

# FT-BIO-010

**FICHAS TÉCNICAS  
DE ETAPAS DE PROCESO DE  
PLANTAS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES  
DE LA INDUSTRIA TEXTIL**

## **BIORREACTORES DE MEMBRANA (BRM)**

***SERIE: TRATAMIENTOS SECUNDARIOS***

TÍTULO **BIORREACTORES DE MEMBRANA (FT-BIO-010)**  
Fecha de elaboración Septiembre del 2015  
Revisión vigente

**BIORREACTORES DE MEMBRANA (BRM) (FT-BIO-010)**

<b>Fecha</b>	<b>Septiembre del 2015</b>		
<b>Autores</b>	Pablo Ures Rodríguez Alfredo Jácome Burgos Joaquín Suárez López		
<b>Revisado</b>			
<b>Modificaciones</b>	Fecha	Modificado por:	Objeto da modificación

# ÍNDICE

## 1.- INTRODUCCIÓN

### 1.1.- Configuraciones de los módulos de membrana

## 2.- DESCRIPCIÓN DE LOS BRM

### 2.1.- Módulos de membrana para BRM sumergido

### 2.2.- Sistemas BRM externos de flujo cruzado

### 2.3.- Comparación entre membranas sumergidas y BRM de flujo cruzado

### 2.4.- Operación del sistema

#### 2.4.1.- Aireación del módulo

## 3.- DISEÑO

### 3.1. Diseño del reactor biológico

#### 3.1.1.- Caudales

#### 3.1.2.- Parámetros básicos del reactor biológico

#### 3.1.3.- Otras variables básicas que afectan al funcionamiento del reactor biológico

#### 3.1.4.- Criterios generales de diseño del reactor biológico

#### 3.1.5.- Volumen del reactor

#### 3.1.6.- Capacidad de oxigenación requerida del reactor

### 3.2.- Diseño de la membrana

#### 3.2.1.-Flujo de membrana - $F_m$ y presión transmembrana - $\Delta P_{TM}$

#### 3.2.2.- Flujo bruto y flujo neto

#### 3.2.3.- Superficie de membrana

#### 3.2.4.- Aireación de la membrana

#### 3.2.5.- Número de tanques de membrana

#### 3.2.6.- Criterios de diseño de membranas

#### 3.3.- Rendimiento

## 6.- CONDICIONES TÉCNICAS PARTICULARES

### 6.1.- Garantía de las membranas.

## 7.- ESPECIFICACIONES EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE LA INDUSTRIA TEXTIL

## 8.- PARÁMETROS Y ESTRATEGIAS DE CONTROL

### 8.1.- Medición de la presión transmembrana

### 8.2.- Control del nivel de líquido en el reactor

## 9.- EXPLOTACIÓN DE SISTEMAS BRM

### 9.1.- Descenso de la permeabilidad

### 9.2.- Mantenimiento y limpieza de las membranas

#### 9.2.1.- Espesamiento de fango.

#### 9.2.2.- Generación de espumas

#### 9.2.3.- Atascamiento de membranas.

#### 9.2.4.- Obturación inorgánica

#### 9.2.5.- Atascamiento orgánico.

#### 9.2.6.- Biofouling

#### 9.2.7.- Limpieza de membrana

## REFERENCIAS

## 1. - INTRODUCCIÓN

La tecnología de bio-reactor de membrana (BRM) consiste en una combinación del proceso de fangos activos (Ver FT-BIO-001) con una micro- o ultrafiltración (Ver FT-TER-005). Se considera una tecnología útil para el tratamiento de agua residual industrial y la reutilización de agua debido a la calidad de su efluente, con una reducida presencia de productos químicos, bacterias y virus y su escaso empleo de superficie (Hoinkis et al, 2012; De Jager, D., ).

Todos los procesos de filtración operan según el mismo principio básico: La aplicación de presión para forzar la transferencia de un líquido a través de una barrera semipermeable, reteniendo todas las partículas mayores que un determinado tamaño de corte o luz (Haandel and Lubbe, 2012).

