



**Universidad
de La Laguna**

Evaluación experimental y diseño preliminar de un módulo rotativo de membrana de fibra hueca para ultrafiltración de aguas residuales

Trabajo de Fin de Grado

Grado en Ingeniería Química Industrial

Autor: Marc Fernández Borges

Tutores: Luisa M^o Vera Peña, Enrique González Cabrera, Ignacio Ruigómez Sempere.

Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica.

Escuela Superior de Ingeniería y Tecnología.

Universidad de La Laguna

Curso 2017/2018

Contenido

0. RESUMEN:	0
0. ABSTRACT:	2
1. INTRODUCCIÓN:	4
1.1. Sistema convencional de tratamiento para reutilización de aguas residuales.	6
1.2. Tecnología de membranas en el campo del tratamiento de las aguas residuales	9
1.2.1. Configuración de membranas.	12
1.3. Membranas de Ultrafiltración Directa y su aplicación al tratamiento de aguas residuales.	13
1.3.1. Modos de operación.	14
1.3.2. Densidad de flujo de permeado, presión transmembrana y permeabilidad. 14	
1.4. Ensuciamiento: Causas y tipos de ensuciamiento.	15
1.4.1. Flujo crítico 16	
1.4.2. Modelo clásico de filtración de ensuciamiento por torta. 17	
1.4.3. Modelo de resistencias en serie. 19	
1.5. Limpieza de membranas. 20	
1.5.1. Limpiezas físicas. 21	
1.5.2. Limpiezas químicas..... 22	
2. OBJETIVOS:	24
2.1. Objetivo general 25	
2.2. Objetivos específicos: 25	
3. MATERIALES Y METODOS. 26	
3.1. Instalación experimental. 27	
3.1.1. Descripción de la instalación experimental. 27	
3.2. Métodos analíticos..... 30	
3.2.1. Turbidez. 30	
3.2.2. Conductividad. 30	
3.2.3. pH. 30	
3.2.4. Sólidos suspendidos totales (SST) y sólidos suspendidos volátiles (SSV). 30	
3.2.5. Demanda Química de Oxígeno total (DQOt) y soluble (DQOs). 31	
3.2.6. Carbono Orgánico Total (COT/ TOC). 31	
3.3. Metodología experimental. 32	

3.3.1. Experimentos de corta duración	32
3.3.1.1. Experimentos de flujo escalonado.	32
3.3.1.2. Experimentos de determinación de la eficacia del tiempo de retrolavado durante las limpiezas físicas.	32
3.3.2. Operación en continuo.	33
3.4. Limpieza del módulo de membranas.....	34
3.5 Agua de alimentación.....	34
3.5.1. Agua de alimentación para ensayos de corta duración.	34
3.5.2. Agua de alimentación de la operación en continuo.	35
4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN:	37
4.1. Experimentos de corta duración.....	38
4.1.1. Experimentos de flujo escalonado.....	38
4.1.1.1. Influencia de los esfuerzos cortantes sobre la filtrabilidad.	38
4.1.1.2. Influencia del flujo de retrolavado (J_B) sobre la filtrabilidad.....	40
4.1.2. Influencia del tiempo de retrolavado (t_B) en la filtrabilidad.	44
4.2. Experimento de operación en continuo.....	44
4.2.1. Fraccionamiento del ensuciamiento de la membrana.....	51
4.2.2. Análisis de la efectividad de la UFD como tecnología de tratamiento de aguas residuales para reutilización.	52
5. DISEÑO PRELIMINAR DE UNA PLANTA PILOTO DE UFD DE AGUAS RESIDUALES.	54
5.1. Instalación.....	55
5.2. Justificación	57
5.3. Parámetros de operación	57
6. CONCLUSIONES:	59
6. CONCLUSIONS:	61
7. BIBLIOGRAFÍA:	63

0. RESUMEN:

En el mundo actual resulta evidente la necesidad de fomentar la reutilización y el reciclaje, y más aún de aquellos bienes tan preciados y escasos como el agua. Es por ello que los tratamientos aplicados a las aguas residuales están cada vez más enfocados en dotar a estas de la calidad necesaria para poder darle un segundo uso.

Por otro lado, esto resulta un desafío cada vez mayor para las estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR), que en muchas ocasiones no cuentan con la tecnología necesaria para alcanzar estos requisitos.

Habitualmente, las EDAR convencionales están compuestas por los siguientes procesos de depuración: un pretratamiento destinado a la eliminación de grandes sólidos, o sea, un desbaste, un primario enfocado en la eliminación de los sólidos más gruesos y los de fácil sedimentación, un proceso secundario (normalmente biológico), que busca degradar la materia orgánica (principalmente coloidal y soluble) presente en el agua generando biomasa que se separa en un clarificador secundario, y un postratamiento, generalmente necesario para llegar a los niveles de calidad exigidos por ley que rige los requisitos físico-químicos y microbiológicos del agua de reutilización (en el caso de España, RD 1620/2007). Hasta ahora siempre ha sido en esta última etapa donde se ha hecho uso de las tecnologías de filtración, las cuales permiten niveles de separación y descontaminación de las aguas bastante elevados, sin embargo, dados los avances en tecnologías de membranas en los últimos tiempos resulta interesante la incorporación de la tecnología de ultrafiltración directa (UFD) por membranas, que implementada tras el tratamiento primario consigue reducir el número de etapas de depuración, y ofrece unos efluentes cuyas características físico-químicas y nivel de desinfección podrían resultar óptimas para su reutilización.

No obstante, el principal obstáculo que se encuentra esta tecnología en la actualidad, es el nivel de ensuciamiento que alcanzan las membranas, lo que provoca que los consumos energéticos sean muy elevados y mengüe la capacidad de producción de agua tratada.

Ante la problemática planteada, el objeto de este trabajo de fin de grado (TFG) es estudiar la viabilidad de esta tecnología como alternativa a los tratamientos convencionales de depuración, evaluando la capacidad de depuración de un agua residual procedente de los decantadores primarios de la EDAR de Santa Cruz de Tenerife así como del de Valle de Guerra, mediante una membrana de ultrafiltración directa en diferentes regímenes de operación.

El desarrollo experimental se realizó haciendo uso de un novedoso módulo rotativo de membranas de fibra hueca desarrollado en el seno del grupo de investigación de Tratamiento y Reutilización de Aguas del departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica de la Universidad de La Laguna.

0. ABSTRACT:

Nowadays, the need to promote reuse and recycling is evident, and even more so of those precious and scarce goods such as water. Since that, the treatments applied to wastewater are increasingly focused on providing these with the necessary quality to be able to give it a second use.

On the other hand, this is a growing challenge for wastewater treatment plants (WWTP), which in many cases do not have the necessary technology to meet these requirements.

Usually, conventional WWTPs are composed of the following purification processes. A pretreatment aimed at the elimination of large solids, that is, a roughing, a primary focused on the elimination of coarser solids and those of easy sedimentation, a biological process, which seeks to degrade the organic matter (mainly colloidal and soluble) present in the generation of biomass, which is separated in a secondary clarifier, and a post-treatment, often necessary to reach the levels of quality required by law that governs the physical-chemical and microbiological requirements of the water for reuse (in the case of Spain, RD 1620/2007). Until now it has always been in this last stage where filtration technologies have been used, which allow levels of separation and decontamination of water to be quite high, however, given the advances in this matter in recent times, it is interesting to incorporate the direct ultrafiltration technology (UFD) by membranes, which implemented after the primary treatment manages to reduce the number of depuration stages, and offers effluents whose physical-chemical characteristics are optimal for reuse and at the same time a high level of disinfection .

Nevertheless, the main obstacle that is found in this system at present is the level of fouling reached by the membranes, which leads to very high energy consumptions and decreases the capacity of production of treated water.

Given the problems raised, the purpose of this project is to study the feasibility of this technology as an alternative to conventional treatment, evaluating the purification

capacity of a wastewater from the primary WWTP decanters of Santa Cruz de Tenerife and Valle de Guerra through a direct ultrafiltration membrane in different operating regimes.

The experimental development was carried out using an innovative rotating hollow fiber membrane module developed within the Water Treatment and Reuse research group of the Chemical Engineering department and F.T. from the University of La Laguna.

1. INTRODUCCIÓN:

Siguiendo la definición aportada por Metcalf y Eddy [1], “residuales” son aquellas aguas portadoras de residuos cuyo origen es esencialmente residencias, comercios y establecimientos industriales, pudiendo a veces incluirse aguas superficiales, subterráneas y pluviales.

La composición y caudal de un agua residual dependerá de su origen (rural, doméstico o industrial) y otros factores como la estación del año, las actividades industriales, etc. La contaminación antropogénica del agua implica alteraciones en sus parámetros físico-químicos y biológicos, afectando al aspecto del agua (sólidos, turbidez, parámetros organolépticos,...) y a su composición debido a la introducción de materia orgánica e inorgánica [2].

La acumulación y estancamiento de estas aguas puede generar malos olores y ser un foco de enfermedades debido a la habitual presencia de microorganismos patógenos y bionutrientes que pueden estimular el crecimiento de plantas acuáticas. Es por ello que el tratamiento de las aguas residuales, teniendo en cuenta el aumento de la actividad industrial y el crecimiento demográfico, se convierte en una necesidad para cualquier comunidad.

Además, en muchas regiones el abastecimiento de agua no es suficiente para satisfacer la demanda, lo que obliga a la sociedad a cambiar su percepción con respecto a las aguas ya utilizadas. Esto supone que no debe considerarse a las aguas residuales como un residuo a eliminar, sino como un recurso a explotar [3]

La escasez de recursos hídricos naturales en zonas áridas y semiáridas constituye un problema, a veces dramático para la población asentada en ellas, en las que la creciente acumulación de población unida a una escasa pluviometría, irregularmente distribuida en el tiempo, y a unos limitados recursos superficiales, están llevando al agotamiento o al deterioro irreversible de los recursos subterráneos. En este contexto, la regeneración y reutilización de las aguas residuales urbanas se perfila como una fuente adicional de agua merecedora de ser tomada en cuenta en la gestión global de los recursos hídricos. [4]

Dicho esto, se espera que esta área gane importancia en el futuro, puesto que será uno de los pilares fundamentales en la consecución del sexto objetivo de desarrollo sostenible, marcado por la organización de las Naciones Unidas [5].

En los últimos años, a raíz de los avances producidos en los métodos de determinación analíticos y la aparición de nuevos contaminantes, se ha producido un recrudescimiento de la legislación que rige la calidad de las aguas. Actualmente en

España, las calidades exigidas en cuanto a vertido y reutilización se recogen en los siguientes documentos:

- 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 [6].
- REAL DECRETO 2116/1998, de 2 de octubre, por el que se modifica el 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 [7].
- REAL DECRETO 1620/2007 de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas para usos urbanos, agrícolas, industriales, recreativos o ambientales [8].

Como consecuencia directa, existe un interés manifiesto de los diferentes organismos y empresas por encontrar nuevas alternativas tecnológicas que permitan ceñirse a la legislación de tratamiento y reutilización de aguas residuales, haciendo que el proceso sea más eficiente. En este contexto, la tecnología de membranas jugará un papel clave en el futuro de los procesos de depuración de las aguas residuales gracias a que permiten obtener efluentes de elevada calidad físico-química a partir de unidades modulares de tratamiento con bajos requerimientos de espacio [9].

1.1. Sistema convencional de tratamiento para reutilización de aguas residuales.

Al conjunto de tratamientos que permiten alcanzar las características de calidad adecuadas para la reutilización de las aguas residuales, se le llama depuración. Los métodos convencionales de depuración consisten en una combinación de operaciones unitarias, donde predominan los fenómenos físicos, y de procesos unitarios, en los que se realizan procesos químicos o biológicos. En la actualidad estas operaciones y procesos se agrupan entre sí, ordenados en una determinada secuencia lógica, para constituir los llamados tratamiento primario, secundario y avanzado.

Una Estación Depuradora de Aguas Residuales (EDAR) consta normalmente de dos líneas de tratamiento. Una línea de aguas, para depurar o regenerar el agua residual y una línea de fangos, donde se tratan los lodos que se producen en la línea de aguas. Los procesos y operaciones unitarios de cada EDAR dependerán de la composición y origen del agua, así como de la calidad final que se pretende conseguir, pero en

términos generales se contemplan las etapas que se citan a continuación. Por otra parte, las aguas residuales urbanas suelen contener cantidades notables de materia en suspensión, tanto orgánica (proteínas, grasas) como inorgánica (fósforo y nitrógeno), microorganismos, etcétera.

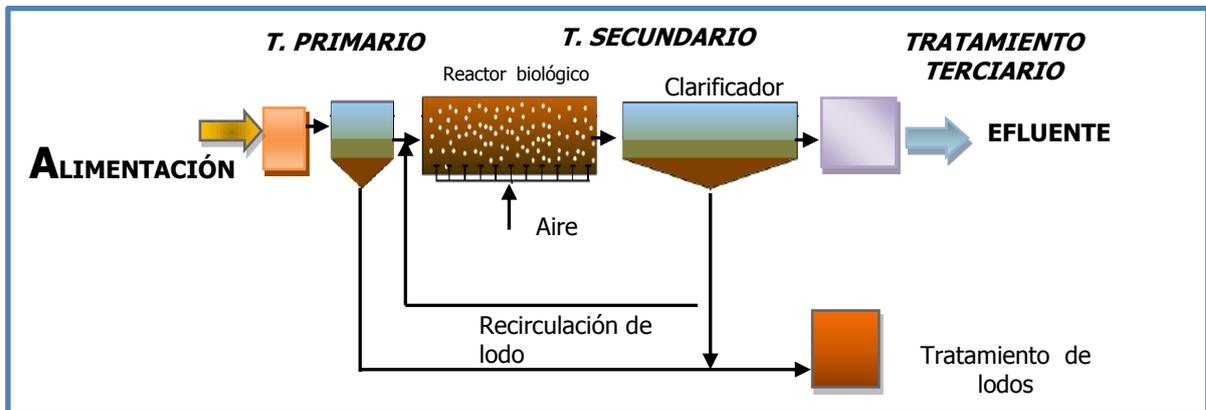


Figura 1. Esquema general de una EDAR convencional. [10]

- Pretratamiento

La primera etapa de una EDAR consiste en una serie de tratamientos previos de desbaste, desarenado y eliminación de grasas y aceites mediante el uso de rejillas y canales de desengrasado y sedimentación. En esta etapa se eliminan aquellos elementos que pudieran afectar al funcionamiento de la planta, y son esencialmente operaciones de tipo mecánico.

- Tratamiento Primario

La segunda etapa generalmente consiste en un proceso de decantación donde se elimina una fracción de los sólidos suspendidos que no fueron retenidos por el pretratamiento, así como parte de la materia orgánica del agua residual. De este modo, habitualmente, se consiguen rendimientos del 60% en términos de eliminación de sólidos suspendidos y del 35% de materia orgánica [11].

Del decantador primario se extraen el efluente líquido, o sobrenadante clarificado, y una corriente de lodos, cuya separación en ocasiones se ve impulsada por un tratamiento de coagulación-floculación. Este tratamiento tiene como objetivo acondicionar el agua, con un contenido aun alto en DBO (Demanda Bioquímica de Oxígeno) y materia orgánica, para el tratamiento secundario.

- Tratamiento secundario

El fin último de este tratamiento es la eliminación de los compuestos orgánicos biodegradables. Esto se consigue generalmente por la acción de los microorganismos, que utilizan la materia orgánica presente en el agua residual como sustrato, dando como resultado la aparición de nuevos microorganismos y diferentes gases. Debido a la diferencia de densidad, se puede eliminar la materia sólida del efluente líquido mediante decantación, lo que suele conducir a un agua bien depurada y con baja concentración de contaminantes orgánicos.

Los tratamientos biológicos suelen diferenciarse en función de si se trata de procesos aerobios o anaerobios, aunque el más aplicado comúnmente es el de lodos activos, que es un proceso aerobio que cuenta con un reactor aireado. En cualquiera de los casos, los procesos de degradación de la materia orgánica son muy sensibles a los cambios en la concentración de oxígeno, de alimentación, de pH, a la presencia de nutrientes...

- Tratamiento terciario o avanzado

En algunas ocasiones, el grado de eliminación de contaminantes proporcionado por las anteriores etapas no es suficiente, por lo que puede ser interesante aumentar el rendimiento de eliminación de sólidos o de materia orgánica. Asimismo, en ocasiones es necesaria la eliminación de nutrientes o compuestos tóxicos. En ese caso, tecnologías como la adsorción, el intercambio iónico, el uso de membranas de micro, ultra y nanofiltración u ósmosis inversa, etc. pueden ser aplicadas en lo que se conoce como "tratamiento avanzado".

A su vez, existen numerosos tratamientos de desinfección para la eliminación de organismos patógenos del agua residual, entre las que se encuentran el uso de químicos como el cloro o el ozono, o el tratamiento mediante radiación ultravioleta...

- Línea de fangos

Etapas donde recalcan los lodos provenientes de los decantadores primario y secundario con el objetivo de ser tratados y cuyo destino final será la valoración energética, la reutilización como biosólidos en agricultura o su disposición en vertedero.

El método más habitual a la hora de tratar los fangos es la digestión anaerobia. En este proceso se obtiene una corriente de lodos espesados que se somete a un

tratamiento de desecado y otra corriente gaseosa donde se genera biogás que puede ser utilizado como combustible.

Los estudios y avances en materia de reutilización de aguas residuales depuradas han llevado a la mayoría de países a volverse más exigentes en la regulación de las calidades exigibles. La preocupación a raíz de la relación directa entre ciertas enfermedades y los microorganismos patógenos presentes en las aguas ha puesto de manifiesto la necesidad de incorporar tecnologías más eficientes de depuración, que permitan hacer frente a la eliminación de ciertos virus y bacterias, que debido a su reducido tamaño no son eliminados.

Por lo tanto no es de extrañar que las tecnologías de membranas se estén convirtiendo en opciones cada vez más empleadas a fin de cumplir la normativa y evitar problemas sanitarios.

Los valores máximos según el RD 1620/2007 [8] para los principales parámetros del agua de reutilización están recogidos en el Anexo I de la presente memoria.

1.2. Tecnología de membranas en el campo del tratamiento de las aguas residuales

El uso de tecnologías de separación con membranas en el tratamiento de las aguas, tanto de consumo como residuales, y la recuperación y reutilización de productos es el resultado de las crecientes regulaciones medioambientales impuestas al sector. La tecnología de membranas ha generado una industria multimillonaria que crece, según *Bussines Communications Company Inc.*, entre el 10 y el 20 por ciento anual, desde 1998.

