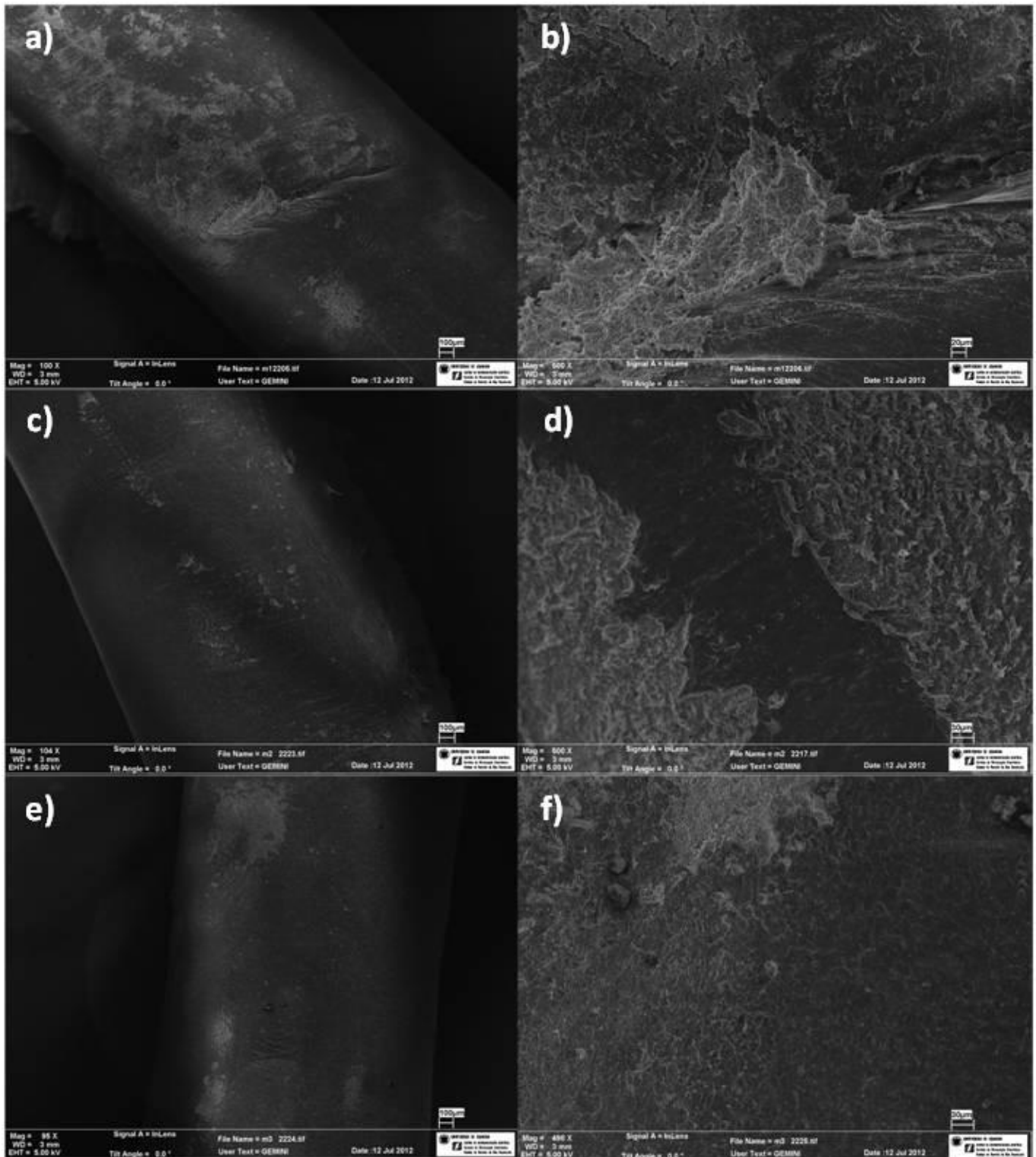


Figura 96. Imágenes del SEM de diferentes fibras de la membrana ZW-10 durante la investigación de fondo, al concluir un ciclo experimental (a y b), tras realizar una limpieza química para eliminar el ensuciamiento de naturaleza orgánica con hipoclorito de sodio (c y d) y previo al inicio del siguiente ciclo tras haber realizado una limpieza química para el ensuciamiento orgánico e inorgánico con hipoclorito de sodio y ácido cítrico (e y f)

El análisis multivariante realizado consistió en un análisis de correspondencia sin tendencia el cual permitió conocer que la distribución de las variables velocidad de ensuciamiento, presión inicial y recuperación de la membrana presentaban una distribución lineal (longitud de gradiente inferior a 3), siendo por tanto necesario un análisis de redundancias para conocer las relaciones existentes entre las variables operacionales de la planta piloto y el comportamiento de la membrana. El análisis realizado, mostrado en la Figura 97, permitió representar el 96,2 y 99 % de varianza acumulada de las relaciones existentes entre especies y variables en el primer y segundo eje respectivamente, siendo superior al 65 % la varianza de las especies reproducidas en el sistema.

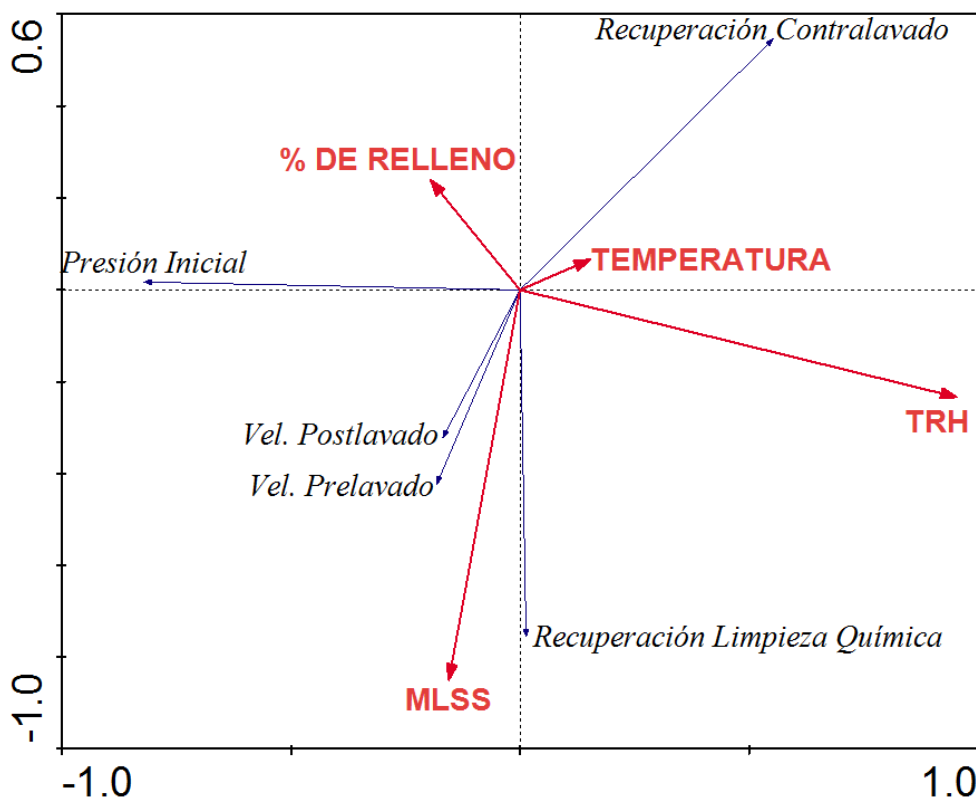


Figura 97. Diagrama biplot del análisis de redundancias realizado a los datos de velocidad de ensuciamiento, presión transmembrana inicial y recuperación de la membrana tras contralavado y limpieza química frente a las variables operacionales de la investigación de fondo

Tal y como puede verse en la Figura 97 la alineación de los vectores que representan las variables de funcionamiento de la membrana mostró: i) la velocidad de ensuciamiento antes y después del contralavado presentaron un comportamiento similar frente a las variables operacionales; ii) la velocidad de ensuciamiento y la presión inicial de funcionamiento de la membrana presentaron un comportamiento relativamente independiente, tal y como muestra su ángulo próximo a 90°; iii) la recuperación de la membrana tras los contralavados y la velocidad de ensuciamiento presentaron una alta correlación negativa,



es decir, cuanto menor es una magnitud la otra es mayor, por tanto, aquellos ciclos con mayores velocidades de ensuciamiento presentaron una menor recuperación tras el contralavado, siendo por tanto dichos ciclos los más desfavorables en relación al comportamiento de la membrana; y iv) la recuperación tras limpiezas químicas presentó una fuerte correlación positiva con los MLSS y negativa con el porcentaje de relleno mientras que fue relativamente independiente de la temperatura y débilmente correlacionada con el TRH.

El test de Montecarlo realizado a las variables operacionales de la planta, para conocer su influencia en el comportamiento de la membrana desveló la presencia de diferencias estadísticamente significativas del TRH (P-value de 0,002), siendo por tanto la variable más influyente en el sistema. El TRH, como se observa en el diagrama afecta principalmente a la presión de partida, de forma inversa, es necesario mayor presión cuanto menor es el TRH, analizando los ciclos de MLSS similares, independientemente del porcentaje de relleno se observó que la presión inicial necesaria para pasar de 24 a 10 h de TRH era un 42,85 % superior para en los procesos puros, un 30,28 % para la concentración intermedia de MLSS y un 26,92 % para la concentración más elevada de MLSS, lo cual indica que el efecto del TRH se ve amortiguado conforme aumenta la biomasa del sistema. El TRH en la recuperación tras el contralavado mantiene una correlación positiva, cuanto mayor es el TRH mayor es la recuperación de la membrana, de modo que a pequeños caudales de filtración los contralavados son más efectivos. En relación a la velocidad de ensuciamiento el TRH, no ejerce un papel fundamental, siendo otras las variables que más afectan a dicho parámetro, esto queda patente si analizamos alguno ciclo similares como es el caso del ciclo 7 y 8 de 24 y 10 h de TRH respectivamente en los que la velocidad de ensuciamiento es ligeramente superior a mayor TRH. El motivo de esta aparente contrariedad estriba en que, tal y como muestra el análisis multivariante, existen otras variables que ejercen más influencia, en ese caso, la temperatura.

