



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA  
SUPERIOR INGENIEROS  
INDUSTRIALES VALENCIA

**TRABAJO FIN DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA**

**DISEÑO DE UN BIORREACTOR DE  
MEMBRANAS CON CARBÓN ACTIVO  
PARA REDUCIR EL ENSUCIAMIENTO DE LAS  
MEMBRANAS CAUSADO POR LAS  
SUSTANCIAS POLIMÉRICAS  
EXTRACELULARES.**

AUTOR: CLARA M<sup>a</sup> JEREZ GARCÍA

TUTOR: Dra. Dña. AMPARO BES PIÁ

COTUTOR: Dr. D. JOSÉ ANTONIO MENDOZA ROCA

Curso Académico: 2016-17



## **AGRADECIMIENTOS.**

Me siento muy agradecida por haber llegado hasta aquí. En primer lugar quisiera agradecer el apoyo incondicional, confianza y cariño recibido a mis padres y a mi marido. Mención especial merece mi hijo de cuatro años, el cual, a su manera, también ha contribuido a que esto sea posible.

A mi familia política y amigos, por celebrar mis logros y animarme en los tropiezos. A mis compañeros de grado, en especial a DingDing, por tantas horas de estudio, ánimos mutuos y buenos momentos compartidos. Al personal del laboratorio del departamento pertenecientes al Instituto de Seguridad Industrial, Radiofísica y Medioambiental.

Agradezco a Andrés Lapuebla Ferri su confianza y orientación en el momento de elegir tutores para el trabajo fin de grado y estoy muy contenta porque no me podría haber aconsejado mejor.

A mis tutores Dña. Amparo Bes Piá y D. José Antonio Mendoza Roca por la oportunidad de realizar este trabajo fin de grado y por sus ánimos, paciencia y confianza depositada en mí.

---



## RESUMEN.

Con el fin de diseñar un BRM con carbón activo para reducir el ensuciamiento de las membranas producidas por las sustancias poliméricas extracelulares (EPS), se ha estudiado el efecto del carbón activo en diferentes formatos y concentraciones en la eliminación de estas sustancias. Para ello se comprobaron las propiedades adsorbentes de cada uno de los formatos y a diferentes concentraciones de carbón activo mediante ensayos “jar-tests” utilizando una muestra de licor de mezcla de una estación depuradora de aguas residuales. A continuación se realizó la caracterización química del licor de mezcla mediante los protocolos analíticos necesarios para medir las SMP (productos microbianos solubles: proteínas e hidratos de carbono) que quedaron en dichas muestras tras haber realizado el ensayo “jar-test”. Los métodos utilizados fueron el método micro BCA para el caso de las proteínas y el método de la antrona para el caso de los carbohidratos. Se realizaron varios ensayos de resistencia a la filtración en una planta piloto con un módulo de membrana de ultrafiltración. Con los resultados obtenidos y teniendo en cuenta los parámetros característicos del agua residual urbana sin vertido industrial, se ha dimensionado el biorreactor para el cual se han seleccionado módulos de membranas sumergidas en base a las necesidades de superficie de filtración, ubicadas en el mismo tanque y separadas por una pared que permite el paso del licor de mezcla por rebosadero. Se ha diseñado el sistema de aireación para mantener los niveles de oxígeno en ambas partes del tanque (biorreactor + membranas), así como el sistema de dosificación del CA para mantener la concentración necesaria en el biorreactor y alcanzar rendimientos de eliminación adecuados. También se ha incluido el diseño del sistema de limpieza química que se realizará a los módulos de membranas a través de los conductos de permeado.

**Palabras clave:** BRM-CA, biorreactor de membrana, carbón activo, EPS, SMP, ultrafiltración



## RESUM

Per tal de dissenyar un BRM amb carbó actiu per reduir l'embrutiment de les membranes produïdes per les substàncies polimèriques extracel·lulars (EPS), s'ha estudiat l'efecte del carbó actiu en diferents formats i concentracions en l'eliminació d'aquestes substàncies. Aleshores, es van comprovar les propietats adsorbents de cadascun dels formats i a diferents concentracions de carbó actiu mitjançant assaigs "jar-tests" utilitzant una mostra de licor de mescla d'una estació depuradora d'aigües residuals. A continuació es va realitzar la caracterització química del licor de mescla mitjançant els protocols analítics necessaris per mesurar les SMP (productes microbians solubles: proteïnes i hidrats de carboni) que van quedar en aquestes mostres després d'haver realitzat l'assaig "jar-test". Els mètodes utilitzats van ser el mètode micro BCA per al cas de les proteïnes i el mètode de la antrona per al cas dels carbohidrats. Es van realitzar diversos assajos de resistència a la filtració en una planta pilot amb un mòdul de membrana d'ultrafiltració. Amb els resultats obtinguts i tenint en compte els paràmetres característics de l'aigua residual urbana sense abocament industrial, s'ha dimensionat el bioreactor per al qual s'han seleccionat mòduls de membranes submergides en base a les necessitats de superfície de filtració, ubicades en el mateix tanc i separades per una paret que permet el pas del licor de mescla per sobreexidor. S'ha dissenyat el sistema de ventilació per mantenir els nivells d'oxigen en les dues parts del tanc (bioreactor + membranes), així com el sistema de dosificació del CA per mantenir la concentració necessària en el bioreactor i assolir rendiments d'eliminació adequats. També s'ha inclòs el disseny del sistema de neteja química que es realitzarà als mòduls de membranes a través dels conductes de permeat.

**Paraula clau:** BRM-CA, bioreactor de membrana, carbó actiu, EPS, SMP, ultrafiltració.



## ABSTRACT.

In order to design a BRM with activated charcoal to reduce the fouling of the membranes produced by the extracellular polymeric substances (EPS), the effect of the active carbon in different formats and concentrations in the elimination of these substances has been studied. For this purpose, the adsorbent properties of each of the formats and different concentrations of activated carbon were tested by means of jar-tests using a mixture liquor sample from a sewage treatment plant. The chemical characterization of the activated sludge was then performed using the analytical protocols necessary to measure the SMP (soluble microbial products: proteins and carbohydrates) that were left in these samples after the jar-test. The methods used were the micro BCA method for the case of proteins and the antrone method for the case of carbohydrates. Several filtration resistance tests were performed in a pilot plant with an ultrafiltration membrane module. With the results obtained and taking into account the characteristic parameters of urban wastewater without industrial dumping, the bioreactor has been dimensioned for which submerged membrane modules have been selected based on the filtration surface needs, located in the same tank and Separated by a wall which allows the mixing liquor to pass through the overflow. The aeration system has been designed to maintain oxygen levels in both parts of the tank (bioreactor + membranes) as well as the AC dosing system to maintain the necessary concentration in the bioreactor and achieve adequate disposal efficiencies. Also included is the design of the chemical cleaning system to be made to the membrane modules through the permeate ducts.

**Keyword:** BMR-CA, membrane bioreactor, activated carbon, EPS, SMP, ultrafiltration.



# MEMORIA

---

## ÍNDICE

### MEMORIA

1. OBJETO .....	1
2. JUSTIFICACIÓN.....	2
3. BIORREACTORES DE MEMBRANA CON CARBÓN ACTIVO (BRM-CA). .....	3
3.1. Definición. ....	3
3.1.1. Evolución histórica. ....	3
3.1.2. Evolución de los MBR en España.....	5
3.1.3. Ventajas e inconvenientes de los BRM. ....	6
3.1.4. Fundamentos.....	9
3.1.5. Configuraciones de los BRM.....	10
3.1.6. Configuraciones de las membranas empleadas en BRM. ....	12
3.1.7. Parámetros de diseño de un BRM.....	14
a. Edad del Fango .....	14
b. Carga másica.....	15
c. Tiempo de retención hidráulico.....	15
d. Carga volumétrica .....	16
3.1.8. Modelo de resistencia a la filtración en un BRM. ....	16
3.2. El proceso de fangos activos. Influencia de las características del licor de mezcla en la operación de los BRM. ....	18
3.3. Ultrafiltración y microfiltración.....	21
3.3.1. Introducción. ....	21
3.3.2. Materiales de las membranas.....	23
3.3.3. Características de las membranas UF/MF.....	24
3.3.4. Modo de operación de las membranas.....	25
3.3.5. Polarización por concentración.....	26
3.4. Ensuciamiento de las membranas.....	27
3.5. Adsorción mediante Carbón activo .....	30
3.5.1. Fundamentos de la adsorción. ....	30
3.5.2. Materiales adsorbentes.....	31
3.5.3. Utilización del carbón activo en procesos de tratamientos de aguas residuales. ....	32
4. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.....	33

---



4.1. Ensayos “jar-test” .....	34
4.2. Protocolos para la caracterización química del licor de mezcla.....	42
4.2.1. Método Micro BCA.....	43
4.2.2. Método de la Antrona.....	48
4.3. Caracterización física. Ensayo de resistencia a la filtración.....	50
4.3.1. Módulo de membrana de ultrafiltración.....	50
4.3.3. Puesta a punto de la planta piloto.....	54
4.3.4. Ensayo de resistencia a la filtración del licor de mezcla tratado con carbón activo.....	56
4.3.5. Ensayo de resistencia a la filtración del fango activo.....	65
5. RESULTADOS EXPERIMENTALES.....	67
5.1. Ensayos preliminares.....	67
5.2. Ensayos de resistencia a la filtración.....	73
6. DISEÑO DEL BRM-CAP.....	76
6.1. Cálculos para el tanque del biorreactor.....	76
6.2. Cálculos para el tanque de membranas.....	81
6.3. Cálculo de la adición diaria de CAP.....	82
7. SOLUCIÓN ADOPTADA.....	83
8. ESTUDIO ECONÓMICO.....	85
8.1. Energía.....	85
8.2. Personal.....	86
8.3. Mantenimiento.....	86
8.4. Reactivos.....	86
8.5. Varios.....	87
8.6. Resumen.....	87
9. CONCLUSIONES.....	88
10. BIBLIOGRAFÍA.....	90

## **PRESUPUESTO**

## **PLANOS**

---



## 1. OBJETO.

El **principal objetivo** del presente trabajo fin de grado es el estudio de la reducción del ensuciamiento de las membranas de ultrafiltración de un BRM producidas por las sustancias poliméricas extracelulares y su posterior diseño aplicado a una estación depuradora de aguas residuales con parámetros característicos típicos del agua residual urbana sin vertido industrial. Dicha reducción se intenta conseguir mediante la incorporación de un agente adsorbente al fango activo recogido del reactor biológico de una estación depuradora de aguas residuales. Para ello, el agente adsorbente utilizado fue el carbón activo, el cual permitió conocer qué formato de carbón activo obtuvo el mayor rendimiento de eliminación de productos solubles microbianos (SMP) en el licor de mezcla. Posteriormente se diseñó un biorreactor de membranas de ultrafiltración con carbón activo utilizando el adsorbente necesario para que dicha reducción sea posible.

Para este fin, se plantean los siguientes **objetivos específicos**:

- Estudio de qué formato de carbón activo alcanza el mayor rendimiento de eliminación de carbohidratos y proteínas que forman las SMP.
- Estudio de la eficacia de la adición del adsorbente elegido al licor de mezcla, mediante ensayos de ultrafiltración.
- Comparación del flux (J) obtenido en el ensayo de resistencia a la filtración del licor de mezcla y el ensayo de resistencia a la filtración del licor de mezcla tratado con carbón activo.
- Comparación de la resistencia debida a la capa de torta formada por los sólidos en suspensión ( $R_c$ ), la resistencia debida a sustancias o partículas coloidales que producen el ensuciamiento ( $R_f$ ) y la resistencia total  $R_t$  de ambos ensayos de resistencia a la filtración.
- Estimar la cantidad de carbón activo necesaria para conseguir la reducción del ensuciamiento de las membranas de ultrafiltración.
- Diseñar un BRM-CA con el formato de adsorbente que mayor rendimiento de eliminación hay obtenido.

## 2. JUSTIFICACIÓN.

Durante las últimas décadas, las tecnologías de membrana, como es el caso del biorreactor de membrana (BRM) compuesto de reactor biológico y módulo de MF/UF, han sido objeto de investigación y desarrollo, evolucionando favorablemente debido a las ventajas que ofrece frente a los sistemas convencionales de tratamiento de aguas residuales, como por ejemplo, mayor calidad del agua tratada, baja producción de fangos y tamaño compacto de la planta, entre otras.

Se sigue apostando por estas tecnologías debido a que son muy demandadas en geografías con escasos recursos hídricos. En estos casos, la instalación de un BRM hace posible la reutilización del agua depurada, tanto si procede de industria o urbana.

Sin embargo, no todo son ventajas. El ensuciamiento o “fouling” de las membranas es el principal inconveniente y su consecuencia directa es el incremento de los costes de operación debido a los ciclos de limpieza que serán necesarios aplicar, ya que, la acumulación de sustancias (orgánicas y/o inorgánicas) sobre la superficie de la membrana produce un aumento de la resistencia a la filtración y de la presión transmembranal y la disminución del flujo de permeado.

Los elementos que suelen producir el ensuciamiento en los sistemas biológicos de tratamiento de aguas residuales, son principalmente las sustancias poliméricas extracelulares (EPS), que son metabolitos excretados por la biomasa, compuestos por sustancias poliméricas extraídas (eEPS) y los productos solubles microbianos (SMP).

Existen diferentes estudios en los que se concluye la posibilidad de utilizar agentes adsorbentes, como es el caso del carbón activo en sus diferentes formatos, polvo (CAP) y granulado (CAG), para reducir el ensuciamiento de las membranas causado por las EPS (eEPS y SMP).

Es por ello que el presente trabajo fin de grado, se ha centrado en estimar qué tipo de carbón activo y en qué formato posee mayor rendimiento de eliminación de carbohidratos y proteínas que forman las SMP del fango activo procedente de una estación depuradora de aguas residuales urbanas, para posteriormente diseñar un BRM-CA que sea capaz de retener la mayor cantidad de estas sustancias, reduciendo así el ensuciamiento de las membranas y, consecuentemente, alargar la vida útil de las membranas debido al menor número de limpiezas químicas que serán necesarias.

### 3. BIORREACTORES DE MEMBRANA CON CARBÓN ACTIVO (BRM-CA).

Los avances tecnológicos y la entrada en el mercado de los biorreactores de membrana, puede entenderse teniendo en cuenta la evolución histórica y las perspectivas futuras. Aunque la tecnología BRM es relativamente nueva, existen indicadores que sugieren su aceptación en el mercado para su utilización en las plantas de tratamiento biológico debido a una legislación de calidad del agua cada vez más estricta.

#### 3.1. Definición.

En los sistemas de tratamiento biológico de fangos activados, los biorreactores de membrana (BRM) sustituyen a los métodos convencionales, que utilizan la sedimentación como medio de separación del agua tratada de la masa de los fangos activos, los cuales se recirculan al reactor biológico para mantener la concentración de biomasa necesaria en el proceso biológico de depuración de aguas residuales. Esta sustitución se realiza mediante un sistema de separación por membranas, las cuales garantizan una alta calidad de efluente, favoreciendo las condiciones necesarias para su reutilización. Este sistema de filtración utiliza membranas de ultrafiltración o microfiltración, cuya superficie actúa como barrera física de los sólidos en suspensión, los cuales contienen, entre otros, bacterias y gran parte de virus.

No solo el conjunto de membrana y proceso biológico sirve para sustituir al decantador, sino que también se pueden utilizar para realizar transferencia de masa de los gases, generalmente del oxígeno en procesos aeróbicos y para controlar la transferencia de nutrientes dentro del biorreactor o la extracción de contaminantes provenientes de las aguas residuales, cuyo tratamiento mediante procesos biológicos convencionales no haya sido posible (Brindle and Sthenson, 1996).

##### 3.1.1. Evolución histórica.

Los primeros biorreactores de membrana que se desarrollaron datan de los años 60. En concreto, la sustitución de la sedimentación convencional por la ultrafiltración en el proceso biológico de los fangos activados a final de ésta década se le atribuye a Smith *et al.*, (1969). Poco después Hardt *et al.*, (1979) utilizaba un biorreactor aeróbico de 10 litros de capacidad con filtración con torta o “dead-end” mediante una membrana de ultrafiltración, para tratar un agua residual sintética.

También en la década de los 60, se desarrollaron comercialmente por la compañía Dorr-Oliver los Membrane Sewage Treatment (MST), (Bemberis *et al.*, 1971). En este sistema, el alimento de entrada al biorreactor pasaba de forma continuada a un módulo de membranas planas de ultrafiltración.

En los años 70, la tecnología entró por primera vez en el mercado Japonés mediante el acuerdo entre las compañías Dorr-Oliver y Sanki Engineering Co. Al mismo tiempo, Thetford System, quien ahora

forma parte de la compañía Zenon Environmental, lanzó su versión de un sistema de separación externa (“proceso Cycle-Let”) para el tratamiento de aguas residuales.

Entre los años 80 y 90, Zenon Environmental continuó desarrollando sistemas para aguas residuales industriales. En el año 1982, la compañía Dorr-Oliver introdujo el sistema de reactor anaeróbico de membrana (MARS) para el tratamiento del agua residual de una industria alimentaria, el cual utiliza una membrana de ultrafiltración externa al biorreactor.

Prácticamente a la par de estos acontecimientos, se desarrollaban en Reino Unido dos sistemas BRM con microfiltración y ultrafiltración (Choate *et al.*, 1983; Anderson *et al.*, 1986). Sin embargo, no fue hasta los años 90 cuando se fabricaron membranas adecuadas para su implantación a nivel industrial.

En el año 1989 el Gobierno Japonés junto a otras importantes compañías, acordó invertir en el desarrollo de un sistema compacto, que fuese capaz de producir una calidad de agua tan elevada que fuese posible su reutilización. Otra de las compañías puntera en el mercado de los BRM por aquel momento fue Kubota, la cual desarrolló un sistema BRM en el que una membrana de placas estaba inmersa en el biorreactor (Churchouse and Wildgoose, 1999).

En el año 1993 se instalaron treinta y nueve biorreactores de membrana con configuración externa con varias aplicaciones tanto para el tratamiento de aguas industriales como sanitarias (Aya, 1994).

La introducción de los BRM en Europa no tuvo lugar hasta finales de los 90. La primera planta BRM europea se instaló en Porlock (Gran Bretaña) con membranas planas de microfiltración de Kubota, diseñada para 3.800 habitantes equivalentes como se observa en la figura 4.1.



Figura 3.1: Planta BRM Porlok (Gran Bretaña). Fuente: [www.kubota-mbr.com/esp/solutions.php](http://www.kubota-mbr.com/esp/solutions.php)

Actualmente, los biorreactores de membrana están muy instaurados en Japón, donde varias compañías ofrecen procesos de tratamiento de aguas residuales domésticas y de reutilización, así como aplicaciones industriales, especialmente, para las industrias de alimentos y bebidas. Ambos sectores de la industria tienen en común la elevada demanda química de oxígeno (DQO).

Hasta la década de los 90, los BRM se desarrollaron con membranas de naturaleza orgánica o inorgánica externas al reactor biológico, en los que el bombeo de biomasa se producía desde el biorreactor hasta un módulo de membranas. A partir de dicha década, surgió la idea de introducir el módulo dentro del reactor biológico, simplificando así el proceso (Tamamoto *et al.*, 1989).

En los últimos años, los BRM están siendo cada vez más aceptados para el tratamiento de aguas residuales municipales e industriales. Esto se ve reforzado por el hecho de que la legislación medioambiental relativa a calidad del agua es cada vez más estricta y además, son una buena solución para reutilizar el agua en lugares en los que los recursos hídricos son escasos.

En el campo de los BRM, existe una continua investigación y desarrollo debido al gran interés creado al respecto y a las prestaciones ofrecidas, con lo cual, se prevé que dichas investigaciones continúen en el futuro obteniendo mejoras y consiguiendo una mayor implantación de estos sistemas de tratamiento biológico de aguas residuales.

### **3.1.2. Evolución de los MBR en España.**

El incremento producido, tanto de la capacidad de tratamiento como del número de instalaciones, justifica el aumento de la confianza en esta tecnología para la depuración de aguas residuales. La disminución en el coste de las membranas, así como los menores gastos energéticos, debido a la mejora de los diseños de los sistemas de membranas y a la optimización del proceso también son factores que contribuyen a la proliferación de estos sistemas.

En España el uso de BRM para el tratamiento de aguas residuales urbanas se ha extendido significativamente hasta la llegada de la crisis en 2010. Este tipo de instalaciones se han implantado en la mayoría de los casos para verter en zonas de elevada sensibilidad ambiental, como es el caso de las zonas de captación de agua potable, ríos de alto valor ecológico o en la recuperación de acuíferos. También en depuración de aguas residuales en áreas con grandes limitaciones de espacio o con necesidad de reutilizar el efluente en zonas con escasos recursos hídricos. Además, estos sistemas permiten ampliar la capacidad de tratamiento de estaciones depuradoras de aguas residuales (EDAR) que, con el tiempo, no cumplen con las exigencias requeridas por la legislación para el vertido.

Del mismo modo que en el resto de Europa, en España también se ha optado mayoritariamente por las casas comerciales Zenon y Kubota, aunque en los últimos años también se ha aportado por la implantación de BRM de marcas como Heber, Puron, Toray o Microdyn-Ecotec.

En 2011 había 45 BRM en funcionamiento con una capacidad total de tratamiento de 64,6 hm<sup>3</sup>/año. La primera instalación española de BRM se realizó en Haría (Lanzarote) en el 2002, y desde entonces hay unas 55 plantas, entre proyectadas, construidas y en funcionamiento, que se estimaba, proporcionasen una capacidad total de tratamiento de 90 hm<sup>3</sup>/año en 2014, distribuidas principalmente en el arco mediterráneo y el archipiélago canario [9].

Según CEDEX (2012), la primera instalación municipal de BRM para el tratamiento de aguas urbanas en la Comunidad Valenciana tuvo lugar en el año 2009, en la localidad de San Miguel de Salinas (Alicante), del fabricante Toray con capacidad de 1000 m<sup>3</sup>/d.

En la actualidad existen numerosas iniciativas a nivel de investigación para la mejora de los BRM. Un ejemplo es el proyecto REBIABLE de la empresa FACSA, cuyo objetivo es la implantación de biorreactores [10].

### 3.1.3. Ventajas e inconvenientes de los BRM.

A continuación se enumeran las principales ventajas e inconvenientes que presenta este tipo de sistemas.

- ✓ Espacio reducido y diseño modular

Se requiere menor espacio para la obtención de una misma calidad de efluente en las mismas condiciones que si se utiliza un procedimiento convencional de fangos activados ya que se suprimen el decantador secundario y el tratamiento terciario que es aquel que posibilita la reutilización del agua. Además, al operar con elevadas concentraciones de fango, el volumen del reactor suele ser bastante más pequeño que el convencional.

- ✓ Elevada calidad del agua tratada

Este sistema permite tratar el agua residual mediante el conjunto de tratamiento biológico y separación mediante membranas de ultrafiltración y microfiltración, las cuales retienen los sólidos suspendidos y el material disuelto de elevado peso molecular, como es el caso de bacterias y algunos virus. De este modo se consigue una muy elevada calidad de efluente, por lo que se emplea en caso de vertido a cauce, en zonas sensibles o pago elevado de canon de vertido. Con este sistema se aumentan las posibilidades de reutilización del agua.

- ✓ Capacidad de expansión

Debido al tamaño compacto de los equipos, ya que el equipo BRM es modular, se puede aumentar tanto la eficacia como la capacidad de las instalaciones existentes sin necesidad de una mayor superficie. Sin embargo, se recomienda disponer de una pequeña zona anexa al BRM para poder realizar pruebas externas o inspecciones visuales de los tanques y/o de los módulos [9].

- ✓ Baja producción de fangos

La edad del fango y el tiempo de retención hidráulico (THR) son independientes. La tasa de utilización del sustrato es mucho mayor que en los sistemas convencionales. Es posible mantener una elevada edad del fango debido a que se opera con elevadas concentraciones de SSLM, favoreciendo así el desarrollo de microorganismos de crecimiento lento como los nitrificantes, con lo cual, se aumenta la eliminación de productos lentamente biodegradables y además se reducen los costes de operación.

- ✓ Fiabilidad del proceso

Un BRM es capaz de soportar picos orgánicos e hidráulicos que pueden afectar negativamente a la calidad del efluente en un proceso convencional ya que éstos trabajan con valores muy bajos de carga orgánica y la membrana retiene las partículas contaminantes.

- ✓ Escasa necesidad de mano de obra

A diferencia de los tratamientos convencionales en los que el crecimiento de microorganismos filamentosos, los cuales disminuyen la calidad del agua depurada, los BRM son capaces de funcionar y cumplir con las expectativas de calidad de efluente ya que no es necesario un amplio conocimiento sobre los aspectos microbiológicos del proceso y en consecuencia, no es necesario la vigilancia constante por personal cualificado.

Sin embargo, los BRM presentan los siguientes inconvenientes:

- ✓ Coste

El coste es una de las principales limitaciones aunque existan factores clave que impulsen a apostar por la implantación de BRM como sistemas de tratamiento de aguas residuales, como es el caso del cumplimiento de legislación de calidad del agua cada vez más exigente.

En estos sistemas, son característicos los gradientes de presión para lograr la filtración del efluente así como la retención de contaminantes. Para lograr estas presiones, se necesita un elevado gasto energético. Además, la limpieza periódica de los módulos de membranas, implican un aumento en el gasto de mantenimiento de la instalación.

- ✓ Ensuciamiento de la membrana

La acumulación de partículas en la superficie de la membrana constituye otro de los principales inconvenientes que presentan estos sistemas, repercutiendo directamente en el coste de mantenimiento y operación. El ensuciamiento de las membranas, también llamado "fouling", produce una reducción de la corriente de permeado, con lo cual, se aumenta la necesidad de realizar limpiezas químicas, así como el aumento de los caudales de aireación para las limpiezas físicas, produciéndose un aumento del gasto energético como consecuencia.

- ✓ Complejidad en el tratamiento de fangos

La proliferación de microorganismos filamentosos en el licor de mezcla, produce la modificación de las características de sedimentabilidad del fango interfiriendo así en la concentración y deshidratación posterior del fango.



- ✓ Acumulación de compuestos inorgánicos no filtrables

Algunos compuestos no filtrables como es el caso de los metales pesados, pueden acumularse en el biorreactor con el consecuente deterioro de la población bacteriana o de la membrana.

Según estudios realizados [7], los problemas destacados en los BRM españoles son, entre otros:

- ✓ Acumulación de espumas.

Produce el desbordamiento del tanque debido a la concentración de las bacterias filamentosas y consecuentemente la pérdida de sólidos. Esto produce errores en la medida de SSML debido a que afecta al proceso biológico al reducir notablemente la carga másica. Se proponen algunas soluciones como la de la instalación de una bomba de extracción de fangos en exceso en la cuba de filtración y a media altura, variar la edad del fango y el uso de antiespumantes sin base de silicona (para no dañar la membrana), para evitar el ensuciamiento permanente en los poros.

- ✓ Contaminación bacteriológica del depósito de permeado.

Conlleva el incumplimiento de la calidad establecida para la reutilización del agua tratada. Éste supone un problema adicional en las membranas de fibra hueca, las cuales necesitan contralavado, ya que hay peligro de que bacterias, algas y otras partículas se introduzcan en el interior de éstas afectando a su funcionamiento. Para subsanar este problema se propone la dosificación de hipoclorito de sodio en el depósito de permeado.

- ✓ Entrada de oxígeno en la recirculación interna.

En ocasiones ocurre que la concentración de oxígeno es excesiva en el caudal de recirculación. Esto acarrea la disminución del rendimiento en la desnitrificación. Para subsanar dicho problema se propone la instalación de una doble recirculación. Una recirculación externa desde el tanque donde se encuentran las membranas al reactor óxico y otra desde éste al reactor anóxico.

- ✓ Rotura de membranas.

Produce la pérdida de capacidad de filtración y calidad del efluente. Se puede evitar habilitando grúas y espacios acondicionados para realizar la limpieza manual cuando se precise, control de la presión durante contralavados y limpiezas químicas.

- ✓ Fallos en el equipamiento de control.

En caso de fallo en el equipamiento de control se produce la parada de la planta por alarma. Las medidas que se proponen para la subsanación son, permitir el control manual, programación accesible para el usuario y flexibilidad en el diseño para poder operar con distintas líneas.



## ✓ Ragging

El ragging es un tipo de colmatación de las membranas producido por la entrada al sistema de una gran cantidad de pequeñas fibras, especialmente las fibras de algodón, que hacen que el fango forme estructuras estables similares al tejido, difíciles de romper.

**3.1.4. Fundamentos.**

Como se ha comentado anteriormente, el BRM es un sistema de tratamiento de aguas residuales en el cual se ha modificado el proceso de fangos activados. Dicha modificación consiste en la sustitución de la decantación secundaria por un sistema de membranas, obteniéndose de éste modo ventajas tales como la obtención de un efluente de mayor calidad, el cual se puede reutilizar y que además, se encuentra libre, casi en su totalidad, de sólidos en suspensión y microorganismos, una superficie necesaria para su implantación menor y gran efectividad en la eliminación de sustrato, ya que no existen problemas de sedimentabilidad de biomasa. Por este motivo, los procesos de eliminación de nutrientes son posibles en los BRM, como es el caso del nitrógeno, el cual se puede eliminar biológicamente en una sola etapa.

Las fases y operaciones llevadas a cabo en este sistema de tratamiento son las mismas que en un proceso convencional de fangos activados: oxidación biológica, separación sólido-líquido utilizando como elementos para esta separación membranas de microfiltrafiltración y ultrafiltración, recirculación de fangos y purga de fangos en exceso.

La membrana retiene biomasa y además, previene el escape de enzimas exocelulares y oxidantes solubles que forman un licor de mezcla muy activo, capaz de degradar mayor variedad de compuestos (Ciceket *al.*, 1999).

El agua residual a tratar entra en el biorreactor, poniéndose en contacto de esta manera con el licor de mezcla que se encuentra en el interior de éste. De este modo se consigue que se produzca las reacciones de oxidación biológicas necesarias para la degradación de la materia orgánica. A continuación, el licor de mezcla se filtrará mediante alguno de los sistemas de membranas citados anteriormente.

En el mercado actual, según CEDEX, el sistema de membranas más utilizado es el modo sumergido integrado, debido al bajo requerimiento energético que conlleva y al poco espacio que precisan al ser más compactas que las externas. Además, se ha visto que esta configuración de membranas ha obtenido una mayor vida útil de la esperada por las diferentes marcas comerciales.

Para conseguir la producción del oxígeno necesario para que las bacterias puedan realizar la depuración, evitar la sedimentación de los flóculos y conseguir que los fangos activados se homogenicen, es necesario un sistema de aireación y agitación. Del mismo modo, las membranas también necesitan un sistema de aireación propio para garantizar un correcto funcionamiento en el proceso de filtración evitando así un ensuciamiento excesivo.