Las principales ventajas de las tecnologías de membranas sobre los procesos de separación existentes, como la filtración convencional son:

- Menores costes de energía.
- Construcción modular de bajo coste.
- Alta selectividad.
- Versatilidad para procesar productos.
- Efectividad en la filtración de corrientes de alimentación diluidas.

La tecnología de membranas permite además el control de la eliminación de la materia particulada mediante la elección del tamaño de poro. Sin embargo, los costes de

operación y el ensuciamiento, siguen siendo a día de hoy, sus principales limitaciones [9].

En la actualidad, las membranas son capaces de operar en un amplio rango de temperaturas y ambientes químicos. Su precio se ha visto reducido en los últimos años, y son actualmente utilizadas en la mayoría de procesos de separación, habiendo encontrado un hueco en industrias como la química, farmacéutica o en el tratamiento de aguas residuales.

Una membrana se define como una barrera selectiva entre dos fases homogéneas. En principio, las membranas pueden llevar a cabo la mayoría de los procesos de separación y pueden complementar o suponer una alternativa para procesos químicos tales como destilación, extracción, fraccionamiento y adsorción [12].

Existen cuatro tipos generales de procesos de separación por membranas, según la fuerza impulsora:

- Procesos por gradiente de presión.
- Procesos por gradiente eléctrico.
- Procesos por gradiente de temperatura.
- Procesos por gradiente de concentración.

Los procesos de membrana por gradiente de presión emplean membranas semipermeables para separar la materia particulada de la soluble en el fluido portador, por ejemplo el agua. Las membranas de microfiltración (MF) o ultrafiltración (UF) actúan como un tamiz muy fino para retener materia particulada, mientras que el agua y sus componentes solubles pasan a su través en lo que se conoce como corriente de permeado. En la actualidad, las membranas de MF y UF mejoran y, en algunos casos, sustituyen algunas etapas de los procesos convencionales de tratamiento de aguas residuales domésticas, permitiendo que un municipio cumpla con regulaciones más estrictas.

Hay cuatro procesos de membrana que operan por gradiente de presión desarrollados industrialmente para el tratamiento del agua. La principal diferencia entre estos procesos es el tamaño de poro de las membranas y son los siguientes:

1. Microfiltración
2. Ultrafiltración
3. Nanofiltración
4. Osmosis inversa (OI)

El espectro de separación esquemático dado para los procesos de membrana se muestra en la Figura 2.

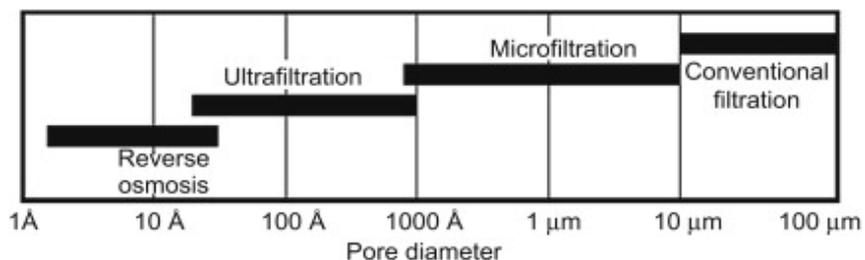


Figura 2. Espectro de tamaño de poro para membranas comerciales. [12]

Membranas de baja presión: Microfiltración (MF) y Ultrafiltración (UF).

La naturaleza de la alimentación a tratar mediante un sistema de membranas determina la elección de la tecnología que se debe utilizar para cada aplicación. Por tanto, el uso de un tipo de membrana u otro se establece en base al análisis de los parámetros básicos de contaminación del agua (turbidez, pH, alcalinidad, sólidos suspendidos, Demanda Química de Oxígeno [DQO], etc.), que definen su concentración, estado de agregación y mecanismo óptimo de eliminación de los mismos. Así, mientras que la ósmosis inversa y la nanofiltración son adecuadas para la separación de sustancias iónicas y de componentes solubles del agua, las conocidas como membranas de baja presión (MF y UF) se utilizan principalmente para la eliminación de macromoléculas o coloides en un rango determinado de tamaños de partícula. Es muy habitual eliminar progresivamente partículas cada vez más pequeñas en etapas sucesivas mediante diferentes sistemas y configuraciones de membranas, e incluso combinarlo con otro tipo de tecnologías de tratamiento de aguas residuales como la coagulación-floculación. [13]

En relación a la UF, los tamaños de poro generalmente varían de 0,01 a 0,05 μm, lo que permite retener macromoléculas orgánicas [14]. Asimismo, las membranas de UF y MF pueden considerarse membranas porosas en las que el rechazo está determinado principalmente por el tamaño y la forma de los solutos en relación con el tamaño de poro en la membrana. De hecho, la MF y la UF implican procesos de membrana similares con el mismo principio de separación. Sin embargo, una diferencia importante es que las membranas UF suelen tener una estructura asimétrica con una capa superior mucho más densa (menor tamaño de poro y menor porosidad superficial) y, en consecuencia, una resistencia hidrodinámica mucho más alta [15].

1.2.1. Configuración de membranas.

La configuración del sistema de filtración será función de la disposición de las membranas, atendiendo a su geometría y su orientación con respecto al flujo. Generalmente las membranas se disponen en unidades de operación denominadas “módulos”. La elección de la configuración del sistema de membranas afectará directamente al rendimiento global del proceso, por lo cual se busca una buena configuración, que debe cumplir:

- Alta densidad de empaquetamiento (relación superficie/volumen).
- Elevado grado de turbulencia, favoreciendo el transporte de materia.
- Reducido coste energético por unidad volumétrica de permeado.
- Bajo coste por unidad de área de membrana.
- Diseño que facilite la limpieza.
- Diseño modular.

Las membranas que operan por gradiente de presión, especialmente las de MF y UF, suelen utilizarse bajo tres configuraciones principales de módulo, que son [3, 16]:

Placa plana: en la que la configuración está basada en el apilamiento de membranas planas separadas por espaciadores por los que circula el agua de alimentación. Cada membrana se fija a una placa soporte.

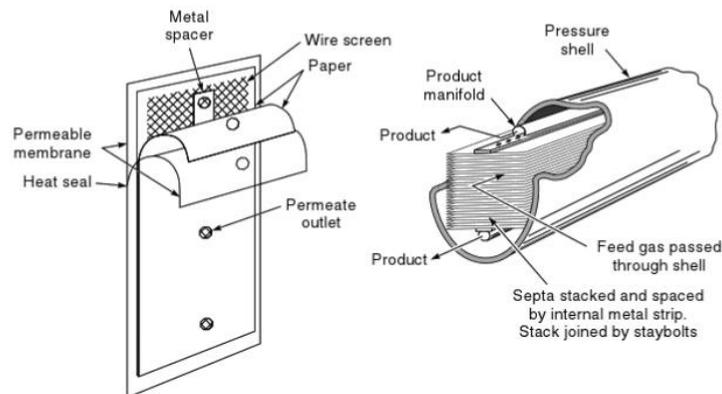


Figura 3. Módulo de membrana de placa plana. [3]

Tubulares: En la actualidad, los módulos tubulares están generalmente limitados a aplicaciones de ultrafiltración, los cuales tienen un alto coste de inversión, pero se ve compensado por una mayor resistencia al ensuciamiento. Típicamente, los tubos constan de un soporte poroso que aloja en su interior la capa activa de la membrana.

Fibra Hueca (HF en inglés): En este tipo de configuración, las membranas se agrupan en forma de haz y se fijan a un cabezal con resina epoxi o poliuretano. En general, cada módulo se compone de un gran número de fibras huecas, de 50 a 10.000, lo que le confiere una elevada densidad de empaquetamiento. Asimismo, el rango típico de diámetros en las membranas de fibra hueca suele oscilar entre 200 y 2.500 μm y el espesor de la pared suele tener un valor aproximado de 200 μm .

1.3. Membranas de Ultrafiltración Directa y su aplicación al tratamiento de aguas residuales.

Ya no solamente la escasez de agua sino también la calidad de la misma, son temas que interesan y preocupan a instituciones e investigadores [17]. Hoy en día se conocen muchos contaminantes del agua y se detecta la aparición de otros nunca antes tomados en consideración, fruto de los nuevos hábitos de vida de las sociedades. Así, la preocupante irrupción de componentes en el agua como disruptores endocrinos [18], metales pesados [19], pesticidas, etcétera, ha dado pie a la aparición de nuevas tecnologías de tratamiento de aguas residuales, dado que las convencionales no fueron diseñadas para eliminar o retener este tipo de sustancias.

Ante la necesidad de producir efluentes de mayor calidad surgen tecnologías avanzadas de adsorción [20], ultrasonidos [21], electroquímica [22] y también filtración con membranas.

La irrupción de la ultrafiltración directa en el ámbito del tratamiento de aguas residuales ha suscitado un gran interés debido a dos factores fundamentales:

En primer lugar, la aplicación de procesos de membrana puede reducir notablemente el número de etapas de tratamiento. A pesar de que existen membranas comerciales con menor tamaño de poro que las de ultrafiltración, como ya se ha visto, no resulta necesario para la mayor parte de los casos la aplicación de nanofiltración u ósmosis inversa, dado que la ultrafiltración tiene la capacidad de retener una variedad enorme de compuestos de pequeño tamaño. Además, los costes son más elevados a medida que se incrementa el grado de eliminación de componentes.

En estos últimos años se han realizado innumerables estudios acerca de la capacidad de la ultrafiltración como tecnología de eliminación de compuestos diversos, tanto en las aguas residuales domésticas como industriales [23].

Por otra parte, los costes de este tipo de módulos se han reducido notablemente en los últimos años, lo que favorece su aplicabilidad en campos nuevos.

1.3.1. Modos de operación.

Al igual que en el resto de tecnologías de membrana que opera por gradiente de presión, en la UF se puede operar de dos formas:

Filtración frontal: Es aquella en que el flujo de alimentación es perpendicular a la superficie de la membrana y que se realiza en ausencia de esfuerzos cortantes. A medida que avanza el proceso de filtración, la resistencia al flujo va aumentando al ir creciendo el espesor de la torta que se forma sobre la superficie de la membrana y que es proporcional al volumen de agua filtrada. Esto provoca una rápida disminución de la permeabilidad [24]. A pesar de que con este modo de operación la recuperación de agua es casi del 100% [25] el principal inconveniente radica en la rápida colmatación de la membrana, por lo que es necesario operar con frecuentes ciclos de limpiezas físicas [26].

Filtración tangencial: Esta denominación hace referencia a la dirección de circulación del afluente con respecto a la superficie de la membrana, aunque se entiende por filtración tangencial también a aquella que se ve mejorada por la presencia de esfuerzos cortantes. Este tipo de configuración permite reducir la concentración de polarización y por consiguiente menguar el ensuciamiento de la membrana.

1.3.2. Densidad de flujo de permeado, presión transmembrana y permeabilidad.

La densidad de flujo de permeado (J , a partir de ahora denominada flujo de permeado) es el parámetro principal, y sobre el que se estudia la influencia del resto de variables en los procesos que operan con membranas. Este parámetro hace referencia al volumen de permeado que pasa a través de una unidad de superficie de membrana por unidad de tiempo:

$$J \left(\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \right) = \frac{dV}{A \cdot dt} \quad \text{Ecuación 1}$$

A su vez, la presión transmembrana (TMP) representa la diferencia de presiones existente a ambos lados de la membrana, mientras que la permeabilidad es una

medida del flujo de permeado que atraviesa la membrana a una presión dada. Por tanto, cuanto mayor sea la permeabilidad de una membrana, más eficiente será.

Habitualmente se consideran dos modos de operación en los sistemas de UF. El primero de ellos es trabajar a flujo constante durante el proceso de filtración, lo que provoca un fenómeno de ensuciamiento que aumenta de manera continua, pudiendo derivar en un fuerte aumento de la TMP. Si por el contrario se opera a TMP constante, al comienzo del proceso de filtración se observará un descenso acusado de la producción, es decir, del flujo de permeado. A continuación, la velocidad de ensuciamiento disminuirá progresivamente hasta que J se estabilice [27].

1.4. Ensuciamiento: Causas y tipos de ensuciamiento.

El ensuciamiento de la membrana es un parámetro ampliamente estudiado y enormemente complejo de prever, pero se coincide en la incidencia sobre el mismo, tanto de las características de la membrana como de la suspensión, así como de las condiciones hidrodinámicas y de filtración. El ensuciamiento será por tanto el resultado de las múltiples interacciones que tienen lugar entre los diferentes constituyentes presentes en el seno de la alimentación, y entre estos constituyentes y la superficie de la membrana. En función de la alimentación y de sus constituyentes, varios fenómenos, citados a continuación, pueden generar ensuciamientos de diferente índole en la membrana y su superficie [28].

- Concentración de polarización: En una separación con membrana, la alimentación entra en contacto con la superficie de la membrana y se produce un permeado. Debido a que los componentes de la alimentación permean a diferente velocidad, se pueden formar gradientes de concentración a ambos lados de la membrana. Este fenómeno se conoce como concentración de polarización, y produce un cambio en la permeabilidad a través de la membrana [3].
- Deposición por precipitación: otro fenómeno que ocasionalmente ocurre y afecta a la permeabilidad de la membrana, es la precipitación de materia inorgánica disuelta debido a cambios en el pH, procesos de oxidación o fenómenos de adsorción, lo que provoca el bloqueo total o parcial de los poros.

- Formación de torta: La acumulación de materia colmatante sobre la superficie de la membrana se ve afectada por la presión de operación del proceso, generando en consecuencia una capa más o menos gruesa sobre la superficie, lo cual dificulta el permeado selectivo.

El ensuciamiento causado a raíz de dichos fenómenos ha sido clasificado según su naturaleza y la medida en que puede ser contrarrestado [29]. Así, se distinguen tres tipos principales:

- Ensuciamiento reversible: Tradicionalmente el término reversible se aplica a aquel tipo de ensuciamiento que puede eliminarse mediante limpiezas físicas como retrotravados y relax. Suele ser provocado por la deposición de materia en la superficie, o formación de torta.
- Ensuciamiento irreversible: Se refiere generalmente a aquel ensuciamiento que únicamente puede eliminarse mediante el uso de sustancias químicas.
- Ensuciamiento permanente o irrecuperable: este tipo de ensuciamiento aparece tras periodos de operación prolongados y no puede ser eliminado mediante ningún protocolo de limpieza.

1.4.1. Flujo crítico

Uno de los parámetros más importantes para identificar las condiciones de operación óptimas es el llamado "flujo crítico" (J_c), un concepto originalmente presentado por Field et al. [30]. Estos autores declararon: "La hipótesis del flujo crítico (...) es que durante el proceso de filtración en régimen tangencial existe un flujo por debajo del cual no ocurre una disminución del flujo con el tiempo; por encima del mismo, se observa ensuciamiento". Se han definido dos formas distintas del concepto:

En la primera, más estricta, el flujo obtenido al trabajar en condiciones subcríticas es igual al que se obtendría al emplear agua limpia en las mismas condiciones de operación. Sin embargo, raramente se logran alcanzar flujos equivalentes a los de agua limpia debido a la adsorción irreversible de determinados componentes que no pueden eliminarse, salvo que se haga uso de limpiezas químicas.

De manera alternativa, se define el flujo subcrítico como el flujo que se establece rápidamente y se mantiene durante el proceso de filtración, pero no necesariamente equivale al flujo de agua limpia. Algunos autores definen la operación subcrítica como aquella en la que la permeabilidad se mantiene constante durante un periodo de

tiempo prolongado, incluso cuando esta está precedida por una disminución inicial en el flujo debida a la adsorción de soluto [31].

Siendo J_c por tanto el valor de J donde se observa un cambio en la tasa de ensuciamiento, implica la existencia de una zona de operación en el proceso de filtración en la cual, ante un flujo constante de permeado, no se produce un aumento en la caída de presión con el tiempo, dado que no se produce acumulación de materia sobre la superficie de la membrana. En esta zona, denominada subcrítica, se puede aumentar el flujo hasta alcanzar un punto (flujo crítico) a partir del cual un aumento del flujo comenzará a verse traducido en mayores caídas de presión debido a la aparición de ensuciamiento y obstrucción de los poros.

Se han propuesto varios métodos ligeramente diferentes para la determinación del flujo subcrítico, en gran medida dependientes del método de determinación empleado. Dadas las limitaciones de la aplicación de hidrodinámica de partículas en la identificación de J_c en sistemas reales en los que tanto la adsorción de soluto como el comportamiento de la torta transitoria pueden ser importantes, generalmente se debe recurrir a la determinación experimental. Cabe señalar además que el flujo crítico se verá afectado tanto por la hidrodinámica como por las características de la suspensión. Una práctica común es realizar experimentos de flujo escalonado. Al representar el flujo frente a la presión transmembrana (TMP), es posible observar la transición entre la permeabilidad constante y no constante al inicio del ensuciamiento. El flujo en esta transición se ha denominado "flujo crítico secundario" [32]. No obstante, generalmente el comportamiento que experimenta la TMP cuando aumenta el flujo de filtración puede describirse mediante tres etapas: la primera de acondicionamiento, seguida de la etapa de ensuciamiento estacionario y por último un ensuciamiento acuciado que conduce a un aumento pronunciado de la TMP.

1.4.2. Modelo clásico de filtración de ensuciamiento por torta.

De manera general, cuando se opera por encima del flujo crítico con aguas residuales cuyo contenido en materia suspendida y coloidal es elevado, suele predominar la generación de torta como mecanismo de ensuciamiento principal.

Como se mencionó anteriormente, la naturaleza del ensuciamiento dependerá de tres factores clave como son las condiciones de operación, las características de la membrana, así como la de la suspensión y sus constituyentes. Tanto es así, que la

distribución del tamaño de partícula en la corriente de alimentación puede determinar el tipo de ensuciamiento predominante, siendo la formación de torta la principal si el tamaño de partícula supera al del poro o bien, el bloqueo completo o parcial de los poros en el caso contrario. Asimismo, un aumento en la presión transmembrana inducirá a una mayor compactación de la torta y por consiguiente, a una reducción del flujo de permeado.