Aunque no presenta un P-value inferior a 0,05 la temperatura influye en el comportamiento de la membrana, principalmente en la velocidad de ensuciamiento y en la recuperación aunque también afecta, de forma más somera, a la presión, efecto que será analizado más adelante. El análisis desveló una fuerte correlación positiva de la temperatura en la recuperación de la membrana tras el contralavado, con lo cual, la eficiencia del contralavado es mayor a temperaturas superiores; en relación a la velocidad de ensuciamiento, esta se ve reducida conforme aumenta la temperatura, dada la correlación negativa, analizando globalmente los datos medios obtenidos para las velocidades de ensuciamiento antes y después del contralavado se observó como dicha correlación negativa de la velocidad en función de la temperatura podía ser representada, independientemente del resto de variables operacionales, mediante una regresión lineal de coeficientes de correlación (R^2) del 0,5796 y 0,5530 para las velocidades postlavado y prelavado



respectivamente presentando una pendiente negativa del 0,0775 y 0,074 $\Delta\text{Kpa}/(\text{día } ^\circ\text{C})$ para la tasa de ensuciamiento post-lavado y prelavado respectivamente. Bajo las condiciones estudiadas, se puede afirmar que la membrana presenta un mejor comportamiento a temperaturas mayores, ya que presenta menor velocidad de ensuciamiento, mayor recuperación con los contralavados así como una menor presión necesaria para lograr el mismo flujo. En sentido contrario se situó la concentración de MLSS, un aumento en la concentración de biomasa dispersa implica una mayor velocidad de ensuciamiento, así como una menor recuperación de la permeabilidad de la membrana por parte de la limpieza física.

El efecto de los MLSS en la presión inicial requerida para lograr el caudal requerido, mostró una menor importancia que el resto de variables. Por último, el análisis multivariante desveló que, bajo las condiciones estudiadas, el porcentaje de relleno supone un aumento en la presión inicial; tal y como se vio en el primer apartado de la presente discusión la densidad de biopelícula durante la presente investigación no se vio modificada por el porcentaje de relleno, sino por el resto de variables operacionales, eso implica que a mayor porcentaje de relleno, como la densidad es similar independientemente del porcentaje, la cantidad total de biomasa adherida dentro del reactor es mayor, de modo que, cuanto mayor es la cantidad de biopelícula en el sistema, la presión inicial de permeado es superior.

En las variables recuperación de contralavado y velocidad de ensuciamiento, tal y como muestra el ángulo recto formado entre los vectores, el porcentaje de relleno no le afecta, por lo que la presencia de mayor cantidad de sustancias poliméricas en el licor mezcla no impiden una adecuada recuperación de la membrana ni tienen una incidencia directa, ni positiva ni negativa en la velocidad de ensuciamiento. Sin embargo, la recuperación tras la limpieza química si es influenciada por el porcentaje de relleno, tal y como puede verse en la Figura 97, la recuperación es mayor conforme aumentan los MLSS pero disminuye conforme aumenta el porcentaje de relleno, es decir, la cantidad total de biomasa en forma de biopelícula presente en el reactor biológico, lo cual indica que la recuperación disminuye por la presencia de biopelícula en el sistema

La dificultad para cuantificar los efectos de la temperatura en el comportamiento de la membrana motivaron el estudio del efecto de la temperatura en la permeabilidad de la membrana realizado durante la investigación de fondo, consistente en obtener la permeabilidad de la membrana bajo diferentes condiciones de MLSS y temperatura en el rango experimentado por la planta piloto. El estudio del efecto de la temperatura en la permeabilidad de la membrana realizado se muestra en la Figura 98, en la cual se muestran las diferentes curvas de flujo para cada una de las presiones transmembranas probadas bajo las 12 condiciones de grado de ensuciamiento y concentración de MLSS. El estudio desveló un mismo patrón



para el flujo en relación a la presión transmembrana independientemente de la concentración de sólidos en suspensión del fango de entrada y grado de ensuciamiento, siendo lineal desde la presión de 5 kPa hasta la presión correspondiente al flujo crítico. A partir del flujo crítico, la pendiente entre el flujo y la presión decrece, no obteniéndose diferencias importantes en el flujo a pesar de aumentar la presión. Los valores de flujo crítico obtenidos bajo las diferentes condiciones se muestran en la Tabla 42, en la cual como puede verse, existen condiciones para las cuales no es posible alcanzar el flujo crítico dentro del rango de trabajo de las membranas.

Goosen et al. (2002) indicaron que las membranas poliméricas pueden ser muy sensible a los cambios de temperatura del fluido a filtra, alcanzando incrementos del flujo de permeado del 60 % frente a un cambio de 20 a 40 °C de temperatura. Este hecho fue comprobado para la planta piloto experimenta, obteniendo valores similares, entre 20 y 35 ° se obtuvo un incremento medio del 45,66 %, alcanzando entre 15 y 35 ° C un 76,70 %. El flujo de permeado aumenta con la temperatura, tal y como la Figura 98 muestra independientemente del grado de ensuciamiento y de la concentración de sólidos en suspensión. Los valores de flujo obtenidos son similares a los obtenidos por Wang et al. (2006) y ligeramente mayores que los obtenidos por Lan et al. (2011).

Bajo una situación normal de ensuciamiento con una concentración de 2.800 ± 33 mg/L de MLSS, el flujo de permeado oscila desde 7,53 hasta 11,62 L/m²h con una presión de 50 kPa entre 10 y 35 °C. Sin embargo, esta tendencia se ve aumentada conforme disminuyen los MLSS, bajo el mismo grado de ensuciamiento, con agua limpia, el flujo incrementa desde 8,39 a 18,06 L/m².h en el mismo rango de temperaturas.

El flujo aumenta con la temperatura del fango de alimentación de la membrana. Este aumento del flujo con la temperatura no es proporcional, depende del rango de temperaturas en el que se mueva el ensayo; obviamente, el mayor incremento de flujo se produce entre 10 y 35 °C con un valor medio de 110,52 % mientras que los más pequeños tienen lugar en rangos de 5 °; concretamente el incremento de flujo más reducido tiene lugar a temperaturas intermedias, entre 20 y 25 °C, entre las cuales el incremento fue del 8,7 %.

Analizando los incrementos de flujo en intervalos de 5 °C se observó que los mayores incrementos se obtenían a bajas temperaturas, entre 10 y 15 °C (19,18 %) y entre 15 y 20 °C (21,17%), mientras que a temperaturas altas, aún siendo mayores que los experimentados entre 20 y 25 ° C eran ligeramente más reducidos, situándose en torno al 15 % (15,55 % entre 25 y 30 ° C y 15,64 % entre 30 y 35 °C).

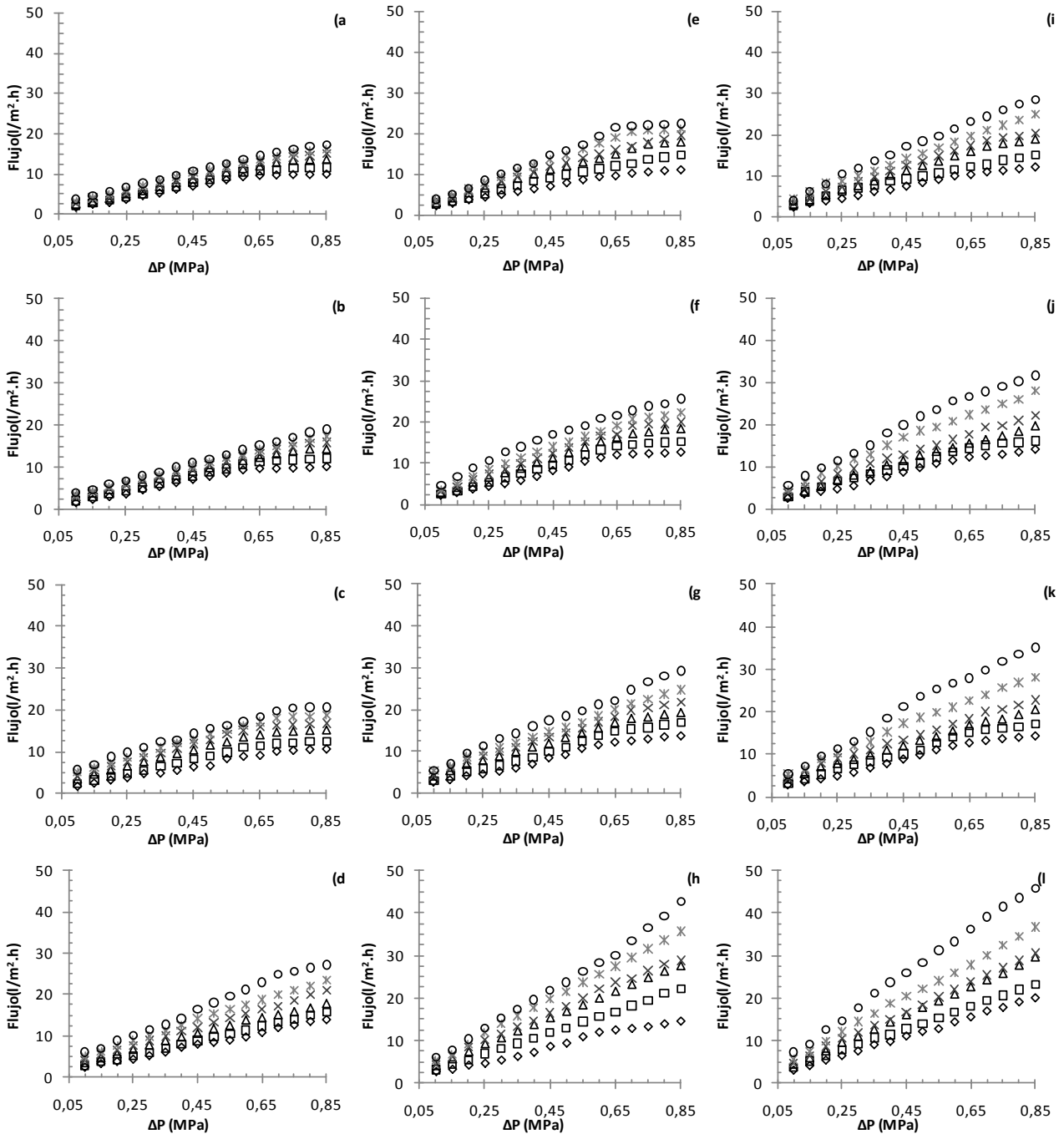


Figura 98. Flujo de la membrana en función de la presión transmembrana para cada una de las temperaturas probadas: 10°C (\diamond), 15°C (\square), 20°C (Δ), 25°C (\times), 30°C ($*$) y 35°C (\circ). Los tres grados de ensuciamiento de la membrana se muestran por columnas: bajo un grado normal de ensuciamiento (a, b, c, y d); tras limpieza con hipoclorito (e, f, g y h); tras limpieza con hipoclorito y ácido cítrico (i, j, k y l). Las diferentes concentraciones de sólidos en suspensión se muestran por filas: $2.800 \pm 33 \text{ mg/L}$ (a, e e i); $1.822 \pm 19 \text{ mg/L}$ (b, f y j); $933 \pm 88 \text{ mg/L}$ (c, g y k); agua limpia (d, h y l).