El agua filtrada obtenida recibe el nombre de permeado y la biomasa que no se ha filtrado y que continua en el biorreactor formando el licor de mezcla, agitado por aire, es el rechazo. De este modo se consigue mantener el régimen estacionario de operación, ya que cuando se llega a una determinada concentración de biomasa en el interior de éste se extrae una corriente de fangos concentrados.

### 3.1.5. Configuraciones de los BRM.

Como se ha comentado anteriormente, los biorreactores de membrana están formados por el sistema de degradación biológica de los compuestos existentes en el agua residual a tratar y de separación física realizada por el módulo de membrana.

Existen dos configuraciones distintas de biorreactores de membrana, cuya diferencia fundamental es la disposición de la membrana en el sistema y en la tecnología empleada para crear el gradiente de presión necesario para llevar a cabo el proceso de filtración.

#### ➤ Biorreactores de membrana sumergida

En esta configuración (ver figura 3.2), la membrana se encuentra introducida dentro del reactor biológico en contacto directo con el licor de mezcla. El gradiente de presión necesaria para hacer pasar el líquido a través de la membrana se consigue mediante la presurización del biorreactor o creando una presión negativa en el lado del permeado de la membrana mediante aspiración a través de la propia membrana. Para el correcto funcionamiento de la membrana, se realizan contralavados de agua tratada si las membranas son de fibra hueca y si es necesario, estos contralavados se realizaran con disoluciones químicas.

Generalmente se coloca un difusor de aire justo debajo del módulo de membrana con el objetivo de:

- suministrar el aire necesario para homogeneizar el contenido del tanque
- aportar el oxígeno necesario para el proceso biológico
- crear un flujo tangencial o "crossflow" de aire en la superficie de la membrana que evite la deposición de partículas en ésta.

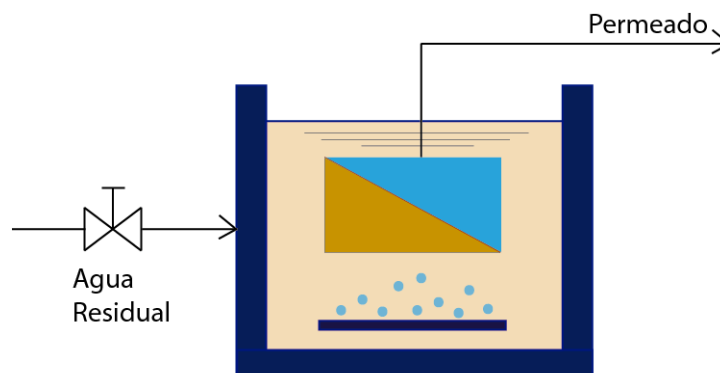


Figura 3.2. BRM de membrana sumergida

En estos sistemas se puede encontrar dos modos de membrana sumergida: integrada o no integrada. En el caso de no integrada, difiere de la integrada en que se encuentra sumergida en un tanque aparte, presentando así la ventaja de una mayor facilidad para el mantenimiento y reparación. En este caso, controlar las concentraciones máximas de SSML en el tanque en el que se encuentran las membranas y conseguir las concentraciones necesarias en el biorreactor se precisa recircular parte del fango activado mediante bombeo o gravedad.

➤ Biorreactores con membrana externa:

Esta configuración de BRM implica que el licor de mezcla se recircula desde el biorreactor hasta la unidad en la que se encuentra la membrana. La fuerza impulsora es la presión creada por una bomba que además impulsa un caudal que confiere una elevada velocidad del flujo tangencial a través de la superficie de la membrana. En la figura 3.3 se muestra un esquema de este tipo de configuración. Esta configuración presenta el inconveniente de un mayor gasto energético debido a la recirculación. Sin embargo, el hecho de tener la membrana externa, permite realizar operaciones de mantenimiento y limpieza química sin que el biorreactor se vea afectado y del mismo modo, se puede vaciar el reactor sin peligro de dañar el módulo de membrana.

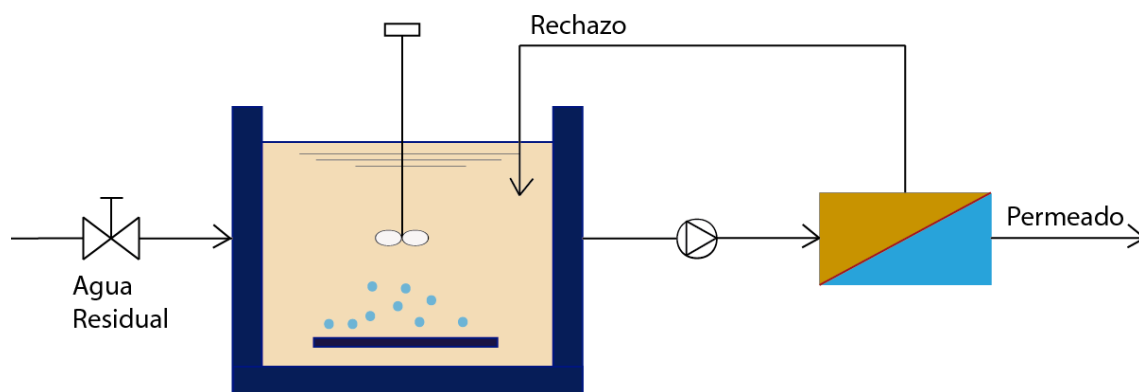


Figura 3.3. BRM con membrana externa

El fin para el que se diseña un BRM condiciona el tipo de membranas seleccionadas, ya que en el caso del tratamiento de aguas residuales urbanas se suelen utilizar los BRM sumergidos con membrana plana o fibra hueca.

Para apreciar las diferencias que existen entre ambas configuraciones se van a comparar a continuación diferentes factores característicos de cada configuración, entre ellos, la presión de trabajo, el coste, el consumo de energía y las operaciones de limpieza. La fuerza impulsora de este tipo de procesos es la presión transmembranal (PTM). En el caso de los biorreactores de membrana sumergida, el rango de ésta, comprendido entre los 0,05 bar y 0,5 bar, es menor que en los BRM externos, en los que la presión de trabajo está entre 0,5 bar y 5 bar. Es decir, los costes de operación de los BRM sumergida son menores ya que la presión de trabajo también es menor, aumentando así la vida útil de las membranas.

En cuanto al factor económico, aunque los biorreactores de membrana sumergida requieren una mayor inversión inicial, y un elevado coste asociado a los difusores para la aireación que necesita este tipo de configuración, son los BRM de configuración externa los que presentan unos costes totales mayores. Los motivos por los cuales se producen es el elevado consume energético ocasionado por la necesidad de bombear la corriente de rechazo de la membrana, al tanque del biorreactor.

Otro aspecto importante a tener en cuenta en los procesos de membranas es el ensuciamiento y la necesidad de limpieza. Según Choiet *al.* (2005), se ha demostrado que el ensuciamiento disminuye linealmente con el aumento de la velocidad tangencial, por ejemplo, a escala de estudio, se demostró que velocidades de flujo de 2 y 3 m/s fueron suficientes para evitar la incrustación de partículas en los sistemas reversibles de UF y MF y que para velocidades de prueba hasta los 4,5 m/s se suprimía el ensuciamiento en los BRM de configuración de membrana externa. Además en este tipo de configuraciones la limpieza química de la membrana se puede realizar “in situ” sin ningún riesgo químico para la biomasa.

En la tabla 3.1 se resume la comparación entre ambas configuraciones [13].

Parámetro	Membrana sumergida	Membrana externa
PTM	Menor (0,05-0,5 bar)	Mayor (0,5-5 bar)
Frecuencia de limpieza química	Baja	Alta
Flujo de operación	Bajo	Alto
Inversión inicial	Mayor	Menor
Costes de aireación	Altos (90%)	Bajos (20%)
Costes de bombeo	Muy bajos (10%)	Altos (60-80%)
Costes de operación	Menores	Mayores

Tabla 3.1: Comparación entre membrana externas y sumergidas.

### 3.1.6. Configuraciones de las membranas empleadas en BRM.

La configuración de la membrana es importante para determinar el rendimiento general del proceso. Según Stephenson *et al.* (2010), son cuatro las principales configuraciones que se emplean en los procesos de membranas:

- Placa plana
- Fibra hueca
- Tubular
- Arrollamiento en espiral

Sin embargo, las configuraciones de membranas más empleadas en los BRM internos, son las de fibra hueca y placa plana, mientras que en los externos, las más empleadas son las tubulares multicanal.

- Configuración de membrana de fibra hueca.

En este tipo de configuración (ver figura 3.4), la filtración se realiza mediante succión (de dentro de la fibra hacia afuera). El desgaste mecánico se produce debido al elevado rozamiento entre membranas y se puede producir desfibrilación de las membranas debido a la contrapresión de los contralavados.

El control del ensuciamiento de las membranas se puede realizar por aireación natural en “cross-flow” y realizando contralavados con agua permeada. Para su limpieza y mantenimiento se realizan limpiezas químicas y físicas. Es muy difícil la detección de la rotura de algunas fibras.

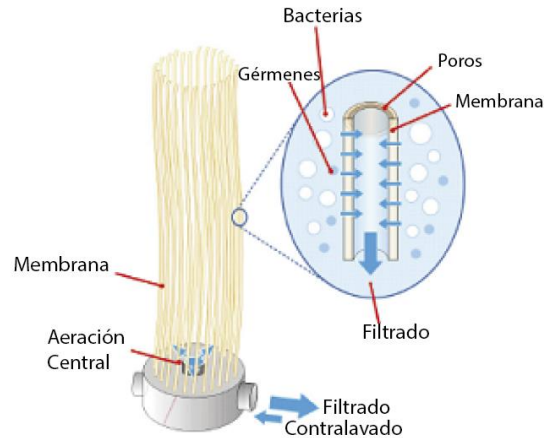


Figura 3.4: Configuración de membrana de fibra hueca de Koch. Fuente: [aguasindustriales.es](http://aguasindustriales.es)

➤ Configuración de membrana plana.

En las membranas planas (ver figura 4.5.), el proceso de filtración se realiza por succión o gravedad. Tienen la ventaja, respecto a las membranas de fibra hueca, de que no tienen rozamiento entre membranas ni tampoco se realizan contralavados ni limpiezas a presión. El control del ensuciamiento de las membranas se puede realizar del mismo modo que en la configuración anterior y además con aspiración intermitente. La limpieza y mantenimiento también se puede realizar como en la configuración anterior. Presenta otra ventaja respecto a las anteriores, en caso de rotura, la membrana dañada si es detectable, con lo cual, se puede eliminar o anular.

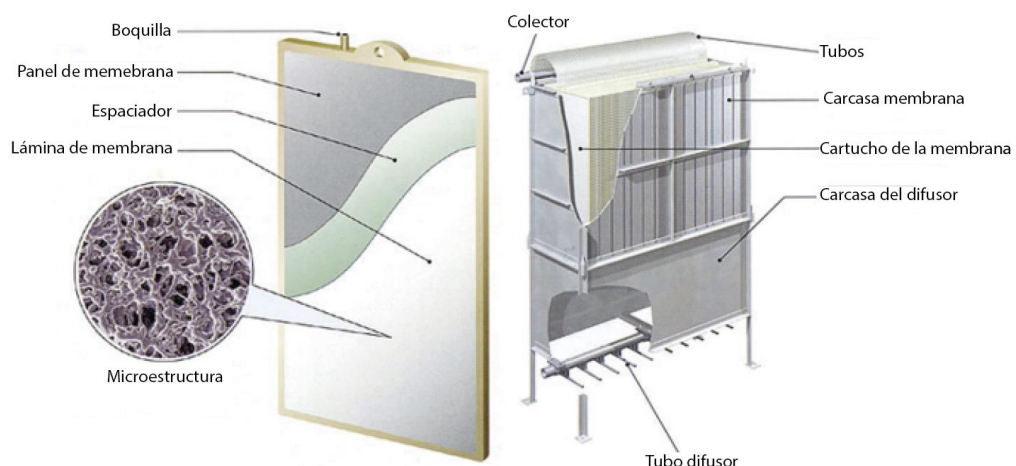


Figura 3.5: Configuración de membrana de placa plana. Fuente: Kubota

### 3.1.7. Parámetros de diseño de un BRM.

Los principales parámetros que caracterizan el funcionamiento y el diseño del proceso biológico en los BRM son parecidos a los que se utilizan en los procesos convencionales de fangos activos: Edad del fango, carga másica, tiempo de retención hidráulico (THR) y la carga volumétrica, los cuales verán sus valores afectados por los módulos de membrana que poseen estos procesos. Para conocer cómo se produce la degradación de la materia orgánica se utilizan las ecuaciones cinéticas de Monod (Metcalf and Eddy, 2003).

Un estudio realizado por Cicek et al. (1997) constató el carácter complejo de la población microbiana presente en los BRM, la cual tendría las siguientes características:

- Flóculos pequeños (mientras que un proceso convencional de fangos activados nos encontramos con flóculos de tamaños en torno a los 20  $\mu\text{m}$ , en un proceso de BRM el tamaño medio de los flóculos está en torno a 3,5  $\mu\text{m}$ ).
- Gran número de bacterias libres nadadoras.
- Escasa presencia de organismos filamentosos o ciliados.
- Nula presencia de nematodos.

La elevada concentración de SSML en el reactor junto con los bajos valores de la carga másica hace que las bacterias compitan por el alimento por lo que se favorece la adaptación de las mismas para degradar sustratos complejos. Por otro lado, las altas edades del fango a las que se opera, favorece que estén presentes en el sistema microorganismos de crecimiento lento.

Como ocurre en el proceso de fangos activados, el agua residual compuesta entre otros residuos, por los residuos orgánicos, entra en el reactor biológico en el cual se mantiene un cultivo de microorganismos que son los encargados de la degradación de la materia orgánica mediante los procesos metabólicos de catabolismo y anabolismo.

#### a. Edad del Fango

Este parámetro es la relación entre la masa de fangos en el reactor (biomasa) y la masa de fangos que se elimina diariamente del sistema de tratamiento y se determina mediante la ecuación 3.1. Es un indicativo del tiempo de retención de los microorganismos en el sistema, por ello en la literatura también recibe este parámetro el nombre de tiempo de retención celular (SRT).

(Ec. 3.1)

$$\theta = \frac{1}{P_e \cdot C_M}$$

Donde,

- $P_e$  producción específica de fango (Kg SS/Kg DBO<sub>5</sub> eliminada)  
 $C_M$  carga másica (Kg DBO<sub>5</sub>/KgSSLM·día)

Es un parámetro importante en la determinación de la propensión al ensuciamiento debido a la repercusión que tiene sobre la concentración de SS y las EPS. Por ello, es importante determinar una edad óptima edad del fango, en la que la concentración de EPS solubles principalmente, sea mínima y la transferencia de oxígeno sea suficientemente elevada y eficaz para poder controlar el ensuciamiento de las membranas (Judd, 2006).

Cuando se produce un aumento del tiempo de retención celular, disminuye la producción de material celular. Si se ajusta debidamente la edad del fango en los sistemas de tratamiento biológico se consigue controlar la velocidad a la que se degrada el sustrato, la concentración de SS y la producción de fango. El modo de controlar la edad del fango es realizar la purga de los fangos en exceso producidos en el reactor.

### b. Carga másica

La carga másica se calcula como se muestra en la ecuación 3.2 y es la relación existente entre la carga de materia orgánica que entra en el reactor biológico por unidad de tiempo y la masa de microorganismos existentes en dicho reactor. La concentración de biomasa es inversamente proporcional, por lo que al operar con mayores concentraciones de biomasa la relación sustrato/microorganismos disminuye.

(Ec. 3.2)

$$C_m = \frac{Q_E \cdot DBO_5}{V \cdot SSLM}$$

Donde,

- V es el volumen del reactor (m<sup>3</sup>)
- Q<sub>E</sub> es el caudal de entrada (m<sup>3</sup>/d)
- SSLM es la concentración de microorganismos en el tanque de aireación
- DBO<sub>5</sub> es la demanda biológica de oxígeno (mg/L)

Según (Yoon et al., 2004) se puede tomar como valores de referencia el rango comprendido entre 0,01 y 0,15 Kg DBO<sub>5</sub>/Kg SSLM· día.

### c. Tiempo de retención hidráulico

El tiempo de retención hidráulico (THR) se calcula mediante la ecuación 3.3. Es un parámetro muy importante en el diseño del reactor debido a que de él depende el tiempo que permanecerá el agua en el volumen del reactor.

(Ec. 3.3)

$$THR = \frac{V}{Q_E}$$

Donde,

- V es el volumen del reactor (m<sup>3</sup>)
- Q<sub>E</sub> es el caudal de entrada (m<sup>3</sup>/d)

Operar con valores bajos de carga másica, implica trabajar a elevadas concentraciones de SS y bajos THR en un rango comprendido, normalmente, entre 0,5 y 8h, según Gander et al., (2000) y además implica también la obtención de bajas producciones de fango lo cual supone una importante ventaja para la tecnología de los BRM.

La consecuencia de que los BRM operen con menores THR que los procesos convencionales es que las plantas sean más compactas necesitando un menor espacio para su implantación.

#### d. Carga volumétrica

La carga volumétrica viene definida por el valor de materia orgánica por unidad de volumen del reactor y se calcula utilizando la ecuación 3.4.

(Ec. 3.4)

$$C_V = \frac{Q_E \cdot DBO_5}{V}$$

Donde,

V es el volumen del reactor (m<sup>3</sup>)

Q<sub>E</sub> es el caudal de entrada (m<sup>3</sup>/d)

DBO<sub>5</sub> es la demanda biológica de oxígeno en la corriente de entrada (Kg/m<sup>3</sup>)

Observando la ecuación anterior, se puede deducir que en el caso de los sistemas BRM, la carga volumétrica será mayor que en los sistemas convencionales debido a que el volumen del reactor biológico es menor.

#### 3.1.8. Modelo de resistencia a la filtración en un BRM.

El modelo de resistencia a la filtración en serie en un BRM se basa en la ecuación de Darcy (3.5) [17] en la que la densidad de flujo de permeado es función de la presión transmembranal y de la resistencia total.

(Ec. 3.5)

$$J = \frac{\Delta P}{\mu \cdot R_t}$$

Donde,

J es el flux o densidad de flujo de permeado (m<sup>3</sup>/s·m<sup>2</sup>)

ΔP es la presión transmembranal (PTM) (Pa)

μ es la viscosidad del permeado (Pa·s)

R<sub>t</sub> es la resistencia total a la filtración (m<sup>-1</sup>)

Choi et al. (2005) propusieron un modelo en el que la resistencia de la membrana de ultrafiltración y microfiltración viene determinada por el sumatorio de las diferentes resistencias en serie:



(Ec. 3.6)

$$R_t = R_m + R_{pc} + R_{rf} + R_{if}$$

Siendo,

- $R_m$  la resistencia hidráulica de la membrana
- $R_{pc}$  la resistencia debida a los fenómenos de polarización por concentración
- $R_{rf}$  la resistencia debida al ensuciamiento reversible
- $R_{if}$  la resistencia debida al ensuciamiento irreversible, formado por la adsorción, obstrucción de los poros de la membrana y sustancias que se adhieren a la superficie de ésta.

Existen otros estudios en los que se ha estudiado los modelos de resistencia en serie para evaluar la filtrabilidad, los cuales proponen la siguiente ecuación (3.7) [17] como método de cálculo, la cual se ha utilizado en los ensayos realizados.

(Ec. 3.7)

$$R_t = R_m + R_c + R_f$$

En esta ecuación,  $R_m$  (3.8) es la resistencia intrínseca de la membrana,  $R_c$  (3.9) es la resistencia debida a la capa de torta formada por los sólidos en suspensión y  $R_f$  (3.10) es la resistencia debida a sustancias o partículas coloidales que producen el ensuciamiento (fouling). Se pueden calcular respectivamente, mediante las siguientes ecuaciones [17]:

(Ec. 3.8)

$$R_m = \frac{\Delta P}{\mu \cdot J_{iw}}$$

Siendo:

- $\Delta P$  Presión transmembranal (PTM) (Pa)
- $\mu$  Viscosidad del permeado (Pa·s)
- $J_{iw}$  flujo de permeado a la entrada de la membrana con agua destilada

(Ec. 3.9)

$$R_f = \frac{\Delta P}{\mu \cdot J_{fw}} - R_m$$

Siendo,

- $\Delta P$  Presión transmembranal (PTM) (Pa)
- $\mu$  Viscosidad del permeado (Pa·s)
- $J_{fw}$  flujo de permeado después de haber lavado la membrana con agua de red

(Ec. 3.10)

$$R_c = \frac{\Delta P}{\mu \cdot J} - (R_m + R_f)$$

Siendo,

- $\Delta P$  Presión transmembranal (PTM) (Pa)
- $\mu$  Viscosidad del permeado (Pa·s)
- $J$  flujo de alimentación de permeado de la membrana con fango activado

### **3.2. El proceso de fangos activos. Influencia de las características del licor de mezcla en la operación de los BRM.**

El proceso biológico de depuración de aguas residuales utiliza microorganismos capaces de asimilar las sustancias en suspensión o disueltas presentes en el agua residual, a fin de incorporarlas al metabolismo celular y de obtener energía para sus funciones vitales y promover el desarrollo somático [13].

Para conseguir el desarrollo de una biomasa capaz de depurar el agua residual, es necesario el control de diversos factores ambientales que afectan al mantenimiento óptimo de dicha biomasa, como es el caso del pH, la temperatura, el oxígeno, etc.

Las aguas residuales llegan a las estaciones depuradoras a través de las redes de alcantarillado. Al llegar a éstas, se procede a la retirada de los sólidos y gruesos de gran tamaño, así como las grasas y las arenas. A continuación, se encuentra el tratamiento primario en el cual se eliminan los sólidos en suspensión fácilmente sedimentables y algo de materia orgánica mediante el decantador primario.

Tanto las partículas inorgánicas como la materia orgánica que quedan disueltas y en suspensión tras los tratamientos previos, se eliminan mediante los llamados procesos biológicos de depuración, los cuales constituyen la línea de tratamiento secundario. Dichos procesos se pueden dar de forma aerobia o anaerobia, dependiendo de si interviene el oxígeno o no.

En la fase de tratamiento secundario se pone en contacto la biomasa con el agua residual en lo que se denomina reactor biológico o biorreactor, existiendo varios tipos de éste. Estos procesos los realizan microorganismos, de entre los cuales, las bacterias y protozoos son los que tiene un papel principal. Dichos microorganismos, en presencia de oxígeno, reaccionan con la materia orgánica existente en el agua (suspendida, coloidal y disuelta), obteniéndose como productos de ésta reacción, gases y materia celular, los cuales se pueden separar mediante sedimentación. El conjunto de flóculos formados por la unión de bacterias, sustancias minerales y materia orgánica recibe el nombre de fango biológico.

Dependiendo de las características geográficas en las cuales se encuentren los puntos de vertido, entre los objetivos de la depuración de las aguas residuales se pueden encontrar eliminación de fósforo, nitrógeno, así como la disminución de los microorganismos patógenos que forman parte de los residuos existentes en el agua residual.

Fundamentalmente, los tratamientos biológicos aerobios que existen son:

- Fangos activos: consiste en un sistema de tratamiento de aguas residuales en el que se mantiene un cultivo biológico en suspensión formado por el agua residual a tratar y diferentes tipos de microorganismos, los cuales convierten la materia orgánica y los nutrientes en nueva biomasa y compuestos más simples como el dióxido de carbono y el agua. Durante este proceso se forman los flóculos que componen el fango activo o biológico.

- Lechos bacterianos: en este caso, el sistema de cultivo biológico es fijo, es decir, se encuentra adherido a un medio soporte o relleno que puede ser natural o artificial. El agua residual pasa transversalmente en forma de lluvia, permitiendo que en los huecos del medio soporte exista la cantidad de aire necesaria para propiciar la oxigenación de la biopelícula formada.

De estos dos procesos, el sistema de fangos activos es el más utilizado para el tratamiento biológico de aguas residuales. En la figura 3.6 se muestra el esquema correspondiente a este proceso.

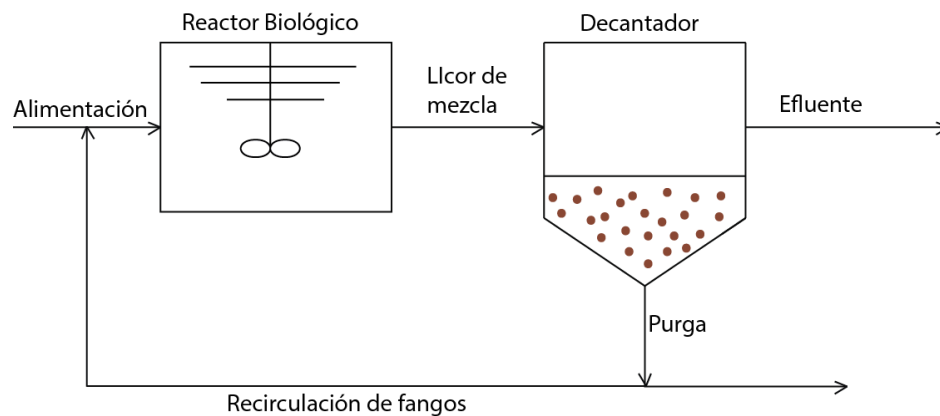


Figura 3.6. Esquema del proceso de fangos activos.

Los flóculos de fango activado se constituyen por una componente biológica a la cual pertenecen diferentes microorganismos tales como bacterias, protozoos, metazoos y hongos, y otra componente no biológica compuesta por las partículas orgánicas e inorgánicas que se encuentran en el agua residual, así como también las EPS.

La formación de los flóculos es posible gracias a la actividad de los microorganismos y la combinación de bacterias gelatinosas con bacterias filamentosas. La ausencia de materias filamentosas impiden la formación de flóculo de tamaño suficiente y su exceso produce bulking o hinchamiento del fango en el que aumenta la concentración de EPS. [16]

Hace décadas que las EPS son objeto de estudio, aunque lo son, en mayor medida, desde que comenzó la comercialización de los MBR. El principal motivo de investigación es la extracción de las eEPS (sustancias poliméricas extraídas) de los flóculos y de qué forma se pueden cuantificar, ya que son una de las principales causas de ensuciamiento y deterioro de las membranas, produciéndose un aumento del coste en reposición y limpieza.

Se llama EPS al conjunto de las eEPS y los SMP (productos solubles microbianos). Ambos, forman parte de la capa exterior de las bacterias presentes en el agua residual y se componen fundamentalmente de polisacáridos y proteínas, aunque también se encuentran en su composición lípidos, ácidos húmicos, ácidos nucleicos, etc., los cuales pueden estar tanto dentro como fuera de la célula en forma de eEPS o SMP[13].

Las EPS se asocian, en principio, a las células, siendo los productos solubles microbianos (SMP) los que se desprenden de dichas células. Ambos se acumulan en la superficie de la membrana del MBR debido a sus propiedades adhesivas, produciendo el ensuciamiento (figura 3.7) de la superficie de la misma durante el proceso de filtración del licor de mezcla.

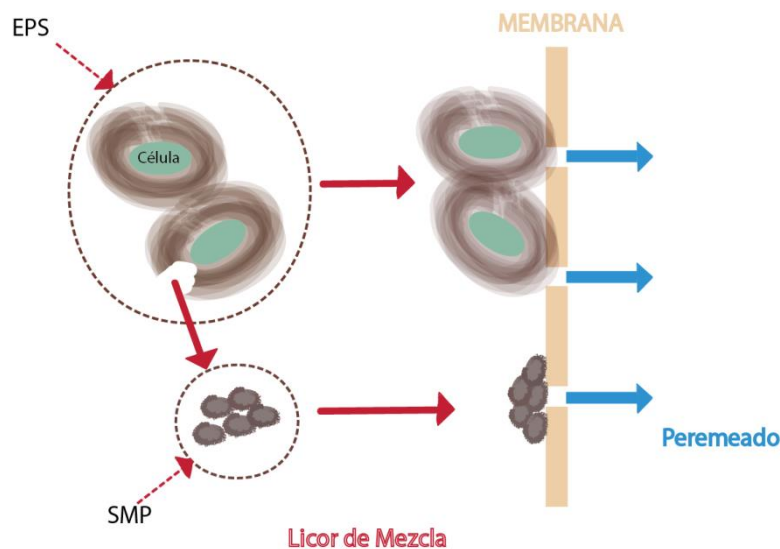


Figura 3.7. Acumulación de EPS sobre la membrana.

En cualquier caso, no se ha llegado a un consenso de cuál de ellas son las verdaderas causantes del ensuciamiento de las membranas o fouling, ya que, según Meng *et al.*, identificaron las EPS como uno de los factores biológicos más importantes causantes del fouling. Sin embargo, otros como Rushing *et al.*, Rosenberg *et al.*, afirman que los SMP son más influyentes. Según Jang *et al.*, 2005a; Lapidou and Rittmann, 2002; Rosenberg *et al.*, 2005, se acepta que los conceptos de EPS solubles y SMP son idénticos.

En general, estudios recientes se centran en buscar medidas para controlar la producción de EPS afectando así a las características de estas. Esto se consigue modificando las características del fango biológico variando los parámetros adecuados, como por ejemplo la edad del fango, el TRH y la adición de agentes adsorbentes entre otros. Meng *et al.*, llegó a la conclusión de que la edad del fango óptimo para el control del ensuciamiento de la membrana debía oscilar entre 20-50 d.

Otros parámetros, no menos importantes, que afectan a las EPS son la temperatura, la intensidad de aireación, el oxígeno disuelto y el tipo de alimentación. Como se ha comentado anteriormente, las EPS poseen propiedades adhesivas, lo cual dificulta la eliminación de la torta formada en la superficie de la membrana ya que las EPS mantienen los flóculos unidos a ésta.

Por todo lo anterior, es de vital importancia establecer protocolos para la caracterización química del licor de mezcla, y así, determinar los valores de SMP y eEPS que contiene.

### 3.3. Ultrafiltración y microfiltración.

#### 3.3.1. Introducción.

La separación de compuestos o sustancias por medio de tecnología de membranas es un proceso de separación física. Los campos de aplicación de los procesos de membranas se extienden desde la simple filtración de sólidos, por ejemplo, la separación de los fangos activados en el tratamiento de aguas residuales municipales en los biorreactores de membrana, hasta la separación a nivel iónico, por ejemplo, la separación de sales disueltas en el agua del mar en la desalación.

El principio básico de una membrana es la separación física utilizando como fuentes impulsoras: gradientes de presión hidrostática, concentración y potencial eléctrico. Generalmente, el modo en el que opera este sistema es flujo tangencial a diferencia del proceso de filtración convencional.