Uno de los modelos clásicos de filtración es el de ensuciamiento por formación de torta, que asume la superposición de la materia particulada sobre toda la superficie de la membrana, bloqueando los poros, lo que provoca un aumento regular y constante de la resistencia al paso del permeado. Este modelo tiene en consideración los siguientes hechos:

- Las partículas son lo suficientemente resistentes para que la capa de la torta resultante sea incompresible.
- Las partículas se tocan entre sí, pero dejan suficiente área de paso para que pueda fluir el líquido.
- El permeado es un fluido newtoniano (la viscosidad es independiente de la tensión de cizalladura).
- Todas las partículas se retienen en la superficie de la membrana y no ocurren otros mecanismos de colmatación interna.

El aumento lineal de la resistencia al paso del fluido a través de la superficie de la membrana se puede expresar en función de la TMP de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$TMP = TMP_i + r_f \cdot t \quad \text{Ecuación 2}$$

donde TMP_i hace referencia a la presión inicial del ciclo de filtración generada por la propia resistencia de la membrana y el ensuciamiento irreversible. Por otro lado, r_f representa la velocidad de ensuciamiento.

Este modelo, no obstante, no puede considerar la naturaleza reversible o irreversible de la torta que es función de las características fluidodinámicas y de las condiciones de operación durante el proceso de construcción del ensuciamiento.

1.4.3. Modelo de resistencias en serie.

El modelo de resistencias en serie es un modelo clásico [33] que describe el flujo de permeado a través de la membrana mediante la ley de Darçy. En ella se considera que el volumen de permeado, en el caso de alimentar agua limpia, se relaciona con la diferencia en la presión transmembrana, la viscosidad dinámica del disolvente y la resistencia propia de la membrana:

$$J = \frac{TMP}{R_m \cdot \mu} \quad \text{Ecuación 3}$$

(J, m³)

(μ, kg m⁻¹·s⁻¹)

(TMP, Pa)

(R_m, m⁻¹)

Sin embargo, si se aplica este modelo a la filtración de aguas reales, como pueden ser las aguas residuales, se verá afectado por una serie de resistencias adicionales que restringirán en mayor grado el flujo de permeado a través de la membrana. Se obtendrá entonces una resistencia total (R_t) de filtración que se asume como igual a la suma de las parciales:

$$J = \frac{TMP}{R_t \cdot \mu} \quad \text{Ecuación 4}$$

Las resistencias parciales que componen la total pueden ser las siguientes: la resistencia intrínseca de la membrana (R_m), la resistencia de la capa límite (R_{cp}), la resistencia del gel o de la torta (R_c), la resistencia por bloqueo interno (R_p) y la resistencia por adsorción (R_a).

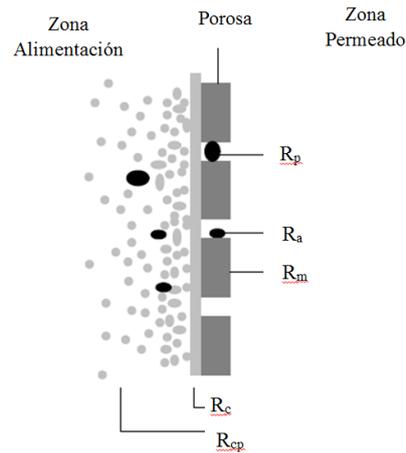


Figura 4. Esquema de los tipos principales de resistencias a la transferencia de materia para una membrana de UF basada en el modelo de resistencias en serie. [34]

La expresión de la ley de Darçy podría quedar bajo la siguiente forma (Ec. 5), siendo R_t la resistencia total compuesta por las principales resistencias: La resistencia de la membrana (R_m), la resistencia de la torta (R_c) y la resistencia debido al ensuciamiento irreversible (R_i) (que contempla la fracción irreversible de las resistencias R_p y R_a):

$$J = \frac{TMP}{R_t \cdot \mu} = \frac{TMP}{\mu \cdot (R_m + R_c + R_i)} \quad \text{Ecuación 5}$$

La resistencia del ensuciamiento aumentará a medida que transcurra el proceso de filtración, provocando un aumento en la TMP o bien una disminución del flujo de permeado, en función de si se opera a flujo constante o TMP constante.

1.5. Limpieza de membranas.

Como ha quedado reflejado en los apartados anteriores, el ensuciamiento es el principal factor en la pérdida de rendimiento de las membranas. Es por tanto necesario un adecuado protocolo de limpieza que asegure el correcto funcionamiento del sistema durante el proceso de filtración y que a su vez logre prolongar la vida útil de la membrana. En este sentido, dos son los tipos de limpiezas que se aplican a los módulos de membrana: de un lado, las limpiezas físicas que ayudarán a la eliminación del ensuciamiento reversible, y por otra parte, las limpiezas químicas que permitirán reducir el ensuciamiento irreversible.

1.5.1. Limpiezas físicas.

Las limpiezas físicas no solo permiten la eliminación del ensuciamiento reversible sino que poseen una ventaja con respecto a las limpiezas químicas, y es que al no degradar la membrana, consiguen prolongar su vida útil. No obstante, son menos efectivas a la hora de eliminar el ensuciamiento.

Generalmente se han utilizado procedimientos hidráulicos [2] para realizar este tipo de limpiezas. Sin embargo, recientemente numerosos estudios [35] han demostrado la eficacia del uso de esfuerzos mecánicos en los procesos de limpieza física de membranas. A continuación se detallan algunos de los tipos de limpieza física más empleados:

Aireación: Como resultado del desarrollo de biorreactores de membrana aerobios (aMBR), el burbujeo de gas se ha convertido en una práctica habitual en pos de generar esfuerzos cortantes sobre la superficie de la membrana. Ello dificulta la deposición y consolidación de materia sólida sobre el módulo. Generalmente se combina con otros métodos como el relax y el retrolavado para mejorar los resultados de la limpieza.

Retrolavado: El retrolavado es probablemente el método de limpieza física más extendido a nivel industrial. Consiste en invertir el sentido del flujo, aplicando presión del lado del permeado, lo que resulta en un desprendimiento del ensuciamiento reversible depositado [36]. Dado que el permeado se usa como medio para limpiar la membrana, el lavado a contracorriente frecuente causará una pérdida neta de producción. Sin embargo, el retrolavado poco frecuente aumenta la tasa de acumulación de suciedad interna. Los factores clave para la optimización de la operación de retrolavado son su caudal, presión, duración y frecuencia, junto con la relación entre estos dos últimos parámetros [27, 37]. Generalmente se considera que el retrolavado es más efectivo cuanto mayor sea su duración y menor la frecuencia con la que se aplica.

Relajación o relax: Consiste en la interrupción del proceso de filtración provocando una re-dispersión de parte de la materia que se encuentra depositada sobre la superficie de la membrana como consecuencia de la aparición de un gradiente de concentración y la supresión del gradiente de presión.

Esfuerzos cortantes mecánicos: Las tres estrategias de limpieza anteriores suelen aplicarse de manera conjunta en la mayoría de los procesos de filtración con membranas. Aunque sus resultados son positivos, en ocasiones pueden no ser

suficientes para controlar el ensuciamiento reversible que se construye sobre la superficie de la membrana. No obstante, la incorporación de protocolos que inducen esfuerzos cortantes generados mediante procedimientos mecánicos han mejorado notablemente el rendimiento de las limpiezas físicas.

Este tipo de esfuerzos mecánicos pueden conseguirse de múltiples formas [35], siendo la rotación del módulo de membranas una de ellas, y en la que se fundamenta este trabajo [38, 39].

Rotación: Los mecanismos de limpieza física por rotación se basan en el movimiento relativo entre el módulo de membrana y el fluido que lo rodea, lo cual genera unos esfuerzos cortantes en toda la superficie de la membrana que permite reducir el nivel de ensuciamiento al evitar en gran medida, los tres tipos de ensuciamiento descritos en el apartado 1.4.

En sus inicios, esta estrategia fue aplicada a membranas cilíndricas, pero presentaron dos grandes problemas: en primer lugar el coste de inversión por metro cuadrado resultó demasiado elevado y por otra parte, la superficie específica de la membrana resultaba demasiado baja. Dichos inconvenientes han sido solventados mediante la implementación de este procedimiento mecánico de rotación a módulos de membrana de fibra hueca (HF por sus siglas en inglés) cuyo coste se ha visto reducido notablemente en las últimas décadas y que poseen una alta superficie específica. [39]

En este sentido, el grupo de Tratamiento y Reutilización de Aguas Residuales de la ULL ha diseñado recientemente un módulo que integra ambos aspectos. Esta nueva configuración de membranas rotativas de fibra hueca (R-HFM) ha permitido reducir el ensuciamiento significativamente, consiguiendo mejorar en aproximadamente un 52% las eficacias de eliminación obtenidas con un sistema convencional de burbujeo de gas, resultado que se atribuyó a una mejor distribución de la energía aplicada a lo largo de las fibras. [38]

1.5.2. Limpiezas químicas.

Son métodos cuya efectividad es mayor que la de las limpiezas físicas. Utilizan agentes químicos como ácidos, bases y oxidantes que ofrecen una acción específica sobre los contaminantes que provocan el ensuciamiento irreversible. Los más habituales son sosa, ácido sulfúrico y cítrico o hipoclorito.

Sin embargo deben tomarse precauciones a la hora de su elección y utilización dado que este tipo de sustancias pueden generar un deterioro de la integridad estructural de la membrana dando como resultado la disminución de su vida útil o incluso su destrucción.

2. OBJETIVOS:

2.1. Objetivo general

El objetivo del presente TFG es evaluar la capacidad de la Ultrafiltración Directa (UFD) como tecnología principal de depuración de aguas residuales domésticas haciendo uso de un novedoso módulo rotativo de membranas sumergidas.

2.2. Objetivos específicos:

Con la finalidad de alcanzar el objetivo general se han fijado los siguientes objetivos específicos:

- Evaluar la influencia del flujo de permeado y la velocidad de rotación sobre la filtrabilidad en experimentos escalonados de corta duración.
- Determinar las condiciones óptimas de flujo y tiempo de retrolavado.
- Evaluar la operación en continuo de la UFD, en base al rendimiento de depuración, la productividad del sistema y la aparición y consolidación del ensuciamiento, en experimentos de larga duración.
- Valorar las contribuciones de las diferentes fracciones al ensuciamiento de la membrana a través de protocolos de limpieza.

3. MATERIALES Y METODOS.

3.1. Instalación experimental.

3.1.1. Descripción de la instalación experimental.

Los experimentos de laboratorio han sido realizados con un módulo de filtración rotativo desarrollado en el seno del grupo de “Tratamiento y Reutilización de Aguas” del departamento de Ingeniería Química y T.F a partir de un módulo convencional de fibra hueca sumergida de Suez Technologies (Figura 5).

El sistema de filtración se controla desde un ordenador personal a través del software DAQ-Factory, que permite operar de manera automática gracias al registro y almacenamiento continuo de las variables de interés del proceso, principalmente la presión transmembrana (TMP) y el tiempo. Igualmente, las variables de operación del sistema se fijan a través del sistema de control, lo que permite establecer la frecuencia y duración de los ciclos de filtración y retrolavado.

La instalación está diseñada para poder operar en circuito cerrado en los experimentos de corta duración, consiguiendo recircular continuamente el permeado al depósito de proceso.

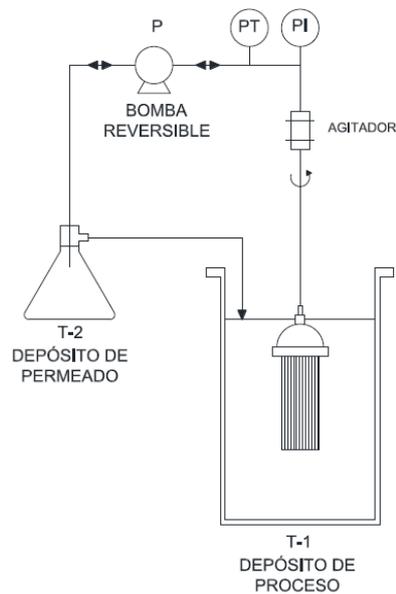


Figura 5. Esquema de la instalación del módulo de membrana de fibra hueca rotativo empleado en los ensayos de ultrafiltración directa de agua residual. [40]

A continuación se describe brevemente cada uno de los elementos que conforman el sistema:

Módulo de membranas de ultrafiltración:

Es el elemento principal de la instalación y está constituido por un haz de 97 membranas de fibra hueca. Estas membranas, de polifluoruro de vinilideno (PVDF), son hidrofílicas y se caracterizan por ser asimétricas. Cada fibra del módulo mide 8 cm de longitud y tiene un diámetro externo de 1,9 mm, lo que confiere al módulo una superficie total nominal de filtración de 0,047 m². Asimismo, el tamaño nominal de poros es de 0,04 µm.

El módulo carece de cabezal inferior, de manera que las membranas están conectadas únicamente al cabezal superior, donde se recoge el que se obtiene durante el proceso de filtración. Esta configuración favorece la oscilación de las fibras mejorando la turbulencia en los alrededores del módulo.

La Tabla 1 muestra los límites de operación de la membrana, según los datos del fabricante.

Tabla 1. Límites de operación del módulo.

Parámetros	Unidades	Valor
Máximo valor de TMP	kPa	62
Rango de operación de TMP	kPa	10 – 50
Máxima Temperatura	°C	40
Rango de operación de pH		5 – 9
Máximo valor de TMP de retrolavado	kPa	55
Máxima concentración de OCI-	mg/l	1000

Bomba reversible (P):

Bomba magnética de microengranajes reversible manufacturada por MICROPUMP®, modelo GA-V21, y equipada con un motor I-DRIVE (14-30 VDC).

El sistema de control permite que la bomba opere a flujo constante, modificando el sentido del permeado durante el proceso de filtración para realizar también los retrolavados. El vacío o sobrepresión generada se controla a través de un transductor de presión (PT) y un manómetro analógico (PI).

Depósito de proceso (T-1):

Depósito de metacrilato de 3 L de capacidad que alberga la unidad ZW-1 durante el proceso de filtración. El módulo se sumerge verticalmente en el seno del fluido objeto de estudio. Las dimensiones y características de este depósito permiten que las labores de limpieza y mantenimiento de la instalación sean eficientes.

Depósito de permeado (T-2):

Matraz Kitasato de vidrio de 0,5 L de capacidad que recibe el permeado obtenido durante el proceso de filtración. Periódicamente parte de este fluido se destina a los ciclos de retrolavado de la membrana mediante la inversión del flujo de permeado. El excedente de permeado se recircula continuamente al depósito de proceso T-1 a fin de operar en circuito cerrado.

Sistema de control:

El sistema de control, como se comentó anteriormente, consta del software DAQFactory (AzeoTech®, Inc., USA) que está conectado a una placa de relés y al sistema de adquisición de datos digitales y analógicos Labjack U12 (Labjack Corp., US). Esta unidad de control ha sido desarrollada en su totalidad en la línea de Tratamiento y Reutilización de Aguas de la Universidad de La Laguna (ULL).

Agitador:

Agitador HEIDOLPH RZR 2021 con motor de engranaje regulable y condensador que permite ajustar la velocidad de rotación desde 40 hasta 2000 rpm (carga nominal 50 W). El agitador, situado sobre el depósito de proceso, está conectado al módulo de membranas con una varilla metálica hueca, por cuyo interior asciende el agua producto.

3.2. Métodos analíticos.

3.2.1. Turbidez.

La turbidez se ha determinado haciendo uso de un turbidímetro HACH 2100N (HACH, EE.UU.) que registra su valor en unidades nefelométricas de turbidez (NTU, por sus siglas en inglés). La sensibilidad del dispositivo es de $\pm 0,01$ NTU.

Dado que existe una relación directa entre la dispersión de la luz y la turbidez de la muestra, el método óptico empleado para su determinación (SM-2130 B [41]) se basa en la comparación de la intensidad de un haz de luz dispersado a 90° de la muestra objeto y una solución patrón de referencia en determinadas condiciones. Como solución patrón se emplea polímero de formazida a una concentración específica que tiene una turbidez de 4000 NTU.

3.2.2. Conductividad.

La determinación de la conductividad se realizó en base al método 2510 del Standard Methods (APHA, 2005) con un conductímetro Labprocess Cond 51 (España).

3.2.3. pH.

El pH se midió conforme a lo establecido en el método electrométrico 4500-H+ B del Standard Methods (APHA, 2005) empleando un ph-metro inoLab pH Level 1 (WTW GmbH, Alemania).

3.2.4. Sólidos suspendidos totales (SST) y sólidos suspendidos volátiles (SSV).

El contenido en SST y SSV se midió de acuerdo a los métodos gravimétricos SM-2540 D y SM-2540 E, respectivamente (APHA, 2005). Para su determinación, en primer lugar, se pesa un filtro de fibra de vidrio con un tamaño de poro de $0,45 \mu\text{m}$ (MILLIPORE AP4004705). Se filtra a su través una muestra de volumen conocido bien homogeneizada y, acto seguido, se deshidrata la muestra durante un mínimo de una hora en una estufa a 105°C . Finalmente, los SST se obtienen mediante diferencia de pesada del filtro entre las etapas uno y dos, que corresponde a la cantidad de materia retenida en el mismo.

Tras el cálculo de los SST, el filtro se introduce en una mufla a 550°C durante un mínimo de 20 minutos para su incineración. El filtro se pesa nuevamente y, mediante

la diferencia de peso entre el segundo y el tercer paso, se determinan los SSV. Ambas medidas estarán referidas al volumen de muestra filtrado.

3.2.5. Demanda Química de Oxígeno total (DQOt) y soluble (DQOs).

La demanda química de oxígeno se obtiene de acuerdo al procedimiento con reflujo cerrado y método colorimétrico 5220 D del Standard Methods (APHA, 2005).

Este procedimiento, de dos etapas, comienza con la digestión de una muestra de 2,5 ml del agua que se introduce en un vial, a la que se le añade 1,5 mL de solución digestora de dicromato potásico, $K_2Cr_2O_7$ (agente oxidante fuerte) y 3,5 mL de Ag_2SO_4 (que proporciona el medio ácido de la reacción). La reacción que tiene lugar se realiza en un digestor a 150 °C. Tras dos horas los viales se extraen del digestor y se dejan reposar hasta que alcanzan temperatura ambiente. Posteriormente, se analizan las muestras en un espectrofotómetro HACH DR 5000 (HACH, EE.UU.) haciendo uso de una longitud de onda de 600 nm. El valor de DQO se determina tomando como referencia el valor obtenido de una muestra patrón de 100mg/l de DQO.