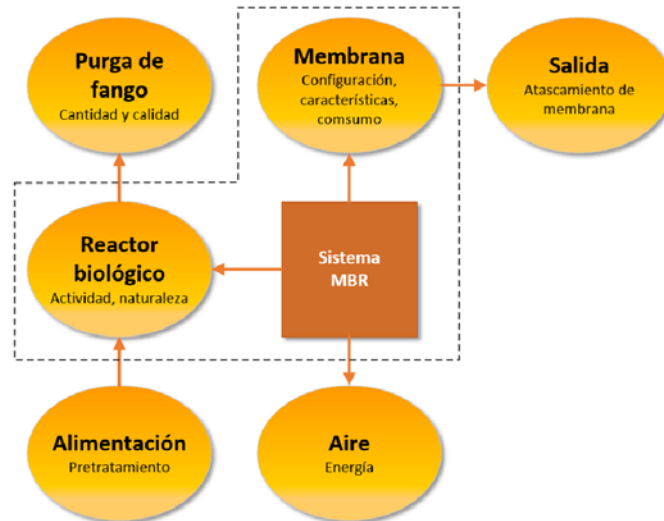


Figura 1. Elementos principales de un biorreactor de membrana (modificado de Judd, S., 2006)

### 1.1.- Configuraciones de los módulos de membrana

Aunque en los últimos años están apareciendo nuevos sistemas BRM (sistemas de difusión y extracción), existen dos configuraciones de proceso mayoritarias: bio-reactores de membranas sumergidas y sistemas de membranas externas de flujo cruzado.

El flujo de filtrado puede ser dirigido tanto en dirección dentro-fuera de la membrana (flujo cruzado) o fuera-dentro (membranas sumergidas). Estos dos conceptos se muestran esquemáticamente en la figura

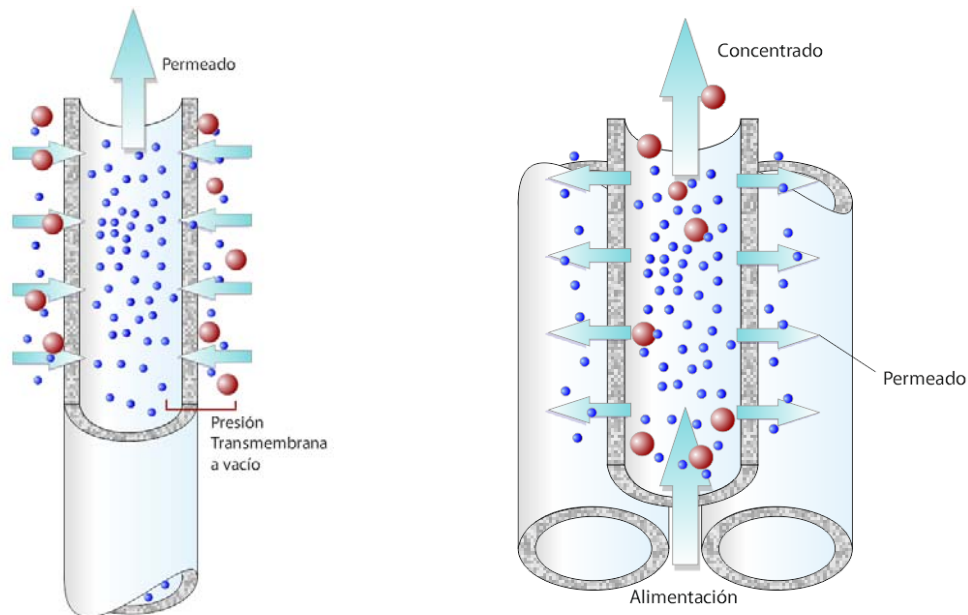


Figura 2. Flujo en el interior de membrana sumergida (izq.) y de flujo cruzado (der.)

En la configuración de membrana de flujo cruzado, el licor mezcla es bombeado a través de un haz de membranas tubulares montadas como un conjunto en una tubería cerrada: el módulo de membrana. La presión diferencial sobre la membrana fuerza al efluente limpio (el permeado) a través de la pared de la membrana a salir fuera del tubo. En la configuración de membranas sumergidas, el licor mezcla se introduce en un tanque de membrana específico. En él se aplica un suave vacío en las membranas por medio de una bomba de extracción que induce al líquido a circular a través de la pared de la membrana (principio fuera-dentro).

## 2.- DESCRIPCIÓN DE LOS BRM

En los reactores de membrana sumergida, los módulos de membrana se hallan inmersos en el licor mezcla: 1) en el propio reactor biológico (sistema integrado) o 2) en un depósito aparte que se suele denominar depósito de membrana (sistema no integrado). La experiencia señala que los sistemas no integrados son más adecuados a la hora de mantener y reparar las membranas (Iglesias, 2014; Haandel and Lubbe, 2012). La otra opción consiste en módulos de membranas no sumergidas de flujo cruzado.