Poyatos et al. (2008) con el mismo modelo de membrana obtuvo un valor de flujo crítico de $29,90 \text{ L/m}^2 \cdot \text{h}$, similar a los obtenidos en la presente investigación, así mismo, los valores se situaron en torno a los



obtenidos por Jiang et al. alrededor de 30 L/m²h (Jiang et al., 2005), sin embargo se ha visto la necesidad de conocer como le afecta la temperatura, al experimentarse cambios significativos en función de la temperatura del fluido. Los valores de flujo crítico (Tabla 42), calculados según Field et al. (1995), presentaron cambios con la temperatura del fluido de alimentación, la presión transmembrana a la cual se producía el flujo crítico aumentaba con la temperatura, tal y como se observa en la Figura 98, siendo por tanto mayor el flujo resultante conforme aumentaba la temperatura independientemente del resto de variables. Los efectos de la temperatura en el flujo crítico fueron evidentes con incrementos en ocasiones superiores al 100% entre 10 y 35 °C; de nuevo, las menores diferencias fueron experimentadas entre 20 y 25 °C., y las mayores entre 10 y 35 °C, tras la limpieza química de la membrana con hipoclorito y cítrico, bajo la máxima concentración de MLSS probada, el flujo crítico osciló desde 10,13 L/m².h hasta más de 28,61 L/m².h, valor correspondiente al máximo valor de flujo obtenido al no ser alcanzado el flujo crítico en el rango de presiones testable.

Tabla 42. Valores de flujo crítico de la membrana (L/m².h) de la membrana ZW-10 utilizados en la investigación de fondo bajo concentraciones de 2.800 ± 33 (F1), 1.822 ± 19 (F2) y 933 ± 88 (F3) mg/L de MLSS y agua limpia (AL) en función de la temperatura del licor mezcla a filtrar (10, 15, 20, 25, 30 y 35 °C). Con – se señalan aquellas condiciones bajo las cuales el flujo crítico no fue alcanzado en el rango de presiones de funcionamiento de la membrana

Temp.(°C)	Ensuciamiento normal				Tras limpieza orgánica				Tras limpieza orgánica e inorgánica			
	F1	F2	F3	AL	F1	F2	F3	AL	F1	F2	F3	AL
10	9,57	9,65	9,71	13,87	10,12	12,12	12,48	-	10,13	12,24	12,81	-
15	11,00	11,35	11,85	-	12,93	14,37	15,40	-	13,10	14,70	15,76	-
20	13,54	14,01	14,61	-	16,56	16,65	17,25	-	16,71	-	-	-
25	13,75	15,60	16,14	-	17,34	17,89	18,95	-	17,83	-	-	-
30	15,00	16,76	18,02	-	19,17	20,36	22,39	-	-	-	-	-
35	16,61	18,67	20,65	-	19,83	21,82	-	-	-	-	-	-

Uno de los aspectos más influyentes en el flujo de permeado es el grado de ensuciamiento (Lan et al. 2011), sin embargo antes y después de la limpieza química con hipoclorito y cítrico no se observaron diferencias significativas en el flujo, debido a que dada la naturaleza del agua residual utilizada como alimentación, procedente del pretratamiento y tras una decantación primaria, el ensuciamiento de la membrana experimentado es principalmente orgánico, éste aspecto queda patente en los valores de recuperación obtenidos entre limpiezas, en el caso de la primera limpieza química, de solo hipoclorito, la recuperación a 20 °C fue del 43,92 %, valor muy superior al obtenido al realizar la limpieza química para eliminar el ensuciamiento inorgánico (3,83 %, a la misma temperatura). Bajo una concentración de 2.800 ± 33 mg/L de MLSS y a una temperatura de 20 °C el flujo de permeado a 50 kPa de presión transmembrana fue 9,78, 11,94 y 12,47 L/m².h en orden decreciente de grado de ensuciamiento. Este efecto se ve

amplificado conforme disminuye la concentración de sólidos en suspensión, alcanzando su máximo cuando agua limpia es utilizada como alimentación de la membrana (Figura 98 d, h y k), a la máxima temperatura probada, a 50 kPa de presión transmembrana el flujo osciló de 18,06 a 28,39 L/m².h. del mayor grado de ensuciamiento al menor probado. Al afectar al flujo de permeado, el grado de ensuciamiento también afecta al flujo crítico de la membrana, aumentando la presión de flujo crítico conforme disminuye el grado de ensuciamiento, a 20 °C y con una concentración de MLSS de 2.800 ± 33 mg/L, la presión correspondiente al flujo crítico fue respectivamente de 73, 76 y 78 kPa antes, después de la primera limpieza química y después de la segunda limpieza química.

Tabla 43. Permeabilidad de la membrana bajo las diferentes condiciones probadas en la investigación de fondo. Los valores de sólidos en suspensión probados fueron 2.800 ± 33, 1.822 ± 19 y 933 ± 88 mg/L y agua limpia (AL)

	Temperatura (°C)	2.800 ± 33 mg/L (media ± d.s.)	1.822 ± 19 mg/L (media ± d.s.)	933 ± 88 mg/L (media ± d.s.)	AL (media ± d.s.)
Ensuciamiento normal	10	14,49 ± 1,01	15,11 ± 1,18	14,58 ± 1,23	17,11 ± 1,37
	15	16,77 ± 1,09	17,35 ± 1,07	17,97 ± 1,54	19,57 ± 1,69
	20	19,24 ± 1,52	20,07 ± 1,93	22,94 ± 3,01	23,67 ± 2,85
	25	20,27 ± 1,59	21,57 ± 2,16	26,14 ± 4,18	27,26 ± 3,70
	30	22,30 ± 2,12	23,10 ± 2,44	28,94 ± 5,02	31,06 ± 4,06
	35	23,84 ± 2,73	24,91 ± 0,85	32,23 ± 6,08	36,64 ± 3,90
Tras limpieza orgánica	10	15,91 ± 1,62	17,82 ± 1,23	18,39 ± 1,38	18,96 ± 1,37
	15	19,53 ± 1,21	21,27 ± 0,97	22,29 ± 1,86	26,36 ± 0,80
	20	24,09 ± 1,41	24,97 ± 1,21	27,19 ± 1,86	34,07 ± 1,52
	25	25,84 ± 1,85	27,63 ± 1,52	30,33 ± 4,37	37,23 ± 2,37
	30	29,64 ± 1,49	30,87 ± 2,39	33,28 ± 4,69	43,89 ± 1,85
	35	31,89 ± 1,64	36,95 ± 4,92	39,72 ± 4,70	48,89 ± 1,77
Tras limpieza orgánica e inorgánica	10	16,51 ± 1,95	18,60 ± 1,51	19,27 ± 1,45	24,63 ± 1,19
	15	20,77 ± 2,85	22,74 ± 2,07	23,39 ± 1,99	28,77 ± 2,11
	20	24,86 ± 1,12	24,93 ± 1,66	27,52 ± 3,83	35,37 ± 1,39
	25	27,40 ± 1,63	28,95 ± 2,63	30,74 ± 4,52	37,97 ± 2,43
	30	31,85 ± 3,66	36,50 ± 3,11	37,23 ± 3,34	45,24 ± 2,59
	35	37,22 ± 2,36	42,80 ± 3,65	44,84 ± 2,14	5,47 ± 2,45

Otro factor a considerar en el flujo de permeado es la concentración de sólidos en suspensión en el tanque de membranas, tal y como puede verse por filas en la Figura 98, existen diferencias entre las cuatro concentraciones probadas, independientemente del grado de ensuciamiento y la temperatura. El flujo de permeado a 50 kPa de presión transmembrana fue 18,39, 21,94, 23,66 y 28,38 L/m²h con 2.833, 1.833, 1.000 mg/L de sólidos en suspensión y agua limpia respectivamente. La concentración de los sólidos en suspensión también ejerció una fuerte influencia en el flujo crítico independientemente de la temperatura



y del grado de ensuciamiento tal y como puede verse en la Tabla 42, el caso más extremo se dio utilizando agua limpia como alimentación de la membrana solo fue detectado en el rango de operación el flujo crítico en las condiciones más desfavorables de flujo (menor temperatura y mayor grado de ensuciamiento). La temperatura afecta a las propiedades reológicas del fango a través de la viscosidad dinámica, la cual se reduce conforme aumenta la temperatura, tal y como muestra la ecuación de Andrade (Ecuación 38), sin embargo, en el presente estudio se desveló que además de la influencia en las propiedades reológicas, la temperatura podría afectar al comportamiento de la membrana.

Durante los diferentes ensayos realizados, valores similares de viscosidad dinámica se obtuvieron con concentraciones de fango distintas bajo diferentes temperaturas, sin embargo, el flujo de la membrana fue diferentes siendo mayor en el caso de las mayores temperaturas; este fenómeno pudo observarse, por ejemplo, antes de realizar ninguna limpieza química de las membranas, con 2.800 ± 33 mg/L de MLSS a 35 °C, la viscosidad dinámica fue $3,54$ cP muy similar a la obtenida con 1.822 ± 19 mg/L de MLSS y 20 °C ($3,55$ CP), sin embargo, a pesar de ser prácticamente igual la viscosidad, un mayor flujo fue alcanzado por el fango más concentrado ($11,61$ frente $9,89$ L/m²h) como consecuencia del efecto de la temperatura en la propia membrana. Por tanto, a partir de los datos obtenidos se puede afirmar que la temperatura en un membrana de este tipo ejerce un papel doble: por un lado, afecta a las propiedades reológicas del fango lo que favorece que a mayor temperatura la viscosidad sea menor y por tanto pueda darse un mayor flujo; por otro lado afecta a las propiedades físicas de la membrana en las condiciones estudiadas.