La determinación de la DQO soluble (DQO_s) se realizó filtrando las muestras previamente a través de un filtro con tamaño de poro de 0,45 µm.

3.2.6. Carbono Orgánico Total (COT/ TOC).

El carbono orgánico total (TOC, por sus siglas en inglés) se determinó en base al método de combustión-infrarrojo 5310 B del Standard Methods (APHA, 2005).

La muestra se inyecta en una cámara de reacción caliente rellena con un catalizador oxidante y la determinación se lleva a cabo con un medidor automático SHIMADZU, modelo TOC-VCSH/TOC-VCSN que consta de los siguientes elementos:

- Un analizador autónomo de TOC (Shimadzu TOC-V CSN).
- Un inyector automático de muestras (Shimadzu High Performance Autosampler ASIV).

Este método provoca la vaporización del agua y la oxidación completa del carbono orgánico (combustión por oxidación catalítica a 680 °C) dando lugar a dióxido de carbono y agua. Seguidamente, el gas se conduce hasta un analizador de infrarrojos no dispersivo (N.D.I.R., Non Dispersive Infrared) que determina la cantidad de dióxido de carbono -cuyo valor será función del TOC- previa deshumidificación. Las interferencias generadas por la presencia de carbono inorgánico (carbonatos, bicarbonatos y CO_2 disueltos) se eliminan acidificando inicialmente la muestra.

3.3. Metodología experimental.

Durante el periodo de realización del proyecto se realizaron dos tipos de ensayos: experimentos de filtrabilidad de corta duración y experimentos en continuo o de larga duración. Los primeros experimentos se realizaron con aguas residuales procedentes del decantador primario de la EDAR de Santa Cruz de Tenerife, mientras que para los segundos, el origen de procedencia del efluente primario alimentado fue la EDAR de Valle de Guerra.

3.3.1. Experimentos de corta duración.

3.3.1.1. Experimentos de flujo escalonado.

En pos de la determinación del valor ideal de las condiciones de operación se utilizó una modificación del método de flujo escalonado propuesto por Le-Clech [31] con el que estudiar la influencia de algunos parámetros operativos (como la velocidad del giro del módulo o el flujo de retrolavado) sobre la filtrabilidad. Para ello se fijaron intervalos de 15 minutos en los que se escalonó el flujo de permeado con aumentos de 4 L/h·m² (a partir de ahora LHM) hasta alcanzar la TMP de seguridad (50 kPa). Entre cada escalón se estableció una etapa de limpieza mediante retrolavado de 30 segundos (t_b).

3.3.1.2. Experimentos de determinación de la eficacia del tiempo de retrolavado durante las limpiezas físicas.

Estos ensayos, de corta duración, se diseñaron para evaluar diferentes tiempos de retrolavado. Para ello, tras fijar el valor de flujo de permeado (J) a emplear durante el proceso de filtración, la membrana se ensucia hasta un valor de presión de consigna predeterminado en el sistema de control ($TMP_{sp} = 20$ kPa). Acto seguido, la membrana sucia se sumerge en agua destilada y se efectúan las limpiezas físicas, manteniendo constantes los valores de J_b y ω , para distintos valores de t_b . Los valores de J , J_b y w se fijaron en base a los resultados obtenidos en los ensayos de flujo escalonado.

Tras finalizar los ensayos experimentales se toma muestra de la suspensión resultante y se analiza en términos de turbidez, sólidos suspendidos, DQO y TOC. Por último, la membrana se vuelve a sumergir en agua destilada y se determina el valor final de TMP alcanzado.

3.3.2. Operación en continuo.

Para operar alimentando en continuo la instalación de laboratorio se modificó, incorporando un tanque de alimentación y dos bombas peristálticas (Figura 6):

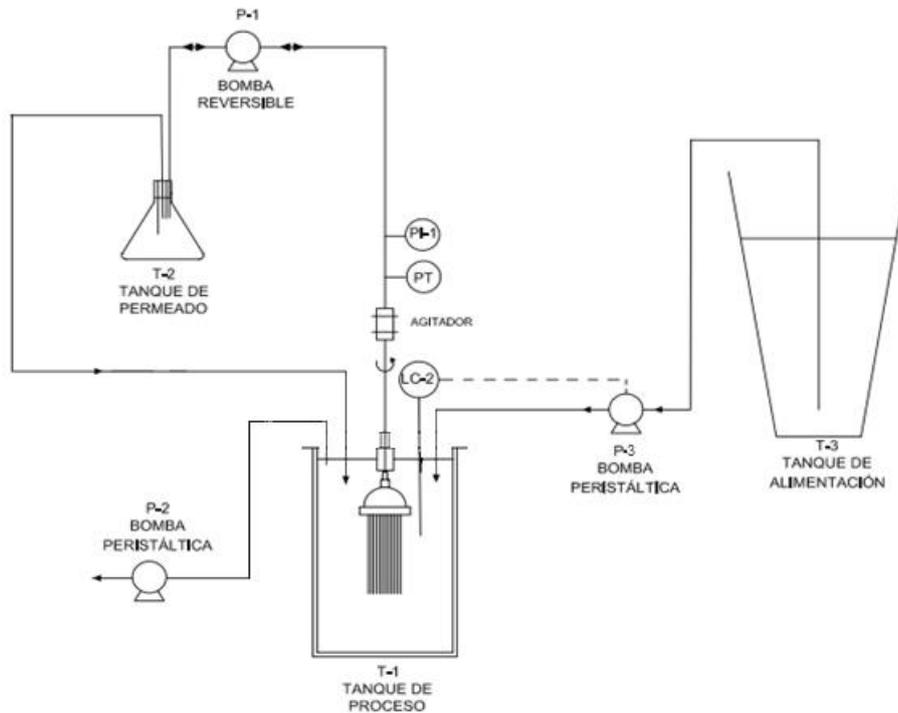


Figura 6. Esquema de la instalación del módulo de UFD de agua residual empleado durante el experimento en continuo.

La operación se realizó con agua residual procedente del efluente del clarificador primario de la EDAR de Valle Guerra, tal y como se comentó con anterioridad. La bomba peristáltica P-2 (activada a través de un temporizador) es la encargada de fijar el caudal de alimentación al sistema que, durante el periodo de experimentación, se mantuvo en 5,1 L/d. A su vez, la bomba peristáltica P-3, asociada a un controlador de nivel (LC-2), permite rellenar el tanque de proceso de manera continua a medida que disminuye el nivel en su interior, asegurando que el módulo de membranas quede sumergido en todo momento. Asimismo, el permeado obtenido durante el proceso de filtración se recircula continuamente al tanque de proceso, T-1.

El sistema de control de la UFD en continuo es análogo al que se utilizó en la realización de los experimentos de corta duración, permitiendo fijar las variables de

interés del proceso (J , TMP_{sp} , t_B y J_B). Por su parte, el valor de w se selecciona de forma manual en el agitador.

Durante el tiempo en que operó la unidad de laboratorio, se extrajeron muestras del sistema en 5 ocasiones, para analizar el rendimiento de depuración del proceso y controlar la concentración de materia en el tanque T-1.

3.4. Limpieza del módulo de membranas.

Tras finalizar el experimento en continuo se aplicó un protocolo de limpieza de la membrana con el objeto de evaluar la contribución al ensuciamiento y la naturaleza de cada una de las siguientes fracciones: membrana sucia, enjuague, retrolavado y limpieza química. Para ello, se siguieron las siguientes etapas:

1. Enjuague de la membrana sucia (justo después de la limpieza física del experimento) en 1,2 L de agua destilada girando el módulo de membranas a 340 rpm durante 3 minutos.
2. Retrolavado de 1,2 L de agua destilada ($J_B = 30$ LHM) sin giro.
3. Limpieza química en 1,2 L de una solución de 500 ppm de NaOCl.

Al comienzo del protocolo de limpieza y tras cada una de las etapas, se midió el valor de TMP o ensuciamiento alcanzado, sumergiendo la membrana en agua destilada.

3.5 Agua de alimentación.

3.5.1. Agua de alimentación para ensayos de corta duración.

Los valores promedio para los diferentes parámetros del agua utilizada en el primer bloque de experimentos de corta duración están recogidos en la Tabla 2. En esta primera etapa se hizo uso del agua residual proveniente del clarificador primario de la EDAR de Santa Cruz de Tenerife.

Tabla 2. Valores promedio para 6 muestras de agua EDAR Santa Cruz.

Parámetro	Unidades	Valor Promedio	Desviación Típica
Turbidez	NTU	156,0	36,1
Conductividad	$\mu\text{S/cm}$	1951,0	221,8
pH		7,7	0,2
SST	mg/L	144,1	57,2
SSV	mg/L	123,9	48,6
DQOt	mg/L	430,6	181,7
DQOs	mg/L	151,9	75,6
COT	mg/L	75,3	58,7

Los resultados de los análisis denotan calidad estable del agua residual procedente de la EDAR de Santa Cruz, con valores de SST en torno a 145 mg/L, originado por materia orgánica en suspensión ($\text{SSV/SST} = 0,86$). El contenido en DQO se mantuvo con ratios de fracción soluble del 35%. De igual manera, los valores de turbidez y conductividad resultaron elevados en relación a los valores habituales de las aguas residuales domesticas [1] fruto del alto contenido en SST y el pH se mantuvo cercano a la neutralidad.

3.5.2. Agua de alimentación de la operación en continuo.

Para este último experimento operando en continuo se hizo uso de agua residual proveniente del clarificador primario de la EDAR de Valle Guerra, cuyos parámetros principales están recogidos en la Tabla 3.

Tabla 3. Valores promedio agua EDAR Valle Guerra

Parámetro	Unidades	Valor Promedio	Desviación Típica (+/-)
Turbidez	NTU	218,5	53,0
Conductividad	$\mu\text{S/cm}$	1718,0	82,1
pH		7,9	0,2
SST	mg/L	182	59,4
SSV	mg/L	176	50,9
DQOt	mg/L	621	198
DQOs	mg/L	224	51,6
COT	mg/L	87,7	14,7

Por su parte, el agua de Valle Guerra registró valores promedios de sólidos suspendidos totales de 180 mg/L, mayoritariamente de tipo orgánico. El ratio DQO_s/DQO_t se mantuvo entorno al 36% y al igual que en el caso anterior los valores de conductividad y turbidez se mantuvieron elevados.

El agua utilizada para el experimento en continuo presenta, de forma general, valores más elevados en la mayoría de los parámetros físico-químicos más relevantes: turbidez, sólidos y DQO.

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN:

4.1. Experimentos de corta duración.

4.1.1. Experimentos de flujo escalonado.

4.1.1.1. Influencia de los esfuerzos cortantes sobre la filtrabilidad.

En base a experiencias previas [42], los valores de ω seleccionados fueron: 120, 180, 260 y 340 rpm. Los resultados de dichos ensayos se analizaron en función de los valores de TMP_i y r_f , los cuales son ampliamente aceptados para caracterizar el ensuciamiento residual y reversible, respectivamente, de las membranas [43,44]. Las Figuras 7 y 8 muestran las típicas curvas obtenidas en este tipo de ensayos, resultantes al representar los valores de la TMP_i y r_f en función del flujo de permeado aplicado, J .

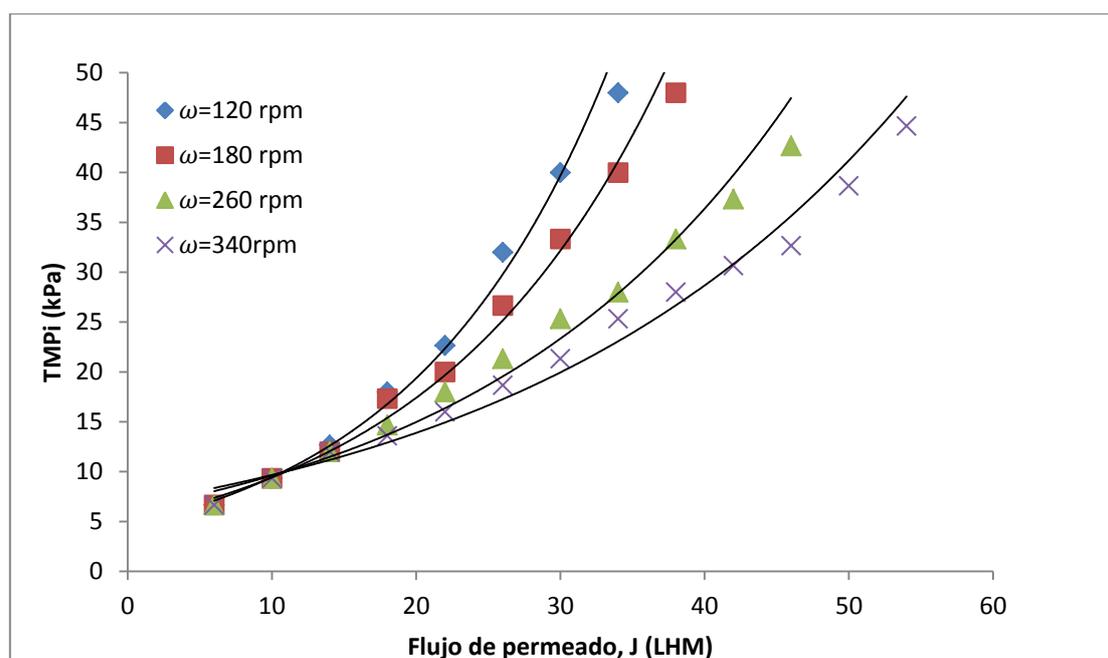


Figura 7. Evolución de la TMP_i en cada escalón de flujo de permeado (J) para los diferentes valores de velocidad de giro de la membrana. $t_b = 30$ s y $J_b = 30$ LHM.

Como se puede observar, el ensuciamiento interno, directamente relacionado con la TMP_i , aumenta con el flujo aplicado (Figura 7). Además, el aumento de los esfuerzos cortantes provocados por el giro de la membrana ayuda a reducir dicho ensuciamiento. El mismo efecto se observa para el ensuciamiento reversible (Figura 8). Los resultados

experimentales muestran el mismo comportamiento para todas las condiciones de operación estudiadas, que condujeron a la obtención de curvas exponenciales. Así, cuando se trabaja a bajos flujos de permeado (entre 6 y 18 L/h·m²), r_f aumenta linealmente hasta alcanzar un determinado valor de J por encima del cual el ensuciamiento del módulo de membranas es mucho más acusado. Generalmente, el flujo al cual se origina este cambio de comportamiento se conoce como flujo crítico (J_c) y depende de las condiciones hidrodinámicas y de la naturaleza de las suspensiones.

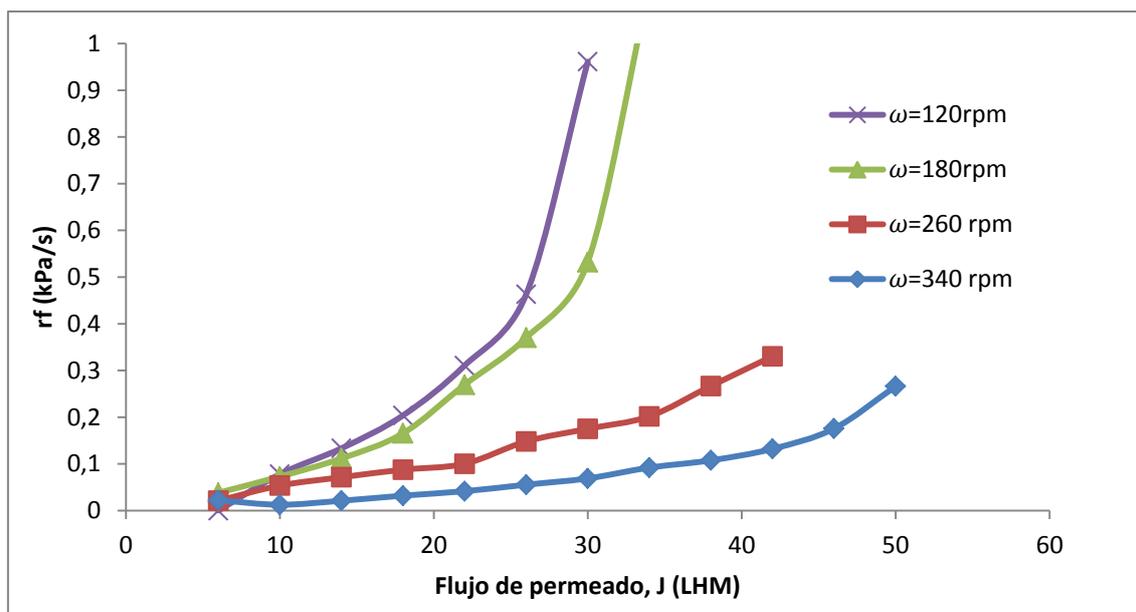


Figura 8. Velocidad de ensuciamiento frente al flujo de permeado para UFD a diferentes velocidades de rotación del módulo de membranas. $t_B = 30$ s y $J_B = 30$ LHM.

Asimismo, los resultados indican que el valor de J_c aumenta al incrementar los esfuerzos cortantes generados por la velocidad de rotación. De esta manera, asumiendo que el cambio de comportamiento se produce cuando el incremento de r_f es 0,05 kPa/s, los valores de J_c para cada una de las condiciones estudiadas podrían establecerse en (ver tabla 4):

Tabla 4. Evolución del valor de flujo crítico (J_c) con la velocidad de giro del módulo de membrana.

Flujo crítico, J_c (en LHM)	Velocidad de giro, ω (en rpm)
8,5	120
8,5	180
10	260
26	340

Este fenómeno podría explicarse como resultado de un balance entre las fuerzas que gobiernan la deposición de materia sobre la superficie de la membrana y la formación de torta [45] y los esfuerzos cortantes que se oponen a dicha deposición. Se ha comprobado que el giro del módulo aumenta sensiblemente los esfuerzos cortantes sobre la superficie de las membranas, lo que conduce a reducir los efectos de la concentración de polarización y la formación de torta sobre la misma. Esto deriva consecuentemente, en un aumento sustancial del rendimiento en términos de flujo de permeado [46]. Por tanto, se deduce que mayores esfuerzos cortantes mejoran el rendimiento del sistema, aunque suponen un aumento del consumo energético.

4.1.1.2. Influencia del flujo de retrolavado (J_B) sobre la filtrabilidad.

A la vista de los resultados obtenidos durante la realización de los primeros ensayos de flujo escalonado, se decidió estudiar la influencia del flujo de retrolavado sobre el rendimiento del sistema. La velocidad óptima de rotación del módulo de membranas se estableció en un valor de $\omega = 340$ rpm.