En la figura 3.8 se muestra un esquema explicativo del funcionamiento de una membrana. Se observa que el módulo donde se encuentra la membrana consta de tres corrientes: una corriente de entrada o alimentación por la que se introduce el alimento y dos corrientes de salida, rechazo o concentrado, que contendrá las sustancias que no han logrado pasar a través de la membrana y, el permeado, en la que se encontrarán aquellas sustancias que si han logrado pasar a través de la membrana.

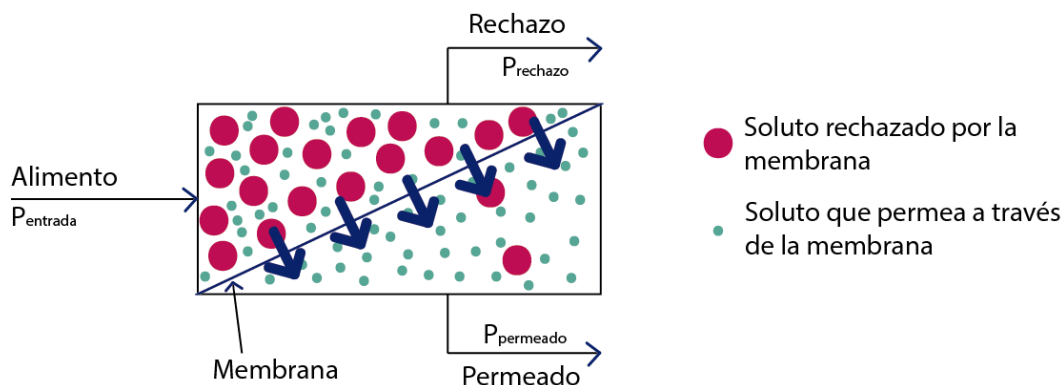


Figura 3.8. Esquema de funcionamiento de una membrana.

Aquellas operaciones de membrana en las cuales se utiliza el gradiente de presión hidrostática como fuerza impulsora son las siguientes: Ósmosis Inversa (OI), Nanofiltración (NF), Ultrafiltración (UF) y Microfiltración (MF). En los tratamientos de aguas residuales urbanas se suelen utilizar los procesos de membrana de MF y UF ya que permiten separar partículas más grandes, mientras que para el tratamiento de aguas residuales industriales se utiliza con mayor frecuencia la NF y la OI con las que se pueden eliminar las sales del agua.

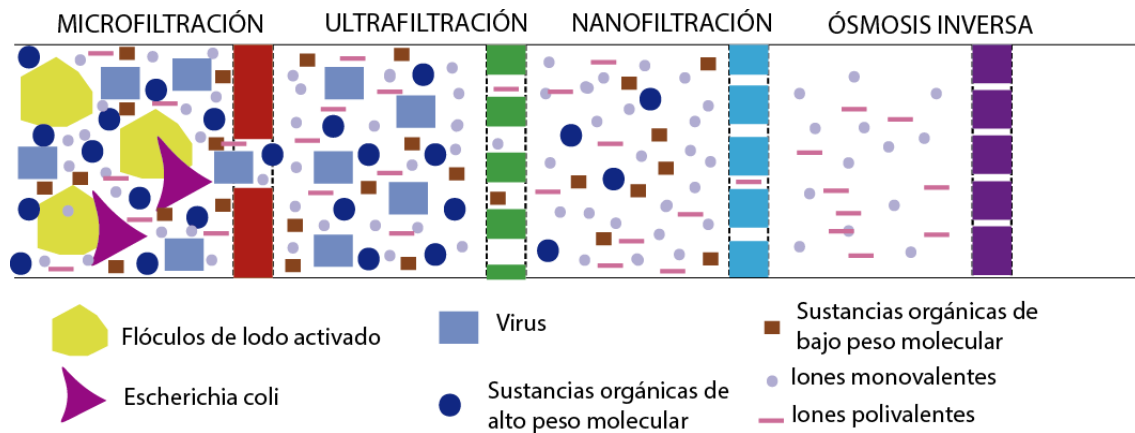


Figura 3.9. Permeabilidad de partículas en función de su tamaño y tipo de membrana

Los parámetros de operación característicos de los procesos de membrana son: el flujo de permeado y el grado de recuperación.

El **flujo densidad de flujo de permeado**, normalmente denotado como  $J$ , es la cantidad de material que pasa a través de la membrana por unidad de área y por unidad de tiempo, es decir, en el SI  $m^3/s \cdot m^2$ . La densidad de flujo de permeado puede ser descrita mediante la ecuación de Darcy (Ec. 4.5):

$$J = \frac{PTM}{\mu \cdot R_t} \quad (Ec. 3.5)$$

Donde,

- $J$  es el flux o densidad de flujo de permeado ( $m^3/s \cdot m^2$ )
- $PTM$  es la presión transmembrana (Pa)
- $\mu$  es la viscosidad del permeado (Pa·s)
- $R_t$  es la resistencia a la filtración ( $m^{-1}$ )

La fuerza impulsora necesaria para que se produzcan los procesos de separación de membranas es la presión transmembranal, definida como la presión necesaria para hacer pasar el agua a través de la membrana (Ec.3.11):

(Ec. 3.11)

$$PTM = \frac{P_E + P_R}{2}$$

Donde,

- $P_E$  es la presión de entrada del módulo de membrana (bar)
- $P_R$  es la presión a la salida por el lado del rechazo (bar)

La **conversión o grado de recuperación**, se define como el porcentaje de flujo de alimentación que se procesa y se obtiene como producto. Todos los sistemas tienen un mismo objetivo, maximizar la recuperación para que los compuestos que se pretenden separar queden en un volumen tan

pequeño como sea posible. En un sistema ideal, dichos compuestos son retenidos por la membrana, saliendo por la corriente de concentrado.

Como las membranas no son ideales, se tiene que considerar la fracción de soluto que pasa a través de ellas. El índice de rechazo, se define como (Ec. 3.12):

$$R(\%) = \frac{C_A - C_P}{C_A} \cdot 100 \tag{Ec. 3.12}$$

Donde,

- $C_A$  es la concentración de soluto a separar en la alimentación
- $C_P$  es la concentración de soluto en el permeado

Otra importante característica de las membranas viene descrita por el parámetro de la permeabilidad. Éste se define como el cociente entre el flujo de permeado y la presión hidrostática. En la permeabilidad influyen factores como la condición en la que se encuentra la membrana y las características de filtración de las aguas residuales, las cuales dependen de la composición y de las características de la mezcla como por ejemplo, la temperatura, la distribución del tamaño de partícula y viscosidad.

### 3.3.2. Materiales de las membranas.

En la figura 3.10 se muestra un esquema genérico de los diferentes tipos de materiales con que se pueden fabricar las membranas. También incluye el origen y la morfología.

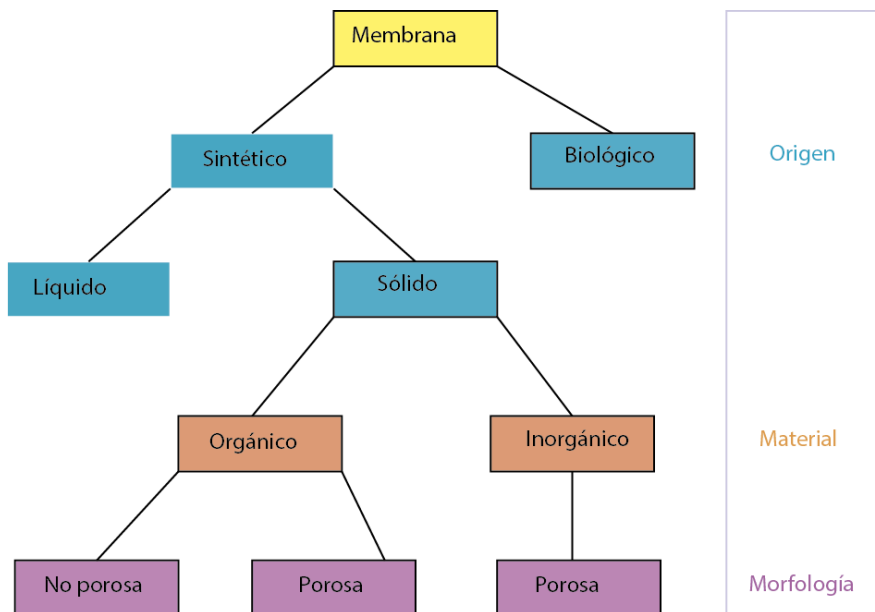


Figura 3.10. Esquema del origen, materiales y morfología de las membranas.

Existe una extensa gama de materiales que se pueden utilizar para fabricar membranas, aunque las más comunes para los BRM son las orgánicas de polifluoruro de vinilideno (PVDF), polietilsulfonas (PES), polietileno (PE) y polipropileno (PP), las cuales suelen ser normalmente hidrofílicas, para evitar un ensuciamiento rápido de las mismas. Sin embargo, algunos de estos materiales con los que se fabrican son hidrofóbicos como puede ser el Fluoruro de polivinilideno (PVDF) y el Polipropileno (PP), a los cuales se les aplica un tratamiento químico especial en su fabricación para que la superficie de la membrana sea hidrofílica y por tanto en ésta se comporten como tal (Judd,2006).

La utilización de las membranas inorgánicas es relativamente reciente. Éstas se utilizan sobre todo cuando la composición de las aguas residuales produce que la superficie de la membrana orgánica necesite ser limpiada con frecuencia e intensidad debido a la composición de las aguas residuales. Entre las ventajas que confiere la utilización de las membranas inorgánicas son, entre otras, la alta resistencia al calor y a los productos químicos, con lo cual, se consigue una alta capacidad de regeneración, así como la reducción del envejecimiento de la misma consiguiendo alargar la vida de servicio. Sin embargo, el inconveniente que presenta es la gran inversión económica debido al material de la membrana y a las costosas construcciones de los módulos que albergan a las membranas.

Algunos de los requisitos que deben reunir las membranas son:

- Deben ser inertes y no biodegradables
- Fáciles de limpiar y de regenerar
- Resistentes a los agentes químicos, a las presiones y temperaturas elevadas
- Distribución de poros uniforme y elevada porosidad
- Las membranas deben ser neutras o presentar carga negativa para evitar adsorción de los microorganismos
- Duraderas y fáciles de sustituir.

### **3.3.3. Características de las membranas UF/MF.**

Las membranas de MF y UF (microfiltración y ultrafiltración respectivamente) son muy parecidas, difieren en el tamaño de partículas a separar y el tipo de membranas utilizadas. De este modo, la MF ocurre por un efecto de tamiz, es decir, la separación se basa fundamentalmente en la relación que existe entre el diámetro de las partículas y el de los poros.

Ésta técnica se emplea en la eliminación de precipitados en industria de tratamientos de superficies, sólidos en suspensión, aceites, grasas y metales en industrias de limpiezas, partículas de la industria farmacéutica y de industrias de bebidas pigmentos de pintura, humo de tabaco, bacterias, determinados tipos de virus, etc., entre otras [1-2].

Análogamente, la UF utiliza el mismo fundamento de separación aunque en otro rango de tamaño mucho más pequeño, lo que admite la eliminación de materias de alto peso molecular y en estado



coloidal (del orden de miles de Dalton). Como consecuencia, la presión de operación a aplicar es mayor.

Se puede utilizar tanto para la eliminación de contaminantes del agua residual como para la recuperación de las especies retenidas en la membrana. Se aplica a la separación de aceites en la industria de limpieza, desengrase de metales, alimentos, obtención de agua ultrapura en la industria farmacéutica e industria de semiconductores; recuperación de colorantes, pigmentos y pinturas electroforéticas; así como la retención de sustancias macromoleculares tales como los azúcares de gran tamaño, polisacáridos y albúminas, así como también pirógenos, virus, sílice coloidal, etc.; utilizando para ello, en gran parte, membranas de tipo asimétrico [1-2].

En la tabla 4.2 se muestran las características más importantes de las membranas de MF y UF.

	<b>MICROFILTRACIÓN</b>	<b>ULTRAFILTRACIÓN</b>
<b>Diferencia de presión</b>	0,1-3 bar	0,5-10 bar
<b>Estructura</b>	Simétrica/Asimétrica	Simétrica/Asimétrica
<b>Naturaleza</b>	Inorgánica/Orgánica	Inorgánica/Orgánica
<b>Porosidad</b>	Macroporosa	Microporosa
<b>Tamaño de poro</b>	0,1-0,5 $\mu\text{m}$	0,01-0,05 $\mu\text{m}$

*Tabla 3.2: Características de membranas UF y MF*

### 3.3.4. Modo de operación de las membranas.

La filtración de los procesos de membrana es una filtración tangencial o lo que se denomina “cross-flow”.

En la filtración tangencial, la alimentación fluye de forma paralela a la superficie de la membrana. Esto se hace para reducir y retrasar el ensuciamiento de las membranas. Un mayor caudal de alimento se traduce en una mayor velocidad de flujo tangencial sobre las membranas y por tanto, en un menor ensuciamiento, este modo de operación presenta el inconveniente de que necesita gran cantidad de energía para realizar el proceso de separación.

Cabe indicar que la filtración por membranas es diferente a la filtración convencional. La filtración convencional o también denominada filtración en línea o “dead-end”, no emplea membranas sino filtros y, en este caso, la alimentación fluye perpendicularmente a la superficie de la membrana provocando una mayor facilidad la acumulación de partículas en la superficie. Además, solo existen dos corrientes en lugar de tres, una de alimento y otra de filtrado. Sin embargo, en la filtración convencional, se necesita una menor cantidad de energía para poder llevar a cabo el proceso de separación.

En la figura 3.11, se representa el modo de operación de una membrana en “cross-flow” y de un filtro “dead-end”.

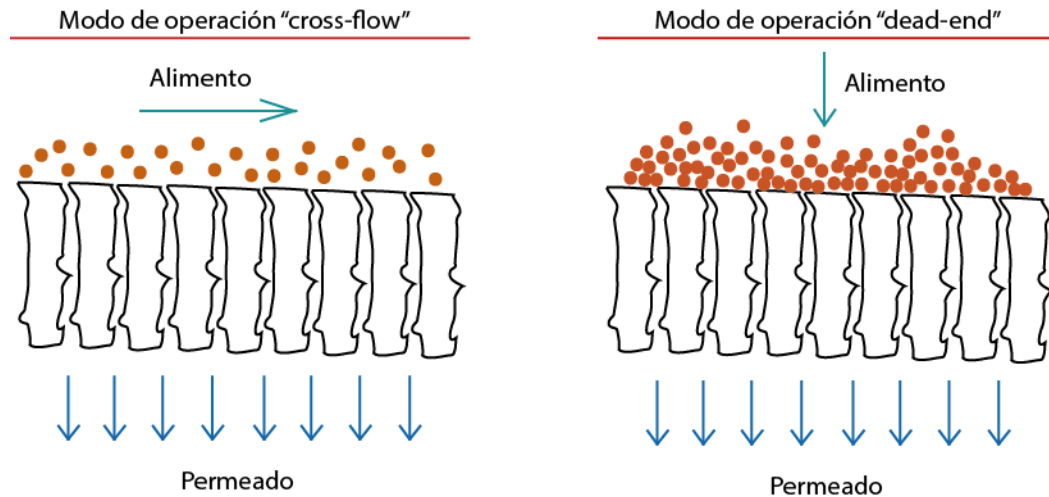


Figura 3.11. Modos de operación de una membrana y un filtro.

### 3.3.5. Polarización por concentración.

La polarización por concentración es el fenómeno que se da en la ultrafiltración. En él, se produce un aumento en la concentración de soluto en los alrededores de la pared de la membrana formando una capa que recibe el nombre de capa de polarización.

La figura 3.12 representa la situación en la que el soluto de la alimentación, que es rechazado por la membrana, se acumula en la superficie creándose un gradiente de concentración y, en consecuencia, la formación de una película próxima a la membrana de espesor  $\delta$ .

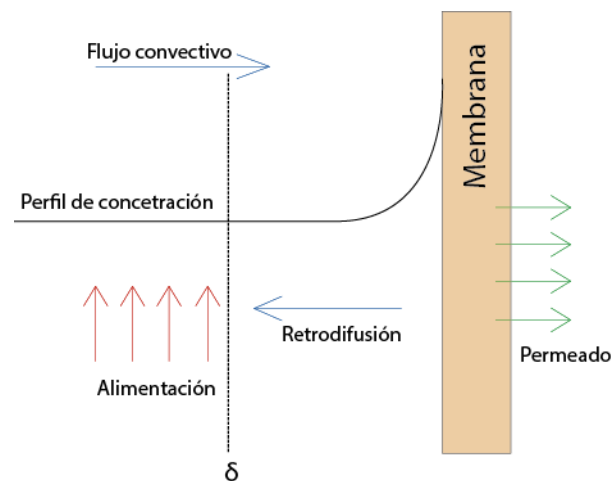


Figura 3.12. Polarización por concentración.

Al aumentar la concentración de soluto, la presión osmótica también lo hará con lo que la capacidad de permeado disminuirá debido a que la fuerza impulsora es menor.

El efecto que produce esta capa es desfavorable debido a que provoca corrientes difusivas desde esta capa hacia el seno del alimento con lo cual, se producirá una disminución del coeficiente de rechazo. También produce el deterioro de la membrana debido a las partículas que se depositan en ella, las cuales obstruirán algunos poros, desencadenando así los inconvenientes que presentan los procesos de ensuciamiento.

Aunque la capa de polarización no se consigue eliminar completamente, se puede evitar incorporando al proceso de membranas un sistema de agitación, o también se puede hacer circular la corriente de alimento en régimen turbulento. Quizá esta última opción sea la más sencilla de aplicar.

### 3.4. Ensuciamiento de las membranas.

El ensuciamiento o “fouling” es el término general que reciben los procesos por los cuales una amplia variedad de sustancias presentes en el agua residual incrementa la resistencia de la membrana debido a la deposición de dichas especies sobre su superficie, adsorción en los poros de la membrana o por bloqueo completo del poro. El ensuciamiento tiene lugar debido a diversos mecanismos fisicoquímicos y biológicos, el cual puede verse agravado por el fenómeno de polarización por concentración debido a que este fenómeno aumenta la concentración de impurezas en los alrededores de la membrana.

En el caso de la depuración biológica, los elementos que suelen producir el ensuciamiento son los materiales coloidales, o las sustancias poliméricas extracelulares (EPS) que son metabolitos excretados por la biomasa encargada de depurar el agua.

Existen dos tipos de fouling:

- **Fouling externo o reversible:** las sustancias se depositan sobre la membrana.
- **Fouling interno o irreversible:** las sustancias obturan los poros del interior de la membrana.

El tipo de ensuciamiento que mayor problema presenta es el interno o irreversible, ya que sus efectos son muy graves. Dichos efectos provocan la necesidad de realizar sucesivos lavados químicos, los cuales resultan agresivos para la misma o, en el caso extremo, sustituir la membrana. Sin embargo, el ensuciamiento externo o reversible, se elimina fácilmente mediante mecanismos físicos.

La reducción en el caudal de permeado debido a la obstrucción de poros (ya sea en el exterior o en el interior), es la consecuencia que se observa con mayor frecuencia. Esto se traduce en un aumento de consumo energético. Para mantener el caudal de permeado se debe aumentar la presión transmembranal, lo cual supone también un incremento del gasto energético.

El ensuciamiento de las membranas también es el responsable de la repercusión económica producida por la necesidad de realizar limpiezas químicas y las sustituciones de las membranas con mayor frecuencia.

De acuerdo con la bibliografía, existen diferentes fenómenos que originan el ensuciamiento, entre ellos se encuentran [13]:

- **Precipitación sobre la superficie de la membrana:** ocurre cuando precipitan las partículas de soluto sobre la superficie de la membrana, de forma que los poros quedan tapados (figura 3.13).

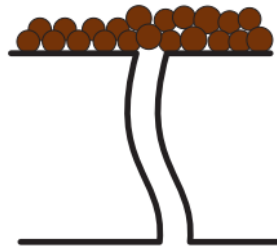


Figura 3.13. Precipitación sobre la superficie.

- **Obstrucción del poro por una partícula:** se da cuando una partícula queda atrapada a lo largo del poro impidiendo el paso a través del mismo (figura 3.14).



Figura 3.14. Obstrucción por partícula.

- **Constricción del poro por sus paredes:** la adsorción de partículas en la superficie de la membrana, es la causante de la reducción efectiva del poro, produciendo la reducción del flux de permeado (figura 3.15).

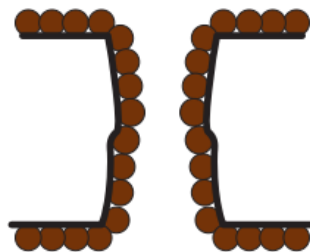


Figura 3.15. Constricción del poro.

- **Obstrucción del poro por un agregado:** esta obturación del poro ocurre por acción de un agregado de partículas como se muestra en la figura 3.16.

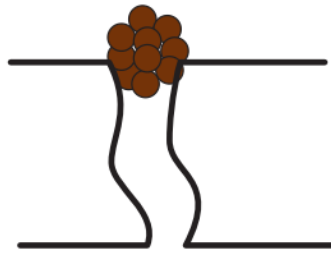


Figura 3.16. Obstrucción por agregado.

Las EPS son mezclas complejas de polímeros de gran peso molecular que provienen de la lisis de las células de los microorganismos, del desprendimiento de material de la superficie de estas células y de la materia orgánica presente en el agua residual.

Desde el punto de vista microbiológico, las EPS son importantes ya que protegen a las células frente a agentes tóxicos, permiten la formación de flóculos, protegen a la célula de la deshidratación intervienen en la formación de biopelículas y pueden actuar como fuente de carbono o energía en condiciones de escasez de nutrientes (Bitton, 2005) [16]. Las EPS las forman las eEPS y las SMP tal y como se comentó en el apartado 3.2.

Las SMP, son las que intervienen en mayor medida en el ensuciamiento de las membranas. Las situaciones en las que los microorganismos actúan excretando SMP al medio son [16]:

- Periodos de escasez de alimento debido a cambios metabólicos relacionados con la respiración endógena.
- Mantenimiento del equilibrio de concentración a través de la membrana celular.
- La adición repentina de una fuente de carbono y energía a un medio con escasez de alimento puede acelerar la muerte de las bacterias, generando SMP.
- Respuesta a cambios bruscos de temperatura, tóxicos, etc.

En definitiva, el contenido y la composición de las EPS depende de factores como las características del fango, la fase de crecimiento, los parámetros del proceso, el tipo de biorreactor y los métodos de extracción, entre otros. De ahí que el control de las EPS sea complicado, ya que está relacionado directamente con el ajuste de los parámetros de operación [16].

Algunos estudios demuestran que manteniendo un pH, temperatura y salinidad adecuados en el fango activo ayuda a controlar la producción de EPS y el ensuciamiento de la membrana. Además, la adición de adsorbentes, coagulantes y agentes químicos pueden modificarse las propiedades del fango activo produciendo la formación de coloides capaces de adsorber SMP y eEPS, aumentando así el tamaño de los flóculos y atenuando el ensuciamiento, como es el caso del CAP [25].

En la actualidad, están surgiendo nuevas estrategias en el ámbito de la ultrafiltración debido a la necesidad de investigar acerca de cómo mitigar los efectos del fouling, comprender sus mecanismos de actuación, así como también, reducir los problemas económicos y ecológicos que conllevan. La

explotación de los medios bioquímicos, mecánicos o hidrodinámicos, tales como el uso de aditivos, adsorbentes, modificación de la superficie de la membrana, etc., han llevado a la creación de nuevas tecnologías y a optimizar los métodos tradicionales.

Ejemplo de estas nuevas estrategias es, por ejemplo, la investigación de un nuevo revestimiento anti incrustante de membranas de ultrafiltración, basado en una técnica de microemulsión bicontinua polimerizable (PBM), que se ha desarrollado y ensayado por primera vez en el presente año, en un biorreactor de membrana usando agua residual industrial. En este estudio se ha comparado el proceso de filtración de un BRM con membrana de ultrafiltración de polietersulfona (PES) y un BRM con esta novedosa membrana con las mismas características de operación. Se ha comprobado que el ensuciamiento de la membrana ha sido mucho menor en el BRM en el que se había utilizado la membrana PBM. Tras 105 días de operación, la membrana seguía conservando la capa de PBM, demostrando su robustez ante el ensuciamiento. Por ello se han planteado realizar investigaciones futuras para utilizar este tipo de membranas en estaciones depuradoras a gran escala [30].

### 3.5. Adsorción mediante Carbón activo.

#### 3.5.1. Fundamentos de la adsorción.

La adsorción es la capacidad de algunas sustancias químicas para fijar en su superficie determinadas moléculas. Es muy utilizada en los tratamientos de aguas residuales, aguas potables y además se utiliza en la recuperación de algunos productos orgánicos y metales.

Éste fenómeno tiene lugar en la superficie de un cuerpo (adsorbente) y consiste en transferir un soluto de una fase líquida a una sólida. De este modo el adsorbato queda retenido en el adsorbente como se muestra en la figura 3.17.

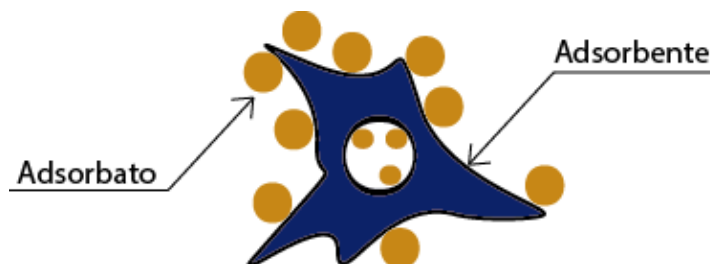


Figura 3.17. Mecanismo de adsorción

El modo en el que las impurezas y contaminantes adsorbidos quedan atrapados en la superficie del adsorbente se produce mediante diferentes mecanismos:

- Adsorción física o “fisorción”: Este tipo de mecanismo de adsorción es superficial y predomina la atracción por fuerzas de Van de Waals. En este fenómeno el adsorbato no está fijo en la superficie de adsorbente, sino que tiene movilidad en la interfase, con lo

cual las adsorciones se producirán con rapidez. Además, éste no sufre ningún cambio en su naturaleza, siendo un proceso fácilmente reversible.

- Adsorción química o “quimisorción”: En este fenómeno, las uniones superficiales que se producen vienen determinadas por la fuerte interacción química, como si de un enlace químico se tratase, entre adsorbato y adsorbente, por la cual el adsorbato sufre una transformación de naturaleza química. Este fenómeno se produce con mayor lentitud comparado con la adsorción física.

Son varios los factores que influyen en los mecanismos de adsorción, entre ellos se encuentran:

- Superficie específica y porosidad del adsorbente.
- Afinidad del adsorbente con el adsorbato.
- Concentración del soluto en la fase fluida.
- Tamaño molecular del soluto.
- Temperatura.
- pH de la disolución.

### 3.5.2. Materiales adsorbentes.

Se distinguen diversos tipos de materiales adsorbentes como son:

- Sólidos inorgánicos porosos como la sílica gel, las alúminas, arenas y arcillas.
- Polímeros sintéticos como las resinas.
- Materiales carbonosos como el carbón activo.

De los materiales anteriormente citados, el carbón activo es el utilizado como adsorbente en los experimentos llevados a cabo y que se explican en el apartado 4.

El carbón activo, es un material fabricado a partir de materia prima carbonácea, como la turba, madera o lignito [16]. Existe un amplio espectro de materiales que difieren entre ellos por su estructura interna, en la que la distribución de poros y superficie específica se encuentra en un rango entre 500 y 1500 m<sup>2</sup>/g, y en su granulometría. En la bibliografía también se han encontrado datos de que la superficie específica puede llegar hasta los 2000 m<sup>2</sup>. Además hay varios tipos de poros según su radio, como son, macroporosos ( $r > 25\text{nm}$ ), mesoporosos ( $25 > r > 1\text{nm}$ ) y microporosos ( $r < 1\text{nm}$ ). El tamaño de poro depende del origen de la materia prima, del proceso de activación utilizado y de la duración de dicho proceso.

Existen varios tipos de carbón activo:

- **Carbón activado en polvo (CAP):** se emplea en tanques agitados, sólo se aplica a líquidos y una mayor velocidad de adsorción debido a que su superficie de adsorción es mayor.
- **Carbón activado en grano (CAG):** se emplea en lechos fijos, se puede aplicar a gases y líquidos y genera menos caída de presión. Su capacidad de adsorción es menor debido al tamaño del grano.
- **Carbón activado en micro-grano ( $\mu\text{CAG}$ ):** En la actualidad se está estudiando la utilización del  $\mu\text{GAC}$  como agente adsorbente. Este es un nuevo material que tiene un tamaño de poro

entre el CAP ( $<100\mu\text{m}$ ) y el GAC ( $<800\mu\text{m}$ ), es mesoporoso, se produce a partir de carbón activado reciclado y también tiene capacidad de reactivación. La distribución del tamaño del poro en el área de superficie y el coste son similares al del CAP [28].

Una de las ventajas que presenta el proceso de adsorción con carbón activado es la facilidad que posee el carbón para regenerarse. El carbón activo que se utiliza en los procesos de adsorción alcanza un nivel de saturación, a partir del cual no adsorbe más producto, por lo que deberá ser regenerado o desechado.

Las aplicaciones industriales en las que se utiliza CAP son, entre otras, la eliminación de contaminantes del agua como es el caso de las sustancias orgánicas persistentes, recuperación o purificación de proteínas o polifenoles y eliminación de color en azúcares y aceites vegetales.

### 3.5.3. Utilización del carbón activo en procesos de tratamientos de aguas residuales.

La adición de adsorbentes en los sistemas de tratamiento biológicos de aguas residuales disminuye el nivel de los compuestos orgánicos. La dosificación de carbón activo el polvo produce un carbón biológicamente activo que adsorbe y degrada compuestos orgánicos solubles, demostrándose su eficacia en la reducción de los niveles de SMP y EPS en un estudio comparativo que se llevó a cabo en un sistema BRM-CAP de membrana sumergida y otro BRM-CAP de membrana externa (Kim and Lee, 2003).

Según Leseage *et al.*, (2005), la dosificación de 1g/L en el sobrenadante del biorreactor, también disminuyó el ensuciamiento de las membranas.

En el estudio realizado por Li *et al.*, (2005c), la dosificación óptima registrada de PAC en los fangos activados se estimó en 1,2 g/L. En éste, la distribución de los flóculos y la viscosidad aparente de la biomasa se identificaron como los principales parámetros influyentes, dando como resultado una reducción de la resistencia de la torta cuando se dosificaba el carbón activo en el biorreactor.