Para poder conocer cómo afectan las diferentes variables a la permeabilidad de la membrana, se ha realizado una modelización de la misma en función de la temperatura y el fango a filtrar para cada uno de los grados de ensuciamiento analizados. Dado que la concentración de sólidos en suspensión afecta a la viscosidad, la cual a su vez se relaciona con la temperatura, se ha escogido como parámetro representativo del fango la viscosidad dinámica del mismo, para poder analizar el efecto directo de la temperatura en la permeabilidad sin considerar las alteraciones que produce en el fango. El modelo propuesto consistió en un análisis multivariable de regresión lineal múltiple que utilizaba como variables independientes la viscosidad dinámica y la temperatura. Para ello, se calcularon los valores de permeabilidad de la membrana para cada una de las condiciones de temperatura y sólidos en suspensión analizadas para cada grado de ensuciamiento (Tabla 43) como la media de las permeabilidades obtenidas para cada presión transmembrana desde 10 kPa hasta la presión crítica. Tal y como sucediera con el flujo de permeado, como puede verse en la Tabla 43, la permeabilidad aumentaba cuando la temperatura aumentaba y disminuía cuando el grado de ensuciamiento y los MLSS aumentaban. El ajuste realizado a la permeabilidad (K) para

cada uno de los grados de ensuciamiento analizados se muestra en la ecuación 93 (estado normal de ensuciamiento durante la operación, 94 (tras limpieza química de la membrana con hipoclorito) y 95 (tras limpieza química de la membrana con hipoclorito y cítrico). El índice de correlación (R^2) para cada uno de los ajustes realizados fue de 0,893, 0,874 y 0,904 respectivamente.

$$K=18,6459+0,5303*T-2,5474*\mu \quad (93)$$

$$K=22,1223+0,6893*T-3,3136*\mu \quad (94)$$

$$K=27,1302+0,7398*T-4,5988*\mu \quad (95)$$

Siendo K la permeabilidad de la membrana expresada en L/m^2hbar ; T la temperatura del licor mezcla a filtrar expresado en $^{\circ}C$; y μ la viscosidad dinámica del licor mezcla expresada en cP

El signo de cada una de las constantes de proporcionalidad del modelo indica cómo afectan las variables a la permeabilidad, en el caso positivo (temperatura), la permeabilidad aumenta mientras que en el caso negativo (viscosidad dinámica) la permeabilidad disminuye. Tal y como puede verse en las ecuaciones el valor de las constantes depende del grado de ensuciamiento de la membrana, conforme el grado de ensuciamiento es mayor las variables tiene un menor efecto en la permeabilidad de modo que la permeabilidad de una membrana completamente limpia se ve más afectada por las variables que conforme el grado de ensuciamiento va en aumento. El resto de variables que pueden afectar a la permeabilidad de la membrana tales como el pH o las características concretas de la membrana, son recogidas en la constante de ajuste, la cual es mayor cuanto mayor es el grado de limpieza de la membrana. El modelo muestra que las dos variables consideradas en el estudio, viscosidad y temperatura cuantitativamente presentan una influencia similar para el rango de temperatura (de 10 a 35 $^{\circ}C$) y viscosidad dinámica (de 1 a 5 Cp) analizados. Independientemente del grado de ensuciamiento de la membrana, la permeabilidad estimada del modelo muestra un incremento superior al 60 %, indicado por Gosen et al. 2004 para incrementos de temperatura de 20 $^{\circ}C$; entre 10 y 35 $^{\circ}C$, con una viscosidad dinámica de 1 Cp el aumento de la permeabilidad modelizado sería del 61,95, 67,95 y 61,80 % bajo una situación normal de operación, tras una limpieza química con hipoclorito y tras una limpieza química con hipoclorito y cítrico respectivamente. Las variaciones debidas a la viscosidad dinámica se encuentran en el mismo rango de magnitud en los valores obtenidos durante la investigación (entre 1 y 5 Cp), ante una temperatura intermedia como puede ser 20 $^{\circ}C$, el aumento de permeabilidad como consecuencia de la viscosidad es superior al 60 %, haciéndose mayor conforme disminuye el grado de ensuciamiento (61,70, 68,53 y 97,16



%). En relación a la influencia del grado de ensuciamiento, comparando las 3 ecuaciones bajo unos valores típicos de temperatura (20 °C) y viscosidad dinámica (2,5 Cp) el modelo muestra un aumento de permeabilidad del 32,97 % tras realizar una limpieza química destinada a eliminar el ensuciamiento de naturaleza orgánica e inorgánica.

Los datos obtenidos en el estudio de permeabilidad de la membrana mostraron la importancia de la temperatura en el permeado de la membrana, lo cual puede permitir de cara a la explotación de una instalación de lecho móvil con membrana, o bien optimizar el proceso de filtración si puede ser controlada la temperatura o bien operar prediciendo las variaciones de permeabilidad que van a producirse como consecuencia del cambio de una variable ambiental no controlable aplicando, en ambos casos un sencillo modelo. Así mismo, la ubicación de la instalación, especialmente si es en zonas frías, puede hacer necesario reajustar la superficie de membrana necesaria en función de la superficie.





5. CONCLUSIONES

Dado que la investigación desarrollada para el proceso de lecho móvil es de aplicación tanto a casos de nueva construcción como de rehabilitación de plantas existentes, por un lado, se presentan las conclusiones de la investigación de fondo y por otro, las de aplicación del proceso.

5.1. Conclusiones de la investigación

A partir de los resultados obtenidos para el proceso de biorreactores de membrana con lecho móvil con un 20, 35 y 50 % de relleno, trabajando a tiempos de retención hidráulicos de 10 y 24 horas, MLSS desde 0,5 g/L hasta 4,6 g/L y un espectro de temperaturas entre 2,5 y 27,9 °C, se obtienen las siguientes conclusiones, las cuales, para un mejor entendimiento, se presentan para cada una de las variables operativas estudiadas.

Los MLSS, en los que se incluye la biopelícula desprendida de los soportes, influyeron significativamente tanto en el comportamiento de la biomasa como en la capacidad de oxidar materia orgánica y nitrógeno del siguiente modo:

- ✓ El incremento de MLSS aumenta la densidad de biopelícula adherida, colaborando con el aumento del tiempo de retención celular. Esto implica una mayor capacidad de oxidación de materia orgánica y nitrógeno.
- ✓ Al operar con un sistema de biomasa híbrida, la eficiencia en eliminación de DQO y DBO₅ aumenta en torno a un 20 % y el rendimiento en oxidación de amonio alrededor de un 26 %. En el lecho móvil híbrido fueron alcanzados rendimientos desde el 87,4 y 94,9 % en DQO y DBO₅ y desde el 40,4 y 24,1 % en amonio y nitrógeno total.
- ✓ La tasa de producción de la biomasa heterótrofa osciló entre 0,462±0,014 y 0,714±0,076 mgDQO_{formada}/mgDQO_{oxidada} y de la biomasa autótrofa entre 0,23±0,01 y 0,51±0,12 mgDQO_{formada}/mgN_{oxidado} viéndose ambas reducidas conforme aumentan los MLSS.

La concentración de relleno, expresada en porcentaje de volumen de reactor biológico, mostró diferencias significativas en el tiempo de retención celular pero no en la nitrificación del sistema, ni en el consumo de materia orgánica, ni en el funcionamiento de la membrana, quedando patentes los siguientes aspectos:



- ✓ El porcentaje de relleno empleado no afectó a la densidad de biopelícula adherida (valores medios de 4.046, 4.335 y 3.968 mg/L de relleno para un 20, 35 y 50 % de relleno), en las condiciones de operación estudiadas.
- ✓ Al introducir relleno aumenta el grado de estabilización del fango debido al aumento del tiempo de retención celular ya que la presencia de biopelícula favorece el aumento de la constante de lisis heterótrofa y de la concentración de biomasa acumulada en el reactor biológico.
- ✓ La influencia del porcentaje de relleno en la eliminación de materia orgánica aumenta con el incremento del TRH como consecuencia del mayor tiempo requerido por la biopelícula para consumir esta.

El tiempo de retención hidráulico, al ser inversamente proporcional al caudal, influyó en la capacidad del sistema de consumir materia orgánica y en el funcionamiento de la membrana de la siguiente forma:

- ✓ Un mayor tiempo de retención hidráulico implica tanto un aumento en la densidad de biopelícula adherida como un mayor consumo de materia orgánica.
- ✓ La tasa de producción de la biomasa heterótrofa aumenta al disminuir el tiempo de retención hidráulico en las condiciones estudiadas.
- ✓ El aumento de la presión transmembrana, que es intrínseco a la disminución del tiempo de retención hidráulico, disminuye conforme aumentan los MLSS, pasando del 42,85 % en el lecho móvil puro al 26,92 % en el lecho móvil a 4,6 g/L de MLSS.

La temperatura influyó significativamente en el comportamiento de la biomasa heterótrofa y autótrofa así como en el funcionamiento de la membrana como se indica a continuación:

- ✓ Las tasas de producción de la biomasa heterótrofa y autótrofa se incrementaron con la temperatura, esto origina un aumento en la densidad de biopelícula adherida al relleno.
- ✓ La temperatura influye en la velocidad de ensuciamiento de la membrana incrementándose una media de 0,078 kPa/(día °C) la de postlavado y 0,074 kPa/(día °C) la de prelavado.
- ✓ El aumento de la temperatura incrementa la permeabilidad de las membranas hasta valores de 0,0074 L/(m² h kPa °C) así como el flujo crítico, no sólo como consecuencia del cambio en las propiedades reológicas del fango en las condiciones estudiadas.



5.2. Conclusiones de aplicación

A partir de los resultados y conclusiones para sistemas de lecho móvil operando con biorreactores de membrana obtenidos en la investigación de fondo y en comparación con sistemas de fangos activos convencionales obtenidos en la investigación de choque, se pueden establecer una serie de recomendaciones de diseño tanto para plantas de nueva construcción como para rehabilitación de plantas existentes.