La Figura 9 muestra la evolución temporal de la TMP para dos condiciones de operación diferentes, relax y retrolavado ($J_B = 15$ LHM). Estos resultados experimentales ponen de manifiesto la importancia que juega el retrolavado en los procesos de ultrafiltración de aguas residuales, ya que permite reducir el nivel de ensuciamiento experimentado por el módulo de membrana entre escalones. De hecho, son numerosos los estudios [36, 47] que coinciden en indicar la efectividad del retrolavado para reducir, principalmente, el ensuciamiento reversible que provoca la deposición de materia particulada y coloidal sobre la superficie de la membrana.

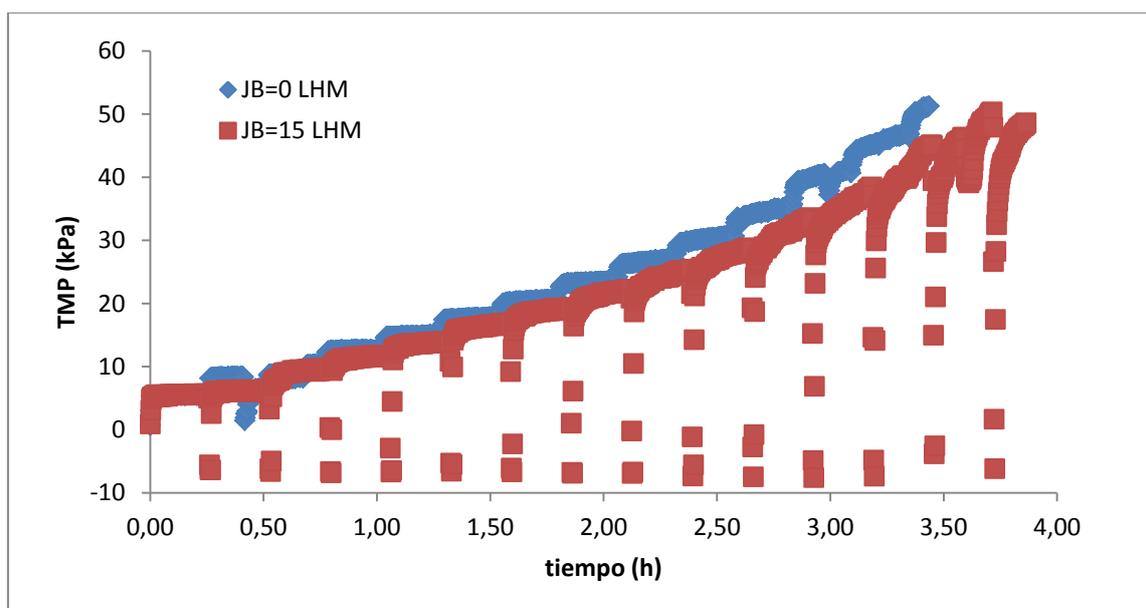


Figura 9. Valores de presión transmembrana frente a tiempo para filtración por ciclos con flujos de retrolavado de 0 y 15 LHM.

Durante el proceso de limpieza física, parte de la materia depositada sobre la superficie de la membrana será desprendida por la acción del retrolavado, y dispersada en el seno de la suspensión por efecto del giro del módulo. No obstante, otra fracción de materia permanecerá en el interior de la misma, contribuyendo al ensuciamiento irreversible, el cual no es eliminable por métodos físicos. Es por ello que la presión transmembrana inicial (TMP_i), tal y como han observado varios autores en experimentos similares a este [44, 48], aumenta ligeramente con respecto a cada ciclo de filtrado previo. En referencia a este aspecto, puede observarse en la Figura 9 la influencia del retrolavado sobre dicho ensuciamiento, siendo los valores de TMP_i inferiores con respecto a los de relax.

Asimismo, a medida que se aumenta el flujo de permeado, las diferencias de ensuciamiento entre ambos modos de operación, relax y retrolavado, son cada vez más acusadas. Esta observación coincide con la de estudios previos donde se ha analizado el efecto del flujo de permeado sobre el ensuciamiento de la membrana [49].

Por otro lado, los valores de velocidad de ensuciamiento (r_f), como muestra la Figura 10, son muy similares, lo cual conduce a pensar que el relax induce solamente la construcción de un ensuciamiento irreversible. Sin embargo, un incremento considerable del flujo de permeado puede conducir a un aumento de la compactación de la torta que se forma en la superficie del módulo de membranas. Por ello, una filtración a valores de J muy elevados, principalmente cuando se sobrepasa J_c , puede conducir a la formación de un ensuciamiento con mayor poder de colmatación y en

última instancia incluso derivar en ensuciamiento irreversible. De ahí la relevancia del retrolavado como alternativa al relax.

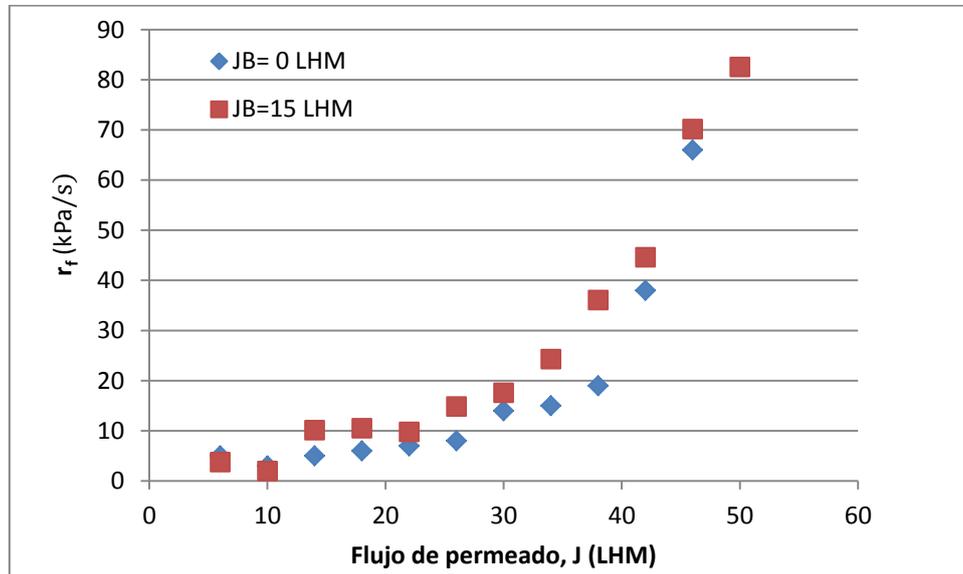


Figura 10. Velocidad de ensuciamiento de la membrana para flujos de retrolavado de 0 y 15 LHM en experimentos de flujo escalonado.

Por otro lado, la Figura 11 muestra los resultados obtenidos para tres valores de J_B diferentes: 15, 45 y 60 LMH. De las curvas se desprende que no existe una diferencia significativa de comportamiento durante los ensayos de filtrabilidad de corta duración lo que puede deberse a un ensuciamiento no consolidado, fácilmente eliminable por el retrolavado, que por otra parte contrasta con los resultados apreciables en experimentos de este tipo llevados a cabo en biorreactores de membrana (MBR). Ello puede justificarse dado que, a diferencia de los MBR, el agua utilizada en estos experimentos contiene concentraciones bajas de materia particulada.

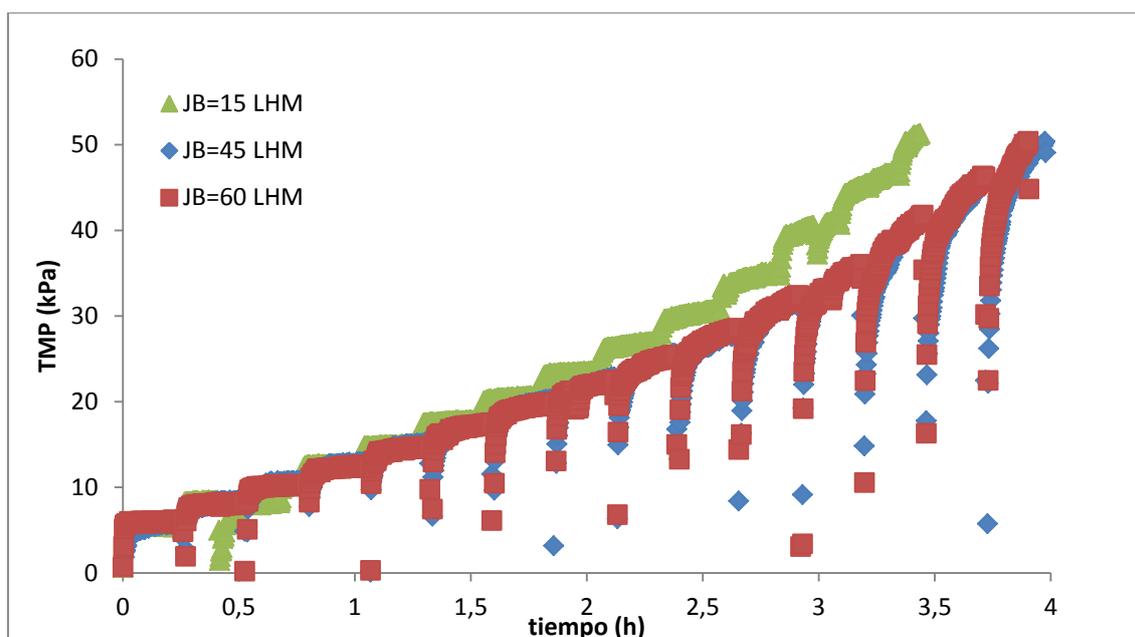


Figura 11. Valores de presión transmembrana frente a tiempo para filtración por ciclos con retrolavados de 15, 45 y 60 LHM

Asimismo, es posible observar como cuando se fija el valor de J_B en 15 LHM, por encima de un valor supracrítico de J (aproximadamente 46 LHM) los datos experimentales comienzan a desviarse de los obtenidos con el resto de condiciones de J_B ensayadas. Nuevamente esto puede ser justificado en base a un desequilibrio en el balance de fuerzas de arrastre y de dispersión que se generan durante el proceso de filtración.

Finalmente, cabe añadir, haciendo alusión a múltiples estudios realizados en torno a la efectividad del retrolavado como mecanismo de limpieza física [43, 50, 51], que la frecuencia y duración del mismo, así como la relación entre ambos parámetros, parece ser de los más relevantes a la hora de diseñar una estrategia de limpieza de las membranas, quedando la intensidad, entendida como flujo de retrolavado, relegada a un segundo plano. Por otra parte, como sugieren Akhondi et al. en su estudio [44], valores elevados de J_B pueden reducir la selectividad de la membrana al dañar su estructura interna.

Dicho esto, el valor seleccionado de flujo de retrolavado para el estudio del comportamiento del sistema durante la operación en continuo ha sido 30 LHM, a fin de alcanzar un compromiso entre estos resultados y estudios semejantes realizados con anterioridad [42].

4.1.2. Influencia del tiempo de retrolavado (t_B) en la filtrabilidad.

La Figura 12 muestra el nivel de ensuciamiento en términos de TMP tras alcanzar el ensuciamiento de consigna (TMP_{sp}) y realizar una limpieza física en forma de retrolavado ($J_B = 30$ LHM) con giro del módulo de membrana a 340 rpm. Cuatro fueron los diferentes valores de tiempo de retrolavado ensayados: 15, 30, 45 y 60 segundos. Los resultados no muestran una tendencia clara, obteniéndose valores similares. Parece que un retrolavado de 15-30 segundos es suficiente para eliminar el ensuciamiento reversible.

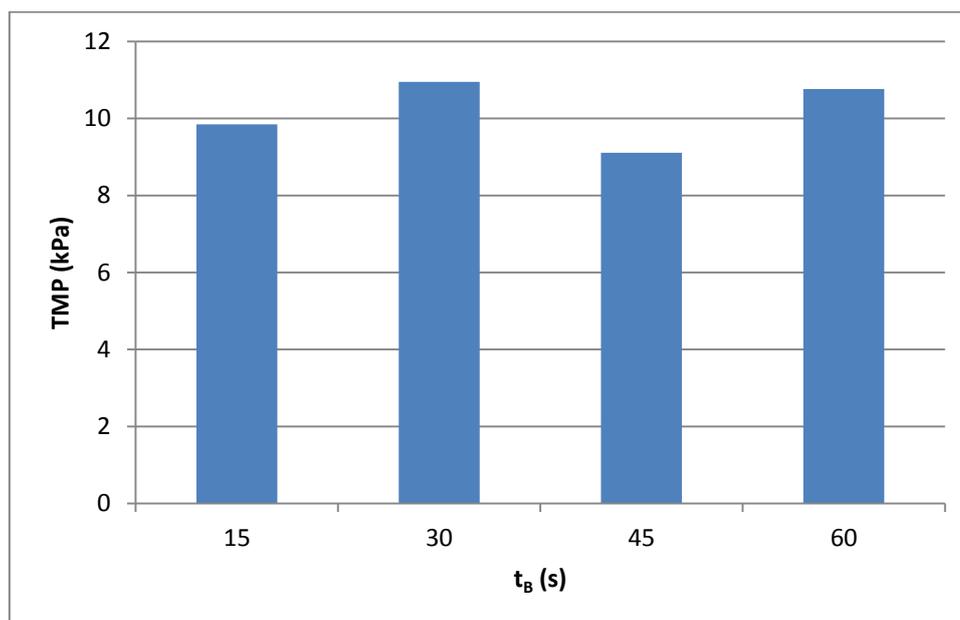


Figura 9. Valores de TMP alcanzados tras retrolavados de 15, 30, 45 y 60 segundos.

4.2. Experimento de operación en continuo.

Como continuación de los experimentos de corta duración y a fin de analizar la validez a largo plazo de los valores de operación definidos para varios parámetros en dichos ensayos, se realizó un experimento de larga duración, de aproximadamente 550 horas, donde el sistema operó de manera continua.

Así, atendiendo a resultados previos, descritos en el apartado 4.1, se establecieron las siguientes condiciones de operación:

- Flujo de permeado, $J = 26$ LHM.
- Velocidad de rotación o giro, $\omega = 180$ rpm.
- Flujo de retrolavado, $J_B = 30$ LHM.
- Tiempo de retrolavado, $t_B = 30$ segundos.

El modo de operación empleado, por presión transmembrana de consigna (TMP_{sp}), consiste en establecer un valor fijo de flujo de permeado (J) igual o ligeramente superior al valor de flujo crítico que conduce al sistema a un aumento progresivo del ensuciamiento (debido principalmente a la deposición de materia particulada sobre la superficie de la membrana) hasta alcanzar el valor de TMP prefijado en el sistema de control (en este caso, $TMP_{sp} = 30$ kPa). Cuando se alcanza este valor, se invierte el flujo de permeado y comienza el protocolo de limpieza física, que incluye tanto el retrolavado como el giro del módulo, y reduce drásticamente el valor de la TMP.

Durante las primeras horas de operación los resultados experimentales mostraron grandes diferencias respecto a los obtenidos previamente en los ensayos escalonados, de forma que, en menos de 24 horas, la duración de los ciclos de filtración (t_f) se acortó drásticamente, desde aproximadamente 10 -12 minutos hasta un valor final próximo a los 2 minutos (Figura 13).

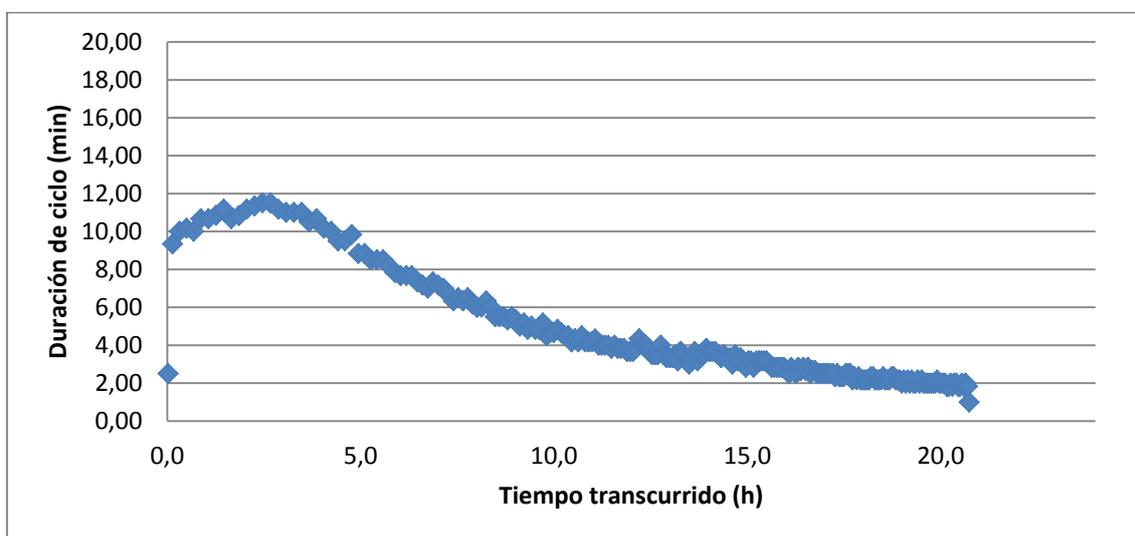


Figura 103. Duración de los ciclos de filtración frente al tiempo transcurrido al comienzo del periodo experimental ($J = 26$ LHM; $w = 180$ rpm).

Estos resultados muestran, como es habitual en procesos de membrana, que, a pesar de operar en condiciones críticas ($J = 26$ LHM), siempre se produce un ensuciamiento apreciable en los ensayos de larga duración. En la literatura, se suele asociar este comportamiento a la formación de un gel producido por las sustancias coloidales y

solubles de la alimentación. Sobre estas sustancias, de tamaño inferior a 1 micra, el transporte dispersivo asociado a la velocidad del giro es sensiblemente menor y, por tanto, se acaban depositando sobre la membrana.

Entorno a la vigésima hora de operación (Figura 14), se disminuyó el flujo de operación a 14 LHM, observándose un repunte temporal de la duración de los ciclos, pero no se logró recuperar la estabilidad del sistema. El resultado fue nuevamente una caída drástica del tiempo de filtración (aproximadamente a las 53 horas de operación). En ese momento, en un nuevo intento por recuperar el sistema, se redujo el flujo a 10 LHM pero terminó derivando irremediablemente, en duraciones de ciclo inferiores a 2 minutos que no llegaron a estabilizarse. En estas tres condiciones de operación, los resultados sugieren que las fuerzas de arrastre hacia el módulo de membranas resultaron ser demasiado elevadas como para mantener la filtrabilidad del sistema en condiciones operativas bajo las condiciones de retrolavado y la velocidad de giro estudiadas.