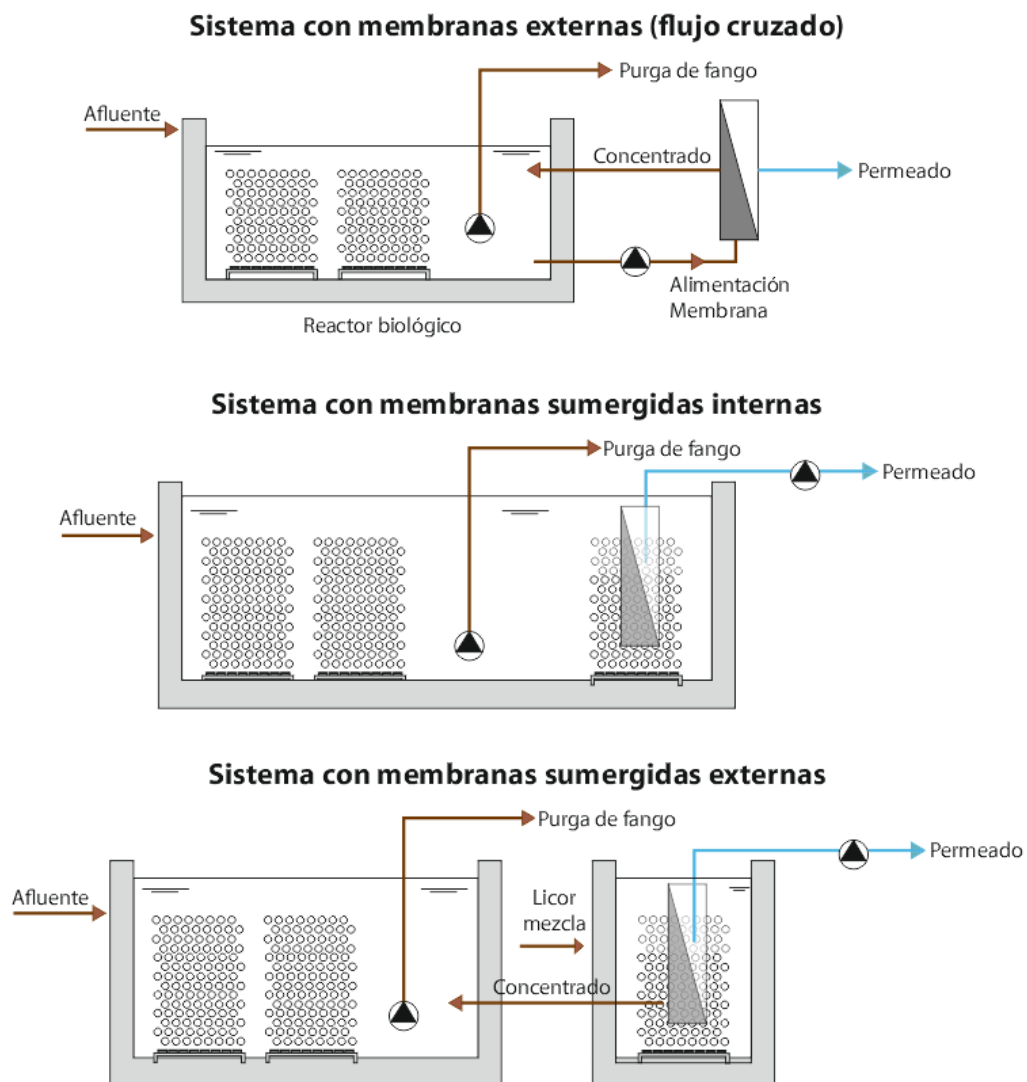


Figura 2: Configuraciones de biorreactores de membrana (modificado de Cortacans, 2012)

### 2.1.- Módulos de membrana para BRM sumergido

La configuración del módulo de membrana, principalmente el elemento geométrico de membrana (plana o cilíndrica), las propiedades físicas del material (tamaño de poro, tortuosidad, hidrofobicidad y porosidad de la superficie) y química (polimérica o cerámica) puede influenciar al atascamiento. Aunque hay actualmente una serie

de tecnologías diferentes en el mercado, la mayoría de ellas están basadas en **configuraciones de membranas planas (MP), de fibra hueca (FH) y multitubo** (Judd, S., 2011). Los tres tipos de membrana han sido empleados en instalaciones a escala real con buenos resultados y flujos similares, y tienen varios fabricantes.

El depósito de membranas sumergidas se provee de uno o varios módulos de membrana, cada uno compuesto de varios elementos de membrana. Todos los módulos en un depósito de membrana van conectados a un colector del permeado, que está conectado a la bomba de permeado.