En relación al diseño de nuevas instalaciones con tecnología de lecho móvil, se recomienda:

- ✓ Utilizar el TRH como parámetro de diseño básico del proceso.
- ✓ En un biorreactor de membrana con lecho móvil híbrido con un 20 % de relleno, en condiciones de temperatura de 15°C (primavera y otoño) se debe trabajar en torno a 4 g/L de MLSS, siendo conveniente subir esta concentración en temperaturas inferiores (invierno) hasta 4,5 g/L y a temperaturas superiores a 15°C se puede llegar a trabajar hasta 3,6 g/L con un TRH de 13,5 h. imponiendo tales condiciones un TRC fijo de 19 días y cumpliendo la Directiva-271.
- ✓ Al poder reducir el óptimo de MLSS de 7 a 4 g/L respecto a un biorreactor de membrana convencional la aireación podría disminuirse lo que supondría un ahorro energético.
- ✓ Es importante tener en cuenta el coste de los rellenos para la viabilidad de la implantación del proceso de lecho móvil en relación a los procesos de oxidación prolongada. A modo orientativo los precios máximos del relleno para que se compense la reducción del volumen de obra civil como consecuencia del aumento de rendimiento obtenido para el empleo de un lecho móvil híbrido con un 20 % de relleno oscilan entre 50,83 €/m³ de relleno para 50.000 heq hasta 180,83 €/m³ para 10.000 heq.

La utilización fundamental del proceso de lechos móviles es que se trata de una alternativa viable a la rehabilitación de plantas existentes en las que hayan cambiado las condiciones de operación (mayor caudal de entrada o mayor carga contaminante de entrada). En este caso se pueden establecer las siguientes consideraciones:

- ✓ En un proceso de baja carga donde la concentración de materia orgánica a la entrada haya aumentado significativamente y no puedan ser alcanzados los requerimientos de la directiva 91/271/CEE, introducir un 20 % de relleno permite aumentar 1,8 y 5,1 % los rendimientos en eliminación de DBO₅ y DQO respectivamente.



-
- ✓ La utilización de un 20 % de relleno puede permitir que la concentración DBO_5 a la entrada aumente de 500 a 705 mg/L de DBO_5 obteniendo una salida de 25 mg/L de DBO_5 y de 400mg/L a 564 mg/L de DBO_5 y para una salida de 20 mg/L de DBO_5 , siendo la máxima DBO_5 que admite el sistema de lechos móviles con un 20 % de relleno reducida conforme disminuye el tiempo de retención hidráulico.
 - ✓ En un biorreactor de membrana, la introducción de un 20 % de relleno permite reducir en 2 horas el tiempo de retención hidráulico y operar a temperaturas inferiores obteniendo un tiempo de retención celular adecuado.



6. LÍNEAS FUTURAS DE INVESTIGACIÓN

- ✓ Análisis de los costes de implantación de un sistema de lecho móvil a escala real para tratar aguas residuales urbanas.
- ✓ Comparativa del sistema de biorreactores de membrana entre un proceso convencional y uno con lecho móvil operando paralelamente.
- ✓ Ensuciamiento de la membrana al disminuir MLSS en reactores de lecho móvil
- ✓ Estudio de la influencia de las limpiezas químicas de la membrana en las variables ambientales en un proceso de lechos móviles
- ✓ Análisis económico de la construcción y explotación de lechos móviles con y sin tecnología de membrana.
- ✓ Eliminación biológica de nitrógeno y fósforo en tecnologías de lecho móvil.





7. APORTACIONES CIENTÍFICAS

Los resultados expuestos en el presente trabajo, han sido parcialmente expuestos tanto en revistas científicas internacionales como en congresos de ámbito internacional y nacional.

7.1. Publicaciones en revistas

- **Martín-Pascual, Jaime;** López-López, Cristina; González-López, Jesús; Hontoria, Ernesto; Poyatos, José Manuel (2011) Comparative Kinetic Study of Carrier Type in a Moving Bed System Applied to Organic Matter Removal in Urban Wastewater Treatment. *Water, air & soil pollution* 223(1) 1699-1712
- Lopez-Lopez, Cristina; **Martín-Pascual, Jaime;** González-Martínez, Alejandro; Calderón-Alvarado, Kadiya Del Carmen; Hontoria, Ernesto; Poyatos, José Manuel (2012) Influence of filling ratio and carrier type in a moving bed biofilm reactor with pretreatment of electrocoagulation in wastewater treatment. *Journal of Environmental Science and Health, Part A* 47 1-9
- Calderón-Alvarado, Kadiya del Carmen; **Martín-Pascual, Jaime;** Poyatos, José Manuel; Rodelas-González, María Belén; González-Martínez, Alejandro; González, Jesús (2012) Comparative analysis of the bacterial diversity in a lab-scale moving bed biofilm reactor (MBBR) applied to treat urban wastewater under different operational conditions. *Bioresource technology* 121(1) 119-126
- **Martín-Pascual, Jaime;** Rodríguez-Íñiguez, Francisco Alejandro; Reboleiro-Rivas, Patricia; González-López, Jesús; Hontoria, Ernesto; Poyatos, José Manuel (2012) Influence of the temperature in the permeate flux of the membrane in a membrane bioreactor with moving bed biofilm reactor. *Procedia Engineering* 44 275-277
- **Martín-Pascual, Jaime;** Reboleiro-Rivas, Patricia; Lopez-Lopez, Cristina; González-López, Jesús; Hontoria, Ernesto; Poyatos, José Manuel (2013) Influence of hydraulic retention time on heterotrophic biomass in a wastewater moving bed membrane bioreactor treatment plant. *International Journal of Environmental Science and Technology* Publicado Online DOI 10.1007/s113762-013-0329-6
- Reboleiro-Rivas, Patricia; **Martín-Pascual, Jaime;** Juárez-Jiménez, Belen; Poyatos, José Manuel; Hontoria, Ernesto; Rodelas, Belen; González-López, Jesús (2013) Enzymatic activities in a Moving Bed Membrane Biorreactor for real urban wastewater treatment. Effect of operational conditions. *Ecological Engineering* 61 23-33
- Leyva-Díaz, Juan Carlos; **Martín-Pascual, Jaime;** González-López, Jesús; Hontoria, Ernesto; Poyatos, José Manuel (2013) Effect of scale-up on an hybrid moving bed biofilm reactor-membrane bioreactor for

treating urban wastewater. Chemical Engineering Science. Publicado online DOI 10.1016/j.ces.2013.10.004

7.2. Aportaciones a congresos

- **Martín-Pascual, Jaime;** Poyatos, José Manuel; Hontoria, Ernesto (2010) Eliminación de materia orgánica en un sistema de biomasa fija sobre lecho móvil. 6ª JORNADAS TÉCNICAS DE SANEAMIENTO Y DEPURACION
- **Martín-Pascual, Jaime;** Lopez-Lopez, Cristina; Rodríguez-Íñiguez, Francisco Alejandro; González-López, Jesús; González-López, Jesús; Hontoria, Ernesto; Poyatos, José Manuel (2011) Hybrid system treatment between moving bed biofilm reactor and membrane bioreactor to remove organic matter of urban wastewater. 12th Mediterranean Congress of Chemical Engineering
- Lopez-Lopez, Cristina; **Martín-Pascual, Jaime;** Osorio-Robles, Francisco; González-Martínez, Alejandro; Hontoria, Ernesto; Poyatos, José Manuel (2011) Analysis of the influence of the concentration and type of carrier in moving bed biofilm reactor (MBBR) with pre-electro-coagulation treatment of urban waste water. 12th Mediterranean Congress of Chemical Engineering
- **Martín-Pascual, Jaime;** Rodríguez-Íñiguez, Francisco Alejandro; Reboleiro-Rivas, Patricia; González-López, Jesús; Hontoria, Ernesto; Poyatos, José Manuel (2012) Influence of the temperature in the permeate flux of the membrane in a membrane bioreactor with moving bed biofilm reactor. EUROMEMBRANE 2012



8. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Aesoy, A.; Ødegaard, H. (1994) Denitrification in biofilms with biologically hydrolysed sludge as carbon source. *Water Science and Technology* Volume 29(10-11) 93-100.
- Ahl, R.M.; Leiknes, T.; Ødegaard, H. (2006) Tracking particle size distributions in a moving bed biofilm membrane reactor for treatment of municipal wastewater. *Water Science and Technology* 53(7) 33-42.
- Andreadakis, A.D. (1993) Physical and chemical properties of activated sludge floc. *Water Research* 27(12) 1707-1714.
- Andreottola, G.; Foladori, P.; Ragazzi, M. (2000) Upgrading of a small wastewater treatment plant in a cold climate region using a moving bed biofilm reactor (MBBR) system. *Water Science and Technology* 41 177-185.
- APHA (2012) *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 22nd ed. American Public Health Association, Washington DC, 2012.
- Arregui, L.; Liébana, R.; Rodríguez, E.; Murciano, A. ; Conejero, F.; Pérez-Uz, B.; Serrano, S. (2012) Analysis of the usefulness of biological parameters for the control of activated sludge wastewater treatment plants in an interlaboratory study context. *Journal of Environmental Monitoring* 14(5) 1444-1452.
- Augusto, A.; De Souza, U.; Brandão, H.; Muller Zamporlini, I.; Moreira Soares, H.; de Arruda Guelli, S.M.(2008) Application of a fluidized bed bioreactor for cod reduction in textile industry effluents. *Resources Conservation and Recycling* 52(3) 511-521.
- AWWARF, LE, WRCSA, (1998), *Tratamiento del agua por procesos de membrana, principios, procesos y aplicaciones*. Edit. Mc Graw Hill.
- Balaguer, MD.; Vicente, MT y Paris, JM. (1997) A comparison of different support materials in anaerobic fluidized bed reactors for the treatment of vinasse. *Environmental and Technology* 18(5) 539-544.
- Bassin, J. P.; Kleerebezem, R.; Rosado, A. S.; Van Loosdrecht, M.; Dezotti, M. (2012) Effect of Different Operational Conditions on Biofilm Development, Nitrification, and Nitrifying Microbial Population in Moving-BedBiofilm Reactors *Environmental Science and Technology* 46 1546-1555.
- Benito, J.; Conesa, M.A.; Rodríguez, M.A. (2004) Membranas cerámicas. Tipos, métodos de obtención y caracterización. *Boletín de la Sociedad Española de Cerámica y Vidrio* 43(5) 829-842.
- Bhave, R.R. (1991) *Inorganic Membranes: Synthesis, Characterization and Applications*, Van Nostrand



Reinhold.