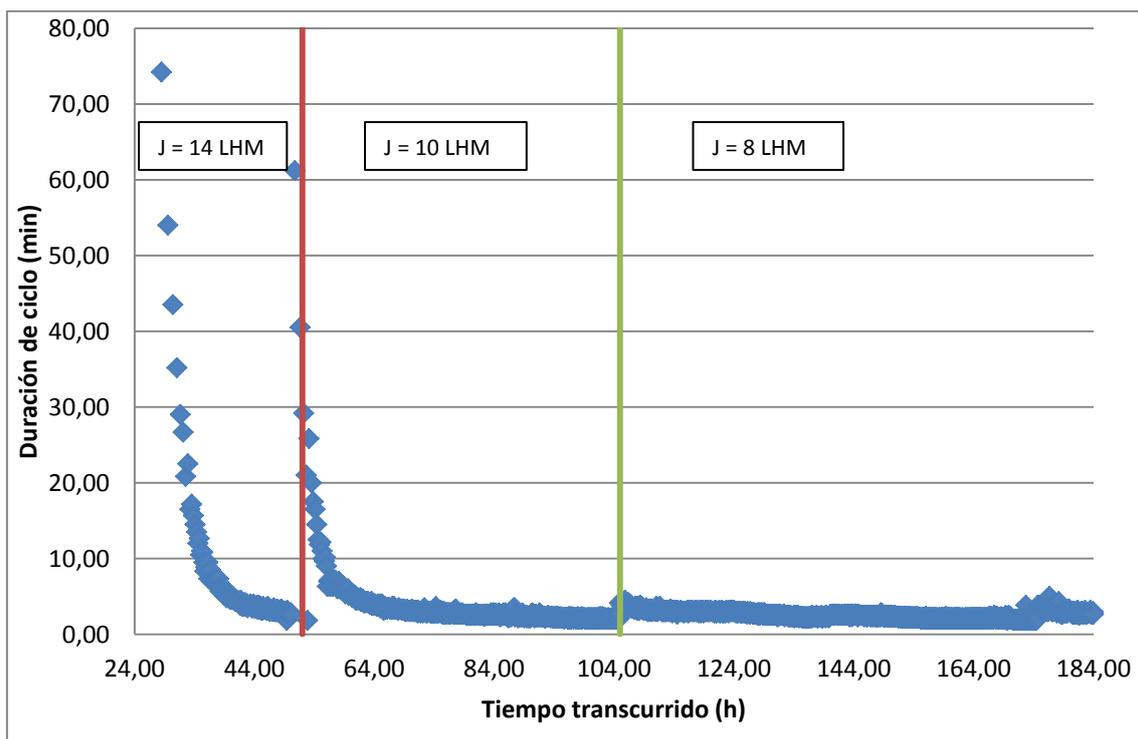


Figura 14. Duración de los ciclos de filtración frente al tiempo transcurrido, desde 24 hasta 184 horas de operación, para tres valores de J diferentes: 14, 10 y 8 LHM ($w = 180$ rpm).

Finalmente, tras 100 horas de filtración, se fijó el flujo de permeado en 8 LHM, valor para el que se alcanzaron condiciones estables de operación. No obstante, las

duraciones obtenidas ($2,5 \pm 0,5$ minutos) resultaron ser muy inferiores a las empleadas habitualmente en este tipo de sistemas, comprendidas entre 5 – 10 minutos [52].

Tabla 5. Duración promedio de los ciclos en los 3 intervalos.

ω	Intervalo de horas de operación	Duración promedio	Desviación típica
rpm	h	min	min
180	104 - 187	2,5	0,5
260	187 - 330	22,3	18,1
340	330 - 483	32,5	34,2

Con el objeto de recuperar el sistema, a partir de la hora 187 de operación, se aumentó la velocidad de giro del módulo a 260 rpm, manteniendo el flujo en 8 LHM, observándose un notable incremento en la duración de ciclo, con valores promedio 22 minutos (Tabla 5). Sin embargo, tras otras 100 horas de operación en condiciones estables, la duración de los ciclos comenzó a disminuir hasta alcanzar valores próximos a los 10 minutos. En ese momento (330 horas de funcionamiento) un incremento de la velocidad de giro a 340 rpm condujo nuevamente a mayores valores de t_f , de aproximadamente 34 minutos, lo que sugiere que el ensuciamiento en el módulo es superior al observado en la etapa precedente. La duración de ciclo se mantuvo estable hasta las 480 horas para finalmente caer de manera abrupta.

Este comportamiento es habitual, ya que a pesar de la mejora en la duración de los ciclos de filtración tras un aumento de los esfuerzos cortantes, la operación en continuo tras un largo periodo de operación deriva inevitablemente en un ensuciamiento irreversible que no se puede eliminar a través de métodos de limpieza física, tal y como han observado varios autores, trabajando incluso en condiciones subcríticas de flujo de permeado [52].

Atendiendo a la forma de los ciclos de filtración, una vez que el sistema alcanza condiciones estacionarias de operación para los diferentes valores de ω (Figura 16), pueden distinguirse dos tramos claramente diferenciados en los que el ensuciamiento se construye de distinta manera: un primer tramo, al comienzo de cada ciclo, donde se produce un aumento acusado de la TMP debido al ensuciamiento que surge de la rápida deposición de la materia suspendida y no redispersada en las limpiezas físicas, seguido de un tramo lineal con una pendiente menos acusada debido a la formación de una torta. Las curvas obtenidas sugieren a su vez, que la mejoría observada en la filtrabilidad del sistema al incrementar el valor de ω se puede asociar a una mejor

redispersión del ensuciamiento. Así, mientras que para valores de $\omega = 180$ rpm el ensuciamiento residual es el que gobierna la duración de ciclo (a causa de una pobre redispersión del ensuciamiento), cuando se trabaja a 260 o 340 rpm es la formación de torta la que determinará en mayor o menor medida el valor final de la duración.

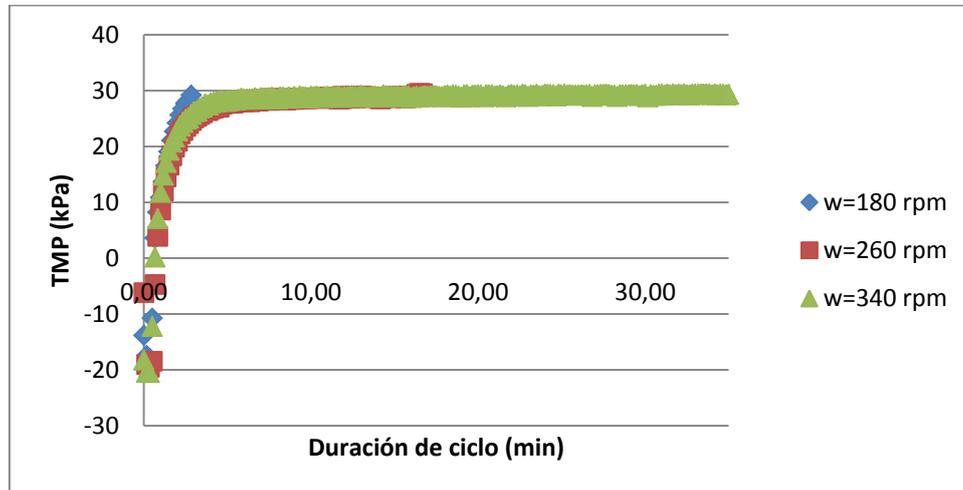


Figura 15. Relación ente TMP y duración de los ciclos para las tres velocidades de giro ensayadas.

A su vez, el análisis de los valores de TMP_i en cada etapa (Figura 16) muestra como con una velocidad de giro de $\omega = 260$ rpm a flujos de permeado de 8 LHM es posible controlar el ensuciamiento residual de la membrana, manteniéndolo en valores entre los 8 y los 13 kPa, y a su vez como un aumento de ω no repercute en mejora alguna de este parámetro. Adicionalmente se observa gran dificultad para lograr una estabilidad prolongada del sistema, especialmente a partir de las 483 horas de operación en continuo, donde los valores de TMP_i se dispararon hasta alcanzar, aproximadamente, 21 kPa. Este comportamiento podría ser debido a la adsorción progresiva de materia coloidal y soluble en el interior de los poros de la membrana, que daría lugar a su estrechamiento y/o bloqueo. En consecuencia, aparecerán flujos locales superiores al de operación, a fin de mantener el flujo de permeado neto constante, lo que favorecerá un mayor arrastre de materia hacia el módulo de membranas ocasionando un ensuciamiento más acusado y difícil de eliminar a través de las limpiezas físicas.

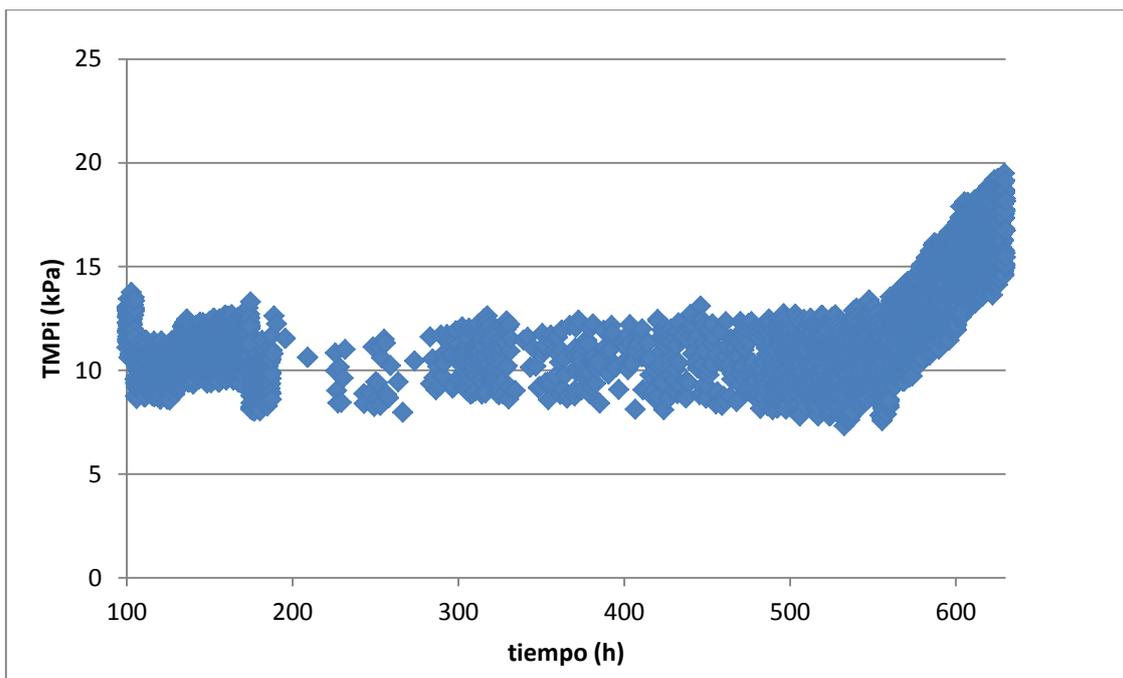


Figura 16. Valores de TMP_i frente a tiempo de operación para $J = 8$ LHM.

Como sugieren estudios anteriores [44], el leve aumento lineal del ensuciamiento residual conduce a una situación en que los esfuerzos cortantes provocados por el giro del módulo ya no resultan suficientes para redispersar la materia suspendida que forma la torta, y de ahí la inestabilidad del sistema. Además, ciertos estudios han concluido que el sometimiento prolongado de las partículas colmatantes a esfuerzos cortantes, puede reducir el tamaño de las mismas, provocando un empeoramiento del ensuciamiento interno mediante bloqueo de los poros.

Finalmente, el comportamiento del proceso de filtración se analizó en términos de flujo neto (Figura 18). Debido a que el valor de J_{NETO} tiene en cuenta las etapas de retrolavado, este parámetro permite evaluar la productividad del sistema en función del caudal real de permeado producido.

$$J_{NETO} = \frac{J \cdot t_f - J_B \cdot t_B}{t_f + t_B} \quad \text{Ecuación 6}$$

La Figura 17 muestra la evolución del valor de J_{NETO} frente al tiempo de filtración para las diferentes condiciones de operación estudiadas. Tal y como era de esperar, los resultados siguen un patrón muy similar al obtenido para las duraciones de los ciclos de filtración. Así, durante las primeras 150 horas de experimentación, aproximadamente, el flujo neto disminuye rápidamente, llegando incluso a alcanzar valores negativos de producción de permeado. No obstante, el incremento de la

velocidad de rotación del módulo de membranas, de 180 a 260 rpm, permite recuperar la productividad del sistema al mejorar la redispersión del ensuciamiento, obteniéndose valores próximos a 7,2 LHM. Estos valores se mantienen hasta las 300 h de operación, momento en el que nuevamente tiene lugar un descenso de la productividad, hasta caer por debajo de 4 LHM. Otro aumento de ω , esta vez hasta 340 rpm, permite alcanzar valores de J_{NETO} (7,4 LHM) próximos al flujo de permeado, fijado en 8 LHM, hasta que finalmente se produce una pérdida de permeabilidad que conduce a una disminución acusada de su valor.

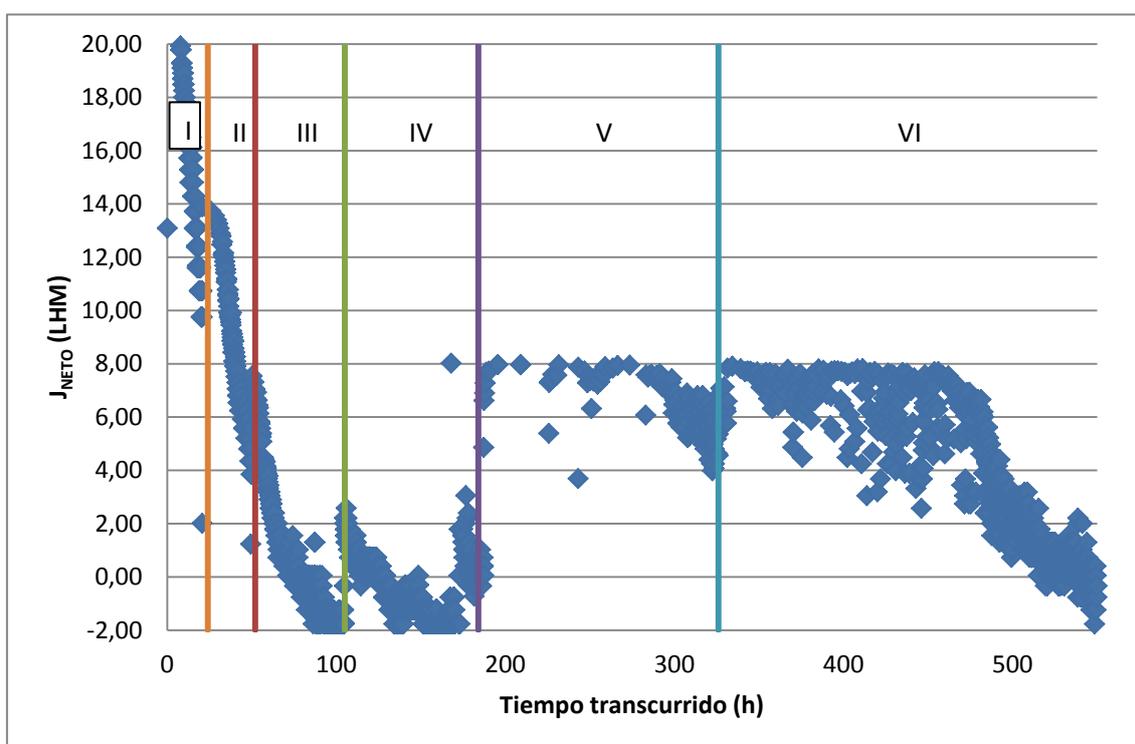


Figura 17. Valores de J_{NETO} frente a tiempo transcurrido. I: $J=26$ LHM, $w=180$ rpm; II: $J=14$ LHM, $w=180$ rpm; III: $J=10$ LHM, $w=180$ rpm; IV: $J=8$ LHM, $w=180$ rpm; V: $J=8$ LHM, $w=260$ rpm; VI: $J=10$ LHM, $w=340$ rpm.

Estudios anteriores con biorreactores de membrana operando en continuo [44], obtuvieron flujos netos estables para $J = 8$ LHM y $\omega = 180$ rpm, lo cual contrasta con los obtenidos en este trabajo. Sin embargo cabe destacar dos hechos: por una parte, al tratarse de una UFD no hay degradación de la materia orgánica que a largo plazo genera un ensuciamiento interno irreversible que no sufre un biorreactor de membranas, y por otro lado, dicho ensuciamiento, sobre todo al comienzo es promovido por valores de flujo de permeado impuestos, demasiado elevados.

4.2.1. Fraccionamiento del ensuciamiento de la membrana.

Tras más de 550 horas de operación en continuo se procedió a la realización del protocolo de limpieza, especificado en el apartado 3.4 del capítulo de Materiales y Métodos, para la determinación de los diferentes tipos de ensuciamiento y sus grados de severidad.

Tras cada una de las etapas de limpieza se determinó el ensuciamiento eliminado mediante la medición de la TMP en condiciones constantes ($J = 26$ LHM) en agua destilada, siendo los resultados los mostrados en la Tabla 6.

Tabla 6. Valor de TMP tras cada etapa de limpieza

Etapa de Limpieza	TMP (kPa)
Parada del sistema	48,4
Enjuague ($\omega=340$ rpm sin BW)	44,5
Retrolavado ($J_B=30$ LHM sin giro)	44,5
Química con Hipoclorito Sódico	14,0
Química con Ácido cítrico	10,0

Los resultados muestran claramente una fracción de ensuciamiento mayoritariamente irreversible, pues los métodos mecánicos o físicos de limpieza (giro del módulo y retrolavado) no resultaron eficaces en la eliminación del mismo, tal y como muestra la Figura 18. En dicha figura se puede apreciar la eliminación del 71% del ensuciamiento por efecto de los agentes químicos, mientras que los métodos mecánicos redujeron únicamente el 8% y el retrolavado no tuvo efecto apreciable.