Sin embargo, según Ng *et al.*, (2005), no se obtuvo ninguna mejora significativa en el rendimientos cuando se mantuvo una dosificación en el biorreactor de 5 g/L de CAP sin purga de fangos activados. Se dijo que en estas condiciones, el CAP se saturó rápidamente con contaminantes orgánicos, y que la reducción del ensuciamiento por la adición de CAP se basa en la adición regular de adsorbente.

En otro experimento llevado a cabo por Guo *et al.*, (2004) con diferentes configuraciones de los sistemas de biorreactores de membranas de fibra hueca sumergidas, permitió la comparación de resultados entre la utilización de una prefloculación y la adición de CAP. En las condiciones de funcionamiento empleadas, se observó que la prefloculación reducía en mayor medida el ensuciamiento de las membranas que la adsorción con CAP. Sin embargo, según Cao *et al.*, (2005) y Guo *et al.*, (2004), el uso de ambas estrategias simultáneamente, mejoraban la permeabilidad de las membranas.



Para bajas concentraciones de CAP (0,5 g/L) y una edad del fango relativamente elevada para una planta piloto, se observó que este adsorbente mostraba un buen potencial de reducción del ensuciamiento mediante diferentes mecanismos como por ejemplo la adsorción de impurezas tales como las SMP y la mejora de la floculación. También se observó que su adición al reactor biológico podría evitar la necesidad de una etapa posterior por lo que el coste de tratamiento disminuiría. Además se contempló la necesidad de regenerar el CAP para conseguir un grado suficiente de adsorción. En este caso se utilizó un CAP mesoporoso, ya que según Fang et al. (2006), esto haría que fuese más fácil acceder a la adsorción de las impurezas de membrana para su biodegradación posterior [18].

Sin embargo, en otro estudio la concentración de CAP utilizada fue de 2 g/L de fango activo [22]. En este se observó como la adición de este adsorbente al fango activo conseguía disminuir la resistencia a la filtración debido a la retención de las partículas responsables del ensuciamiento de la membrana por parte del CAP. Los autores de este experimento coinciden en la afirmación de que este adsorbente posee la capacidad de disminuir el contenido de EPS y SMP debido a la formación de flóculos microbianos que las contienen, alarga la vida útil de la membrana y se obtiene un efluente de mayor calidad.

Para la dosificación en BRM de membrana sumergida de concentraciones de 0,75 g/L y 1,5 g/L de fango y tiempos de retención hidráulico del orden de 6h, también se obtuvieron resultados positivos en la utilización del CAP para reducir el ensuciamiento de las membranas del BRM producidas por EPS y SPM.

#### **4. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.**

En el siguiente apartado se describen los análisis realizados al licor de mezcla así como los equipos y el material empleado para el desarrollo de la parte experimental.

Los análisis se dividirán en tres partes: ensayo “jar-test” con adición de adsorbente, caracterización química del licor de mezcla mediante el análisis de los productos solubles microbianos y la caracterización física mediante un ensayos de resistencia a la filtración.

Para el procedimiento experimental se recogieron muestras de licor de mezcla de la recirculación del reactor biológico de una estación depuradora de aguas residuales urbanas (Figura 4.1).

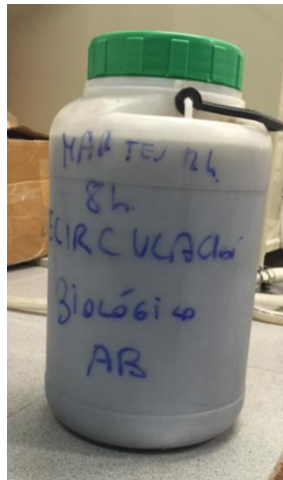


Figura 4.1. Muestra del licor de mezcla del reactor biológico.

#### 4.1. Ensayos “jar-test”.

El ensayo de jarras también conocido como “jar-test” es un ensayo de coagulación-floculación cuya finalidad, en este caso, es determinar la concentración de adsorbente óptima y el formato de adsorbente (en polvo o en grano) que se necesita adicionar al licor de mezcla para conseguir una reducción de las sustancias poliméricas extracelulares, en concreto las SMP que son los productos solubles que contribuyen en gran medida al bloqueo interno y externo de poros y al ensuciamiento de la superficie de las membranas en los biorreactores de membrana.

Para ello, se prepararon en primer lugar ocho muestras de licor de mezcla del reactor biológico, 4 de ellas para la adición de carbón activo en polvo y las otras cuatro, a las que se les añadió carbón activo granulado.

El equipo utilizado para este ensayo (figura 4.2) se compone de cuatro ejes giratorios con una paleta en la base de cada eje, siendo estas las responsables de agitar las muestras. Estos ejes están conectados a un motor eléctrico rotatorio que los hace girar simultáneamente. Existe la posibilidad de modificar la velocidad de giro de las paletas en caso de ser necesario y el tiempo de duración del ensayo.



Figura 4.2. Equipo "jar-test".

➤ **Material:**

- Equipo "jar-test".
- Vasos de precipitado grandes y medianos (600ml y 150ml).
- Jarra de 5L.
- Balanza analítica de precisión Kern ABJ.
- Carbón activo en polvo (CAP).
- Carbón activo granulado (CAG).
- Espátula.
- Vidrios de reloj.
- Papel de filtro.
- Varilla.
- Muestra de licor de mezcal.
- Material de seguridad: gafas y guantes
- Tubos para guardar muestras
- Soporte para los tubos.
- Jeringuilla.
- MS Nylon SyringeFilter.

➤ **Procedimiento:**

- 1) Se calcula la cantidad de carbón activo en polvo que se va a adicionar a los vasos que contendrán las muestras del licor de mezcla, utilizando como referencia algunas de las cantidades utilizadas en diversos estudios realizados acerca del efecto reductor del ensuciamiento en la superficie de las membranas [17] [18] [19]. Para el caso del carbón granulado, se ha estimado el doble de la cantidad calculada para el caso de carbón activo

en polvo, debido a que la superficie de adsorción en el formato granulado es menor que la del formato en polvo, para un mismo tiempo de experimento (tabla 4.1.).

	VASO 1	VASO 2	VASO 3	VASO 4
<b>CAP (g)</b>	0,15	0,3	0,45	0,6
<b>CAG (g)</b>	0,3	0,6	0,9	1,2

Tabla 4.1. Cantidades de adsorbente.

- 2) Se preparan cuatro vasos de precipitado a los cuales se les añade 300 ml de licor de mezcla de la muestra que previamente hemos recogido con una jarra de 5L para trabajar con mayor seguridad debido al riesgo de contaminación que conlleva la manipulación de ésta muestra.
- 3) A continuación (figura 4.3) se procede a pesar las cantidades de carbón activo en polvo, anteriormente indicadas, utilizando para ello la espátula, cuatro vidrios de reloj y la balanza de precisión.



Figura 4.3. Balanza de precisión, CAP y vidrios de reloj con diferentes pesadas.

- 4) Se agita con una varilla los 300 ml de muestra de cada vaso y se le añaden las dosis de carbón activo en polvo, una dosis por cada vaso y se etiquetan los vasos para saber que concentración corresponde a cada uno.
- 5) A continuación se introducen los cuatros vasos en el equipo "jar-test", se activa el equipo activando el interruptor verde y se regula la velocidad de giro a una velocidad tal que permita que los flóculos que se van formando producto de la adsorción en la superficie del CAP de las diferentes sustancias contenidas en el licor de mezcla, se encuentren en suspensión en todo momento y no se produzca la rotura de los mismos, con lo cual debe ser vigorosa aunque no en exceso.

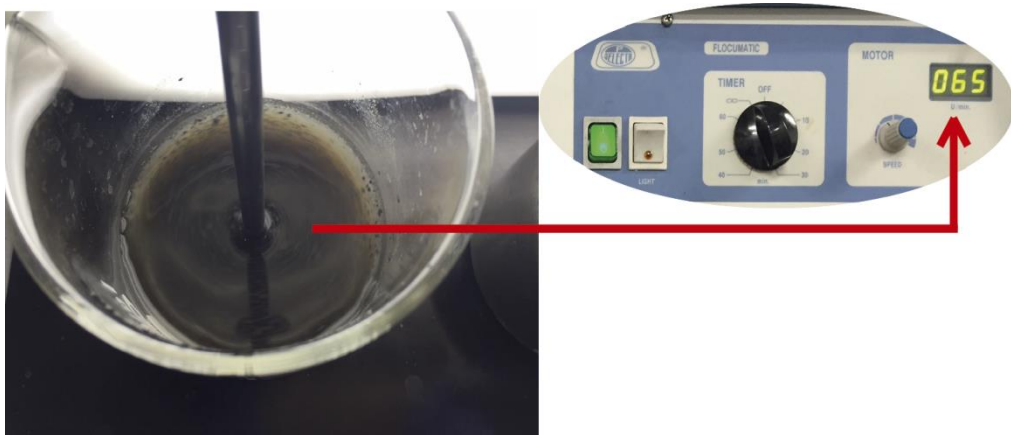


Figura 4.4. Velocidad de giro.

- 6) Se deja en agitación durante sesenta minutos aproximadamente.
- 7) Mientras transcurre este tiempo, se preparan cuatro vasos de precipitado de 150 ml aproximadamente y embudos realizados con papel de filtro de 45 micras de tamaño de poro, para la posterior filtración del licor de mezcla como se muestra en la figura 4.5.



Figura 4.5. Vasos de precipitados y filtros.

- 8) Además se pesan las dosis necesarias de carbón activo granulado (figura 4.6) que se muestran en la tabla 4.1. anterior procediendo del mismo modo que con el CAP.



Figura 4.6. Carbón activo granulado

- 9) Trascorrida la hora de agitación se para el equipo “jar-test”, se suben los ejes de las palas para poder sacar los vasos de precipitado sin dificultad y se procede al filtrado de las muestras con el objetivo de separar la fase líquida de los flóculos formados por la acción adsorbente del CAP, como se puede observar en la figura 4.7. En la figura 4.8 se observa la diferencia de color en el filtrado, siendo el color más oscuro el perteneciente a la concentración más baja de CAP.

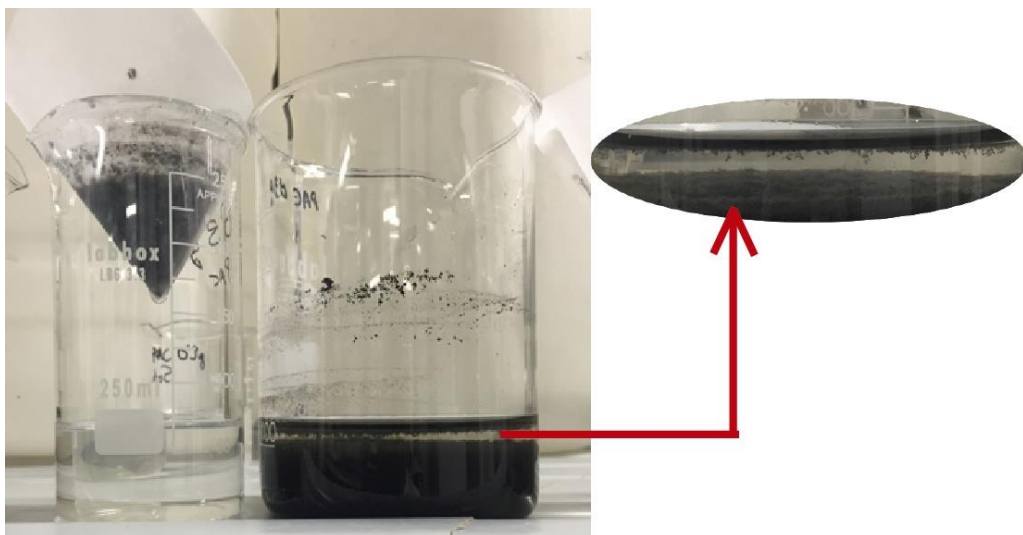


Figura 4.7. Separación de la fase líquida de los flóculos formados.



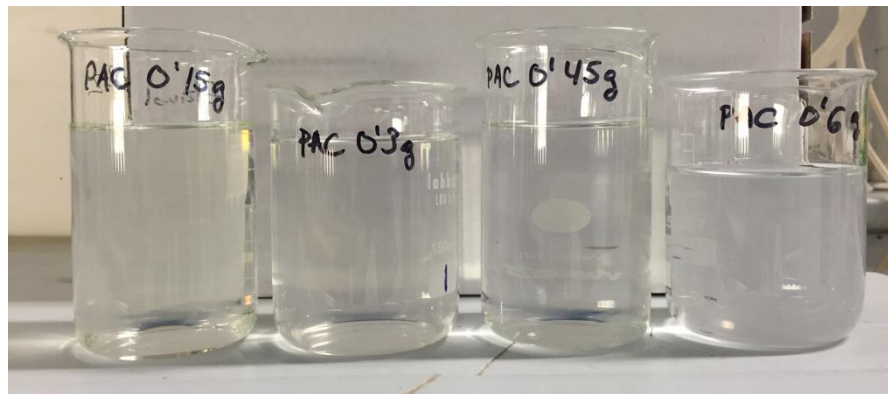


Figura 4.8. Filtrado de la muestra con adición de CAP.

- 10) Una vez se ha obtenido filtrado suficiente para realizar los protocolos analíticos necesarios para la determinación del rendimiento de eliminación de cada concentración y formato de carbón activo, se preparan cuatro vasos de precipitado con 300ml de muestra de licor de mezcla del mismo modo que en el punto número 2. A continuación se añade a cada vaso la concentración pertinente de carbón activo granulado (CAG).
- 11) Se introduce en el equipo "jar-test" (figura 4.9) y se deja en agitación durante una hora, siguiendo el mismo criterio que en el punto 4 (figura 4.4).
- 12) Se procede del mismo modo que en el ensayo con CAP, por ello, en el transcurso de la hora en la que el equipo "jar-test" está en activo, se prepara el papel de filtro y los vasos de precipitados para realizar la filtración (figura 4.5). Con el tiempo restante hasta completar los sesenta minutos que el equipo está en funcionamiento, se van lavando los materiales que se han ido utilizando hasta el momento y que ya no harán falta a lo largo del experimento.

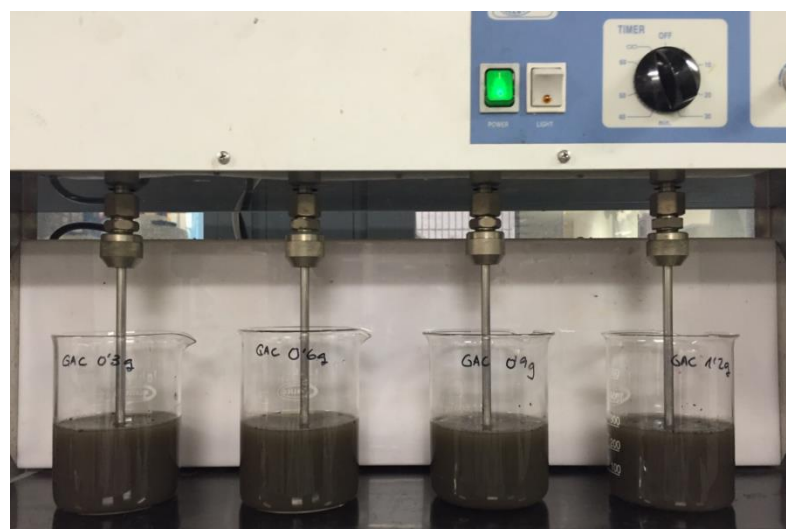


Figura 4.9. Equipo "jar-test" para ensayo con CAG.

- 13) Transcurrido este tiempo, se filtran las cuatro muestras a las que se les había adicionado diferentes concentraciones de CAG y se reservan. En la figura 4.10 se intuye que la capacidad de adsorción de éste ha sido menor que en la adición de CAP debido a la menor formación de flóculos (figura 4.11) y en consecuencia, menor diferencia en el color de la fase líquida del filtrado en las diferentes concentraciones de CAG (figura 4.12).

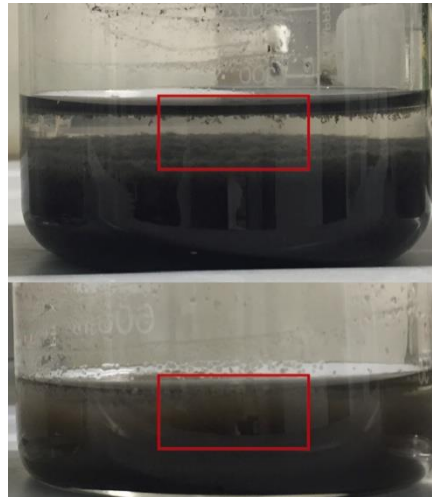


Figura 4.10. Diferencia cualitativa de adsorción entre ambos formatos.

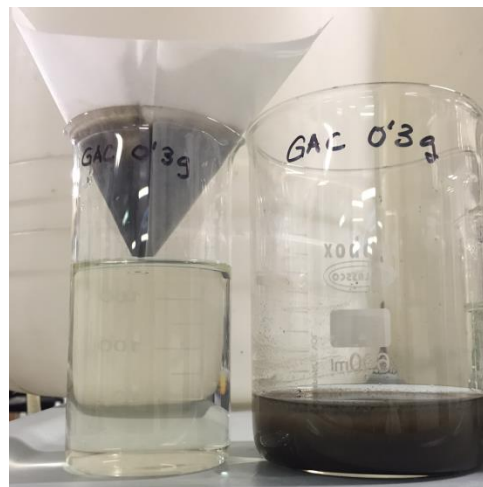


Figura 4.11. Proceso de filtrado de muestra con adición de CAG.

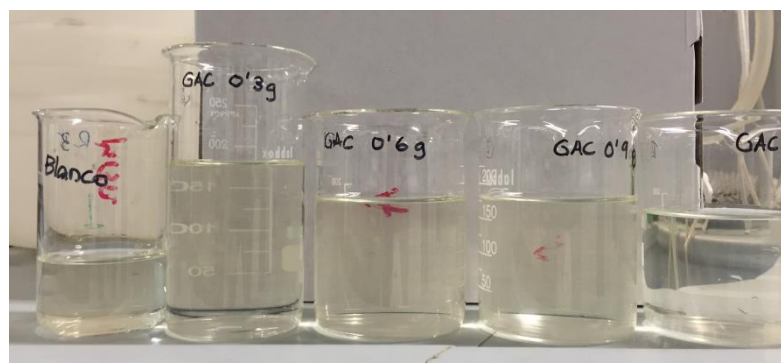


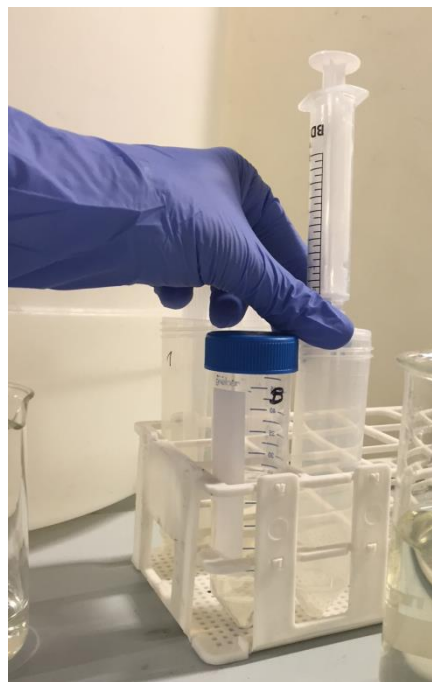
Figura 4.12. Filtrado de la muestra con adición de CAG.



- 14) Usando una jeringa, se vierte el filtrado obtenido a través de un filtro MS Nylon Syringe (figura 4.13) en un tubo en el que se conservará la cantidad de muestra filtrada suficiente para realizar los análisis posteriores (figura 4.14). Se utiliza un filtro para cada concentración y formato de carbón activo utilizado, de modo que cuando se note que el filtro crea resistencia al intentar inyectar el líquido se debe cambiar el filtro por otro nuevo.



*Figura 4.13. Filtro MS Nylon Syringe*



*Figura 4.14. Procedimiento para conservación de muestras.*

- 15) Por último, se guardan todas las muestras en el congelador utilizando un porta tubos para su perfecta conservación, marcadas correctamente para no incurrir en errores en análisis posteriores (figura 4.15).

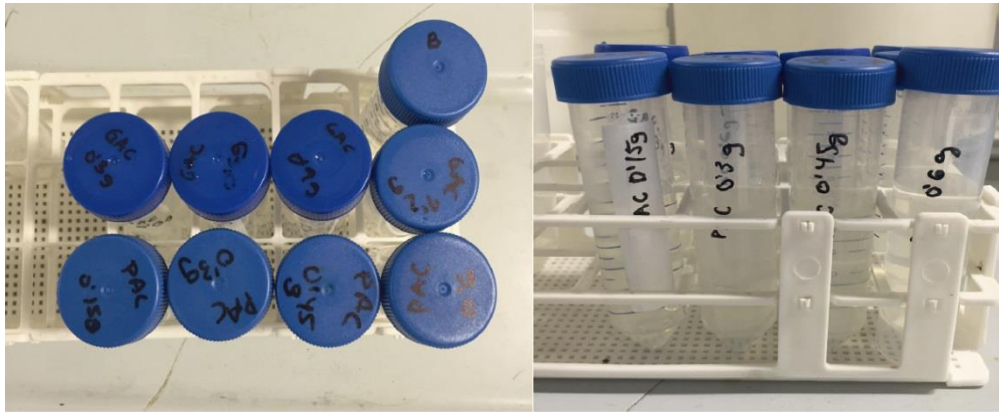


Figura 4.15. Muestras de filtrado.

#### 4.2. Protocolos para la caracterización química del licor de mezcla.

Previo descongelado de las muestras (figura 4.16) mediante baño de agua a temperatura ambiente para acelerar el proceso de descongelado, se procedió a realizar los protocolos analíticos necesarios para medir las SMP (productos microbianos solubles: proteínas e hidratos de carbono) que quedan en dichas muestras tras haber realizado el ensayo “jar-test” con carbón activo en ambos formatos.

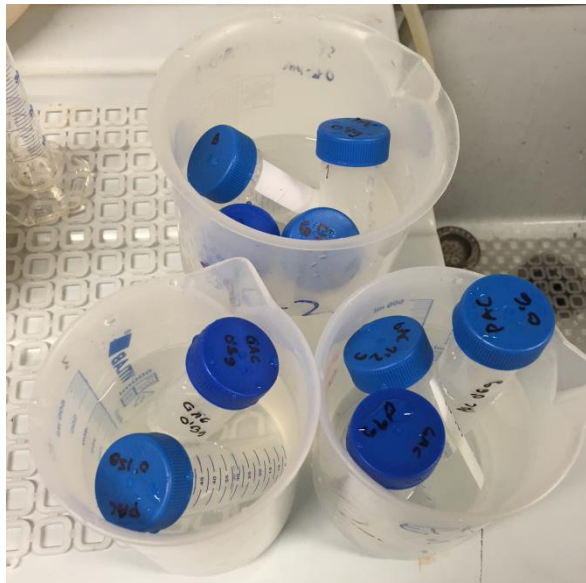


Figura 4.16. Descongelado de muestras.

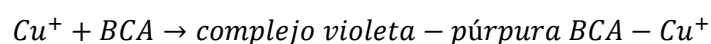
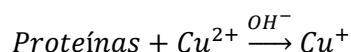
Se analizaron 10 muestras por triplicado, es decir, un total de 30 muestras, de las cuales:

- 4 pertenecen a las diferentes concentraciones de adición de CAP.
- 4 perteneces a las diferentes concentraciones de adición de CAG.
- 1 correspondiente al filtrado de la muestra sin adición de adsorbente
- 1 correspondiente al blanco realizado con agua osmotizada para calibrar el espectrofotómetro.

Para ello se han realizado: el método Micro BCA para la determinación de proteínas y el método de la Antrona para la determinación de los hidratos de carbono, los cuales se procede a detallar a continuación.

#### 4.2.1. Método Micro BCA.

Este método se utiliza para determinar las proteínas en muestras con concentración de proteína entre 0,5-20  $\mu\text{g/ml}$ . Se basa en la reducción en medio alcalino de  $\text{Cu}^{2+}$  a  $\text{Cu}^+$  (reacción de Biuret) por proteínas en medio alcalino produciéndose la formación de un complejo ácido violeta-púrpura ácido bicinconínico- $\text{Cu}^+$ .



El ácido bicinconínico, sal sódica, es un compuesto capaz de formar el complejo anteriormente citado, en medio alcalino. Las propiedades de este reactivo confieren a este método para la cuantificación de proteínas, sencillez, rapidez y gran sensibilidad respecto a otros métodos.

##### ➤ Material:

- Micropipeta de 100 a 1000  $\mu\text{l}$  con puntas pequeñas transparentes.
- Micropipeta de 500 a 5000  $\mu\text{l}$  con sus puntas correspondientes.
- 30 eppendorfs de 2ml.
- Agitador Vórtex.
- Base agitadora magnética e imán para homogeneizar el "BCA Working Reagentment".
- Vaso de precipitado pequeño.
- Baño termostático a 37°C.
- Porta eppendorfs.
- Soporte de corcho para introducir eppendorfs en el baño termostático.
- Espectrofotómetro y cubetas de poliestireno desechables Fisherbrand.
- Baño frío: cuenco, agua y hielo
- Kit BCA AppliChem:
  - Reactivo A (tampón carbonato alcalino)
  - Reactivo B ( BCA 4% de  $\text{H}_2\text{O}$ )
  - Reactivo C (4%  $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$  en  $\text{H}_2\text{O}$ )
- Agua osmotizada.

##### ➤ Procedimiento:

- 1) Encender el espectrofotómetro y el baño.
- 2) Preparar el "Working Reagent" (figura 5.17) para un volumen de 35 ml, ya que se necesita 1ml de reactivo por muestra y en total se tienen 30 muestras, utilizando para ello :

- 17,5 ml de Reactivo A
- 16,8 ml de Reactivo B
- 0,7 ml de Reactivo C



Figura 4.17. Reactivo "Working Reagent".

- 3) Dejar en la base agitadora el vaso de precipitado con el preparado de "BCA Working Reagent" (figura 4.18) y un imán para su homogeneización unos minutos (figura 4.19).

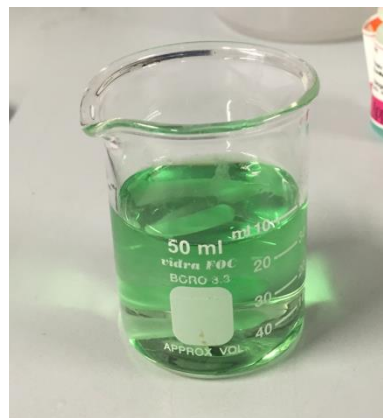


Figura 4.18. Preparado de "BCA Working Reagent".

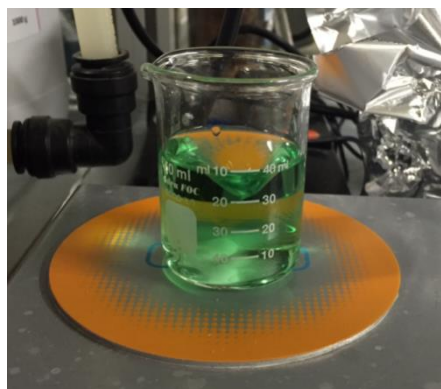
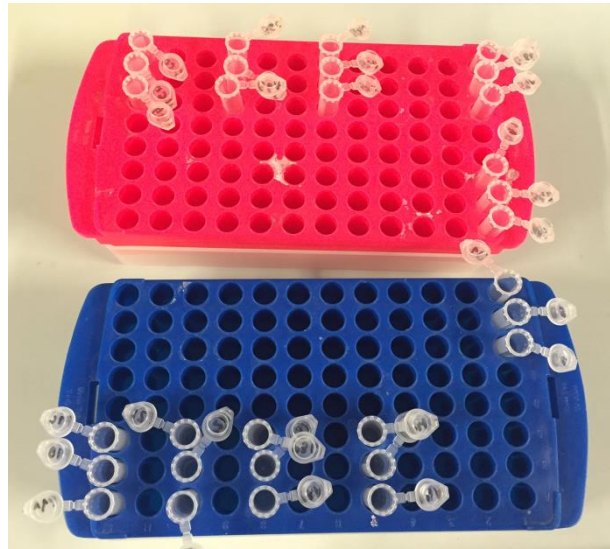


Figura 4.19. Homogeneización en base agitadora.

- 4) Mientras el reactivo se encuentra en agitación se preparan los 30 eppendorfs en el porta eppendorfs, se enumeran en la tapa (figura 4.20) y se pipetea 1 ml de cada muestra

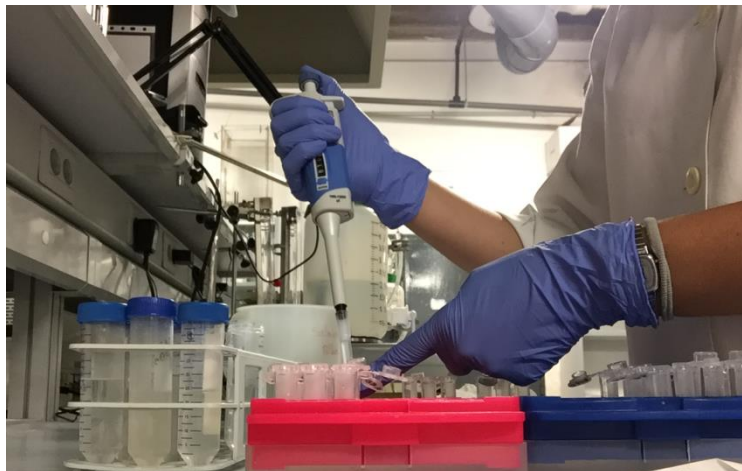
incluyendo el blanco de la muestra sin adición de adsorbente y el blanco realizado con agua osmotizada para la calibración del espectrofotómetro (figura 4.21).

- 5) Se retira el vaso con el reactivo del agitador y se pipetea 1 ml de "Working Reagent" en cada eppendorf.



*Figura 4.20. Porta eppendorfs con eppendorfs numerados.*

- 6) A continuación se cierran todos los eppendorfs y se agitan, utilizando para ello el vórtex (figura 4.22) y se colocan en el soporte de corcho para introducirlos en el baño termostático.



*Figura 4.21. Introducción de muestras en eppendorfs.*





Figura 4.22. Vórtex y soporte de corcho para baño termostático.

- 7) Se introduce en el baño termostático a 60°C durante 1 hora (figura 4.23).



Figura 4.23. Baño termostático a 60°C.