Existen varias configuraciones de cabezales colectores de permeado: módulos con un cabezal terminal, módulos con cabezal doble en la base y el tope de las membranas y cabezales únicamente en la base. Los cabezales dobles distribuyen mejor el vacío generado a lo largo de la fibra hueca, pero son más susceptibles al atascamiento.

En el cabezal simple situado en la base, el equipamiento de aireación puede ser posicionado entre las fibras en lugar de hacerlo por debajo del cabezal situado en la base. Esto resulta en una mejora de la turbulencia a una menor intensidad de aireación. Simultáneamente, se evitan las zonas muertas directamente por encima del cabezal de base, donde se depositan fangos y residuos (*sludging*) que generan efectos similares al atascamiento (*clogging*) (Haandel and Lubbe, 2012).

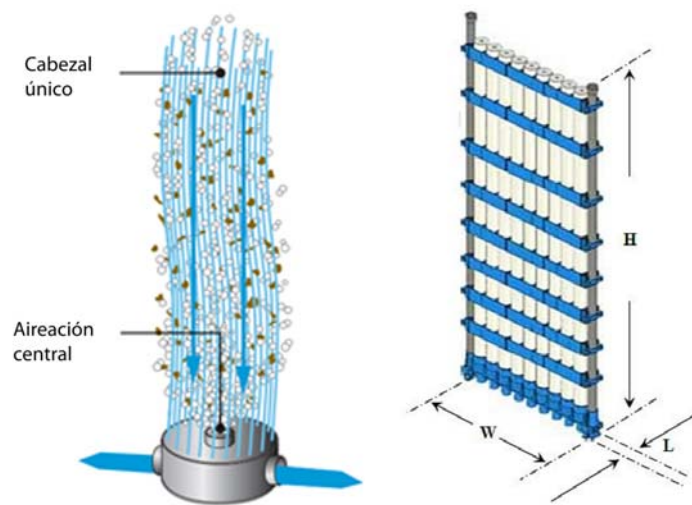


Figura 4. Sistema de membranas de fibra hueca con cabezal en la base. (Koch, puron mbr brochure)

Tabla 1. Comparación de ventajas y desventajas de membranas planas y de fibra hueca (Haandel and Lubbe, 2012)

Tipo	Ventajas	Desventajas
Membranas Planas	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Robustas</li> <li>- Menos susceptibles al atascamiento comparado con las membranas de fibra con cabezal superior o doble cabezal.</li> <li>- Sistema más sencillo de control de proceso</li> <li>- Posibilidad de limpieza manual</li> <li>- Poca frecuencia de limpieza</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Menor área superficial específica por m<sup>3</sup> de volumen de módulo</li> <li>- No hay retrolavado</li> <li>- Mayores requerimientos de aireación</li> <li>- Más susceptible a la generación de canales preferenciales a la aireación, con baja velocidad sobre la superficie de la membrana</li> <li>- La limpieza automática es cara</li> </ul>
Fibras huecas y tubulares	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Retrolavado posible</li> <li>- Alta área superficial específica (FH)</li> <li>- Menores requerimientos de aireación</li> <li>- Posible limpieza totalmente automatizada</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Susceptible al atascamiento, dependiendo de la configuración de módulos</li> <li>- La limpieza manual no es práctica</li> <li>- Sistema más complejo</li> </ul>

Como el flujo de membrana es comparable o incluso inferior a las membranas sumergidas, la principal ventaja es que las **membranas tubulares** experimentan menor obturación y son más robustas que su contraparte de membranas sumergidas, lo que facilita la limpieza. Existe por otro lado la posibilidad de cambiar la operación de las membranas a sistema de flujo cruzado en momentos de caudales punta, instalando una bomba que haya sido dimensionada para esto. Esto reduce significativamente el área superficial de membrana requerida para demandas de caudal punta (Haandel and Lubbe, 2012).

## 2.2.- Sistemas BRM externos de flujo cruzado

Los sistemas BRM externos no requieren un tanque de membrana. Cada módulo de flujo cruzado contiene un haz de membranas tubulares o de fibra hueca: Para filtración de licor mezcla son típicos los diámetros de 8 mm o 5.2 mm.