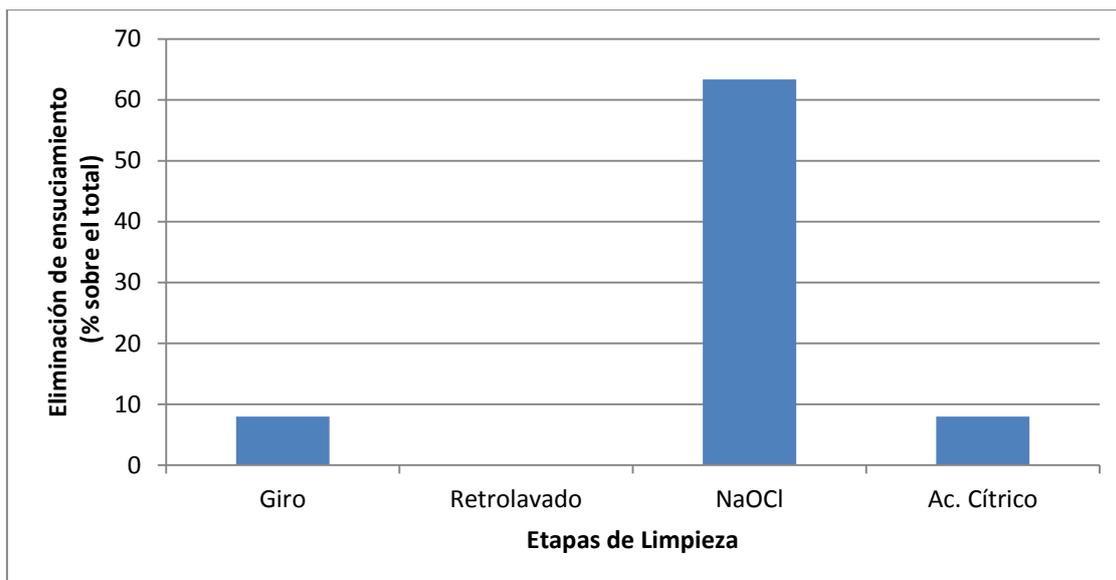


Figura 118. Fracción de ensuciamiento total eliminado por cada etapa de limpieza

Además de destacar la ineficacia de los tratamientos físicos y mecánicos de limpieza, hay que añadir que fueron necesarios cuatro días y medio de tratamiento de NaOCl para alcanzar el grado de limpieza especificado en la tabla 5, y que a pesar de establecer 4 horas de tratamiento con ácido cítrico, no se apreciaron mejoras en la limpieza lograda más allá de las 2 horas.

Por tanto, aparte de lo ya comentado, se deduce la presencia de ensuciamiento no recuperable que junto con la resistencia propia de la membrana suponen el 20,7% de la resistencia total ofrecida al término del experimento.

4.2.2. Análisis de la efectividad de la UFD como tecnología de tratamiento de aguas residuales para reutilización.

Durante el desarrollo de la operación en continuo se tomaron muestras periódicas del agua presente en los tres depósitos mostrados en el esquema del sistema en continuo, descrito en el apartado 3.1.1 del capítulo Materiales y Métodos. Dichos depósitos son el de alimentación, el de proceso y el de permeado y los principales parámetros físico-químicos analizados en diferentes fechas se muestran en el Anexo II de la presente memoria.

Haciendo un análisis de dichos resultados, los valores medios del rendimiento de depuración alcanzado y los valores máximos de cada parámetro en la corriente de permeado, se resumen en la Tabla 7:

Tabla 7. Rendimientos medios de depuración alcanzados y valores máximos presentes en el permeado para diferentes parámetros característicos

Parámetro	Rendimiento promedio de depuración (%)	Valor máximo exhibido por el permeado
Turbidez	99,8	1,13 NTU
SST	99,9	1,25 mg/L
SSV	99,9	1,25 mg/L
DQO _s	58,3	128 mg/L
TOC	81,8	14,4 mg/L

Dichos parámetros, especialmente la turbidez y los SST, cumplen con los requisitos establecidos en el RD1620/2007 para su reutilización a excepción de algún uso industrial (Anexo I de la presente memoria). No obstante, la posibilidad de reutilización del agua depurada queda condicionada a su contenido en microorganismos (nematodos intestinales y *Escherichia coli*). Por otra parte, la conductividad del agua podría ser un factor limitante para la reutilización del agua filtrada en riego agrícola, de jardines o campos de golf.

5. DISEÑO PRELIMINAR DE UNA PLANTA PILOTO DE UFD DE AGUAS RESIDUALES.

En este apartado se plantea el diseño preliminar de una planta piloto de ultrafiltración directa de aguas residuales análoga a la utilizada en el estudio experimental de la operación en continuo de la UFD descrito en este trabajo. El objetivo de este diseño es obtener los parámetros correspondientes para construir una planta piloto donde se puedan corroborar los resultados obtenidos en el desarrollo de los experimentos realizados a nivel de laboratorio.

5.1. Instalación.

El esquema de la instalación es muy similar al descrito anteriormente para el caso de la operación en laboratorio, tal y como muestra la Figura 19. El escalado de los equipos ha considerado:

- 1 módulo de membrana ZW-10[®] de Zenon Environmental Inc.
- 1 depósito de membrana.
- 1 depósito de alimentación
- depósito de permeado.
- bombas de alimentación.
- 1 bomba de reciclo.
- 1 bomba peristáltica de flujo constante reversible.
- controladores de nivel de flotador.
- 1 agitador.
- 1 manómetro.
- 1 transductor de presión.
- 1 analizador de turbidez en línea.
- válvulas automáticas de control.

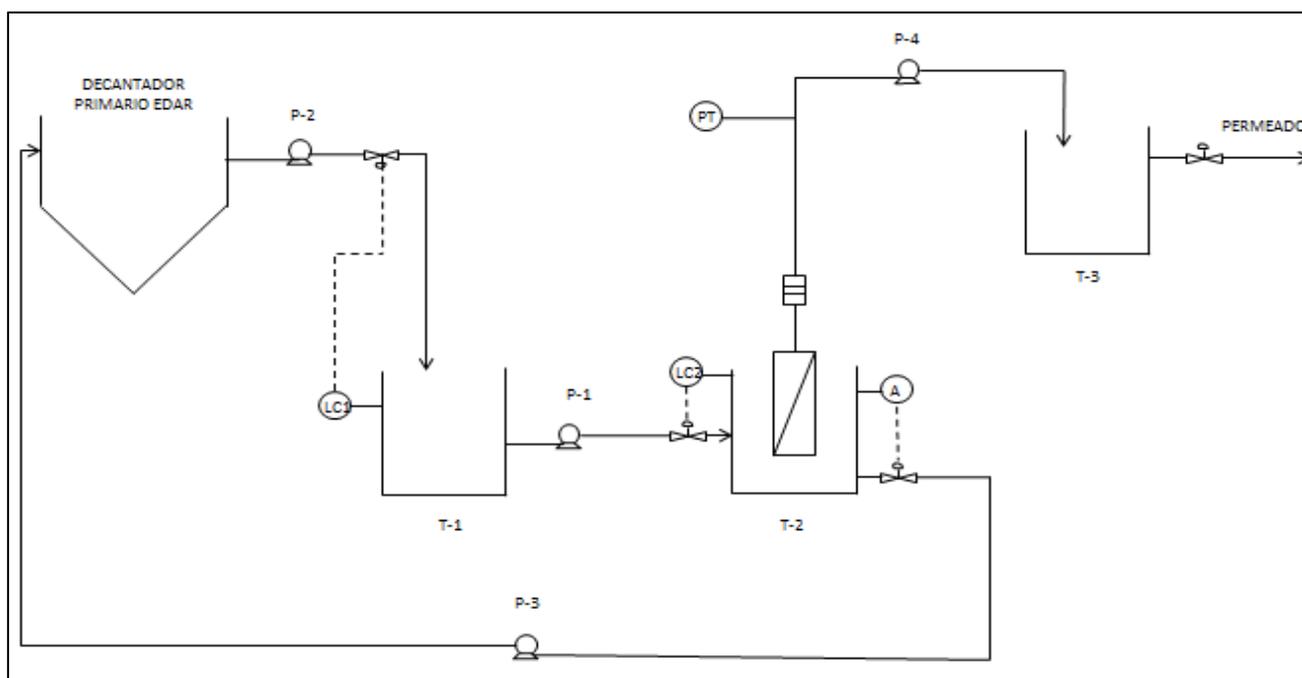


Figura 129. Esquema de la instalación de una planta piloto de UFD

En base a diseños previos semejantes [53] se ha seleccionado un depósito de permeado cuyo volumen no será inferior a 110 L, y cuyas dimensiones mínimas serán 0,4 metros de diámetro y 0,7 metros de altura. Este diseño ha tenido en consideración restricciones como el tiempo de residencia del agua y las limitaciones geométricas para mantener la integridad del módulo al girar.

Adicionalmente, la Tabla 8 presenta los aspectos técnicos más relevantes del módulo de membranas ZW-10®.

Tabla 8. Ficha técnica del módulo de membranas ZW-10®.

Parámetros	Unidades	Valor
Superficie de membrana	m ²	0,93
Número de membranas		300
Longitud de membrana	m	0,5
Máximo valor de TMP	kPa	62
Rango de operación de TMP	kPa	10-50
Máxima Temperatura	°C	40
Rango de operación de pH		5-9
Máx. valor de TMP de retrolavado	kPa	55
Máx. concentración de OCl ⁻	mg/L	1000

5.2. Justificación.

El efluente del decantador primario de la EDAR alimentará un depósito de alimentación (T1) mediante una bomba automática (P1) controlada por un medidor de nivel en el tanque.

Un medidor de nivel en el depósito de membrana (T2) controlará que la bomba de alimentación (P2) mantenga el nivel de agua en dicho tanque a fin de evitar que el módulo se quede descubierto, expuesto al aire, lo cual sería fatal para la integridad del polímero con el que están elaboradas las membranas.

La bomba peristáltica (P4) controlará tanto el flujo de permeado hacia el tanque T3, como el de retrolavado desde dicho tanque.

Por otra parte, un analizador de turbidez en el depósito de membrana controlará la bomba de recirculación mediante una válvula automática. Dicha bomba, bajo condiciones normales recirculará un caudal nominal de retorno de rechazo a cabecera del decantador primario. No obstante, en base a los experimentos realizados en este trabajo (donde se obtuvieron valores promedio de turbidez dentro del tanque de membrana cercanos a 96 NTU), se aumentará el caudal de recirculación si en el depósito de proceso aumenta la turbidez por encima de un 20 % con respecto a la alimentación.

5.3. Parámetros de operación.

A raíz de los estudios previos realizados en este trabajo en relación a los parámetros óptimos de operación, descritos en el capítulo 4, se prevé operar bajo las siguientes condiciones:

- Densidad de flujo de permeado, $J = 8$ LHM.
- Densidad de flujo de retrolavado $J_B = 30$ LHM.
- Tiempo de retrolavado, $t_B = 30$ segundos.
- Velocidad de giro del módulo de membranas, $\omega = 340$ rpm.

En base a los datos del experimento de laboratorio en continuo realizado bajo estas condiciones de operación, se puede realizar el siguiente cálculo de producción de permeado bruto (Q_{PB}) y neto (Q_{PN}):

$$Q_{PB} = J * S = 8 \left(\frac{l}{h.m^2} \right) * 0,93 (m^2) = 7,44 l/h \quad \text{Ecuación 7.}$$

Este caudal no tiene en cuenta los flujos de retrolavado, luego habría que medirlos mediante el flujo neto:

$$J_{NETO} = \frac{J \cdot t_f - J_B \cdot t_B}{t_B + t_f} = \frac{8 \cdot 32,5 - 30 \cdot 0,5}{33} = 7,42 \text{ LHM} \quad \text{Ecuación 8.}$$

Resultando por tanto:

$$Q_{PN} = J_{NETO} \cdot Sup. = 7,42 \cdot 0,93 = 6,9 \text{ l/h} \quad \text{Ecuación 9.}$$

Consecuentemente, el caudal aportado por la bomba de alimentación P2 tendrá que ser igual a la suma de Q_{PN} y del caudal recirculado, que podría variar en función de la turbidez del rechazo, en el tanque de membrana.

6. CONCLUSIONES:

Los resultados obtenidos durante el desarrollo del presente TFG sugieren que la incorporación de la UFD como alternativa a los esquemas de proceso convencionales de tratamiento de aguas residuales es factible.

Los experimentos de corta duración llevados a cabo a escala de laboratorio permiten concluir lo siguiente:

- Un incremento de la velocidad de rotación del módulo de filtración permite mejorar la mitigación y control del ensuciamiento que experimentan las membranas, lo que permite poder operar el sistema a mayores valores de flujo crítico, observándose un valor óptimo de ω a 340 rpm, en el rango de condiciones experimentales ensayadas.
- La aplicación de retrolavado en las etapas de limpieza física permite controlar el ensuciamiento reversible que experimentan las membranas durante los ciclos de filtración.
- No se observó una influencia significativa de las condiciones de flujo y tiempo de retrolavado (J_B , t_B) ensayadas durante la realización de los experimentos de corta duración. Este comportamiento podría deberse a la construcción de un ensuciamiento que no llega a consolidarse y que es fácilmente eliminable.

Por su parte, la operación del sistema en continuo sugiere que:

- Los flujos críticos obtenidos en los ensayos de corta duración no son extrapolables a la operación en continuo, donde se observó la construcción de ensuciamiento irreversible y residual, que limitó la operación sostenible a un flujo de 8 LHM.
- Un incremento de la velocidad de rotación conduce a una mejora de la redispersión del ensuciamiento residual durante la realización de las limpiezas físicas, siempre que ésta supere los 180 rpm. Igualmente, un incremento de los esfuerzos de cizalladura tangencial logra reducir la velocidad de ensuciamiento del módulo de membranas, permitiendo mayores duraciones de ciclo y productividades ($J_{NETO} = 7,4$ LHM) al operar a 340 rpm y $J = 8$ LHM.
- Tras más de 550 horas de operación en continuo, el módulo de membranas experimentó un ensuciamiento severo y de carácter mayoritariamente irreversible (71%), donde las limpiezas físicas dejaron de ser eficaces.

- La operación en continuo de la UFD permitió obtener un efluente libre de materia particulada, con valores promedio de DQO y turbidez de 100 mg/L y 1 NTU, respectivamente. Estos valores corresponden a la calificación de apto para reutilizar el agua producto en riego agrícola, de jardines o campos de golf, si bien, su elevada conductividad eléctrica podría restringir su aplicación en terrenos y cultivos sensibles.

En definitiva, aunque la UFD promete ser una tecnología interesante para el tratamiento de aguas residuales domésticas, aún es necesario realizar estudios enfocados a la optimización de la operación en continuo, fundamentalmente en la incorporación de estrategias novedosas y efectivas para limitar el ensuciamiento y mejorar-prolongar la productividad de la membrana.

6. CONCLUSIONS:

The results obtained during the development of this TFG suggest that the incorporation of DUF as an alternative to conventional wastewater treatment process schemes is feasible.

Short-term experiments carried out at laboratory scale allow to conclude the following:

- An increase of the filtration module rotation speed allows mitigation and control of the fouling suffered by the membranes, which enables the system to operate at higher critical flux values, observing an optimum ω value at 340 rpm, in the range of the tested experimental conditions.
- Backwash application during the physical cleanings cycles allows to control the reversible fouling experienced by the membranes during the filtration cycles.
- No significant influence of the backwash flux and time conditions (J_B , t_B) tested during the performance of the short-term assays was observed. This behavior could be due to the formation of a fouling which does not get to consolidate and that is easily eliminated.

On the other hand, continuous operation of the system suggests that:

- The critical flux obtained in the short-term assays can not be extrapolated to the continuous operation, where irreversible and residual fouling was observed, which limited the sustainable operation to a flux of 8 LHM.
- An increase in the rotation speed leads to an improvement of the residual fouling re-dispersion during the physical cleanings, as long as it exceeds 180 rpm. Likewise, an increase in tangential shear stresses reduces the rate fouling of the membrane module, allowing longer cycle times and productivities (JNET = 7.4 LHM) when operating at 340 rpm and $J = 8$ LHM.
- After more than 550 hours of continuous operation, the membrane module experienced a severe and mostly irreversible fouling (71%), where the physical cleaning stopped being effective.
- The continuous operation of the DUF allowed obtaining a free effluent of particulate matter, with average values of COD and turbidity of 100 mg/L and 1 NTU, respectively. These values correspond to the qualification of apt to reuse the water product in agricultural irrigation, of gardens or golf courses, although, its high electrical conductivity could restrict its application in land and sensitive crops.

In short, although the DUF promises to be an interesting technology for domestic wastewater treatment, it is still necessary to conduct studies focused on the optimization of continuous operation, fundamentally in the incorporation of innovative and effective strategies to limit fouling and improve/prolong membrane productivity.

7. BIBLIOGRAFÍA:

1. Metcalf & Eddy, Inc. Ingeniería de aguas residuales: Tratamiento, vertido y reutilización, 3ª ed., McGraw Hill. 1995.
2. Luisa Mª Vera Peña, Microfiltración de agua residual depurada. Mejora del flujo de permeado por inyección de gas.
3. W.R. Baker Membrane technology and applications (2nd ed.)John Wiley and Sons, Ltd. 2004.
4. Pérez Parra, J. Depuración y reutilización de aguas residuales para riego. 2003.
5. Declaración de los objetivos de desarrollo sostenible proclamados por la ONU en la cumbre sobre desarrollo sostenible.
6. 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.
7. Real Decreto 2116/1998, de 2 de octubre, por el que se modifica el 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.
8. Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas.
9. Alexandria, VA. Membrane technologies for industrial and municipal wastewater treatment and reuse. Water Environment Research Foundation. 2000.
10. Morales Rodríguez, M. Filtrabilidad de suspensiones microbianas en biorreactores de membrana. Tesis Doctoral, Universidad de La Laguna. 2010.
11. Hernández Lehmann, A. Manual de diseño de estaciones depuradoras de aguas residuales. 2ªedición. Ibergarceta Publicaciones S.L. 2015.
12. Baker , Overview of membrane science and technology, p.7. 2004
13. American Water Works Association. Water Treatment. Membrane Processes. EEUU: McGraw-Hill; 1996.
14. United States Environmental Protection Agency(EPA). Membrane Filtration Guidance Manual . Office of Water. 2005.
15. M. Mulder. Basic principles of membrane technology (2nd ed.)Kluwer Academic Publishers. 1996.
16. Zeman, L. J., Zydney, A. L. Microfiltration and ultrafiltration: Principles and applications. Marcek Dekker, Inc. 1996.
17. J. Liu, Q. Liu, H. Yang. Assessing water scarcity by simultaneously considering environmental flow requirements, water quantity, and water quality. Ecol. Indic., Vol. 60, 2016, pp. 434-441.
18. J. Garcia-Ivars, J. Durá-María, C. Moscardó-Carreño, C. Carbonell-Alcaina, M.-I. Alcaina-Miranda, M.-I. Iborra-Clar. Rejection of trace pharmaceutically active compounds present in municipal wastewaters using ceramic fine ultrafiltration membranes: Effect of feed solution pH and fouling phenomena Sep. Purif. Technol., Vol. 175, 2017, pp. 58-71.
19. G. Zhou, C. Liu, L. Chu, Y. Tang, S. Luo. Rapid and efficient treatment of wastewater with high-concentration heavy metals using a new type of hydrogel-based adsorption process. Bioresour. Technol., Vol. 219, 2016, pp. 451-457.