- 8) Transcurrido el tiempo del baño, se enfrían hasta temperatura ambiente durante aproximadamente 6 minutos, utilizando para ello un cuenco, agua y hielo (figura 4.24). En la figura 4.25 se puede observar la coloración violeta-púrpura, a diferentes intensidades de color, que han adquirido las muestras debido a la formación del complejo que se comentaba anteriormente

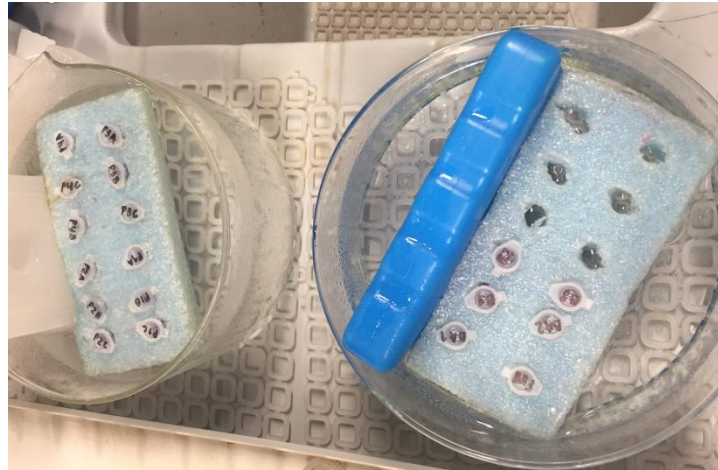


Figura 4.24. Baño frío.

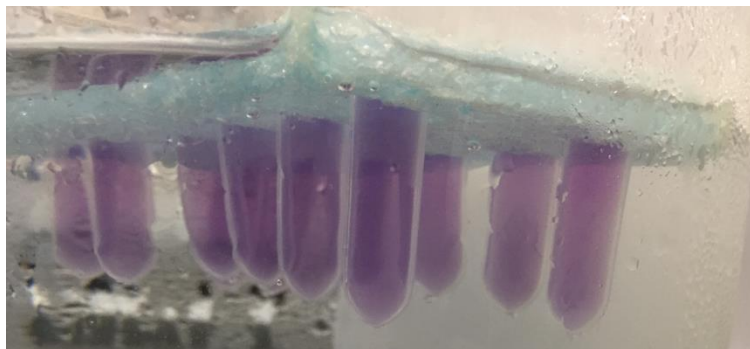


Figura 4.25. Cambio de color de eppendorfs al salir del baño.

- 9) Acto seguido se pasa el contenido de los eppendorfs a las cubetas desechables para inmediatamente, medir en el espectrofotómetro la absorbancia (figura 4.26). Las lecturas del espectrofotómetro se realizan a una absorbancia de  $\lambda=562$  nm. Estas medidas se deben realizar rápidamente porque las muestras cambian de color con el tiempo (no más de 10 minutos). En primer lugar se debe realizar la lectura del blanco.

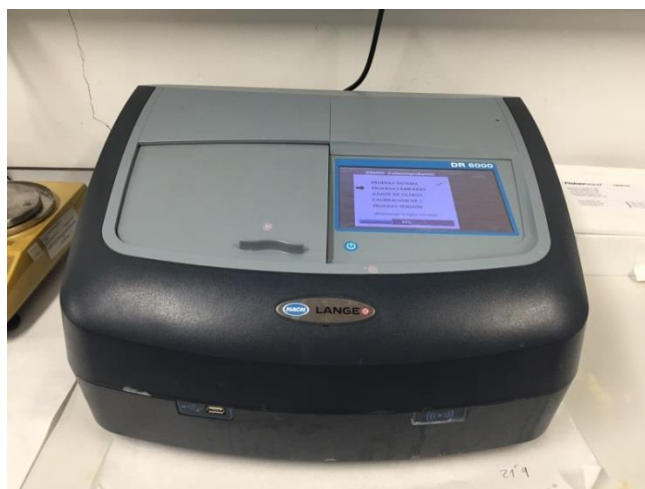


Figura 4.26. Espectrofotómetro.

#### 4.2.2. Método de la Antrona.

La reacción de la antrona (9.10 duhydro 9 ketoantraceno) en medio ácido fuerte (ácido sulfúrico concentrado 96%) reacciona con algunos carbohidratos y sacáridos, formando un derivado del furano de color verde el cual posee su máximo de absorción en 625 nm.

➤ Material:

- Vaso de precipitado.
- Cubetas-kits.
- Micropipeta de 500 a 5000 ml con sus puntas correspondientes.
- Matraces aforados de 100 ml tapón.
- Vidrio de reloj y embudo.
- Agitador vórtex.
- Agua osmotizada.
- Material de seguridad: guantes azules de seguridad, campana extractora para preparar la antrona.
- Balanza de precisión analítica.
- Espectrofotómetro y cubetas poliestireno desechables Fisherbrand.
- Baño termostático a 100°C.
- Baño frío: cuenco, agua y hielo.
- Rejilla soporte para las cubetas.
- Pinzas para introducir el soporte de las cubetas en el baño.
- Cuentagotas para enrasar.
- Papel de aluminio.
- Ácido sulfúrico concentrado 96% de la marca comercial Panreac.
- Antrona

➤ Procedimiento:

- 1) Ajustar la temperatura del baño termostático a 100°C.
- 2) Preparar una disolución de antrona 0,2% en H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en la campana extractora. Para ello se pesan 0,2 g de antrona (figura 4.27), se enrasa en un matraz aforado de 100ml con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 96% con la ayuda del embudo y el cuentagotas. Se observa que la disolución es de color amarilla. Se envuelve el matraz aforado con papel de aluminio y se deja en la oscuridad durante dos horas para que reaccione.



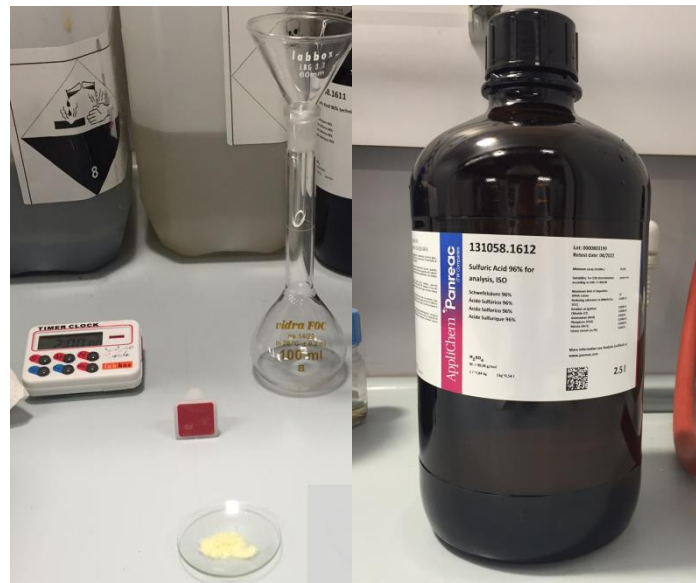


Figura 4.27. Preparación Antrona.

- 3) Mientras se produce la reacción de la antrona, se cogen dos rejillas soporte, las 30 cubetas. En la primera rejilla se colocará, de izquierda a derecha, en primer lugar el blanco realizado con el agua osmotizada y en segundo lugar las muestras de filtrado con la adición de distintas concentraciones de CAP en orden ascendente. En la segunda rejilla, en primer lugar, se colocará las muestras de filtrado con la adición de distintas concentraciones de CAG en orden ascendente y en segundo lugar, dejando un hueco libre, la muestra de filtrado sin adición de adsorbente (figura 4.28).

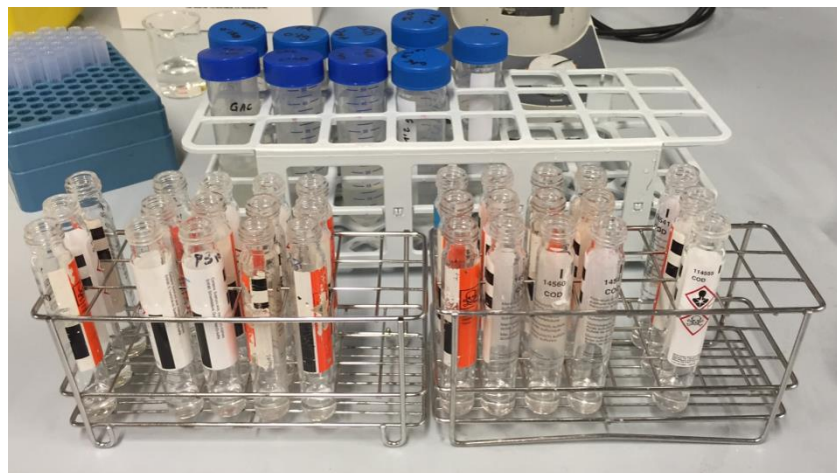


Figura 4.28. Preparación de cubetas.

- 4) Pipetear 1 ml de muestra y 2 ml de antrona, poner el tapón de la cubeta, agitar con el vórtex. Repetir este procedimiento con todas las muestras. Al introducir la antrona, se nota como se produce un pequeño aumento de la temperatura.

- 5) Introducir con la ayuda de unas pinzas, las rejillas y se deja reaccionar en el baño termostático a 100°C durante 14 minutos (figura 4.29). Las Rejillas se han introducido de manera consecutiva, es decir, se ha dejado un margen de 5 minutos entre una y otra.



Figura 4.29. Baño termostático a 100°C.

- 6) Se enfría en un cuenco con agua y hielo durante aproximadamente 5 minutos.
- 7) Acto seguido, se pasa el contenido de las cubetas-kits a las cubetas desechables para medir en el espectrofotómetro la absorbancia (figura 4.26). Las lecturas del espectrofotómetro se realizan a una absorbancia de  $\lambda=625$  nm. En primer lugar se debe realizar la lectura del blanco.

#### 4.3. Caracterización física. Ensayo de resistencia a la filtración.

##### 4.3.1. Módulo de membrana de ultrafiltración.

El módulo utilizado para realizar los ensayos de cálculo de resistencias a la filtración es el Rayflow 100. En la figura 5.30 se muestra dicho módulo. Se caracteriza por su pequeño tamaño, siendo este de aproximadamente unos 400cm<sup>2</sup> y un área útil de membrana de ultrafiltración de 100 cm<sup>2</sup>. Para determinar la resistencia a la filtración se hace pasar el licor de mezcal tratado con carbón activo en un primer ensayo y, en un segundo ensayo, se hace pasar el fango activo procedente del reactor biológico.

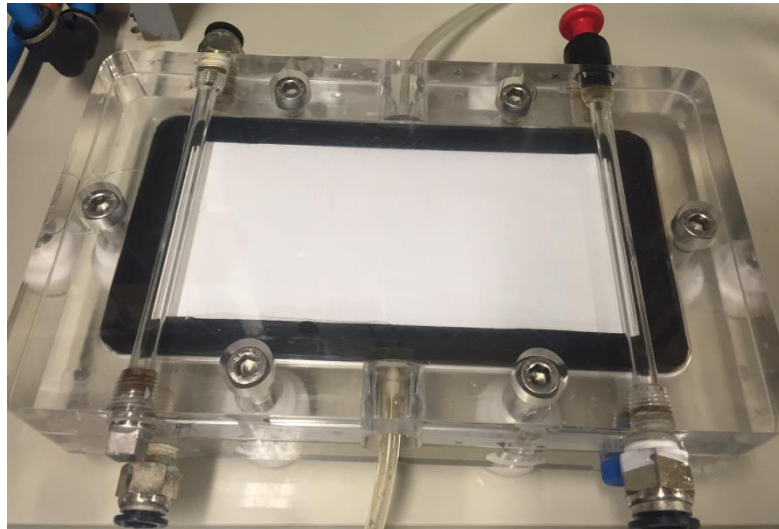


Figura 4.30: Módulo de filtración Rayflow 100

Las características del módulo de membranas utilizado se recogen en la tabla 5.2.

<b>Superficie activa de la membrana UF</b>	2x100 cm <sup>2</sup>
<b>Presión de operación</b>	0 – 3 bar
<b>Caudal de alimentación</b>	0 – 500 L/h
<b>Velocidad tangencial</b>	1,7 m/s para 250 L/h; 3,5 m/s para 500 L/h
<b>Peso</b>	2,5 Kg

Tabla 4.2: Características del módulo Rayflow 100 [13]

El modelo de resistencias en serie es el modelo matemático más utilizado para determinar el ensuciamiento de las membranas. En este modelo, la dependencia del caudal de filtración con la presión transmembranal aplicada se expresa mediante una serie de resistencias. Para el cálculo de dichas resistencias se deben realizar ensayos experimentales de acuerdo con el procedimiento descrito por T.H. Bae y T.M. Tak, (2005) [20].

En la figura 4.31 se muestra la planta piloto de pequeñas dimensiones del laboratorio utilizada para realizar los ensayos de resistencia a la filtración. Los materiales que forman esta planta piloto son los que se detallan a continuación:

- Módulo de membranas de filtración tangencial Rayflow 100 (figura 5.30)
- Bomba impulsora marca Marelli Motori.
- Dos manómetros marca Nuovafima de 0 – 16 bar.
- Caudalímetro.
- Depósito de alimentación de 6 litros de capacidad.
- Balanza de precisión marca Kern.
- Ordenador portátil con software Kern.
- Cronómetro.
- Vaso de precipitado de 1 L.
- Sistema de refrigeración de la corriente alimento mediante agua de red.

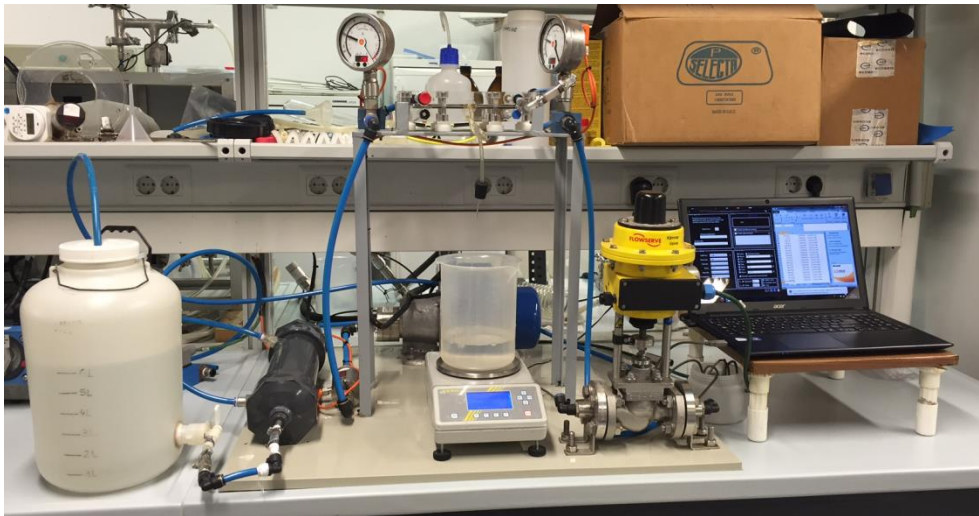


Figura 4.31. Planta piloto utilizada para los ensayos de resistencia.

El diagrama de flujo correspondiente a la planta piloto que se ha utilizado para el presente ensayo, es el que se muestra en la figura 4.32.

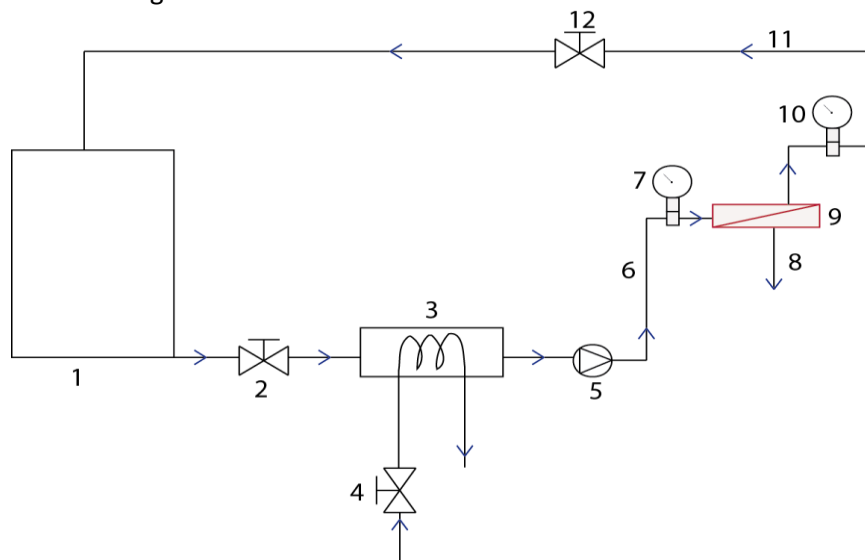


Figura 4.32. Diagrama de flujo del módulo de filtración.

A continuación, se enumeran los elementos que componen la planta piloto:

1. Tanque de alimentación
2. Válvula alimentación
3. Válvula reguladora de refrigerante
4. Sistema de refrigeración
5. Bomba impulsora
6. Corriente de alimentación
7. Manómetro de entrada
8. Corriente de permeado
9. Módulos de membranas

10. Manómetro de salida
11. Corriente de rechazo
12. Válvula de estrangulamiento

#### 4.3.2. Membrana de ultrafiltración.

Previamente a la puesta en marcha de la planta piloto, para la realización de los diferentes ensayos, es necesario preparar el recorte de la membrana de ultrafiltración. Para ello se utiliza una plantilla del tamaño del hueco destinado a la membrana del módulo Rayflow 100, tal y como se muestra en la figura 4.33 y 4.34.



Figura 4.33. Plantilla de superficie necesaria.



Figura 4.34. Recorte para el módulo Rayflow 100.

La membrana utilizada en los ensayos es una membrana de ultrafiltración de la marca registrada NADIR, modelo UP150 P (figura 4.35), cuyas características se recogen en la tabla 4.3 que se muestra a continuación.

<b>Material de la membrana</b>	PES
<b>Material del soporte</b>	PES/PP
<b>Límite de separación nominal (kDa)</b>	150
<b>Permeabilidad al agua clara a 20°C (L/m<sup>2</sup>h bar)</b>	≥ 285
<b>Retención K85 PVP</b>	90 – 98
<b>Espesor (μm)</b>	210 - 250

Tabla 4.3: Características de membrana UF NADIR UP150 P [21].





Figura 4.35. Paquete de láminas de membranas de UF tamaño A4

#### 4.3.3. Puesta a punto de la planta piloto.

Mientras se realiza el recorte de la membrana con mucho cuidado y sin presionar ya que de lo contrario, se podría dañar la superficie de la misma, se procede al lavado de la planta piloto con agua osmotizada durante 1 hora, manteniendo la temperatura a 25°C. Esta se consigue, con el sistema de refrigeración que posee la planta piloto. El refrigerante utilizado es el agua de red.

La finalidad de ésta limpieza es la de eliminar posibles impurezas adheridas a los conductos del sistema en ensayos anteriormente realizados. El sistema se utiliza con recirculación, es decir, la corriente de rechazo que sale del módulo Rayflow 100, se devuelve al bidón de alimentación como se puede observar en figura 4.36.

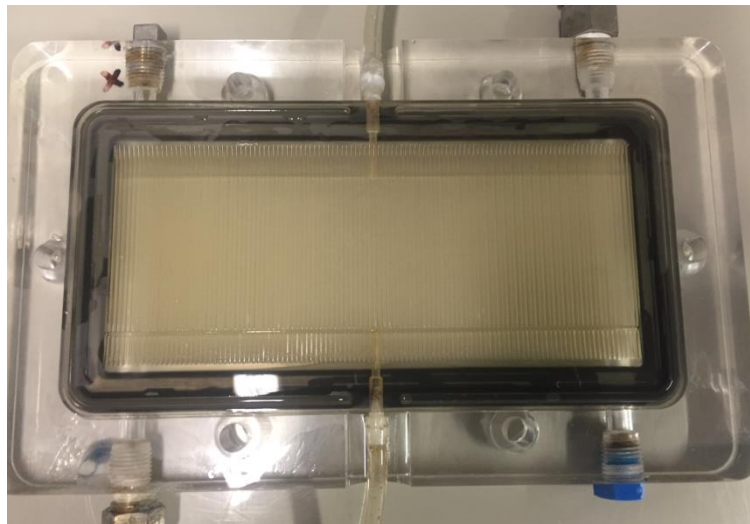


Figura 4.36: Limpieza de planta piloto con agua osmotizada y recirculación.

Durante el tiempo que dura el proceso de limpieza para la puesta a punto, se limpia el recorte de membrana agregando, con suavidad, agua osmotizada sobre ella, eliminando así los conservantes con los que llega de fábrica.

Transcurrido este tiempo, se desmonta el módulo Rayflow 100 (figura 4.37) y se introduce en la membrana de ultrafiltración que previamente se ha recortado (figura 4.38), se le añade el espaciador de goma negro que sella el borde de la membrana y se cierra el módulo poniendo la contratapa de metacrilato (figura 4.39) apretando en cruz y consecutivamente todos los cierres para que se vaya ejerciendo la presión por igual en todos los puntos del módulo.

A continuación se monta el módulo Rayflow 100 en la planta piloto y se conectan los tubos por los cuales circula la corriente de rechazo y de permeado, quedando así preparada para comenzar los ensayos.



*Figura 4.37: módulo Rayflow sin membrana.*



*Figura 4.38. Membrana de ultrafiltración introducida en módulo Rayflow 100.*



Figura 4.39. Módulo preparado para ensayos.

#### 4.3.4. Ensayo de resistencia a la filtración del licor de mezcla tratado con carbón activo.

Para realizar la caracterización física del licor de mezcla tratado, es necesario realizar una fase previa de preparación de aquello que será el alimento en el ensayo de resistencia a la filtración.

De los protocolos de análisis de proteínas y carbohidratos realizados, se obtuvo la cantidad de carbón activo en polvo con mayor rendimiento de eliminación. Dicha cantidad se ha utilizado para obtener el sobrenadante necesario para este ensayo (tabla 4.4):

Masa CAP (g)	Volumen (ml)
0,6	300 ml
1,6	800 ml

Tabla 4.4. Masa de CAP con mayor rendimiento de eliminación de SMP.

Con el fin de reunir el suficiente sobrenadante del licor de mezcla tratado con carbón activo en polvo, se prepararon doce vasos de 800 ml con fango del reactor biológico, a los que se les añadió la concentración de CAP (figura 4.40) correspondiente a este volumen de fango (tabla 4.4), utilizando el equipo "jar-test" tal y como se procedió en el apartado 4.1.



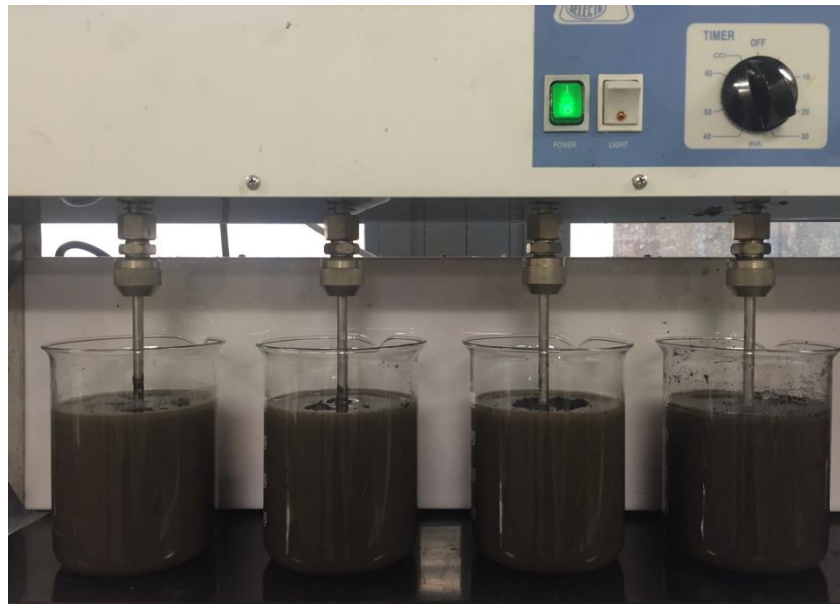


Figura 4.40. Licor de mezcla tratado para obtención de sobrenadante.

Se recogieron muestras del licor de mezcla tratado y del fango activo para determinar el rendimiento de eliminación realizando para ello, los protocolos analíticos para proteínas y carbohidratos del apartado 4.2, ya que el fango activo utilizado en los ensayos de resistencia a la filtración corresponden a días posteriores a la recogida inicial, debido a que se necesita mayor volumen de fango activo. En la figura 4.41, se observa el resultado cualitativo de la ejecución de dichos protocolos de análisis.



Figura 4.41. Análisis cualitativo de eliminación de proteínas y carbohidratos.

Para el cálculo de la resistencia total ( $R_T$ ), se debe calcular la resistencia debida a la capa de torta ( $R_c$ ), formada por la capa que se va depositando sobre la superficie de la membrana, la resistencia intrínseca de la membrana ( $R_m$ ) y la resistencia causada por la adsorción de soluto en los poros y paredes de la membrana ( $R_f$ ). La suma de estas tres resistencias se define como la resistencia total (Ec.3.7) e indica la mayor o menor resistencia que opone el alimento a ser filtrado por una membrana [13].

Los pasos a seguir a nivel experimental son: compactación de la membrana, medida de la permeabilidad al agua osmotizada, medida del caudal de permeado que ofrece la membrana una vez

este circulando el sobrenadante del licor de mezcla tratado con CAP, limpieza del sistema con agua de red y medida de la permeabilidad de la membrana después de limpiar con agua osmotizada.

➤ Compactación de la membrana

Los pasos que se han seguido son:

- Se llena el tanque de alimentación con agua osmotizada.
- Se abre la válvula reguladora de líquido refrigerante para que empiece a circular por el sistema de alimentación.
- Mediante un PLC (figura 4.42), se conecta la bomba impulsora y se establece un caudal de 0,3 m<sup>3</sup>/h.

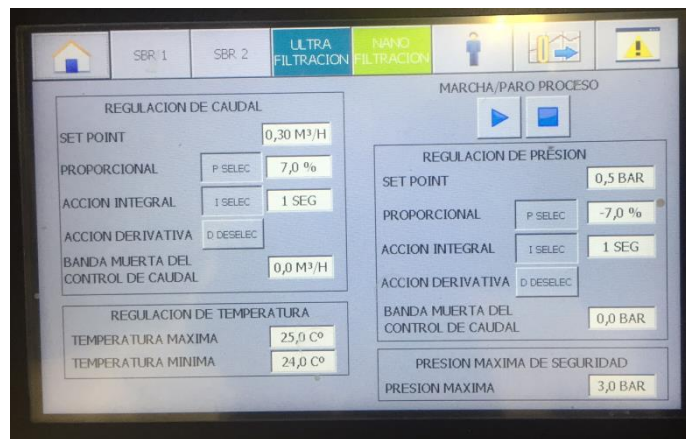


Figura 4.42. Panel de control para regulación de caudal.

- Se fija una PTM de 2 bar utilizando para ello la válvula de estrangulamiento situada en el tubo por donde circula la corriente de rechazo.
- El permeado se recoge en un vaso de precipitado de 1L situado sobre la balanza que previamente se ha tarado.
- Se toman datos cada 5 segundos a través del software de la balanza de precisión.
- Para calcular el flux de permeado es necesario calcular en primer lugar el caudal de permeado  $Q_p$ . Como la balanza de precisión proporciona medidas en gramos, se estima que 1 gr de masa medida en la balanza equivale a 1 ml de volumen.

(Ec. 4.1)

$$Q_p = \frac{V}{t}$$

Donde,

- $Q_p$  Caudal de permeado (L/h)
- $V$  Volumen de permeado (L)
- $t$  Tiempo (h)

(Ec. 4.2)

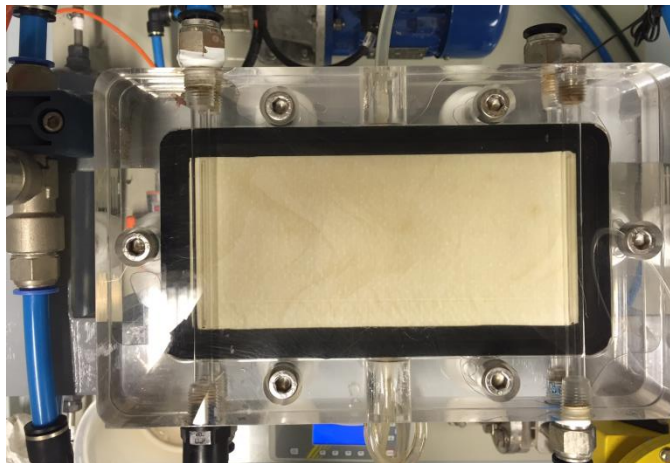
$$J_{iw} = \frac{Q_p}{A_{membrana}}$$

Donde,

$J_{iw}$  Flux de permeado al agua osmotizada (L/m<sup>2</sup>h)  
 $A_{memb}$  Área de la membrana (m<sup>2</sup>)

- Una vez alcanzado el estado estacionario (tiempo de ensayo de 78 minutos), el cual ocurre cuando los incrementos de masa son constantes, se reduce la PTM al mínimo abriendo la válvula de estrangulamiento al máximo. A continuación, se desactiva la planta piloto mediante el panel de control del PLC.
- Todos los datos de las medidas han quedado registrados a través del software de la balanza de precisión en un documento Excel. Se representa el flux al agua osmotizada frente al tiempo.

Al terminar la compactación, se observa que el estado de la membrana es el que se muestra en la figura 4.43. Durante la compactación se produjo el ensuciamiento de la membrana, lo cual no tenía sentido ya que durante este ensayo, la planta piloto se había estado alimentando con agua osmotizada y la membrana debía haber permanecido limpia.



*Figura 4.43. Estado de la membrana tras su compactación.*

Se llegó a la conclusión de que debido a ensayos anteriores se debía haber quedado residuos adheridos a los tubos de la planta piloto y, a pesar de la puesta a punto previa que se le había realizado a la planta piloto con el módulo de membranas vacío, la suciedad había continuado adherida a estos tubos.

Para subsanar esta incidencia se realizaron sucesivos lavados, los cuales se detallan a continuación:

- 1) Se procedió a desmontar el módulo de membranas Rayflow 100 y se puentearon los tubos correspondientes a las corrientes de alimento y rechazo como se muestra en la figura 4.44, utilizando para ello un par de abrazaderas, un trozo de tubo flexible y un destornillador.