- Breitenbucher, K.; Siegl, M.; Knupfer, A.; Radke, M. (1990) Open-pore sintered glass as a high-efficiency support médium in bioreactors: new results and long-term experiences achieved in high-rate anaerobic digestion. *Water Science and Technology* 22(1-2) 25-32.
- Bure, T.; Cumin, J. (2010) MBR module design and operation. *Desalination* 250(3) 1073–1077.
- Canziani, R.; Emondi, V.; Garavaglia, M.; Malpei, F.; Pasinetti, E.; Buttiglieri, G. (2006) Effect of oxygen concentration on biological nitrification and microbial kinetics in a cross-flow membrane bioreactor (MBR) and moving-bed biofilm reactor (MBBR) treating old landfill leachate. *Journal of Membrane Science* 286(1-2) 202-212.
- Chan, Y.J.; Chong, M.F.; Lim Law, C.; Hassell, D.G. (2009) A review on anaerobic–aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. *Chemical Engineering Journal* 155(1–2) 1–18
- Chang, E.Y.; Chang, C.; Liang, H.; Huang, C.P.; Chiang, P.C. (2012) Identifying the rejection mechanism for nanofiltration membrane fouled by humic acid and calcium ions exemplified by acetaminophen, sulfamethoxazole and triclosan. *Journal of Hazardous Materials* 221 19-27.
- Chang, H.T.; Rittmann, B.E.; Amar, D.; Heim, R.; Ehlinger, O.; Lesty Y. (1991) Biofilm detachment mechanisms in a liquid-fluidized bed. *Biotechnology and Bioengineering* 38(5) 499-506.
- Chang, I.; Le Clech, P.; Jefferson, B.; Judd, S. (2002) Membrane fouling in membrane bioreactors for wastewater treatment. *Journal of Environmental Science* November 1018-1029.
- Chang, S. (2011) Application of submerged hollow fiber membrane in membrane bioreactors: Filtration principles, operation, and membrane fouling. *Desalination* 283 31-39
- Chung, H.Y.; Lee, D.J.; 2003. Porosity and interior structure of flocculated activated sludge floc. *Journal of Colloid and Interface Science* 267 136-143.
- Costerton, J. W. (1999) Introduction to biofilm International. *Journal of Antimicrobial Agents* 11(3-4) 217-221.
- Cote ,P.L.; Smith, B.M.; Deutschmann, A.A; Rodrigues, C.F.; Pedersen, S.K. (1993) Frameless array of hollow fibre membranes and method of maintaining clean fibre surfaces while filtering a substrate to withdraw a permeate. Patent CA2149414C.
- Côté, P.; Cadera, J.; Coburn, J.; Munro, A. (2001) A new immersed membrane for pretreatment to reverse osmosis. *Desalination* 139(1-3) 229-236



-
- Dandan ,Z.; Wang, A.; Bi. X.; Shuangshi, D.; Shuangshi, D. (2008) Biofilm Performance in an Aerobic Fluidized Bed Reactor During the Start-Up Period 2nd International Conference on Bioinformatics and Biomedical Engineering, iCBBE 3100-3105.
 - Davis, J.A.; Harrison K.; Shields, B. (2009) Compact Technology: Increasing Treatment Capacity without Building More Basins. Florida Water Resources Journal Julio 24-29.
 - Decho, A. (2000) Microbial biofilms in intertidal systems: an overview. Continental Shelf Research 20(10-11) 1257-1273.
 - Decreto 310/2003, de 4 de noviembre, por el que se delimitan las aglomeraciones urbanas para el tratamiento de las aguas residuales de Andalucía y se establece el ámbito territorial de gestión de los servicios del ciclo integral del agua de las Entidades Locales a los efectos de actuación prioritaria de la Junta de Andalucía.
 - Decreto 334/1994, de 4 de octubre, por el que se regula el procedimiento para la tramitación de autorizaciones de vertido al dominio público marítimo terrestre y de uso en zona de servidumbre de protección.
 - Delnavaz, M.; Ayati, B; Ganjidoust, H. (2010) Prediction of moving bed biofilm reactor (MBBR) performance for the treatment of aniline using artificial neural networks (ANN). Journal of Hazardous Material 179(1-3) 769-75.
 - Directiva 2000/60/CE del parlamento europeo y del consejo de 23 de octubre de 2000 por la que se establece un marco comunitario de actuación en el ámbito de la política de aguas.
 - Directiva 91/271/CEE del Consejo, de 21 de mayo de 1991, sobre el tratamiento de las aguas residuales urbanas.
 - Dupla, M; Comeau, Y.; Parent, S.; Villemur, R.; Jolicoeur, M. (2006) Design optimization of a self-cleaning moving-bed bioreactor for seawater denitrification. Water research 40 249-258.
 - Edlund, D.J.; Friesen,D. ; Johnson ,B.; Pledger, W. (1994). Hydrogen-permeable. Metal membranes for High-temperature Gas Separations Purification 8 131-136.
 - Ehlers, G. A. C.;Wagachchi, D.; Turner, S.J. (2012) Nutrient conditions and reactor configuration influence floc size distribution and settling properties. Water Science & Technology 65(1) 156-163.
 - Falletti, L.; Conte, L. (2007) Upgrading of activated sludge wastewater treatment plants with hybrid moving-bed biofilm reactors. Industrial & Engineering Chemistry Research 46(21) 6656-6660.



-
- Fernández, N.; Díaz E.; Amils, R.; Sanz, J.L. (2007) Analysis of Microbial Community during Biofilm Development in an Anaerobic Wastewater Treatment Reactor. *Microbial Ecology* 56(1) 121-132.
 - Field, R.W.; Wu, D.; Howell, J.A.; Gupta, B.B.; (1995) Critical flux concept for microfiltration fouling. *Journal of Membrane Science* 100 259-272.
 - Gálvez, J. M. (2001) Tesis doctoral: Eliminación de la Materia Orgánica y del Nitrógeno en el Agua Residual Urbana Mediante Lechos Inundados. Universidad de Granada. Instituto del Agua. Dpto. de Ingeniería Civil-Dpto. de Microbiología. Granada, España 2001.
 - Gao, D-WY.; Fu, Y.; Tao, Y.; Wu, W.M.; An, R.; Li, X.-X. (2009) Current research and development of controlling membrane fouling of MBR. *African Journal of Biotechnology* 8(13) 2993-2998.
 - García-Mesa, J.J. (2011) Tesis Doctoral: Influencia de los procesos biológicos de depuración en la distribución y tamaño de partículas en tratamientos de aguas residuales urbanas. Universidad de Granada. ETS Ingenieros de Caminos Canales y Puertos. Departamento de Ingeniería Civil. Área de Tecnología del Medio Ambiente.
 - Geesey, G.G. (2001) Bacterial behaviour at surfaces *Current Opinion in Microbiology* 4(3) 296-300.
 - Germain, E.; Bancroft L.; Dawson A.; Hinrichs C.; Fricker L.; Pearce, P.(2007) Evaluation of hybrid processes for nitrification by comparing MBBR/AS and IFAS configurations. *Water Science & Technology* 55(8-9) 43-49.
 - Gilligan, T.P.Y.; Morper, M. A (1999) Unique Process for Upgrading Conventional Activated Sludge Systems for Nitrogen Removal, presented at NE WEA, October 1999.
 - Gòdia, F. y López, J. (Editores) (1998) Ingeniería bioquímica. Madrid: Síntesis.
 - Gomez, M.; D.; Ruzickova, I.; Holba, M.; Wanner, J. (2012) Operational experience with a seasonally operated full-scale membrane bioreactor plant. *Bioresource Technology* 121 241-247.
 - Gómez, M.A.; González-López, J.; Hontoria-García, E. (2000) Influence of carbon source on nitrate removal of contaminated groundwater in a denitrifying submerged filter. *Journal of Hazardous Materials* 80(1-3) 69-80.
 - Gómez, M.A.; Hontoria, E. (2003). Técnicas analíticas en el control de la ingeniería ambiental. Editorial Universidad de Granada.
 - González, S.; Maldonado, L.E.; González, O. (2002) Tratamiento de aguas residuales utilizando biopelícula sobre un material poroso. XXVIII Congreso Internacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental,



Cancún, México.

- Goosen, M.; Sablani, S.; Al-Maskari, S.; Al-Belushi, R.; Wilf, M. (2002) Effect of feed temperature on permeate flux and mass transfer coefficient in spiral-wound reverse osmosis systems. *Desalination* 144 367-372.
- Guglielmi, G.; Chiarani, D.; Judd, S.J.; Andreottola, G. (2007) Flux criticality and sustainability in a hollow fibre submerged membrane bioreactor for municipal wastewater treatment. *Journal of Membrane Science* 289 241–248.
- Guibaud, G.; Tixier, N.; Bouju, A. y Baudu, M. (2003) Relation between extracellular polymers' composition and its ability to complex Cd, Cu and Pb. *Chemosphere* 52(10) 1701-1710.
- Güven, D.; Dapena, A.; Kartal, B. Schmid, M.; Maas, B.; De Pas-Schoonen, K.; van Seval Sozen, K.; Mendez, R.; Jetten, M.; Strous, M.; Schmidt, I. (2005) Propionate Oxidation by and Methanol Inhibition of Anaerobic Ammonium-Oxidizing Bacteria. *Applied and Environmental Microbiology* 71(2) 1066–1071.
- Han, S.S.; Bac, T.H.G.G.; Tak, T.M. (2005) Influence of sludge retention time on membrane fouling and bioactivities in membrane bioreactor system. *Process Biochemistry* 40 2393–2400.
- Helle, S., 1999. A Respirometric Investigation of the Activated Sludge Treatment of BKME during Steady State and Transient Operating Conditions. Thesis, University of British, Columbia.
- Helness, H; Ødegaard H. (2001) Biological phosphorus and nitrogen removal in a sequencing batch moving bed biofilm reactor. *Water Science and Technology* 43(1) 233-40.
- Hem, L.; Rusten, B.; Ødegaard, H. (1994) Nitrification in a moving bed biofilm reactor. *Water Research* 28(6) 1425-1433.
- Henze, M.; Gujer, W.; Mino, T.; Van Loosdrecht, M.C.M. (2000). *Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*. London: IWA Publishing.
- Hernández Muñoz, A. (1998) *Depuración de aguas residuales*. Madrid: Colegio de Ingenieros de Caminos Canales y Puertos.
- Hickey, R.F.; WU, W.M.; Veiga, M.C.; Jones, R (1991) Start-up, operation, monitoring and control of high-rate anaerobic treatment systems. *Water Science and Technology* 24(8) 207-255.
- Hiroshi Ishida, K. ; Yutaka Yamada, S.; Kiyoshi Izumi, T.; Masashi Moro, K.(1993) Apparatus for treating activated sludge and method of cleaning it, Patent US5192456.
- Hontoria, E.; González, F.J.; Gómez, M.A.; Moreno, B. (2003). *Reutilización de las aguas residuales*



urbanas. Editorial Plácido Granada, España.