20. M.F.N. Secondes, V. Naddeo, F.J. Ballesteros, V. Belgiorno. Adsorption of emerging contaminants enhanced by ultrasound irradiation. *Sustain. Environ. Res.*, Vol. 24, 2014, pp. 349-355.
21. R.H. Jawale, A. Tandale, P.R. Gogate. Novel approaches based on ultrasound for treatment of wastewater containing potassium ferrocyanide. *Ultrason. Sonochem.*, Vol. 38, 2017, pp. 402-409.
22. B.M.B. Ensano, L. Borea, V. Naddeo, V. Belgiorno, M.D.G. de Luna, F.C. Ballesteros. Removal of pharmaceuticals from wastewater by intermittent electrocoagulation. *Water.*, Vol. 9, 2017, p. 85.
23. A.L. Ahmad, S.W. Puasa, S. Abiding, Crossflow Ultrafiltration for Removing Direct-15 Dye from Wastewater of Textile Industry. *AJSTD*, Vol. 23, 2006, Issue 3 pp. 207-216.
24. Judd, S. J. *The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment*. 2nd ed., Elsevier Science Ltd, Oxford. 2011.
25. J.G. Jacangelo, R.R. Trussell, M. Watson Role of membrane technology in drinking water treatment in the United States *Desalination*, Vol. 113 (2–3) , 1997, pp. 119–127.
26. Audrey, L. Chapter 3 - Industrial waters. In Simon Judd, Bruce Jefferson (Eds.), *Membranes for industrial wastewater recovery and re-use: 75-101*. 2003.
27. P. Le-Clech, V. Chen, T.A. Fane Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *Journal of Membr. Sci.*, Vol. 284, 2006, pp. 17-53.
28. Ognier, S. Wisniewski, C., Grasmick, A. Membrane Bioreactor fouling in sub-critical filtration conditions: A local critical flux concept. *Journal of Membrane Science*, Vol. 229, 2004, pp. 171-177.
29. Drews, A. Membrane fouling in membrane bioreactors- Characterisation, contradictions, cause and cures. *Journal of Membrane Science*, Vol. 363, 2010, pp. 1-28.
30. R.W. Field, D. Wu, J.A. Howell, B.B. Gupta. Critical flux concept for microfiltration fouling *J. Membr. Sci.*, Vol. 100, 1995, pp. 259-272.
31. Le-Clech P. Critical flux determination by the flux-step method in a submerged membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science.*, Vol. 227, 2003, pp. 81-93.
32. E.H. Bouhabila, R. Ben, H. Buisson. Microfiltration of activated sludge using submerged membrane with air bubbling (application to wastewater treatment). *Desalination*, Vol. 118, 1998, pp. 315-322.
33. M. Henze, W. Gujer, T. Mino, M.C.M. van Loosdrecht, *Activated Sludge Models: ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*, Scientific and Technical Report no. 9, IWA Publishing, London, UK, 2000.
34. : I.G. Wenten. *Ultrafiltration in water treatment and its evaluation as pre-treatment for reverse osmosis system*. Institut Teknologi Bandung. 2016
35. Zsirai, T. ; Qiblawey, H. ; A-Marri, M.J. ; Judd, S. The impact of mechanical shear on membrane flux and energy demand. *Journal of Membrane Science*, Vol.516, 2016, pp.56-63.
36. C. Psoch, S. Schiewer. Critical flux aspect of air sparging and backflushing on membrane bioreactors *Desalination*, Vol. 175, 2005, pp. 61-71.
37. Zhang J., Chua H.C., Zhou J., Fane A.G. Factors affecting the membrane performance in submerged membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science*. Vol. 284, 2006, pp. 54-66.

38. Ruigómez, Ignacio ; Vera, Luisa ; González, Enrique ; González, Gerásimo ; Rodríguez-Sevilla, Juan. A novel rotating HF membrane to control fouling on anaerobic membrane bioreactors treating wastewater. *Journal of Membrane Science*, Vol.501, 2016, pp.45-52.
39. Ruigómez, Ignacio ; González, Enrique ; Guerra, Sonia ; Rodríguez-Gómez, Luis E. ; Vera, Luisa. Evaluation of a novel physical cleaning strategy based on HF membrane rotation during the backwashing/relaxation phases for anaerobic submerged MBR. *Journal of Membrane Science*, Vol.526, 2017, pp.181-190.
40. Galán Cuenda, P.L. Evaluación de la Ultrafiltración Directa de agua residual doméstica por medio de un módulo rotativo de fibra hueca sumergido. Trabajo de fin de grado, Universidad de La Laguna; 2016.
41. Committee of std.methods of wáter analysis; APHA, AWWA, WEF. Standard methosds for examination of wáter and wastewater. Centennial Ed. 2005.
42. Guerra Rodríguez, S. Evaluación de las condiciones óptimas de filtración de suspensiones anaerobias a través de membranas sumergidas de fibra hueca. Trabajo de fin de grado. Universidad de La Laguna, 2016.
43. Luisa Vera, Enrique González, Ignacio Ruigómez, Jenniffer Gómez, Sebastián Delgado. Analysis of backwashing efficiency in dead-end hollow-fibre ultrafiltration of anaerobic suspensions. *Environmental Science and Pollution Research*. Vol. 22, 2015, Issue 21, pp 16600–16609.
44. Ebrahim Akhondi, Farhad Zamani, Adrian W. K. Law, William B. Krantz, Jia Wei Chew. Influence of backwashing on the pore size of hollow fiber ultrafiltration membranes. *Journal of Membrane Science*, Vol. 521, 2017, pp. 33-42.
45. Hongzhan Di, Gregory J.O. Martin, Qiang Sun Donglin Xie, Dave E. Dunstan. Detailed, real-time characterization of particle deposition during crossflow filtration as influenced by solution properties. *Journal of Membrane Science*. Vol. 555, 2018, pp. 115-124.
46. Michel Y.Jaffrin. Dynamic shear-enhanced membrane filtration: A review of rotating disks, rotating membranes and vibrating systems. *Journal of Membrane Science*, Vol.324, 2008, pp.7-25.
47. C. Psoch, S. Schiewer. Resistance analysis for enhanced wastewater membrane filtration. *J. Membr. Sci.*, Vol. 280, 2006, pp. 284-297.
48. K. Parameshwaran, A.G. Fane, B.D. Cho, K.J. Kim. Analysis of microfiltration performance with constant flux processing of secondary effluent. *Water Res.*, Vol. 35, 2001, pp. 4349-4358.
49. V. Chen, A.G. Fane, S. Maedani, I.G. Wenten Particle deposition during membrane filtration of colloids: transition between concentration polarization and cake formation *J. Membr. Sci.*, Vol. 125, 1997, pp. 109-122.
50. M.Raffin, E.Germain, S.J.Judd. Influence of backwashing, flux and temperature on microfiltration for wastewater reuse. *Separation and Purification Technology*. Vol. 96, 2012, pp. 147-153.
51. L. Wang, X. Wang, K.-I. Fukushi. Effects of operational conditions on ultrafiltration membrane fouling. *Desalination*, Vol. 229, 2008, pp. 181-191.
52. K.-H. Ahn, K.-G. Song. Application of microfiltration with a novel fouling control method for reuse of wastewater from a large-scale resort complex. *Desalination*, Vol. 129, 2000, pp. 207-216.
53. Eduardo Beltrán Flores. Diseño de una unidad de UF directa de agua residual doméstica por medio de un módulo rotativo de fibra hueca sumergida. Trabajo de fin de Máster. Universidad de La Laguna. 2017.

54. I.G. Werten. Ultrafiltration in water treatment and its evaluation as pre-treatment for reverse osmosis system. Institut Teknologi Bandung. 2016.

Anexo I: Valores Máximos Admisibles de ciertos parámetros físico-químicos del agua reutilizable, establecidos por el RD 1620/2007 del 7 de diciembre. Fuente: BOE 1620/2007

USO DEL AGUA PREVISTO	VALOR MÁXIMO ADMISIBLE (VMA)				
	NEMATODOS INTESTINALES ¹	ESCHERICHIA COLI	SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN	TURBIDEZ	OTROS CRITERIOS
1.- USOS URBANOS					
CALIDAD 1.1: RESIDENCIAL ² a) Riego de jardines privados. ³ b) Descarga de aparatos sanitarios. ³	1 huevo/10 L	0 (UFC ⁴ /100 mL)	10 mg/L	2 UNT ⁵	OTROS CONTAMINANTES ⁶ contenidos en la autorización de vertido aguas residuales: se deberá limitar la entrada de estos contaminantes al medio ambiente. En el caso de que se trate de sustancias peligrosas ⁷ deberá asegurarse el respeto de las NCAs. ⁸
CALIDAD 1.2: SERVICIOS a) Riego de zonas verdes urbanas (parques, campos deportivos y similares). ⁹ b) Baldeo de calles. ⁹ c) Sistemas contra incendios. ⁹ d) Lavado industrial de vehículos. ⁹	1 huevo/10 L	200 UFC/100 mL	20 mg/L	10 UNT	<i>Legionella spp.</i> 100 UFC/L (si existe riesgo de aerosolización)

USO DEL AGUA PREVISTO	VALOR MÁXIMO ADMISIBLE (VMA)				
	NEMATODOS INTESTINALES	ESCHERICHIA COLI	SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN	TURBIDEZ	OTROS CRITERIOS
2.- USOS AGRÍCOLAS¹					
CALIDAD 2.1 ² a) Riego de cultivos con sistema de aplicación del agua que permita el contacto directo del agua regenerada con las partes comestibles para alimentación humana en fresco.	1 huevo/10 L	100 UFC/100 mL Teniendo en cuenta un plan de muestreo a 3 clases ³ con los siguientes valores: n = 10 m = 100 UFC/100 mL M = 1.000 UFC/100 mL c = 3	20 mg/L	10 UNT	OTROS CONTAMINANTES contenidos en la autorización de vertido de aguas residuales: se deberá limitar la entrada de estos contaminantes al medio ambiente. En el caso de que se trate de sustancias peligrosas deberá asegurarse el respeto de las NCAs. <i>Legionella spp.</i> 1.000 UFC/L (si existe riesgo de aerosolización) Es obligatorio llevar a cabo la detección de patógenos Presencia/Ausencia (<i>Salmonella</i> , etc.) cuando se repita habitualmente que c=3 para M=1.000

USO DEL AGUA PREVISTO	VALOR MÁXIMO ADMISIBLE (VMA)				
	NEMATODOS INTESTINALES	ESCHERICHIA COLI	SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN	TURBIDEZ	OTROS CRITERIOS
CALIDAD 2.2 a) Riego de productos para consumo humano con sistema de aplicación de agua que no evita el contacto directo del agua regenerada con las partes comestibles, pero el consumo no es en fresco sino con un tratamiento industrial posterior. b) Riego de pastos para consumo de animales productores de leche o carne. c) Acuicultura.	1 huevo/10 L	1.000 UFC/100 mL Teniendo en cuenta un plan de muestreo a 3 clases ¹ con los siguientes valores: n = 10 m = 1.000 UFC/100 mL M = 10.000 UFC/100 mL c = 3	35 mg/L	No se fija límite	OTROS CONTAMINANTES contenidos en la autorización de vertido aguas residuales: se deberá limitar la entrada de estos contaminantes al medio ambiente. En el caso de que se trate de sustancias peligrosas deberá asegurarse el respeto de las NCAs. <i>Taenia saginata</i> y <i>Taenia solium</i> : 1 huevo/L (si se riegan pastos para consumo de animales productores de carne) Es obligatorio llevar a cabo detección de patógenos Presencia/Ausencia (<i>Salmonella</i> , etc.) cuando se repita habitualmente que c=3 para M=10.000
CALIDAD 2.3 a) Riego localizado de cultivos leñosos que impida el contacto del agua regenerada con los frutos consumidos en la alimentación humana. b) Riego de cultivos de flores ornamentales, viveros, invernaderos sin contacto directo del agua regenerada con las producciones. c) Riego de cultivos industriales no alimentarios, viveros, forrajes ensilados, cereales y semillas oleaginosas.	1 huevo/10 L	10.000 UFC/100 mL	35 mg/L	No se fija límite	OTROS CONTAMINANTES contenidos en la autorización de vertido aguas residuales: se deberá limitar la entrada de estos contaminantes al medio ambiente. En el caso de que se trate de sustancias peligrosas deberá asegurarse el respeto de las NCAs. <i>Legionella spp.</i> 100 UFC/L

USO DEL AGUA PREVISTO	VALOR MÁXIMO ADMISIBLE (VMA)				
	NEMATODOS INTESTINALES	ESCHERICHIA COLI	SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN	TURBIDEZ	OTROS CRITERIOS
3.- USOS INDUSTRIALES					
CALIDAD 3.1 ¹ a) Aguas de proceso y limpieza excepto en la industria alimentaria. b) Otros usos industriales.	No se fija límite	10.000 UFC/100 mL	35 mg/L	15 UNT	OTROS CONTAMINANTES contenidos en la autorización de vertido aguas residuales: se deberá limitar la entrada de estos contaminantes al medio ambiente. En el caso de que se trate de sustancias peligrosas deberá asegurarse el respeto de las NCAs <i>Legionella spp.</i> : 100 UFC/L
c) Aguas de proceso y limpieza para uso en la industria alimentaria	1 huevo/10 L	1.000 UFC/100 mL Teniendo en cuenta un plan de muestreo a 3 clases ² con los siguientes valores: n = 10 m = 1.000 UFC/100 mL M = 10.000 UFC/100 mL c = 3	35 mg/L	No se fija límite	OTROS CONTAMINANTES contenidos en la autorización de vertido aguas residuales: se deberá limitar la entrada de estos contaminantes al medio ambiente. En el caso de que se trate de sustancias peligrosas deberá asegurarse el respeto de las NCAs. <i>Legionella spp.</i> : 100 UFC/L Es obligatorio llevar a cabo detección de patógenos Presencia/Ausencia (<i>Salmonella</i> , etc.) cuando se repita habitualmente que c=3 para M=10.000
CALIDAD 3.2 a) Torres de refrigeración y condensadores evaporativos.	1 huevo/10 L	Ausencia UFC/100 mL	5 mg/L	1 UNT	<i>Legionella spp.</i> : Ausencia UFC/L Para su autorización se requerirá: - La aprobación, por la autoridad sanitaria, del Programa específico de control de las instalaciones contemplado en el Real Decreto 865/2003, de 4 de julio, por el que se establecen los criterios higiénico-sanitarios para la prevención y control de la legionelosis. - Uso exclusivamente industrial y en localizaciones que no estén ubicadas en zonas urbanas ni cerca de lugares con actividad pública o comercial.

USO DEL AGUA PREVISTO	VALOR MÁXIMO ADMISIBLE (VMA)				
	NEMATODOS INTESTINALES	ESCHERICHIA COLI	SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN	TURBIDEZ	OTROS CRITERIOS
4.- USOS RECREATIVOS					
CALIDAD 4.1 ¹ a) Riego de campos de golf.	1 huevo/10 L	200 UFC/100 mL	20 mg/L	10 UNT	OTROS CONTAMINANTES contenidos en la autorización de vertido aguas residuales: se deberá limitar la entrada de estos contaminantes al medio ambiente. En el caso de que se trate de sustancias peligrosas deberá asegurarse el respeto de las NCAs. Si el riego se aplica directamente a la zona del suelo (goteo, microaspersión) se fijan los criterios del grupo de Calidad 2.3 <i>Legionella spp.</i> 100 UFC/L (si existe riesgo de aerosolización)
CALIDAD 4.2 a) Estanques, masas de agua y caudales circulantes ornamentales, en los que está impedido el acceso del público al agua.	No se fija límite	10.000 UFC/100 mL	35 mg/L	No se fija límite	OTROS CONTAMINANTES contenidos en la autorización de vertido aguas residuales: se deberá limitar la entrada de estos contaminantes al medio ambiente. En el caso de que se trate de sustancias peligrosas deberá asegurarse el respeto de las NCAs. P _r : 2 mg P/L (en agua estancada)

Anexo II: Parámetros físico-químicos del agua en diferentes puntos durante el desarrollo de la UFD operada en continuo.

DEPÓSITO ANALIZADO

PARÁMETRO		ALIMENTACIÓN PROCESO		ALIMENTACIÓN	ALIMENTACIÓN PERMEADO PROCESO			ALIMENTACIÓN PERMEADO PROCESO			ALIMENTACIÓN PERMEADO PROCESO		
		10/05/2018		16/05/2018	23/05/2018			29/05/2018			04/06/2018		
Turbidez	NTU	181	583	149	89,7	0,41	140	298	0,55	72,2	38,2	1,13	74,6
pH	-	7,93		7,66									
Conduct.	uS/cm	1718		1830	1700	1580	1600	1785	1470	1530	1900	1526	1567
SST	mg/L	140	550	135	82,5	1,25	192,5	135		300	50		162,5
SSV	mg/L	140	545	135	82,5	1,25	192,5	135		275	50		152,5
DQO Tot.	mg/L	481		587	384		483	811		292	331		344
DQO sol.	mg/L	261		340	231	66,7	121	263	112	156	239	128	156
TOC	mg/L	98,03		112,5	66,5	12,4	23,3	76,4	11,4	19,1	68,9	14,4	24