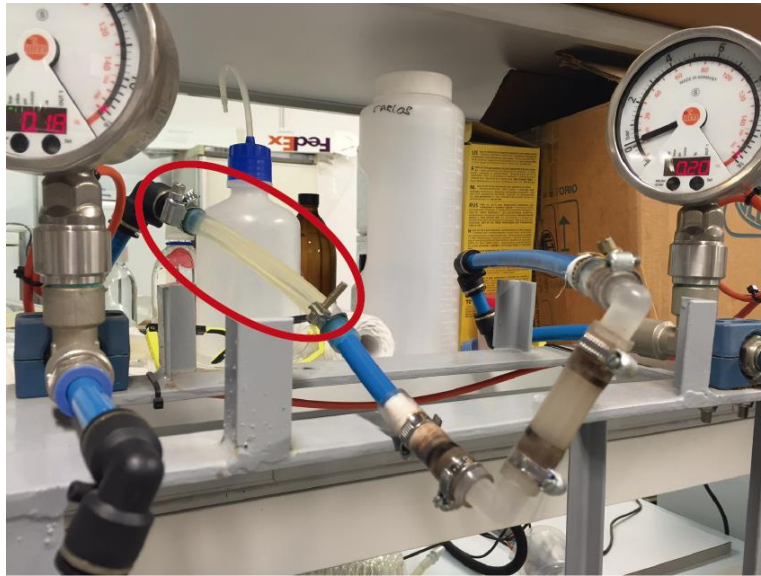


Figura 4.44. Pontado de tubos.

- 2) Se realizó una primera limpieza de la planta piloto con hipoclorito sódico de uso doméstico (lejía) durante treinta minutos, con recirculación y un caudal de  $0,1 \text{ m}^3/\text{h}$ . Para ello, se añadieron 40 ml de hipoclorito sódico al tanque de alimentación, el cual se había llenado con agua osmotizada.
- 3) A continuación se realizaron 4 limpiezas con agua de red sin recirculación (figura 4.45), es decir, se desechó la corriente de rechazo, de treinta minutos cada uno, fijando para ello un caudal igual al anterior, es decir, de  $0,1 \text{ m}^3/\text{h}$  y con el pontado de tubos. Para ello se utilizó una manguera conectada a la toma de agua de red para el llenado continuo del tanque de alimentación y una jarra de 5 L para recoger la corriente de rechazo.



Figura 4.45. Limpieza de la planta piloto con agua de red.

- 4) Para finalizar la subsanación de esta incidencia, se realizó una última limpieza con agua osmotizada con recirculación, con las mismas condiciones de operaciones que en las limpiezas anteriores.
- 5) Se desmontó el módulo de membranas Rayflow 100 para sacar la membrana y lavarla con agua osmotizada para eliminar la suciedad adherida durante la compactación.

Con la membrana limpia e introducida en el módulo de nuevo, se quitó en ponteo de tubos y se volvió a conectar el módulo de membranas a la planta piloto, quedando así preparada para continuar con los ensayos restantes.

➤ Medida de la permeabilidad al agua osmotizada para determinar  $R_m$

Los pasos que se siguieron son:

- Se llena el tanque de alimentación con agua osmotizada.
- Se abre la válvula reguladora de líquido refrigerante para que empiece a circular por el sistema de alimentación.
- Mediante el panel de control (figura 4.42), se conecta la bomba impulsora y se establece un caudal de 0,3 m<sup>3</sup>/h.
- Se fija una PTM de 1 bar utilizando para ello la válvula de estrangulamiento situada en el tubo por donde circula la corriente de rechazo.
- El permeado se recoge en un vaso de precipitado de 1L situado sobre la balanza que previamente se ha tarado.
- Se toman datos cada 5 segundos a través del software de la balanza de precisión.
- Cada cinco minutos se calcula el flux al agua osmotizada, utilizando para ello las ecuaciones 4.1 y 4.2, hasta observar que la variación es mínima, lo cual es indicativo de que ha alcanzado el estacionario.
- Se repite este procedimiento a 1,5 y 2 bar.
- Se representa el Flux al agua osmotizada frente a la PTM.

$R_m$  se calcula mediante la ecuación 3.8:

$$R_m = \frac{\Delta P}{\mu \cdot J_{iw}}$$

(Ec. 3.8)

Donde,

$\Delta P$	presión transmembranal (PTM) (bar)
$\mu$	viscosidad del permeado (Pa·s)
$J_{iw}$	flux de permeado al agua osmotizada en el ensayo (L/m <sup>2</sup> ·s)



➤ Medida del flujo de permeado del licor de mezcla tratado con carbón activo en polvo, cálculo de  $R_c$

Los pasos que se siguieron son:

- Se llena el tanque de alimentación con todo el sobrenadante del licor de mezcla tratado con carbón activo en polvo.
- Se abre la válvula reguladora de líquido refrigerante para que empiece a circular por el sistema de alimentación.
- Mediante el panel de control (figura 4.42), se conecta la bomba impulsora y se establece un caudal de 0,3 m<sup>3</sup>/h.
- Se fija una PTM de 1,5 bar utilizando para ello la válvula de estrangulamiento situada en el tubo por donde circula la corriente de rechazo.
- El permeado se recoge en un vaso de precipitado de 250 ml situado sobre la balanza que previamente se ha tarado.
- Se toman datos cada 5 segundos a través del software de la balanza de precisión.
- Cada cinco minutos se calcula el flux al sobrenadante del licor de mezcla tratado con carbón activo, utilizando para ello las ecuaciones 4.1 y 4.2, hasta observar que la variación es mínima, lo cual es indicativo de que ha alcanzado el estacionario.
- Se representa el Flux al sobrenadante frente al tiempo.

$R_c$  se obtiene mediante la ecuación 4.10:

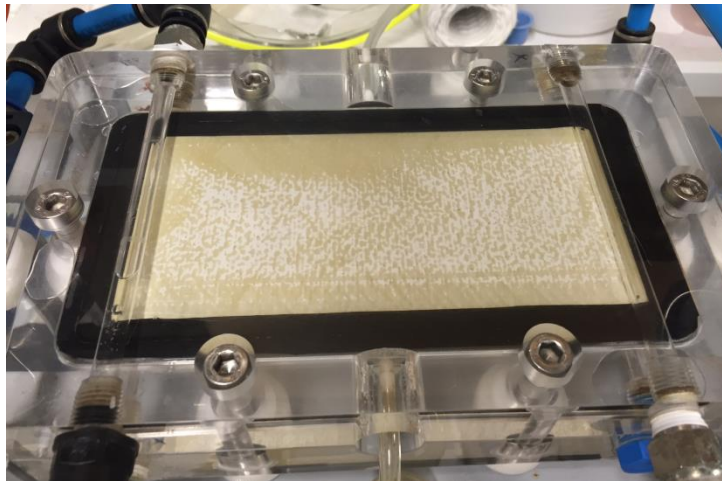
(Ec. 3.10)

$$R_c = \frac{\Delta P}{\mu \cdot J} - R_m - R_f$$

Donde,

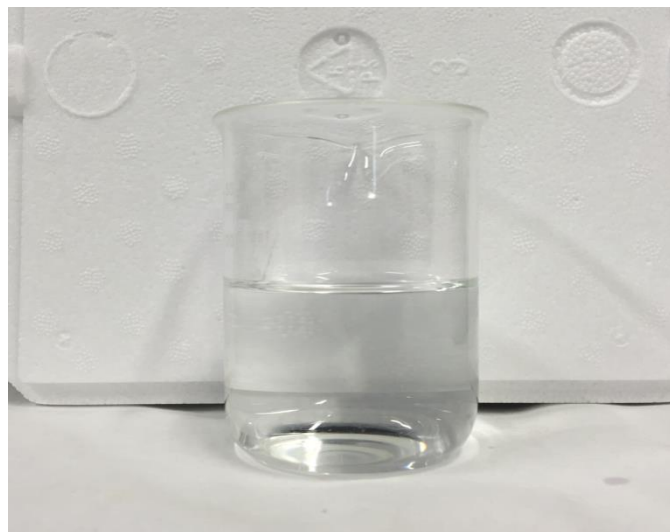
$J$  flux de permeado utilizando el sobrenadante del licor de mezcla tratado con carbón activo en el ensayo (L/m<sup>2</sup>h)

En la figura 4.46 se muestra el ensuciamiento producido en la superficie de la membrana al pasar a través de ella el sobrenadante del fango activo tratado con carbón activo.



*Figura 4.46. Superficie de la membrana tras ensayo con sobrenadante.*

El resultado cualitativo de este ensayo se muestra en la figura 4.47, en ella se observa que el permeado obtenido es agua exenta de turbidez.



*Figura 4.47. Permeado resultante de pasar por la planta el sobrenadante tratado.*

➤ Medida de la permeabilidad al agua osmotizada para determinar  $R_f$

Los pasos que se han seguido son:

- Se llena el tanque de alimentación con agua de red.
- Se abre la válvula reguladora de líquido refrigerante para que empiece a circular por el sistema de alimentación.
- Mediante el panel de control (figura 4.42), se conecta la bomba impulsora y se establece un caudal de  $0,3 \text{ m}^3/\text{h}$ .
- Se abre totalmente la válvula de estrangulamiento situada en el tubo de rechazo.

- Se deja el sistema sin presión durante unos 15 minutos de forma que se va limpiando la superficie de la membrana.
- Transcurrido este tiempo, se vuelve a fijar una PTM de 1,5 bar mediante la válvula de estrangulamiento situada en el tubo de rechazo.
- Se llena el tanque de alimentación con agua osmotizada.
- Se fija una PTM de 1 bar utilizando para ello la válvula de estrangulamiento situada en el tubo por donde circula la corriente de rechazo.
- El permeado se recoge en un vaso de precipitado de 1L situado sobre la balanza que previamente se ha tarado.
- Se toman datos cada 5 segundos a través del software de la balanza de precisión.
- Cada cinco minutos se calcula el flux al agua osmotizada, utilizando para ello las ecuaciones 4.1 y 4.2, hasta observar que la variación es mínima, lo cual es indicativo de que ha alcanzado el estacionario.
- Se repite este procedimiento a 1,5 y 2 bar.
- Se representa el Flux al agua osmotizada frente a la PTM.

$R_f$  se obtiene mediante la ecuación 3.9:

$$R_f = \frac{PTM}{\mu \cdot J_{fw}} - R_m \quad (Ec. 3.9)$$

Donde,

$J_{fw}$  flux de permeado después de la limpieza (L/m<sup>2</sup>s)

Al finalizar el ensayo para la medida de la permeabilidad al agua osmotizada para el cálculo de  $R_f$ , se desmontó el módulo de membranas Rayflow 100 y se procedió a su limpieza con agua osmotizada, así como también, se limpió la planta con agua osmotizada en las mismas condiciones en las que se realizó durante la subsanación de la incidencia.

La membrana de ultrafiltración perteneciente a este ensayo se guardó en una bolsa hermética debidamente etiquetada para su conservación en el frigorífico del laboratorio como se muestra en la figura 4.47.



Figura 4.47. Membrana de Ultrafiltración preparada para su conservación temporal.



#### 4.3.5. Ensayo de resistencia a la filtración del fango activo.

Se procedió a realizar una opuesta a punto de la planta piloto para asegurar la correcta limpieza de los tubos que la componen, así como el recorte nuevo de membrana, tal y como se explicó en los apartados 4.3.3 y 4.3.2, respectivamente, del presente trabajo.

A diferencia del ensayo anterior en el que se utilizó el sobrenadante del licor de mezcla tratado con carbón activo en polvo, en éste, se utilizó el fango activo recogido de la estación depuradora de agua residual sin ningún tratamiento previo (figura 4.48), con lo cual, se procedió al vertido del mismo en el tanque de alimentación de la planta piloto cuando se realizaron las fases de compactación de la membrana y el ensayo de permeabilidad de la misma.

Los pasos a seguir a nivel experimental son: compactación de la membrana, medida de la permeabilidad al agua osmotizada, medida del caudal de permeado que ofrece la membrana una vez este circulando el fango activo, limpieza del sistema con agua de red y medida de la permeabilidad de la membrana después de limpiar con agua osmotizada.



Figura 4.48. Fango activo utilizado en ensayo de resistencia a la filtración.

Para la compactación de la membrana, la medida de la permeabilidad al agua osmotizada para determinar  $R_m$  y  $R_f$  correspondiente al experimento con el fango activo, los pasos que se siguieron, son los mismos que se llevaron a cabo en el apartado 4.3.4.

- Medida del flujo de permeado del fango activo para el cálculo de  $R_c$ 
  - Se llena el tanque de alimentación con el fango activo (figura 4.47).
  - Se abre la válvula reguladora de líquido refrigerante para que empiece a circular por el sistema de alimentación.
  - Mediante el panel de control (figura 4.42), se conecta la bomba impulsora y se establece un caudal de  $0,3 \text{ m}^3/\text{h}$ .
  - Se fija una PTM de 1,5 bar utilizando para ello la válvula de estrangulamiento situada en el tubo por donde circula la corriente de rechazo.
  - El permeado se recoge en un vaso de precipitado de 1 L situado sobre la balanza que previamente se ha tarado (figura 4.48).

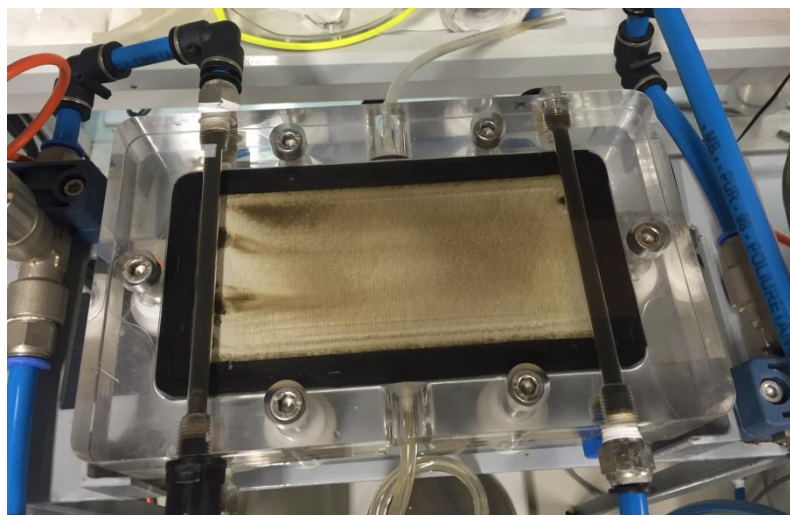


*Figura 4.49. Ensayo de resistencia a la filtración con fango activo.*

- Se toman datos cada 5 segundos a través del software de la balanza de precisión.
- Cada cinco minutos se calcula el flux al sobrenadante fango activo, utilizando para ello las ecuaciones 4.1 y 4.2, hasta observar que la variación es mínima, lo cual es indicativo de que ha alcanzado el estacionario.
- Se representa el Flux al sobrenadante frente al tiempo.

El procedimiento para el cálculo de  $R_c$  corresponde al explicado en el apartado 4.3.4 del presente trabajo.

En la figura 4.50 se observa el aspecto de la membrana durante el proceso de ultrafiltración del fango activo.



*Figura 4.50. Fango activo pasando a través de la membrana de ultrafiltración.*

Al finalizar el ensayo con fango activo se procedió a la limpieza del tanque de alimentación para continuar con el ensayo de permeabilidad para poder determinar  $R_f$ .

Una vez finalizados los ensayos, del mismo modo que en el ensayo en el cual se utilizó como alimento de la planta piloto el sobrenadante del licor de mezcla tratado con carbón activo, en la figura 4.51 se observa como la membrana utilizada en el ensayo con fango activo también se guardó en una bolsa hermética etiquetada, para su conservación temporal en el frigorífico del laboratorio.

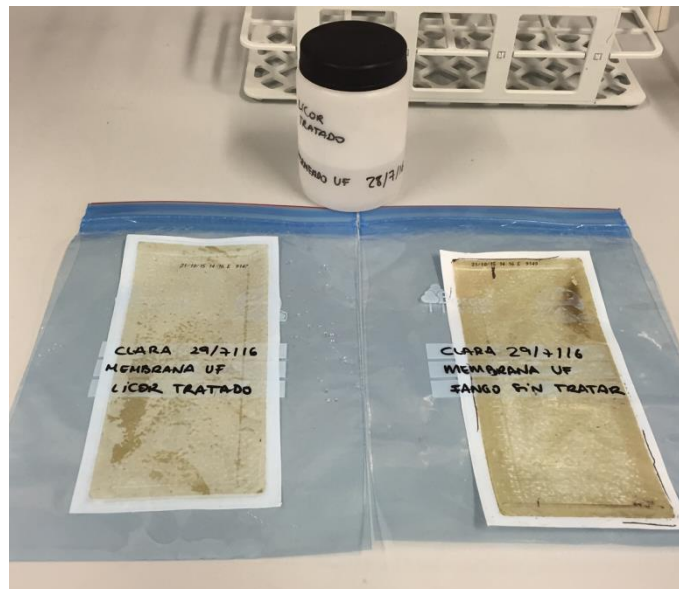


Figura 5.51. Membranas y permeado para su conservación en nevera.

## 5. RESULTADOS EXPERIMENTALES.

### 5.1. Ensayos preliminares.

Los ensayos realizados en primer lugar fueron los correspondientes a la determinación del rendimiento de eliminación de SMP que es la fracción soluble de las sustancias poliméricas extracelulares (EPS), en concreto, carbohidratos y proteínas existentes en la primera muestra de fango activo recogido del reactor biológico de la estación depuradora de aguas residuales, utilizando para ello carbón activo como medio adsorbente, en diferentes formatos.

Una vez obtenido dicho rendimiento, se obtuvo la mejor concentración para la eliminación de SMP, así como también el formato de carbón activo a utilizar en posteriores ensayos.

Los formatos de carbón activo que se utilizaron fueron: polvo y granulado. Para obtener una referencia inicial acerca de qué concentración de carbón activo utilizar, se realizó una búsqueda bibliográfica [17], [18], [22]. Dichas concentraciones referencia se adaptaron a las necesidades del ensayo, siendo éstas las que se muestran en la tabla 5.1.

<b>Formato</b>	<b>Concentración [g de carbón activo/L de fango activo]</b>			
<b>Polvo</b>	0,5	1	1,5	2
<b>Granulado</b>	1	2	3	4

*Tabla 5.1. Concentraciones de carbón activo en diferentes formatos.*

En la tabla anterior (tabla 5.1) se observa que las concentraciones para una misma muestra, varían de un formato a otro. Esto es debido a que la superficie de adsorción del carbón activo en polvo (CAP) es mayor que la superficie de adsorción de carbón activo granulado (CAG), con lo cual se estimó adicionar el doble de carbón activo granulado.

Para el ensayo “jar-test” que se realizó en esta fase preliminar se utilizaron tandas de vasos de precipitado con 300 ml de muestra de fango activo, por consiguiente se procedió al ajuste de las cantidades de adsorbente para este volumen, quedando éstas recogidas en la tabla 5.2.

<b>Formato</b>	<b>Masa de adsorbente (g)</b>			
<b>Polvo</b>	0,15	0,3	0,45	0,6
<b>Granulado</b>	0,3	0,6	0,9	1,2

*Tabla 5.2. Masa de carbón activo para ensayo preliminar “jar-test”.*

Una vez realizado el ensayo “jar-test” tal y como se explicó en el apartado 5.1 del presente trabajo, se procedió al filtrado y prepararon las muestras para realizar los protocolos de análisis de proteínas y carbohidratos existentes en dichas muestras a diferentes condiciones:

- Muestras a diferentes masas de carbón activo en polvo
- Muestra a diferentes masas de carbón activo granulado
- Muestra de fango sin adición de carbón activo.

Para el análisis químico de las proteínas se utilizó el método micro BCA y para el análisis de los carbohidratos se utilizó el método de la antrona.

Los resultados que se obtuvieron se muestran en las tablas 5.3 y 5.4.

<b>Masa CAP (g)</b>	<b>Proteínas (mg/L)</b>	<b>Carbohidratos (mg/L)</b>
<b>0,15</b>	8,81	1,92
<b>0,3</b>	5,27	1,29
<b>0,45</b>	3,48	0,92
<b>0,6</b>	3,07	1,09

*Tabla 5.3. Concentración de proteína y carbohidratos de una muestra de fango activo con CAP.*

Masa CAG (g)	Proteínas (mg/L)	Carbohidratos (mg/L)
0,3	17,28	2,01
0,6	14,79	1,46
0,9	13,51	1,19
1,2	12,53	1,68

Tabla 5.4. Concentración de proteína y carbohidratos de una muestra de fango activo con CAG.

Se observa que las cantidades de proteínas obtenidas en la tabla 5.3, son notablemente inferiores a las obtenidas en la tabla 5.4, esto es debido a que como se ha comentado anteriormente, la superficie de adsorbente del formato polvo es mayor. En cuanto a los carbohidratos, no se aprecia tanta diferencia entre las cantidades obtenidas entre ambas tablas, aunque sigue siendo inferior la cantidad obtenida en la tabla 5.3.

A la vista de los resultados se intuye que el mayor rendimiento de eliminación lo obtendrá el formato en polvo, pero para saber qué masa es la más efectiva, se procedió al cálculo de dicho rendimiento con el fin de poder comparar los resultados obtenidos entre ambos formatos y cantidades

En la tabla 5.5 se muestra las concentraciones de proteínas y carbohidratos correspondientes a la muestra de fango activo sin adición de carbón activo en ninguno de sus dos formatos, el cual, constituye el blanco para la realización de las medidas en el espectrofotómetro. Es decir, para que la lectura sea posible, primero se ha calibrado con agua osmotizada. Éste valor es el que se ha utilizado como referencia.

A continuación se midió el blanco que es aquel que lleva todo aquello que se desea medir a excepción del adsorbente. Esta lectura, es la que se marca como cero.

	Proteínas (mg/L)	Carbohidratos (mg/L)
<b>Fango activo (Muestra Blanco)</b>	17,53	3,19

Tabla 5.5. Concentración de proteína y carbohidratos de una muestra de fango activo.

Se observa que la concentración de proteínas y carbohidratos de la muestra de fango sin tratar con adsorbente, es notablemente mayor que en las muestras que han sido tratadas con diferentes formatos de adsorbente y a diferentes cantidades del mismo.

Para calcular el rendimiento de eliminación para las proteínas se ha utilizado la ecuación 5.1:

(Ec. 5.1)

$$\eta_{eliminación}(\%) = \left( \frac{[Blanco] - [Muestra]}{[Blanco]} \right) \cdot 100$$

Donde,

[Blanco] concentración de proteínas en el fango activo sin adsorbente (mg/L)

[Muestra] concentración de proteínas en el fango con adición de adsorbente (mg/L)

En el caso del cálculo del rendimiento de eliminación de carbohidratos, la ecuación que se ha utilizado es análoga a la anterior pero utilizando los datos de las columnas referentes a los carbohidratos de las tabla 5.3, 5.4 y 5.5.

En las tablas 5.6 y 5.7, se muestran los resultados del cálculo del rendimiento de eliminación para ambos formatos de adsorbente, tanto como para proteínas como para carbohidratos.

PAC (g/L)	$\eta_{proteinas}(\%)$	$\eta_{carbohidratos}(\%)$
0,15	49,76	39,77
0,3	69,92	55,48
0,45	80,13	75,99
0,6	82,51	69,42

Tabla 5.6. Rendimientos de eliminación utilizando PAC.

GAC (g/L)	$\eta_{proteinas}(\%)$	$\eta_{carbohidratos}(\%)$
0,3	11,29	30,11
0,6	15,63	54,28
0,9	22,93	62,63
1,2	28,52	53,76

Tabla 5.7. Rendimientos de eliminación utilizando GAC.

En la figura 5.1 se pueden ver los resultados del análisis de proteínas y carbohidratos en cuatro muestras de fango activo a las cuales se les añadieron concentraciones de PAC diferentes y tras ser sometidas a los métodos de extracción.

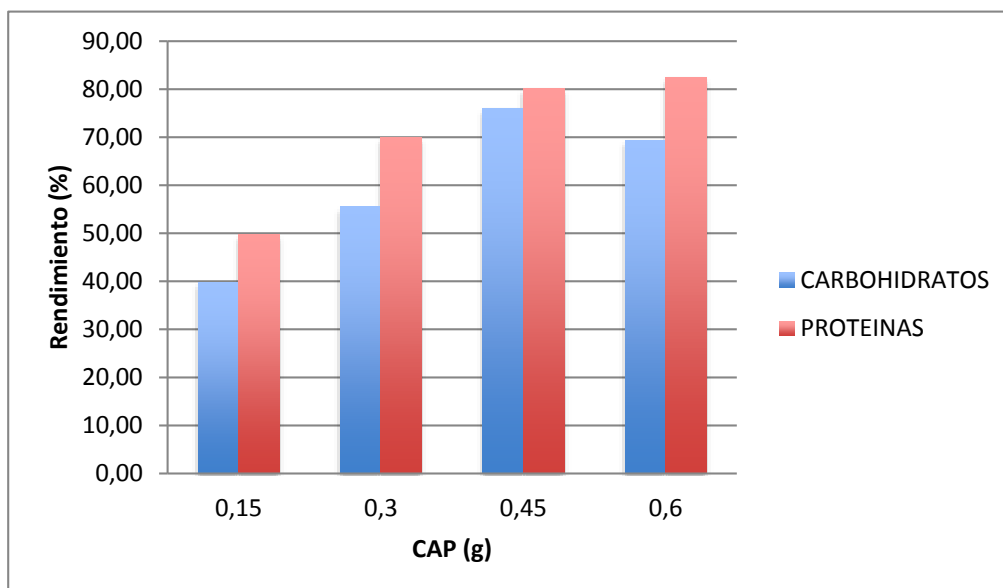


Figura 5.1. Rendimientos de eliminación utilizando CAP como adsorbente.

Análogamente, para el caso de la adición de CAG a diferentes concentraciones se muestra en la figura 5.2.

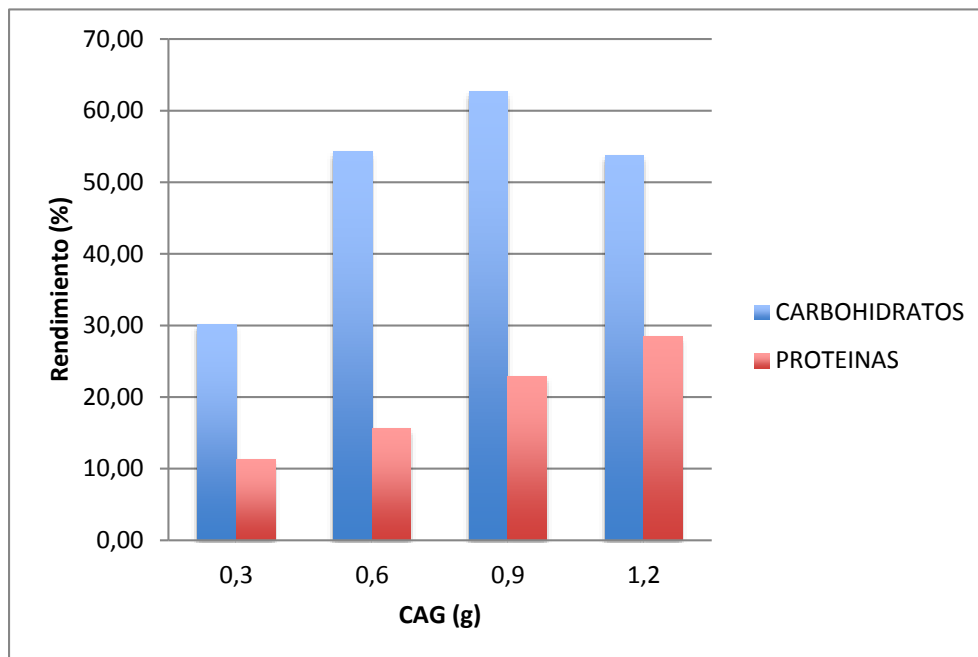


Figura 5.2. Rendimientos de eliminación utilizando CAG como adsorbente.

Visualmente, en la figura 5.3 y 5.4., se observa la diferencia que existe en los resultados obtenidos al utilizar diferentes formatos de adsorbente. La cantidad eliminada es mayor cuanto menor es el tamaño de partícula de adsorbente, en este caso, la adición de adsorbente en polvo ha sido el que mayor rendimiento de eliminación ha obtenido.

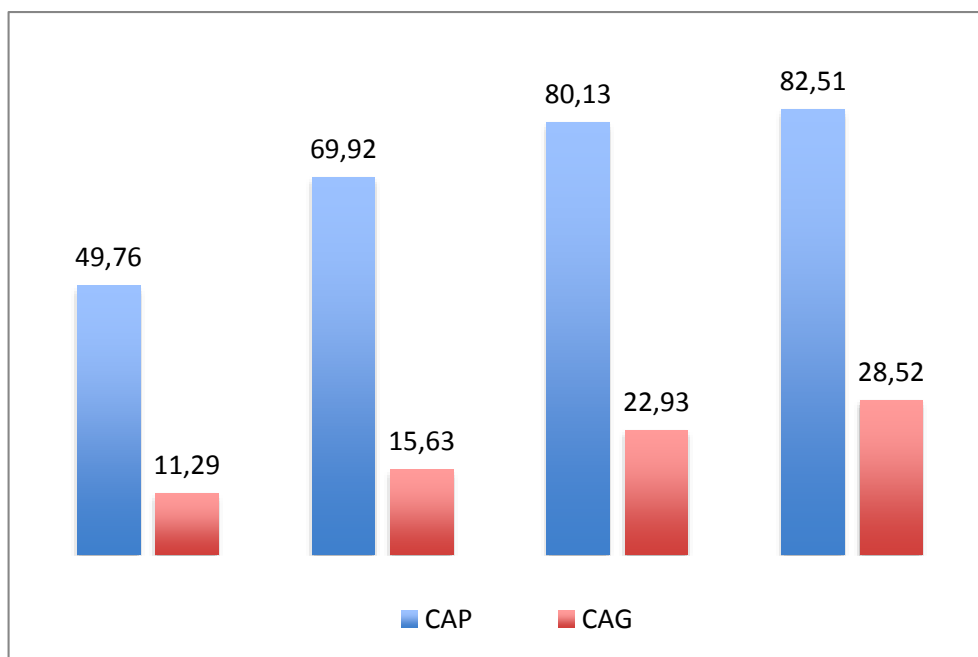


Figura 5.3. Rendimientos de eliminación de proteínas.