- Hosseini, S.H.; Borghei, S.M. (2005) The treatment of phenolic wastewater using a moving bed bio-reactor. *Process Biochemistry* 40(3-4) 1027-1031.
- Hribersek, M.; Zajdela, B.; Hribernik, A.; Zadavec, M. (2011) Experimental and numerical investigations of sedimentation of porous wastewater sludge flocs. *Water Research* 45 1729-1735.
- Ivanovic, I.; Leiknes T. (2008) Impact of aeration rates on particle colloidal fraction in the biofilm membrane bioreactor (BF-MBR) *Desalination* 231 182–190.
- Jahren, S.J.; Rintala, J.A. y Ødegaard, H. (2002). Aerobic moving bed biofilm reactor treating thermomechanical pulping whitewater under thermophilic conditions. *Water Research* 36 1067-1075.
- Jenkins, M.; Glen, R.; Daigger, T. (2004) Manual on the causes and control of activated bulking of activated sludge bulking, foaming and other solids separation problems. 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(6-7) 19-25.
- Jie, L.; Liu, L.; Yang, F.; Liu, F.; Liu, Z. (2012) The configuration and application of helical membrane modules in MBR, *Journal of Membrane Science* 392–393 112–121.
- Johnson, C.H.; Page, M.W.; Blaha, L. (2000). Full scale moving bed biofilm reactor results from refinery and slaughter house treatment facilities. *Water Science and Technology* 41 401-407.
- Jorand, F.; Zartarian, F.; Thomas, F.; Block, J.C., and Bottero, J.Y. (1995) Chemical and structural linkage between bacteria within activated sludge flocs. *Water Research* 29(6) 1639–1647
- Judd, S.; Judd, C. (2012) *The MBR Book Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment, Second Edition* ELSVIER.
- Jun-Wei, L.; Chye-Eng, S.; Poh-Eng, L.; Si-Ling, N.; Amat-Ngilmi, A. (2011) Nitrogen removal in moving bed sequencing batch reactor using polyurethane foam cubes of various sizes as carrier materials *Bioresource Technology* 102(21) 9876-9883.
- Keiding, K.; Nielsen, P.H. (1997) Desorption of organic macromolecules from activated sludge: effect of ionic composition *Water Research* 31(7) 1665-1672.
- Kermani, M.; Bina, B.; Movahedian, H.; Amin, M.M.; Nikaein, M. (2008) Application of Moving Bed Biofilm Process for Biological Organics and Nutrients Removal from Municipal Wastewater. *American*



Journal of Environmental Sciences 4(6) 675-682.

- Kim, H; Gellner, J.; Boltz, J.;Freudenberg, R.; Gunsch, C. (2010) Effects of integrated fixed film activated sludge media on activated sludge settling in biological nutrient removal systems. Water Research 4 1553-1561.
- Krzeminski, P.; Iglesias-Obelleiro, A.; Madebo, G.; Garrido, J.M.; Van der Graaf, J.H.J.M.; Van Lier, J.B.; (2012) Impact of temperature on raw wastewater composition and activated sludge filterability in full-scale MBR systems for municipal sewage treatment. Journal of Membrane Science 423-424 348-361.
- Lan, J.C.; Kumar, M.; Huang, S.-C.; Lin, F.-G. (2011) Influence of membrane flux on the performance of a pilot-scale membrane bioreactor treating low C/N wastewater. Florida Water Resource Journal January 8-9.
- Langergraber, G.; Wuchty, M.; Fleischmann, N.; Lechner, M. (2003) Rapid automated detection of nitrification kinetics using respirometry. Water Science and technology 47(2) 149-155.
- Le-Clech, P.; Chen,V.; Fane, T.A. (2006) Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. Journal of Membrane Science 284 17–53.
- 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 Resource 35(10) 2435-2445.
- Leiknes, L.; Ødegaard, H. (2007) The development of a biofilm membrane bioreactor. Desalination 202 135-143.
- Leiknes, T.; Ødegaard, H (2001) Moving Bed Biofilm Membrane Reactor (MBB-M-R): Characteristics and potentials of a hybrid process design for compact wastewater treatment plants. Proceedings of Engineering with Membranes I.
- Leiknes, T.; Ivanovic, I.; Ødegaard, H. (2006) Investigating the effect of colloids on the performance of a biofilm membrane reactor (BF-MBR) for treatment of municipal wastewater. Water SA Volume 32(5) 708-714.
- Lepš, J.; Šmilauer, P. (2003) Multivariate analysis of ecological data. Thesys of Faculty of Biological Sciences, University of South Bohemia, České Budejovice.
- Levstek, M.; Plazi, Y. (2009) Influence of carrier type on nitrification in the moving-bed-biofilm process Water Science & Technology 59(5) 875-882.



-
- Lyko, S.; Wintgens, T.; Al-Halbouni, D.; Baumgarten, S.; Tacke, D.; Drensla, K.; Janot, A.; Dott, W.; Pinnekamp, J.; Melin, T. (2008) Long-term monitoring of a full-scale municipal membrane bioreactor-characterisation of foulants and operational performance. *Journal of Membrane Science* 317 78-87.
 - Macanas de Benito (2006). Desarrollo de nuevas membranas compuestas para la separación de iones metálicos y aplicaciones electroquímicas Tesis doctoral Universidad Autónoma de Barcelona.
 - Mardani, S.; Mirbagheri, A.; Amin, M. M.; Ghasemian, M. (2011) Determination of biokinetic coefficients for activated sludge processes on municipal wastewater. *Iranian Journal of Environmental Health Science & Engineering* 8(1) 25-34.
 - Marques, J.J.; Souza, R.R.; Souza, C.S. y Rocha, I.C.C. (2008) Attached biomass growth and substrate utilization rate in a moving bed biofilm reactor. *Brazilian Journal of Chemical Engineering* 25 665-670.
 - Mehrdadi, N.; Azimi, A. A.; Nabi Bidhendi, G. R.; Hooshyari, B. (2006) Determination of design criteria of an h-ifas reactor in comparison with an extended aeration activated sludge process. *Iranian Journal of Environmental Health Science & Engineering* 3(1) 53-64.
 - Melin, E.; Leiknes, T.; Helness, H.; Rasmussen, V.; Ødegaard, H. (2005) Effect of organic loading rate on a wastewater treatment process combining moving bed biofilm and membrane reactors. *Water Science and Technology* 51 421-430.
 - Metcalf-Eddy, (2003) *Ingeniería Sanitaria: tratamiento, evacuación y reutilización de aguas residuales*. Editorial labor, S.A.
 - Miyoshi, T.; Tsuyuhara, T.; Ogyu, R.; Kimura, K.; Watanabe, T. (2009) Seasonal variation in membrane fouling in membrane bioreactors (MBRs) treating municipal wastewater. *Water Research* 43 5109-5118.
 - Mulcahy, L.; Shieh, W. (1987) Fluidization and reactor biomass characteristics of the desnitrification fluidized bed biofilm reactor. *Water research* 21 451-458.
 - Nicoletta, C.; Van Loosdrecht, M.C.M.; Heijnen, J.J. (2000) Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. *Journal of Biotechnology* 80 1-33.
 - Ødegaard, H. (2006) Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process. *Water Science and Technology* 53 17-33.
 - Ødegaard, H.; Heijnen, B.; Westrum, T. (1994) A new moving bed biofilm reactor-applications and results. *Water Science and Technology* 29 157-165.
 - Ødegaard, H.; Storhaug, R. (1990) Small wastewater treatment plants in Norway. *Water Science and*



Technology 22(3-4) 33-40.

- Onnis-Hayden, A.; Majed, N.; Schramm, A.; Gu, Z. (2011) Process optimization by decoupled control of key microbial populations: Distribution of activity and abundance of polyphosphate-accumulating organisms and nitrifying populations in a full-scale IFAS-EBPR plant. *Water Research* 45 3845-3854.
- Osorio, F.; Torres, J.C.; Sanchez, M. (2001) Tratamiento de aguas para la eliminación de microorganismos y agentes contaminantes. Editorial Díaz Santos.
- Pacheco Avila, J.; Pat, R.; Cabrera, A. (2002) Análisis del ciclo del nitrógeno en el medio ambiente con relación al agua subterránea y su efecto en los seres vivos. *Ingeniería* 6(3) 73-81.
- Pastorelli, G.; Canziani, R.; Pedrazzi, L.; Rozzi, A. (1999) Phosphorus and nitrogen removal in moving-bed sequencing batch biofilm reactors. *Water Science and Technology* 40(4-5) 169-176.
- Plattes, M.; Fiorelli, D.; Gill'e, S.; Girard, C.; Henry, A.; Minette, F.; O'Nagy, O.; Schosseler, P.M. (2007) Modelling and dynamic simulation of a moving bed bioreactor using respirometry for the estimation of kinetic parameter. *Biochemical Engineering Journal* 33(3) 253-259.
- Poyatos, J.M. (2007) Tratamiento de aguas residuales mediante tecnología de biorreactores de Membrana. Tesis Doctoral Universidad de Granada.
- Poyatos, J.M.; Molina-Muñoz, M.A; Delgado, F.; González-López, J.; Hontoria, E. (2008) Flux influence on membrane fouling in a membrane bioreactor system under real conditions with urban wastewater. *Journal of Environmental Science and Health, Part A: Toxic/Hazardous Substances and Environmental Engineering* 43(14) 1685-1691.
- Radjenovic, J.; Matosic, M.; Mijatovic, I.; Petrovic, M.; BarBarceló, D. (2008) Membrane bioreactor (MBR) as an advanced wastewater treatment technology. *The Handbook of Environmental Chemistry* 5(S/2) 37-101.
- Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas.
- Real Decreto 258/1989, de 10 de marzo, por el que se establece la normativa general sobre vertidos de sustancias peligrosas desde tierra al mar.
- Real Decreto 509/1996, de 15 de marzo, de desarrollo del Real Decreto-ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas.
- Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de