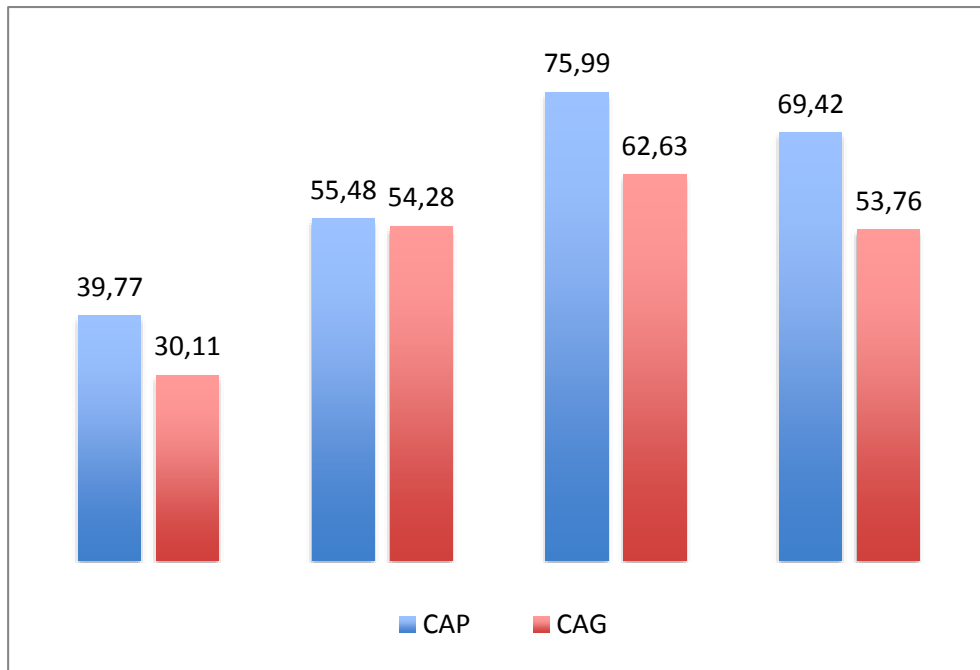


Figura 5.4. Rendimiento de eliminación de carbohidratos.

En la tabla 5.8 se resumen los mejores resultados en cuanto a rendimientos de eliminación de proteínas y carbohidratos se refiere, utilizando ambos formatos de adsorbente.

Formato Adsorbente	PROTEINAS		CARBOHIDRATOS	
	masa (g)	$\eta_{eliminación}$ (%)	masa (g)	$\eta_{eliminación}$ (%)
POLVO	0,9	82,51	0,6	75,99
GRANULADO	1,2	28,52	0,9	62,63

Tabla 5.8. Tabla resumen de resultados obtenidos.

Con el fin de optimizar la cantidad de carbón activo en las siguientes experiencias y a la vista de los resultados anteriormente expuestos, se decide elegir como el formato idóneo el carbón activo en polvo ya que con él, se han obtenido los mejores resultados.

En cuanto a la cantidad óptima, cabe destacar que no es la máxima utilizada en el ensayo “jar-test” (0,9 g). Se ha observado que la diferencia, en cuanto a la eliminación de proteínas se refiere, entre la adición de una masa de CAP de 0,6 g y 0,9 g es de un 2,38% a favor de la máxima masa de CAP. Sin embargo, en el caso de la eliminación de los carbohidratos, la diferencia entre las concentraciones anteriormente citadas es de 6,58% a favor de la masa de CAP de 0,6 g.

Teniendo en cuenta el factor de reducción de costes, se ha optado por utilizar una masa de CAP de 0,6 g que corresponde a la concentración de 2 g/L de fango activo, con la cual se obtiene un rendimiento de eliminación de proteínas y carbohidratos del 80,13% y 75,99% respectivamente.

## 5.2. Ensayos de resistencia a la filtración.

Los resultados de resistencias a la filtración hacen referencia a los ensayos realizados en la planta piloto descrita en el apartado 4.3, con una membrana de ultrafiltración. En cada ensayo de filtración se utilizó un recorte nuevo de la misma membrana.  $R_m$  es la resistencia de la propia membrana (membrana limpia),  $R_f$  es la resistencia que causan las sustancias adsorbidas y que quedan retenidas en los poros de la membrana, es decir, sólidos disueltos y coloides. Por último,  $R_c$  es aquella resistencia debida a los sólidos que forman la torta y que se eliminarán con un contralavado con agua.

Para realizar los cálculos de las resistencias a la filtración se han utilizado los valores del estado estacionario obtenidos a partir de los ensayos. La membrana 1 hace referencia a la utilizada en el ensayo de filtrabilidad utilizando el licor de mezcla tratado con CAP y la membrana 2, la utilizada en el ensayo de filtrabilidad del fango activo.

Para cada membrana se obtuvieron datos de flux de permeado al agua ( $J_{iw}$ ), el flux de permeado del licor de mezcla tratado ( $J$ ) para el caso de la membrana 1 y el flux de permeado del fango activo ( $J$ ) para el caso de la membrana 2, así como también el flux de permeado después de la limpieza ( $J_{fw}$ ). Se ha fijado una PTM de 1,5 bar para ambos ensayos y en cuanto a la viscosidad, se ha obtenido de la bibliografía el valor de la misma para el agua. Todos estos datos quedan recogidos en las tablas 5.9 y 5.10 para el caso del licor de mezcla tratado y el fango activo, respectivamente, como se muestra a continuación.

<b>Ensayo con Licor de Mezcla tratado con CAP</b>			
	Flux (L/h·m <sup>2</sup> )	Flux (m/s)	PTM (Pa)
$J_{iw}$	882,3562	0,0002451	150000
$J$	319,27	$8,8686 \cdot 10^{-5}$	$\mu$ (Pa·s)
$J_{fw}$	870,4021	0,0002418	0,000891

Tabla 5.9. Datos experimentales membrana 1.

<b>Ensayo con Fango activo</b>			
	Flux (L/h·m <sup>2</sup> )	Flux (m/s)	PTM (Pa)
$J_{iw}$	1138,4928	0,0002451	150000
$J$	48,9111	$1,3586 \cdot 10^{-5}$	$\mu$ (Pa·s)
$J_{fw}$	194,34	$5,3983 \cdot 10^{-5}$	0,000891

Tabla 5.10. Datos experimentales membrana 2.

Se observa que los datos del valor estacionario del flux  $J_{iw}$  y  $J_{fw}$  son similares (882,3562 L/h·m<sup>2</sup> y 870,4062 L/h·m<sup>2</sup>) respectivamente, siendo esto un indicativo de que la membrana ha recuperado el flux al agua osmotizada después de haber realizado el experimento utilizando como alimento el licor de mezcla tratado con CAP y tras lavado con agua de red. Esto es debido al menor ensuciamiento en la membrana producido por la capacidad del CAP para adsorber SMP y eEPS responsables del ensuciamiento.

Como se explicó en el apartado 4.3 del presente trabajo, debido a que el ensayo de filtración del licor de mezcla tratado se realizó sin recirculación, se ha estimado coger como el valor de flux estacionario ( $J$ ), el último dato del experimento, siendo éste el recogido en la tabla 5.9.

Para la membrana 2, se ha representado los gráficos 5.1, y 5.2, correspondientes al flux al fango activo y flux al agua osmotizada tras lavado, respectivamente. En el gráfico 5.1 se observa los valores de flux para el ensayo de filtrabilidad con fango activo en el cual se va alcanzando el estacionario paulatinamente a medida que se va produciendo el ensuciamiento en la superficie de la membrana, por acumulación de lo cual se traducirá en un aumento de  $R_c$  y  $R_f$ .

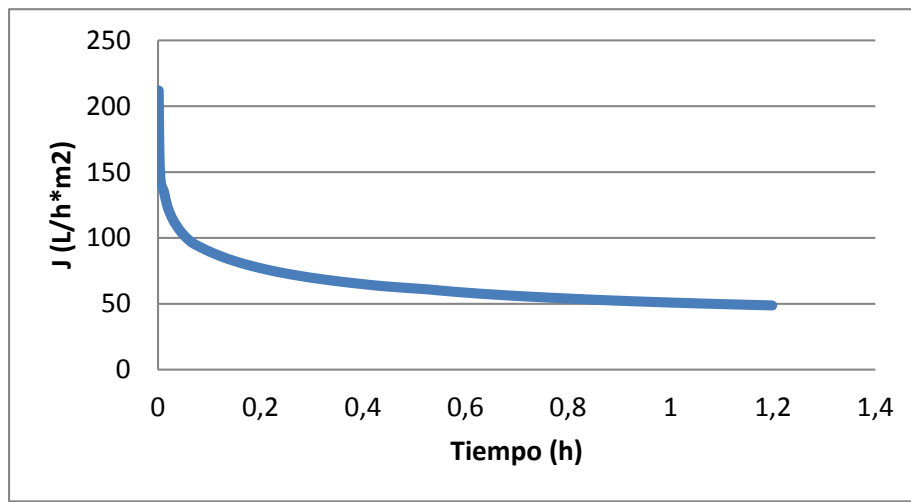


Gráfico 5.1. Flux al fango activo en membrana 2.

En el gráfico 5.2, el tramo en rojo representa el flux de permeado a la presión de trabajo, tras el lavado de la membrana 2 con agua de red. Si se observa los datos de la tabla 5.10 y este gráfico se ve que la membrana 2 no ha recuperado el flux al agua osmotizada que tenía inicialmente a la presión de trabajo. Esto es debido al ensuciamiento de la membrana.

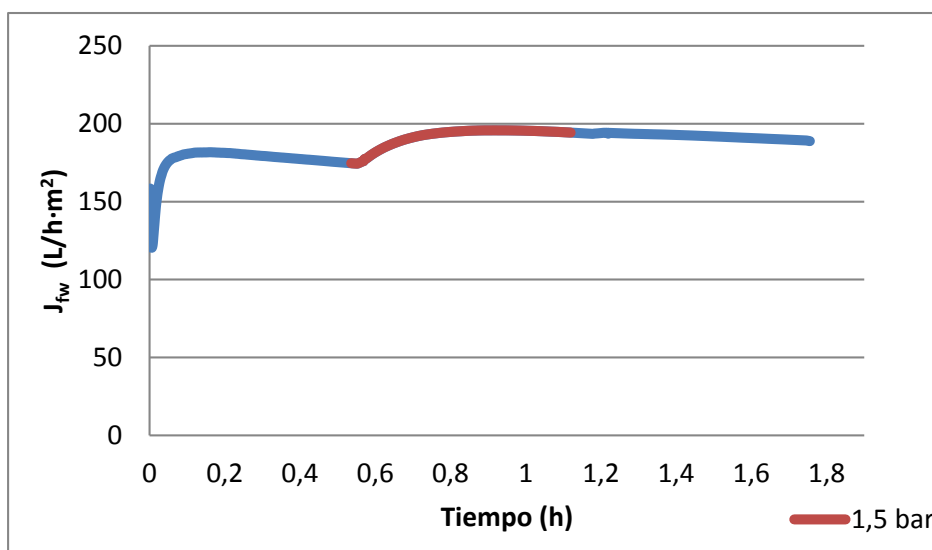


Gráfico 5.2. Flux al agua tras lavado de membrana 2.

A partir de las ecuaciones para cada resistencia ya comentadas en el apartado 3 del presente trabajo y los datos experimentales obtenidos y recogidos en las tablas 5.9 y 5.10 se ha calculado el valor de cada resistencia para cada ensayo. Dichos resultados quedan recogidos en la tabla 5.11 que se muestra a continuación.

	$R_t$ ( $m^{-1}$ )	$R_m$ ( $m^{-1}$ )	$R_c$ ( $m^{-1}$ )	$R_f$ ( $m^{-1}$ )
<b>Licor de mezcla con CAP</b>	$1,898 \cdot 10^{12}$	$0,628 \cdot 10^{12}$	$0,7 \cdot 10^{12}$	$0,0094 \cdot 10^{12}$
<b>Fango Activo</b>	$12,391 \cdot 10^{12}$	$0,4038 \cdot 10^{12}$	$9,54 \cdot 10^{12}$	$2,45 \cdot 10^{12}$

Tabla 5.11. Resultados de obtenidos para las resistencias.

A la vista de los resultados, se observa existen diferencias significativas entre ambos ensayos. Las resistencias obtenidas al realizar el ensayo de filtrabilidad del licor de mezcla tratado con carbón activo en polvo como agente adsorbente son claramente menores a las obtenidas cuando el ensayo de filtrabilidad se realizó con el licor de mezcla sin tratar. Esto se debe a que el adsorbente ha retenido las SMP, microorganismos y coloides que se encontraban en el licor de mezcla reduciendo su presencia en el sobrenadante utilizado para realizar el ensayo de filtrabilidad.

Sin embargo, los valores de resistencia intrínseca de la membrana  $R_m$  obtenidos son similares, pero no iguales, ya que los recortes utilizados para cada ensayo de la misma membrana eran diferentes debido a la precisión en el recorte.

A fin de tener una imagen visual de la diferencia obtenida entre ambos ensayos, se muestran las figuras 5.3, 5.4 y 5.5 en la que se representan las porciones de cada resistencia obtenidas en cada ensayo.

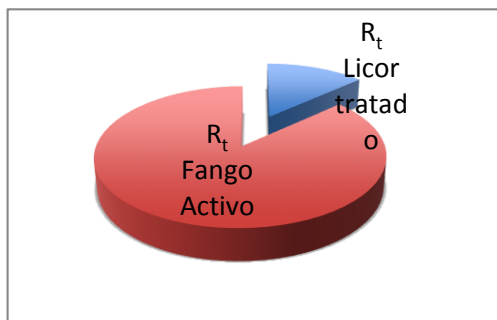


Figura 5.3. Resistencia total,  $R_t$ .

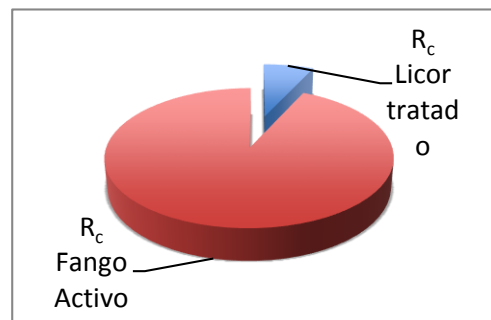


Figura 5.4. Resistencia torta,  $R_c$ .

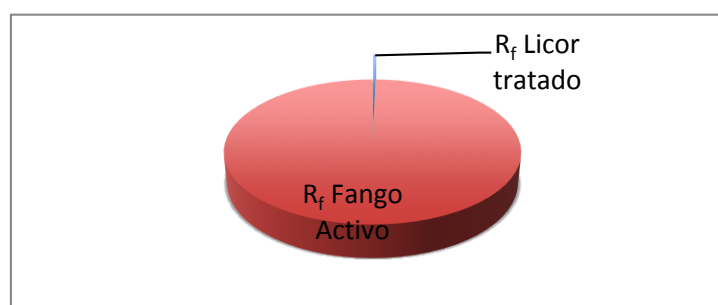


Figura 5.5. Resistencia debida a sólidos en suspensión y coloides,  $R_f$ .

## 6. DISEÑO DEL BRM-CAP.

Para el diseño del biorreactor de membrana con carbón activo se han considerado como datos de partida para su dimensionamiento, los parámetros característicos típicos del agua residual urbana sin vertido industrial que se utilizarían para el diseño de un reactor biológico convencional. Estos se recogen en la tabla 6.1.

<b>DBO<sub>5</sub></b>	60 g/hab·día
<b>Habitantes</b>	5000 hab
<b>Q<sub>E</sub></b>	0,25 m <sup>3</sup> /hab·día
<b>N<sub>AMONIAICAL</sub></b>	30 mg/L
<b>C<sub>M</sub></b>	0,1 Kg DBO <sub>5</sub> /Kg SSLM·día
<b>SSLM</b>	7 g/L
<b>Q<sub>R</sub></b>	3,5·Q <sub>E</sub>
<b>α</b>	0,4

Tabla 6.1. Parámetros para diseñar el BRM-CAP.

De la bibliografía se han obtenido los valores de la concentración de fangos (SSLM), el caudal de recirculación (Q<sub>R</sub>) y el coeficiente de transferencia de oxígeno (α) [15].

El dato de la carga másica de 0.1 kg de DBO<sub>5</sub> por Kg de SSLM y día, es un indicativo de que la respiración es endógena y será necesario aireación prolongada.

Como en la actualidad existen muchas EDAR en funcionamiento con las mismas características y para aguas residuales urbanas no es necesaria la realización de ensayos de laboratorio para la determinación de parámetros biocinéticos, los cuales se seleccionarán a partir de los valores globales recomendados [29].

### 6.1. Cálculos para el tanque del biorreactor.

De los datos de partida se obtiene que:

$$Q_E = \frac{0.25 \text{ m}^3}{\text{hab} \cdot \text{día}} \cdot 5000 \text{ hab} = 1250 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$DBO_5 = \frac{60 \text{ g DBO}_5}{\text{hab} \cdot \text{día}} \cdot 5000 \text{ hab} \cdot \frac{0,001 \text{ Kg}}{1 \text{ g}} \cdot \frac{1}{1250 \text{ m}^3/\text{día}} = 0,24 \text{ Kg DBO}_5/\text{m}^3$$

Con estos datos se puede obtener el **volumen del biorreactor**, despejando dicho volumen de la ecuación de la carga másica (Ec.3.2), como se muestra a continuación (Ec. 6.1):

(Ec. 6.1)

$$V_{\text{biorreactor}} = \frac{DBO_5 \cdot Q_E}{SSLM \cdot C_M}$$

Donde,

DBO<sub>5</sub> DBO<sub>5</sub> que entra al biorreactor (Kg DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>)

Q<sub>E</sub> caudal de entrada (m<sup>3</sup>/día)

SSLM sólidos en suspensión en el licor de mezcla (Kg SSLM/m<sup>3</sup>)

C<sub>M</sub> Carga másica (Kg DBO<sub>5</sub>/Kg SSLM·día)

$$V_{\text{biorreactor}} = \frac{0,24 \frac{\text{Kg DBO}_5}{\text{m}^3} \cdot 1250 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}{\frac{7 \text{Kg SSLM}}{\text{m}^3} \cdot \frac{0,1 \text{Kg DBO}_5}{\text{Kg SSLM} \cdot \text{día}}} = 428,57 \text{m}^3$$

A continuación, se calcula la **producción específica de fangos** por Kg de DBO<sub>5</sub> eliminada mediante la ecuación de Huisken (Ec.6.2):

(Ec. 6.2)

$$P_e = 1,2 \cdot C_M^{0,23}$$

Donde,

C<sub>M</sub> Carga másica (Kg DBO<sub>5</sub>/Kg SSLM·día)

$$P_e = 1,2 \cdot \left(0,1 \frac{\text{Kg DBO}_5}{\text{Kg SSLM} \cdot \text{día}}\right)^{0,23} = 0,7066 \text{ Kg SS/Kg DBO}_5 \text{ eliminada}$$

Con ello, se puede obtener la **edad del fango** (Ec. 3.1),  $\theta$ , también representada como SRT (sludgeretention time) en la bibliografía, para posteriormente calcular las necesidades de oxígeno:

(Ec. 3.1)

$$\theta = \frac{1}{P_e \cdot C_M}$$

Donde,

P<sub>e</sub> Producción específica de fangos (kg SS/Kg DBO<sub>5</sub>eliminada)

C<sub>M</sub> Carga másica (Kg DBO<sub>5</sub>/Kg SSLM·día)

$$\theta = 0,7066 \frac{\text{Kg SS}}{\text{Kg DBO}_5} \cdot 0,1 \frac{\text{Kg DBO}_5}{\text{Kg SS} \cdot \text{día}} = 14,15 \text{ días}$$

Para saber el tiempo que permanecerá el agua residual en el biorreactor, se calculará el tiempo de retención hidráulico (Ec. 3.3), THR, como se comentó en el apartado de introducción 3.1.

(Ec. 3.3)

$$THR = \frac{V_{\text{biorreactor}}}{Q_E}$$

$$THR = \frac{428,57 \text{ m}^3}{1250 \text{ m}^3/\text{día}} = 0,3429 \text{ días} \cdot \frac{24\text{h}}{1\text{día}} = 8,23 \text{ h}$$

También se puede obtener el valor de la carga volumétrica para saber la carga de materia orgánica introducida diariamente en el biorreactor por volumen, a partir de la ecuación 3.4.

(Ec. 3.4)

$$C_V = \frac{Q_E \cdot DBO_5}{V_{\text{biorreactor}}}$$

$$C_V = \frac{1250 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot 0,24 \text{ Kg } DBO_5/\text{m}^3}{428,57 \text{ m}^3} = 0,7 \frac{\text{Kg } DBO_5}{\text{m}^3 \cdot \text{día}}$$

A partir de la edad del fango y la tabla de necesidades de  $O_2$  para la eliminación de materia orgánica según ATV A-131, a la temperatura de  $20^\circ\text{C}$ , interpolando el resultado obtenido (tabla 6.2), se obtiene que para edades de fango de 14,15 días, **el consumo específico de  $O_2$**  es:

Edad del fango (días)	Consumo específico de $O_2$ (Kg $O_2$ /Kg $DBO_5$ )
10	1,18
14,15	Consumo específico de $O_2$
15	1,25

Tabla 6.2. Interpolación para obtención del consumo específico de  $O_2$ .

$$\text{Consumo específico de } O_2 = 1,2381 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{Kg } DBO_5}$$

Siguiendo la recomendación de la bibliografía [29], se ha multiplicado el consumo de  $O_2$  obtenido por un factor de seguridad ante posibles puntas. Para este caso particular:

$$\text{Factor punta} = 1,2$$

$$\text{Consumo específico de } O_2 = 1,2381 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{Kg } DBO_5} \cdot \text{factor punta} = 1,476 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{Kg } DBO_5}$$

Para la aireación del biorreactor, se ha optado por la instalación de difusores de disco SUCOFLOW. Cuentan con una membrana perforada de monómeros de etileno propileno dieno (EPDM) los cuales llevan incorporada una válvula de retención para evitar que los fangos entren en el sistema de tuberías de aireación cuando se interrumpe el flujo del aire [26].



La **capacidad de transferencia de los difusores** se evalúa en Kg de O<sub>2</sub> por día en condiciones estándar, es decir, cuando la temperatura es de 20°C, a oxígeno disuelto cero y el líquido de ensayo es agua del grifo, utilizando la siguiente ecuación 6.3.

(Ec. 6.3)

$$N = N_0 \cdot \left[ \frac{\beta \cdot C_s - C_w}{C_{s20}} \right] \cdot \theta^{T-20} \cdot \alpha$$

Donde,

- N<sub>0</sub> Kg O<sub>2</sub>/día transferidos en agua limpia a 20°C y oxígeno disuelto cero.
- N Kg O<sub>2</sub>/día transferidos en condiciones normales.
- β factor de corrección por salinidad y tensión superficial.
- α factor de corrección de la transferencia de oxígeno para el agua residual.
- θ Coeficiente de Arrhenius.
- C<sub>s</sub> concentración de saturación del O<sub>2</sub> a la temperatura de funcionamiento.
- C<sub>w</sub> concentración de O<sub>2</sub> del agua residual en condiciones de funcionamiento.
- C<sub>s20</sub> concentración de saturación del agua de red a 20°C.
- T temperatura de trabajo

Los valores de los coeficientes y de las concentraciones se han obtenido de la bibliografía, siendo estos valores, en el caso de los coeficientes de: 0,95 para el coeficiente β, 1,024 para el coeficiente θ y 0,4 para el coeficiente α [29][15]. En el caso de las concentraciones, para C<sub>w</sub> se ha tomado el valor de 2 mg/L y para C<sub>s</sub> y C<sub>s20</sub> el valor de 9,17 mg/L ya que la temperatura de trabajo que se ha considerado es de 20°C [29][16].

Sustituyendo los valores anteriores en la ecuación 6.3 y considerando una temperatura de trabajo de 20°C se obtiene que:

$$N = N_0 \cdot \left[ \frac{0,95 \cdot 9,17 \text{ mg/L} - 2 \text{ mg/L}}{9,17 \text{ mg/L}} \right] \cdot 1,024 \theta^{20-20} \cdot 0,4 = N_0 \cdot 0,29276$$

Despejando N<sub>0</sub>, se obtiene la ecuación 6.4:

(Ec. 6.4)

$$N_0 = \frac{N}{0,29276}$$

Para calcular N<sub>0</sub>, en primer lugar se debe obtener la cantidad de oxígeno transferidos en condiciones normales, para ello:

$$N = 1,476 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{Kg } DBO_5} \cdot 0,24 \frac{\text{Kg } DBO_5}{\text{m}^3} \cdot 1250 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} = 442,8 \text{ Kg } O_2/\text{día}$$

A continuación se va a calcular las necesidades de  $O_2$  debido a la nitrificación, ya que el influente contiene una concentración de nitrógeno amoniacal de 30 mg/L. Para ello:

$$O_2 \text{ nitrificación} = \text{factor punta} \cdot 4,6 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{Kg N}} \cdot Q_E \cdot N_{AMONICAL}$$

$$O_2 \text{ nitrificación} = 1,2 \cdot 4,6 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{Kg N}} \cdot 1250 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot 30 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{\text{Kg N}}{\text{m}^3} = 207 \text{ Kg } O_2/\text{día}$$

La cantidad de oxígeno necesario será la suma del oxígeno transferido en condiciones normales (N) necesario para la oxidación de la materia orgánica y el necesario para que se produzca la nitrificación, esto es:

$$442,8 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{día}} + 207 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{día}} = 649,8 \text{ Kg } O_2/\text{día}$$

Sustituyendo en la ecuación 6.4 se obtiene la cantidad de oxígeno necesario que se necesita aportar en el biorreactor:

$$N_0 = \frac{649,8 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{día}}}{0,29276} = 2219,5655 \text{ Kg } \frac{O_2}{\text{día}}$$

A continuación se calcula la cantidad de aire que necesita ser aportada por los difusores y de este modo, poder calcular la cantidad de dichos dispositivos, así como también su distribución en la base del biorreactor.

Se sabe que un Kg de aire contiene 0,23 Kg de  $O_2$  y que en un  $\text{m}^3$  caben 1,29 Kg de aire, por tanto, dividiendo el valor obtenido de  $N_0$  entre la cantidad de oxígeno que contiene el aire y el volumen que ocupa el aire se obtiene **la transferencia de aire** que será necesaria aportar en el biorreactor:

$$\text{Transferencia de Aire} = \frac{1512,5 \text{ Kg } O_2}{\text{día}} \cdot \frac{1}{0,23 \frac{\text{Kg } O_2}{\text{Kg aire}} \cdot 1,29 \text{ Kg aire}/\text{m}^3} = 7480,84 \text{ m}^3/\text{día}$$

Considerando que los difusores tienen eficiencia del 30%, el aire que deben aportar al biorreactor para la correcta aireación del fango activo es:

$$\text{Transferencia de Aire} = \frac{7480,8474 \text{ m}^3/\text{día}}{0,3} = 24936,14 \text{ m}^3/\text{día}$$

Según las especificaciones técnicas, se sabe que para el modelo de difusor elegido, SUCOFLOW DS 20, el rango de flujo de aire que suministran es de 1,5-15  $\text{m}^3$  por hora y unidad. Si fijamos un caudal de aire suministrado por un difusor de 10  $\text{m}^3$  por hora se obtendrá el **número de difusores** necesarios:

$$\text{Número de difusores} = 24936,14 \frac{m^3}{\text{día}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \cdot \frac{1 \text{ difusor}}{10 \frac{m^3}{h}} = 103,9 \text{ difusores} = 104 \text{ difusores}$$

## 6.2. Cálculos para el tanque de membranas.

En el diseño del biorreactor de membrana se ha optado por el sistema de membranas sumergidas de placa plana, KUBOTA SMU, el cual lleva la aireación incorporada para aportar el oxígeno necesario para el tratamiento biológico y limpieza de la superficie de las membranas. Posee una válvula de limpieza por la cual se puede realizar la limpieza de los sistemas de aireación utilizando un contralavado de licor mixto con aire [27].

Para calcular la cantidad de módulos de membranas a instalar, es necesario calcular la superficie de membrana necesaria para realizar la ultrafiltración partiendo del valor de caudal de entrada a la instalación, de modo que:

$$Q_E = 1250 \frac{m^3}{\text{día}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 52,083 \text{ m}^3/\text{h}$$

De la bibliografía se sabe que el flujo de permeado para las membranas de placa plana es de 28 L/m<sup>2</sup>·h [16]. A continuación con la ecuación 6.5 se obtiene la **superficie de membrana**, S, necesaria:

(Ec. 6.5)

$$S = \frac{Q_E}{J}$$

Donde,

$Q_E$  caudal de entrada (m<sup>3</sup>/h)

$J$  flujo de permeado (L/m<sup>2</sup>·h)

$$S = \frac{52,083 \frac{m^3}{h}}{28 \frac{L}{m^2 \cdot h} \cdot \frac{1 \cdot 10^{-3} m^3}{1L}} = 1860,107 \text{ m}^2$$

En base a los productos que ofrece el fabricante elegido y las características de los mismos, se obtiene que para esta superficie de membrana obtenida, serán necesarios 4 módulos KUBOTA RW400 de 580 m<sup>2</sup> de membrana por unidad [26].

Sabiendo las medidas de un módulo de membranas se puede obtener la profundidad que deberá tener el tanque de membranas y el biorreactor. Según las especificaciones, el modelo de membrana elegido tiene una altura de 4,29 m, es por ello que se estima una **profundidad del tanque** de 6 m. Para esta estimación se ha tenido en cuenta que el licor de mezcla pasa de un tanque a otro mediante rebosadero.

### 6.3. Cálculo de la adición diaria de CAP.

El CAP se añade al fango activo en el biorreactor, con la finalidad de que retenga las SMP, eEPS y demás sustancias causantes del ensuciamiento en la superficie de la membrana. En el fango que sale por la purga se encuentra parte del CAP añadido inicialmente, por este motivo se debe estimar la cantidad de CAP que sale por la purga y saber así la cantidad que se debe añadir diariamente de adsorbente.

Para ello se calcula en primer lugar la **producción de fangos**,  $\Delta X$ , producida diariamente mediante la ecuación 6.6.

(Ec. 6.6)

$$\Delta X = P_e \cdot Q_E \cdot DBO_5$$

Donde,

$P_e$  Producción específica de fangos (kg SS/Kg  $DBO_5$  eliminada)

$Q_E$  caudal de entrada ( $m^3$ /día)

$DBO_5$   $DBO_5$  que entra al biorreactor (Kg  $DBO_5$ /m<sup>3</sup>)

$$\Delta X = 0,7066 \frac{KgSS}{Kg DBO_5} \cdot 1250 \frac{m^3}{día} \cdot 0,24 \frac{Kg DBO_5}{m^3} = 211,98 KgSS \text{ con CAP/día}$$

Sabiendo la producción de fangos, se puede calcular el **caudal de purga**,  $Q_p$ , como se muestra en la ecuación 6.7.

(Ec. 6.7)

$$Q_p = \frac{\Delta X}{SSLM}$$

Donde,

$\Delta X$  producción de fangos que contienen CAP (Kg SS con CAP/día)

$SSLM$  sólidos en suspensión en el licor de mezcla del biorreactor (Kg  $SSLM$ /m<sup>3</sup>)

$$Q_p = \frac{211,98 KgSS \text{ con CAP/día}}{7Kg SSLM/m^3} = 30,28 m^3/día$$

La masa de CAP con mejor rendimiento de eliminación fue de 0,6 g, la cual corresponde a la concentración de referencia de 2 g/L. Por tanto, para calcular la **cantidad de CAP que se necesita dosificar en el biorreactor**, se multiplicará el caudal de purga por la concentración de CAP, tal que:

$$30,28 \frac{m^3}{día} \cdot 2 \frac{Kg CAP}{m^3} = 60,56 Kg CAP/día$$

Para evitar el ensuciamiento en la superficie de la membrana será necesario dosificar al día en el biorreactor 60,56 Kg de carbón activo en polvo para reponer aquella parte de CAP que se ha salido junto al fango por la purga.

## 7. SOLUCIÓN ADOPTADA.

La solución adoptada consiste en un BRM-CAP compuesto por un reactor biológico seguido del módulo de membrana de ultrafiltración sumergido. Ambos se encuentran en el mismo tanque, separados por una pared divisoria que permite el paso del licor de mezcla del biorreactor al módulo de membranas por rebosadero.

El reactor biológico está diseñado para un caudal diario de 1250 m<sup>3</sup>, su volumen es de 428,57 m<sup>3</sup>. La edad del fango del proceso es de 14,15 días y el tiempo de retención hidráulico es de 8,23 h. El material del cual se compone el tanque es de poliéster reforzado con fibra de vidrio ya que es un material rígido, resistente, que posee buen comportamiento ante la corrosión y al desgaste.

Como se observa en el plano 1, en la base del biorreactor, de dimensiones 23,74 m de largo por 3,6 m de ancho, se encuentran instalados 104 difusores de membrana, marca SUCOFLOW modelos DS20 de burbuja fina, con un caudal máximo por unidad de 15 m<sup>3</sup> por hora, repartidos homogéneamente y conectados entre sí mediante tuberías de PVC, para que se mantenga la aireación prolongada del fango activado con el aporte de oxígeno que los microorganismos necesitan. Estimando que la eficiencia de los difusores es del 30%, el aporte necesario de aire al día es de 24936,14 m<sup>3</sup>. La aireación se consigue gracias a la instalación de una bomba soplante de 12 CV de potencia, instalada en el exterior del biorreactor.

Como la finalidad del trabajo es reducir el ensuciamiento, inicialmente, al biorreactor se le añadirán 2500 Kg de CAP que son los que corresponden a la concentración de referencia para la cual se obtuvo el mayor rendimiento de eliminación de SMP y el caudal de entrada.

$$CAP\ inicial = 1250 \frac{m^3}{día} \cdot 2 \frac{KgCAP}{m^3\ fango} = 2500\ Kg\ CAP$$

En la parte superior del biorreactor se ha instalado una tolva dosificadora con válvula automática para la adición diaria de 60,56 Kg de CAP. Ésta es la cantidad que se ha estimado adicionar diariamente debido a la pérdida de CAP que se produce por la purga, por la cual saldrá el fango activado en exceso junto con parte del CAP.

En el plano 1 se observa que la purga del fango activado en exceso se realiza mediante una válvula manual, instalada en la parte izquierda, siendo esta la parte por la que entra el caudal de agua residual.

A continuación del biorreactor y separado por una pared de altura inferior (5 m) a la altura total del tanque (6 m), se encuentra el tanque de membranas. Teniendo en cuenta el caudal que entra al biorreactor por hora, 52,083 m<sup>3</sup>/h, y el flujo de permeado de las membranas de placa plana (obtenido de la bibliografía), 28 L/(m<sup>2</sup>·h), se ha estimado que la superficie necesaria de membranas

para llevar a cabo la filtración es de 1860,107 m<sup>2</sup>. Es por ello que se ha optado por el fabricante KUBOTA, ya que ofrece un módulo de membranas que se ajusta a las necesidades de este diseño.

El modelo RW400 incorpora 400 módulos de membrana plana de polietileno clorado, dispuestos verticalmente en dos bastidores de acero inoxidable apilados, como se muestra en la figura 3.5 de la introducción, los cuales llevan incorporados un sistema de difusores para la aireación del licor de mezcla del tanque de membranas. Según las especificaciones del fabricante y la bibliografía, esta configuración en doble piso, hace posible que este sistema tenga una mayor eficiencia ya que duplica la superficie de membrana por bastidor y, además, el aire suministrado se aprovecha para la limpieza de los dos casetes de membranas.

La superficie de membrana del modelo RW400 es de 580 m<sup>2</sup>, es por esto que se necesitan 4 unidades de este modelo para cubrir las necesidades del diseño. Las cuatro unidades están dispuestas en paralelo con una separación entre ellas de 30 cm para favorecer el movimiento de los flóculos y las burbujas de aire. El tanque de membranas (6 m x 3,6 m x 3,8 m) se ha dimensionado en base a las dimensiones de los módulos de membranas establecidas por el fabricante (4,29 m x 2,925 m x 0,575 m).

En el alzado (plano 1) se observa cómo el aporte de aire necesario para el tanque de membranas se realiza mediante otra bomba soplante de 12 CV ubicada en el exterior del tanque. Además también se observa la salida de la recirculación, por la cual sale el rechazo, mediante una válvula de regulación automática, una bomba centrífuga de 10 CV y tubería de PVC por la cual llega el caudal de recirculación a la entrada del biorreactor.

Para la obtención de permeado, el sistema trabaja en ciclos de filtración (9 minutos)-relajación (1 minuto). En la relajación se detiene la filtración pero la aireación sigue funcionando. La filtración se realiza mediante succión, es por ello que los conductos de salida de permeado de cada módulo de membranas se recogen en una tubería general de permeado de PVC a la que se le ha instalado, una válvula de regulación automática, un vacuómetro para el control de la presión transmembranal y una bomba de succión autocebante de 10 CV de potencia (ver plano 1, alzado).

Con el fin de asegurar una limpieza física efectiva de las membranas durante la operación, el sistema incorpora un sistema de limpieza automático de los difusores de aire. Este proceso de limpieza consiste en la apertura de una válvula automática en el colector de purga de aire, la apertura de la válvula produce una aspiración de licor de mezcla con CAP en los difusores que elimina cualquier depósito existente. Al final de la válvula de purga se devuelve al tanque de membranas una mezcla de aire y licor de mezcla con CAP. Este ciclo se repite cada 24 horas y tiene una duración de 5 minutos [15].

En el caso de que se produzca un aumento de la presión transmembranal es indicativo de que se ha producido acumulación de materia orgánica en los poros de la membrana. Para eliminarlo, es necesario realizar una limpieza química mediante una solución diluida de hipoclorito sódico (NaClO), es decir, lejía. Para eliminar el ensuciamiento orgánico, la solución de lejía debe estar al 0,6% [15]. Sabiendo que la concentración comercial del NaClO es de 10-12%, habrá que diluir unas 20 veces. Esta solución se encontrará en un bidón y su dosificación se realizará por gravedad mediante una

válvula manual a contracorriente de la extracción de permeado, durante aproximadamente 10 minutos [15], de forma que el reactivo pueda penetrar en el interior de las membranas (figura 7.1).

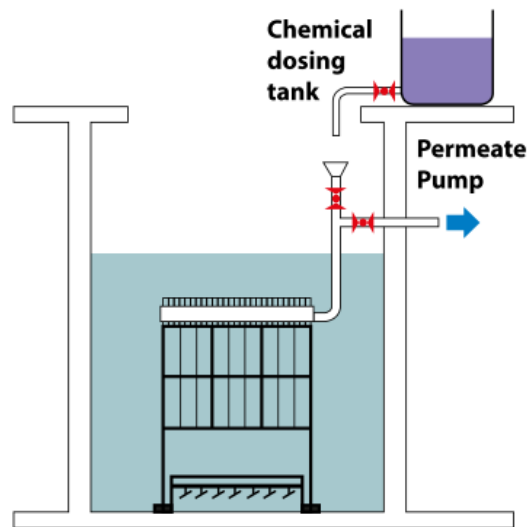


Figura 7.1. Sistema de limpieza química [27].

En la bibliografía se ha encontrado datos de que la limpieza química para el caso del ensuciamiento orgánico, se suele realizar cada 3-6 meses. Al utilizar el CAP, se estima que la necesidad de realizarlas será en periodos de tiempo mayores.

## 8. ESTUDIO ECONÓMICO.

Los costes de operación del BRM-CAP se agrupan en las siguientes categorías:

- Energía
- Personal
- Mantenimiento
- Reactivos
- Varios

### 8.1. Energía.

Para el cálculo de los costes de energía se ha utilizado el promedio de los términos de potencia y términos de energía de la tarifa 3.0A, año 2016.



	Ud.	Potencia necesaria (kW)	Tiempo fto. (h/año)	Consumo (kWh/año)	Coste fijo. (€/año)	Coste vari. (€/año)	Coste total (€/año)
<b>Soplante</b>	2	9	8760	78840	946,26	1479,20	2.425,46 €
<b>Bomba succión</b>	1	5,5	8760	48180	578,27	903,95	1.482,23 €
<b>Bomba centrífuga</b>	1	5,5	8760	48180	578,27	903,95	1.482,23 €
<b>Equipos auxiliares</b>	7	0,5	8760	4380	52,57	82,18	134,75 €
		<b>20,5</b>		<b>179580</b>		<b>Total</b>	<b>5.524,66 €</b>

### 8.2. Personal.

	Personas	Grupo cotización	h/día	h/año	Salario base (€/mes)	Salario base (€/h)	Coste total (€/año)
<b>Titulado grado</b>	1	1	3	288	2.040,0 €	12,75 €	3.672,00 €
<b>Peón especialista</b>	2	2	8	3840	1.318,40 €	8,24 €	31.641,60 €
<b>Total</b>							<b>35.313,60 €</b>

### 8.3. Mantenimiento.

Los costes de mantenimiento anuales del BRM-CAP vienen referidos a los cambios efectuados por rotura o deterioro de los elementos de funcionamiento como por ejemplo, módulos de membranas, bombas, difusores, sondas de oxígeno, válvulas, etc. Debido a que al utilizar este tipo de sistema aumenta la durabilidad de los equipos, se ha considerado estimar que los costes serán un 10% sobre el presupuesto.

<b>Total (€/año)</b>	<b>13.748,21€</b>
----------------------	-------------------

### 8.4. Reactivos.

Los reactivos que se incluyen son los del CAP para la eliminación de SMP y la lejía par la limpieza de las membranas.

Reactivos	Cantidad	Coste (€/kg)	Coste (€/año)
<b>CAP (Kg)</b>	24604,4	2,28 €	56.098,03 €
<b>Hipoclorito sódico (L)</b>	600	1,16 €	696,00 €
<b>Total</b>			<b>56.794,03 €</b>

### 8.5. Varios.

En este apartado se incluyen los costes analíticos de la planta por un laboratorio externo con frecuencia de una vez por semana.

<b>Total (€/año)</b>	<b>2.400€</b>
----------------------	---------------

### 8.6. Resumen.

A continuación se muestra el cuadro resumen en el que se muestra los costes totales de operación anual del diseño.

Costes energía (€/año)	5.524,66 €
Costes personal (€/año)	35.313,60 €
Costes varios (€/año)	2.400,00 €
Costes reactivos (€/año)	56.794,03 €
Costes mantenimiento (€/año)	13.748,21 €
<b>Costes Totales (€/año)</b>	<b>113.780,50 €</b>

Tal y como se calculó en el apartado 6 del trabajo, el caudal diario de agua residual que entra al BRM-CAP es de:

$$Q_E = 1250 \text{ m}^3/\text{día}$$

Calculando dicho caudal para un año se obtienen los  $\text{m}^3$  que entran en el BRM-CAP anualmente:

$$Q_{\text{anual}} = 1250 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \cdot 365 \frac{\text{días}}{\text{año}} = 456250 \text{ m}^3/\text{año}$$

Ahora se puede calcular el coste unitario de operación de este diseño mediante la ecuación 8.1:

Ec. 8.1

$$C_{U_{\text{operación}}} = \frac{\sum C_T}{Q_{\text{anual}}}$$

Donde,

$C_T$  Costes totales (€/año)

$Q_{\text{anual}}$  Caudal anual ( $\text{m}^3/\text{año}$ )

$$C_{U_{\text{operación}}} = \frac{113.780,50 \frac{\text{€}}{\text{año}}}{456250 \frac{\text{m}^3}{\text{año}}} = 0,249 \text{ €/m}^3$$

## 9. CONCLUSIONES.

En este trabajo fin de grado se ha realizado el estudio de la capacidad de adsorción de sustancias SMP contenidas en el licor de mezcla de una muestra recogida de una estación depuradora de aguas residuales, para lo cual se realizó la caracterización química de dicho licor de mezcla, previo ensayo “jar-test” con la adición de adsorbente, se obtuvieron los rendimientos de eliminación de carbohidratos y proteínas, para cada formato de carbón activo, mediante el método del micro BCA y la antrona. En base a estos resultados, se realizaron diferentes ensayos de resistencia a la filtración y se diseñó un BRM-CA capaz de reducir el ensuciamiento de las membranas causadas por las sustancias poliméricas extracelulares.

A partir de los resultados obtenidos en los capítulos anteriores, se pueden extraer las siguientes conclusiones:

- El formato en polvo del carbón activo, tiene un mayor rendimiento de eliminación de carbohidratos y proteínas que el formato granulado, siendo el rendimiento de eliminación de proteínas y carbohidratos, para el carbón activo en polvo (CAP) del 80,13% y 75,99% respectivamente.
- Se ha estimado la cantidad de CAP necesaria correspondiente a este rendimiento de eliminación en función de la concentración de referencia.
- Cualitativamente, se observó que el ensayo de resistencia a la filtración del licor de mezcla tratado produjo un menor ensuciamiento de la membrana de ultrafiltración que en el caso del ensayo realizado con el fango activo sin tratar.
- Se observó, que para la presión de trabajo, se obtuvo un flux de permeado ( $J$ ), en estado estacionario, mayor en el caso del ensayo realizado con el licor de mezcla tratado con el carbón activo en polvo (membrana 1).
- Las resistencias debida a la capa de torta formada por los sólidos en suspensión ( $R_c$ ), la resistencia debida a sustancias o partículas coloidales que producen el ensuciamiento ( $R_f$ ) y la resistencia total  $R_t$  del ensayo de resistencia a la filtración del licor de mezcla tratado con CAP, son notablemente menores que las obtenidas en el ensayo realizado con el fango activado sin tratar.
- A la vista de los resultados, se ha diseñado un BRM-CAP de membrana sumergida para unos parámetros característicos típicos del agua residual urbana sin vertido industrial que se utilizarían para el diseño de un reactor biológico convencional.
- El tanque de membranas se separa del biorreactor mediante una pared que permite el paso del licor de mezcla mediante rebosadero. Esta configuración confiere una mayor facilidad para el mantenimiento y reparación de las membranas además de que permite conseguir las concentraciones necesarias en el biorreactor mediante recirculación del fango activo y CAP.



- Es necesario el aporte diario de CAP para mantener la concentración necesaria en el fango activo que hace posible los rendimientos de eliminación comentados en el primer punto de las conclusiones, debido a que junto el fango en exceso que sale por la purga se encuentra una parte del CAP adicionado.
- Las limpiezas químicas se realizarán con menor frecuencia debido a que no se producirá tanto ensuciamiento.

## 10. BIBLIOGRAFÍA.

- [1] Hernández, A. (1990). Microfiltración, ultrafiltración y ósmosis inversa (Vol.4).EDITUM
- [2] Orozco, C., Perez, A., González, M. N., Rodríguez, F. J., & Alfayate, J. M. (2002). Contaminación Ambiental. Una visión desde la química
- [3] Robles, F. O., Rojo, J. C. T., & Bas, M. S. (2010). Tratamiento de aguas para la eliminación de microorganismos y agentes contaminantes. EdicionesDíaz de Santos.
- [4] Drews, A. (2010).Membrane fouling in membrane bioreactors-characterisation, contradictions, cause and cures. Journal of Membrane Science, 363(1), 1-28.
- [5] Pinnekamp, J., &Fiedrich, H. (Eds.). (2006). Membrane technology for wastewater treatment.FiWVerlag.
- [6] Ibarz, A., & Barbosa-Cánovas, G. V. (1999). Operaciones unitarias en la ingeniería de los alimentos. Technomic.
- [7] Esteban, R. I., de Miguel, E. O., Tarifa, M. A. M., Andreu, P. S., Bouyat, L. M., & Fernández, E. G. (2012). Avances en el diseño y la operación de los biorreactores de membrana: La experiencia española. Virus (U. log. eliminadas), 3, 6.
- [8] Judd, S. (2010). The MBR book.Principles and Applications of membrane Bioreactors in water and wastewater treatment.Elsevier.
- [9] Stephenson, T. (2000). Membrane bioreactors for wastewater treatment . IWA Publishing.
- [10]www.idi.mineco.gob.es/stfls/MICINN/Ayudas/PE\_2013\_2016/PE\_IDi\_Orientada\_a\_los\_Retos\_de\_la\_Sociedad/FICHEROS/Retos\_Colaboracion/Publicacion\_RTC\_2015\_PRD\_WEB.pdf. Fecha de consulta: Junio 2016.
- [11]Cabezas, L. V. (2016). Una alternativa de tratamiento para la reutilización del agua. Los biorreactores de membranas. Tecnología Química, 29(3), 12-16.
- [12] Geta, J. A. L., Campos, J. R., & Martín-Machuca, M. (Eds.). (2005). VI Simposio del Agua en Andalucía: 1 a 3 de junio 2005, Sevilla(No. 14). IGME.
- [13] Zuriaga Agustí, E. (2011). Estudio de la relación entre las características químicas del licor de mezcla en Biorreactores de Membrana y su correlación con las resistencias a la filtración.
- [14][www.madrimasd.org/blogs/remtavares/2008/02/29/85617](http://www.madrimasd.org/blogs/remtavares/2008/02/29/85617). Fecha de consulta: Junio 2016
- [15] Iglesias, R., Otega, E., Martínez A., Simón P., Moragas L., Robusté J., García E. B., Rodríguez-Roda I. (2014). Guía técnica para la implantación de biorreactores de membrana. CEDEX.
- [16] Jaume, A. T. (2013).Depuración y regeneración de aguas residuales urbanas. Universidad de Alicante.

- [17] Ying, Z., & Ping, G. (2006). Effect of powdered activated carbon dosage on retarding membrane fouling in MBR. *Separation and Purification Technology*, 52(1), 154-160.
- [18] Remy, M., van der Marel, P., Zwijnenburg, A., Rulkens, W., & Temmink, H. (2009). Low dose powdered activated carbon addition at high sludge retention times to reduce fouling in membrane bioreactors. *Water research*, 43(2), 345-350.
- [19] Sagbo, O., Sun, Y., Hao, A., & Gu, P. (2008). Effect of PAC addition on MBR process for drinking water treatment. *Separation and purification technology*, 58(3), 320-327.
- [20] Bae, T. H., & Tak, T. M. (2005). Interpretation of fouling characteristics of ultrafiltration membranes during the filtration of membrane bioreactor mixed liquor. *Journal of Membrane Science*, 264(1), 151-160.
- [21] Membrane for Ultrafiltration Nadir UP150 P Data Sheet.
- [22] Sagbo, O., Sun, Y., Hao, A., & Gu, P. (2008). Effect of PAC addition on MBR process for drinking water treatment. *Separation and purification technology*, 58(3), 320-327.
- [23] Ferrer-Polonio, E., Mendoza-Roca, J. A., Iborra-Clar, A., & Pastor-Alcañiz, L. (2015). Adsorption of raw and treated by membranes fermentation brines from table olives processing for phenolic compounds separation and recovery. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*.
- [24] Stechina, D., Pauletti, M. S., Lesa, C., Maffioly, R. H., Bogdanoff, N., & Iribarren, O. (2012). Concentration of lemon pectin extract by ultrafiltration. *Scientia Agropecuaria*, 3(3), 193-199.
- [25] Lin, H., Zhang, M., Wang, F., Meng, F., Liao, B. Q., Hong, H., ... & Gao, W. (2014). A critical review of extracellular polymeric substances (EPSs) in membrane bioreactors: characteristics, roles in membrane fouling and control strategies. *Journal of Membrane Science*, 460, 110-125.
- [26] Ficha técnica difusores SULZER <http://www.sulzer.com/es/Products-and-Services/Compressors-and-Aerators/Disc-Diffuser-System-Type-ABS-Sucoflow-DS>
- [27] Ficha técnica módulos de membrana KUBOTA <http://www.kubota-mbr.com/esp/mbr.php#>
- [28] Mailler, R., Gasperi, J., Coquet, Y., Buleté, A., Vulliet, E., Deshayes, S., ... & Caupos, E. (2016). Removal of a wide range of emerging pollutants from wastewater treatment plant discharges by micro-grain activated carbon in fluidized bed as tertiary treatment at large pilot scale. *Science of the Total Environment*, 542, 983-996.
- [29] Mendoza, J.A., Querol, S. (2001). Depuración biológica de aguas residuales. Universidad Politécnica de Valencia, Ref.:2001.4094
- [30] Deowan, S. A., Galiano, F., Hoinkis, J., Johnson, D., Altinkaya, S. A., Gabriele, B., ... & Figoli, A. (2016). Novel low-fouling membrane bioreactor (MBR) for industrial wastewater treatment. *Journal of Membrane Science*, 510, 524-532.



[31] i Castells, X. E. (2000). Reciclaje de residuos industriales: aplicación a la fabricación de materiales para la construcción. Díaz de Santos.

[32] Wang, Z., Ma, J., Tang, C. Y., Kimura, K., Wang, Q., & Han, X. (2014). Membrane cleaning in membrane bioreactors: a review. *Journal of Membrane Science*, 468, 276-307.





# PRESUPUESTO

---



## ÍNDICE

PRESUPUESTO .....	1
Capítulo 1. Equipos.....	1
Capítulo 2. Difusores .....	1
Capítulo 3. Módulo de membranas.....	1
Capítulo 4. Valvulería. ....	2
Capítulo 5. Uniones y tuberías. ....	2
Capítulo 6. Instrumentación.....	2
Capítulo 7. Seguridad y Salud.....	2
Capítulo 8. Laboratorio.....	2
Capítulo 9. Tanques y depósitos .....	2
Resumen del presupuesto.....	3

---

**PRESUPUESTO.**

	<b>Unidades</b>	<b>Descripción</b>	<b>Precio unitario</b>	<b>Precio total</b>
<b>Capítulo 1. Equipos.</b>				
<b>1.1. Soplante para aireación de biorreactor y tanque de membranas.</b>				
	2	Soplante Samos SI 115 E1. Características: Potencia: 12 CV Capacidad máx: 1100 m <sup>3</sup> /h Consumo: 9kW	4.620,0 €	9.240,0 €
<b>1.2. Bomba Succión para permeado.</b>				
	1	Electrobomba centrífuga autocebante SIL 80T100(B) Características: Potencia: 10 CV Capacidad máx: 58 m <sup>3</sup> /h Consumo: 5,5 kW	4.710,0 €	4.710,0 €
<b>1.3. Bomba para recirculación.</b>				
	1	Electrobomba centrífuga gran caudal GNI 125-20. Características: Potencia: 10 CV Capacidad máx: 198 m <sup>3</sup> /h Consumo: 5,5 kW	4.230,0 €	4.230,0 €
		<b>Total Capítulo 1</b>		<b>18.180,0 €</b>
<b>Capítulo 2. Difusores</b>				
<b>2.1</b>	104	Sucoflow DS20. Características: Capacidad máx: 15 m <sup>3</sup> /h	245,0 €	25.480,0 €
		<b>Total Capítulo 2</b>		<b>25.480,0 €</b>
<b>Capítulo 3. Módulo de membranas.</b>				
<b>3.1</b>	4	Kubota RW400 Características: Placa plana 400 módulos de polietileno clorado	15.985,0 €	63.940,0 €
		<b>Total Capítulo 3</b>		<b>63.940,0 €</b>

	Unidades	Descripción	Precio unitario	Precio total
<b>Capítulo 4. Valvulería.</b>				
4.1	2	Válvula manual	52,8 €	105,6 €
4.2	5	Electroválvula automática	1.190,0 €	5.950,0 €
		<b>Total Capítulo 4</b>		<b>6.055,6 €</b>
<b>Capítulo 5. Uniones y tuberías.</b>				
5.1	5	Codos PCV	35,5 €	177,4 €
5.2	8	Unión T en PVC	48,5 €	388,0 €
5.3	2	Reducciones PVC	46,9 €	93,8 €
5.4	165	Tubería PVC	30,9 €	5.101,8 €
		<b>Total Capítulo 5</b>		<b>5.761,0 €</b>
<b>Capítulo 6. Instrumentación.</b>				
6.1	1	Caudalímetro	486,0 €	486,0 €
6.2	2	Sensores de oxígeno	129,8 €	259,5 €
6.3	2	Sensores nivel	157,8 €	315,6 €
6.4	1	Vacuómetro	20,0 €	20,0 €
6.5	1	PLC	2.980,0 €	2.980,0 €
		<b>Total Capítulo 6</b>		<b>4.061,1 €</b>
<b>Capítulo 7. Seguridad y Salud.</b>				
7.1	1	Seguridad y Salud	1.365,0 €	1.365,0 €
		<b>Total Capítulo 7</b>		<b>1.365,0 €</b>
<b>Capítulo 8. Reactivos.</b>				
8.2	2500	CAP (Kg)	2,28 €	5.700,0 €
8.3	50	Hipoclorito sódico (L)	1,2 €	58,0 €
		<b>Total Capítulo 8</b>		<b>5.758,0 €</b>
<b>Capítulo 9. Tanques y depósitos</b>				
9.1	1	Tanque BRM (biorreactor + membranas) de poliéster reforzado con fibra de vidrio	6.749,6 €	6.749,6 €
9.2	1	Tolva dosificadora CAP	1.175,2 €	1.175,2 €
9.3	1	Depósito cilíndrico 100L (hipoclorito)	106,2 €	106,2 €
		<b>Total Capítulo 9</b>		<b>8.031,1 €</b>

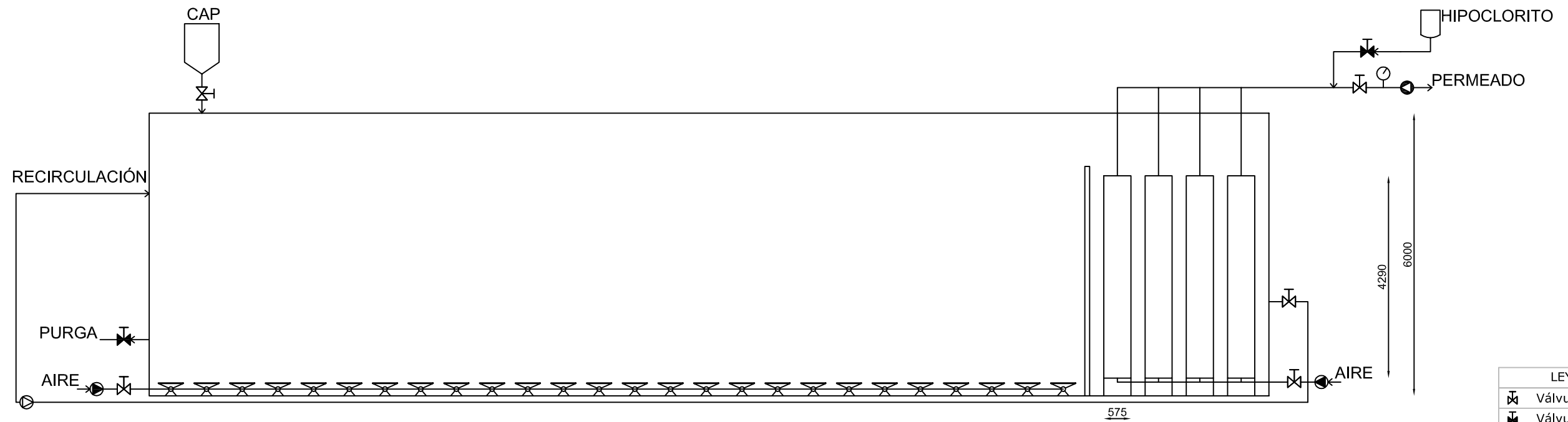
**Resumen del presupuesto.**

<b>Capítulo 1. Equipos.</b>	18.180,0 €
<b>Capítulo 2. Difusores</b>	25.480,0 €
<b>Capítulo 3. Módulo de membranas.</b>	63.940,0 €
<b>Capítulo 4. Valvulería.</b>	6.055,6 €
<b>Capítulo 5. Uniones y tuberías.</b>	5.761,0 €
<b>Capítulo 6. Instrumentación.</b>	4.061,1 €
<b>Capítulo 7. Seguridad y Salud.</b>	1.365,0 €
<b>Capítulo 8. Reactivos.</b>	5.758,0 €
<b>Capítulo 9. Tanques y depósitos</b>	8.031,1 €
<hr/>	
PRESUPUESTO DE EJECUCIÓN MATERIAL	138.631,7 €
Gastos del estudio de diseño del BRM-CAP	3.600,00 €
Gastos Generales (13%)	18.022,1 €
IVA (21%)	29.112,6 €
<hr/>	
<b>TOTAL</b>	<b>189.366,4 €</b>

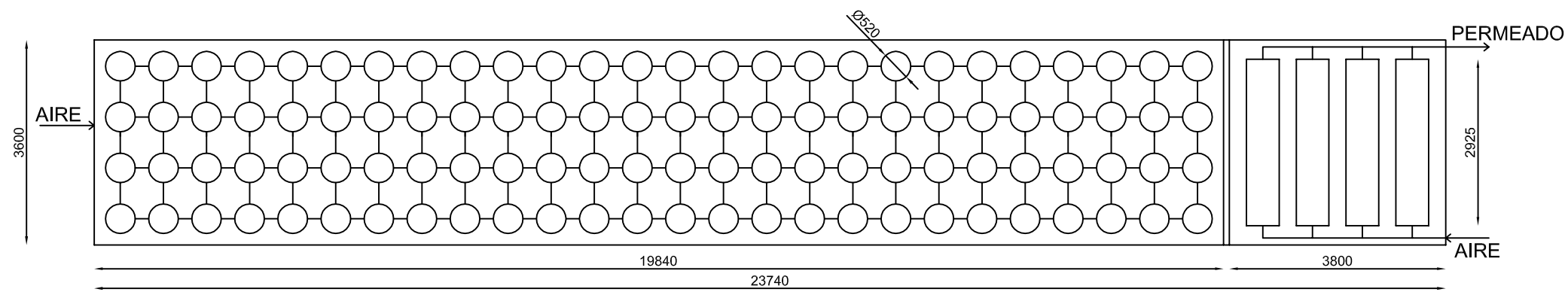


# PLANOS

---



ALZADO



PLANTA

LEYENDA	
	Válvula
	Válvula manual
	Bomba soplante
	Bomba succión
	Bomba centrífuga
	Vacuómetro
	Depósito
	Tolva
	Difusor