Aguas

- Real Decreto-ley 11/1995, de 28 de diciembre, por el que se establecen las normas aplicables al tratamiento de las aguas residuales urbanas.
- Reyro, J. (2010) *Regeneración, Reuso y Reutilización de Aguas Residuales*. Ed. Rosalibros.
- Rittmann, B.E.; Henry, B.; Odencrantz, J.E. y Sutfin J.A. (1992) Biological fate of a polydisperse acrylate polymer in anaerobic sand-medium transport. *Biodegradation* 2 171-179.
- Rodríguez, F. A.; Poyatos, J. M.; Reboleiro-Rivas, P.; Osorio, F.; González-López, J.; Hontoria, E. (2011) Kinetic study and oxygen transfer efficiency evaluation using respirometric methods in a submerged membrane bioreactor using pure oxygen to supply the aerobic conditions. *Bioresource Technology* 102(10) 6013-6018.
- Ronzano, E.; Dapena, J. L. (2002) *Tratamiento biológico de las aguas residuales*, edit. Díaz de Santos, Madrid, España.
- Rosa, M.A.; Peralta, J.M. y Bosco, D.M. (2010) Estimación de Parámetros Cinéticos de la Degradación Aeróbica de Efluentes Lácteos usando AQUASIM v 2.1b.
- Rosenberger, S.; Laabs, C.; Lesjean, B.; Gnirss, R.; Amy, G.; Jekel, M. (2006). Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. *Water Research* 40 710-720.
- Rusten B.; Kolkinn, O.; Ødegaard H. (1997) Moving bed biofilm reactors and chemical precipitation for high efficiency treatment of wastewater from small communities. *Water Science and Technology*, 35(6) 71-79.
- Rusten, B.; Eikebrokk, B.; Ulgenes, Y.; Lygren, E. (2006) Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors. *Aquacultural Engineering* 34(3) 322-331.
- Rusten, B.; Johnson, C.H.; Devall, S.; Davoren, D.; Cashion, B.S. (1999) Biological pretreatment of a chemical plant wastewater in high-rate moving bed biofilm reactors. *Water Science and Technology* 39(10-11) 257-264.
- Rusten, B.; Ødegaard, H.; Lundar, A. (1992) Treatment of dairy wastewater in a novel moving bed biofilm reactor. *Water Science and Technology* 26(3-4) 703-711.
- Rusten, J.G.; Siljudalen, Wien, A.; Eidem, D. (1998) Biological pretreatment of poultry processing wastewater. *Water Science and Technology* 38(4-5) 19-28.



-
- Rutt K.; Seda, J.; Johnson, C. H. (2006) Two year case study of integrated fixed film activated sludge (ifas) at broomfield. *Proceedings of the Water Environment Federation, WEFTEC 2006* 1(10) 225-239.
 - Santos, A.; Judd, S. (2011) Membrane bioreactors: two decades of researches and implementation, *Desalination* 273(1) 148-154.
 - Siles, E.; Monforte, J.; Estrany, F., Oliver, R.; Carreras, S. (2008) Eliminación de nitrógeno amoniacal en aguas residuales sanitarias. *Técnica Industrial* 273(Enero-Febrero) 44-49.
 - Smith, C.V.; Gregorio, D.; Talcott, R.M. (1969) The use of ultrafiltration membrane for activated sludge separation, *Proceeding of the 24th Annual Purdue Industrial Waste Conference*, Purdue University, West Lafayette, Indiana 1300–1310.
 - Sriwiriyarat, T., Pittayakool; K., Fongsatitkul P, y Chinwetkitvanich, S. (2008a) Stability and capacity enhancements of activated sludge process by IFAS technology. *Journal of Environmental Science and Health Part A* 43 1318–1324.
 - Sriwiriyarat, T.; Randall, C.W. (2005) Performance of IFAS wastewater treatment processes for biological phosphorus removal. *Water Research* 39(16) 3873-3884.
 - Sriwiriyarat, T.; Ungkurarate, W.; Fongsatitkul, P.; Chinwetkitvanich, S. (2008b) Effects of dissolved oxygen on biological nitrogen removal in integrated fixed film activated sludge (IFAS) wastewater treatment process. *Journal of Environmental Science and Health Part A* 43 518-527.
 - Stephenson, T.; Judd, S.; Jefferson, B. (2000) *Membrane Bioreactor for Wastewater Treatment*, IWA Publishing, 2000.
 - Sun, C.; Leiknes, T.; Weitzenbock, J.; Thorstensen, B. (2010a) Salinity effect on a biofilm-MBR process for shipboard wastewater treatment. *Separation and Purification Technology* 72 380-387.
 - Sun, C.; Leiknes, T.; Weitzenbock, J.; Thorstensen, B (2010b) Development of a biofilm-MBR for shipboard wastewater treatment: The effect of process configuration. *Desalination* 250(2) 745-750.
 - Tavares, C.; Santana, G.; Capdeville, B. (1995) The effect of air superficial velocity on biofilm accumulation in a three-phase fluidized-bed reactor. *Water Research* 29(10) 2293-2298.
 - Torres, J.C. (2007). Tesis Doctoral: Aplicación de la tecnología de lechos Inundados en la descontaminación de las aguas residuales de la industria conservera. Universidad de Granada. ETS Ingenieros de Caminos Canales y Puertos. Departamento de Ingeniería Civil. Área de Tecnología del Medio Ambiente.



-
- Trapani, D. D; Mannina, G; Torregrossa, M.; Viviani, G. (2010) Quantification of kinetic parameters for heterotrophic bacteria via respirometry in a hybrid reactor. *Water Science and Technology* 61(7) 1757-1766.
 - Trussell, R.S.; Merlo, R.P.; Hermanowicz, S.W.; Jenkins, T. (2006) The effect of organic loading on process performance and membrane fouling in a submerged membrane bioreactor. *Water Research* 40 2675-2683.
 - Trygar, R. (2010) What the Heck is SVI? *Treatment Plant Operator* March 50-51.
 - Tsuyuhara, T.; Hanamoto, Y.; Miyoshi, T.; Kimura, K.; Watanabe, Y. (2010) Influence of membrane properties on physically reversible and irreversible fouling in membrane bioreactors, *Water Science and Technology* 61 (9) 2235-2240.
 - Tyagi, R. D. y Vembu, K., (1990) *Wastewater Treatment by Immobilized Cells*, CRC Press, Boca Ratón.
 - Ulson, A.; Lima, H.; Muller, I.; Moreira, H. and Guelli, S. (2008) Application of a fluidized bed bioreactor for cod reduction in textile industry effluents. *Resources Conservation & Recycling* 52 511-521.
 - Van Cleemput, O.; Boeckx, P. (2005) Alteration of nitrogen cycling by agricultural activities, and its environmental and health consequences. *Gayana Botanica* 62(2) 98-109.
 - Villaseca, M. (2007). *Respirometría electrolítica en el diseño y explotación de depuradoras*. *Boletín INTEXTER (UPC)* 132 51-58.
 - Wang, J.; Li, J ; Zhang, Z.; Zhao, B. and Liu, W. (2013) Nitrogen removal of the secondary effluent by embedded immobilized bacteria in moving-bed *Huanjing Kexue Xuebao/Acta Scientiae Circumstantiae* 33(2) 389-394.
 - Wang, R; Wen, X. y Qian, Y. (2005) Influence of carrier concentration on the performance and microbial characteristics of a suspended carrier biofilm reactor. *Process Biochemistry* 4 2992-3001.
 - Wang, Z.; Wu, Z.; Tang, S. (2010) Impact of temperature seasonal change on sludge characteristics and membrane fouling in a submerged membrane bioreactor. *Separation Science and Technology* 45(7) 920-927.
 - Wang, Z.; Wu, Z.; Yu, G.; Liu, J.; Zhen, Z. (2006) Relationship between sludge characteristics and membrane flux determination in submerged membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science* 284(1-2) 87-94.
 - Wanner, J.; Kucman, K.; Grau, P. (1988) Activated sludge process combined with biofilm cultivation.



Water Research 22(2) 207-215.

- Watnick P. I.; Fullner K. J.; Kolter R. (1999) A role for the mannose-sensitive hemagglutinin in biofilm formation by *Vibrio cholerae*. *Journal of Bacteriology* 181(11) 3606-3609.
- Watnick, P.; Kolter, R. (2000) Biofilm, city of microbes. *Journal of Bacteriology* 182 (10) 2675-2679.
- Wilén, B-M; Onuki, M; Hermansson, M. ;Lumley, D.; Mino, T. (2008) Microbial community structure in activated sludge floc analysed by fluorescence in situ hybridization and its relation to floc stability. *Water Research* 42 2300-2308.
- Xing, X.; Jun B.; Yanagida, M.; Tanji, Y.; Unno, H. (2000) Effect of C/N values on microbial simultaneous removal of carbonaceous and nitrogenous substances in wastewater by single continuous-flow fluidized-bed bioreactor containing porous carrier particles. *Biochemical Engineering Journal* 5 29-37.
- Yamamoto, K.; Hiasa, M.; Mahmood, T.; Matsuo, T. (1989) Direct solid-liquid separation using hollow fiber membrane in an activated sludge aeration tank. *Water Science and Technology* 21 43-54.
- Yang, Q.; Chen, J.; Zhang, F. (2006) Membrane fouling control in a submerged membrane bioreactor with porous flexible suspended carriers. *Desalination* 189 292-302.
- Yang, S.; Yang, F.; Fu, Z. and Lei, R. (2009) Comparison between a moving bed membrane bioreactor and a conventional membrane bioreactor on membrane fouling. *Bioresource Technology* 100 6655-6657.
- Zalakain, G.; Larrea, A.; Malefeito, J.J.; Albizuri, J.; Larrea, L. (2008) Proceso híbrido con lecho móvil HYBAS, una eficaz alternativa para la remodelación de EDAR urbanas existentes. *Tecnología del Agua* 294 54-63.
- Zhang X.; Bishop P.L.; Kinkle B.K. (1999) Comparison of extraction methods for quantifying extracellular polymers in biofilms. *Water Science and Technology* 39(7) 211-218.
- Zhang, C.; Tezel, U.; Li, K.; Liu, D.; Ren, R.; Du, J.(2011) Evaluation and modeling of benzalkonium chloride inhibition and biodegradation in activated sludge. *Water Research* 45 238-246.
- Zhang, T.C., Bishop, P.L. (1994) Density, porosity, and pore structure of biofilms. *Water Research* 28(11) 2267-2277.