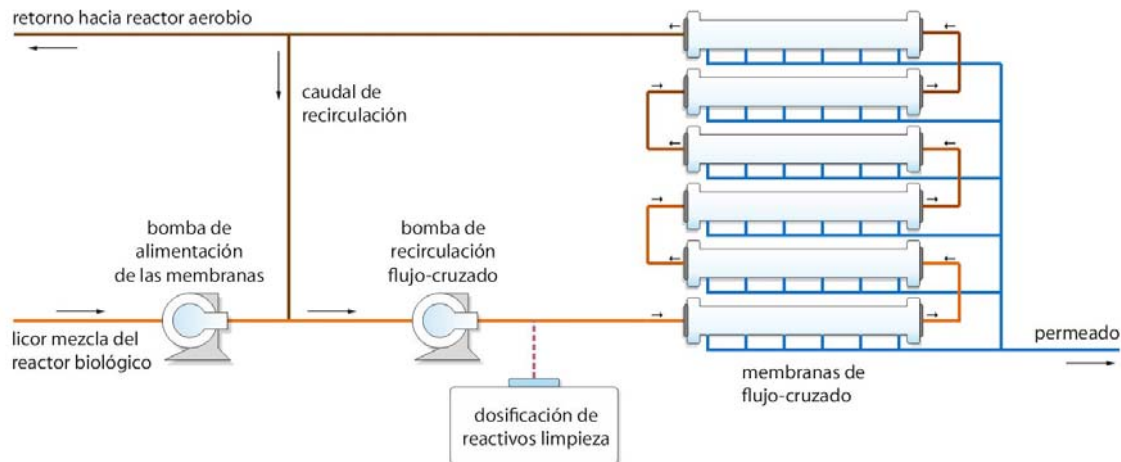


Figura 5. Esquema de BRM de flujo cruzado (mod. Haandel and Lubbe, 2012)

El licor mezcla se recircula a alta velocidad (3-5 m/s) a través de los tubos de membrana a una presión media de 3-7 bar). La presión requerida depende de: la naturaleza del agua residual a ser tratada, la concentración de sólidos en suspensión y el número, tipo y configuración de los módulos de membrana. La presión aplicada fuerza a que parte del líquido fluya a través de la pared de la membrana, donde el efluente producido (permeado) es recogido.

El flujo de permeado es perpendicular a la dirección de la circulación principal en los tubos de membrana, por lo que se llama filtración de flujo cruzado. La velocidad del líquido en los tubos de membrana es alta, con el objetivo de asegurar una turbulencia suficiente para renovar la capa de fango y evitar la obturación de la superficie de membrana.

**a) BRM de flujo cruzado convencional**, operado como un sistema único en el que el flujo de alimentación (menos el permeado producido) se retorna al sistema de fangos activos.

En BRM de flujo cruzado convencional, la sección de membrana consiste en uno o varios niveles paralelos, cada uno de ellos con 3-7 módulos de membrana instalados en serie. Cada nivel se halla agrupado conjuntamente en unidades de membrana que se alimentan con una bomba de alimentación específica, forzando el licor mezcla ( $Q_p + Q_r$ ) a través de los módulos de membrana. La presión aplicada a los tubos de membrana induce el caudal de permeado ( $Q_p$ ) a través de las membranas contenidas en el módulo, de donde se recoge a través del cabezal y es descargado en el efluente. El caudal de fango de retorno ( $Q_r$ ), se devuelve al reactor biológico.

Este sistema no solamente es costoso, sino que resulta en un incremento de la temperatura del licor mezcla. Por esta razón no sorprende que esta configuración solo se implemente en pequeñas instalaciones o para purificación de efluentes, donde debido a la muy inferior concentración de sólidos en suspensión la  $\Delta P_{TM}$  utilizada se ve significativamente reducida.

**b) Sistema feed & bleed de BRM de flujo cruzado** en el que existen dos tipos de recirculación, una destinada a controlar las concentraciones del reactor biológico (caudal de retorno -  $Q_r$ ) y otra para conseguir altas velocidades creando un flujo tangencial en las membranas (caudal de recirculación  $Q_{rec}$ ). El caudal de retorno  $Q_r$  es mucho menor que en el BRM de flujo cruzado convencional.

Esta configuración es similar a la convencional de flujo cruzado. Sin embargo, la mayor parte del flujo de concentrado a la salida del último módulo se recircula hacia el primero por medio de una bomba de recirculación del flujo cruzado. Una pequeña parte, normalmente de 2 a 6 veces el flujo de permeado, se retorna, recibiendo el nombre de "exudado" (bleed) del biorreactor, para prevenir una acumulación a niveles inaceptables de sólidos sobre la membrana de flujo cruzado. Esto provoca que solo el flujo de alimentación (feed) del biorreactor necesita de presurización total a la presión requerida de 4-7 bares, mientras que la recirculación solo necesita una re-presurización para compensar la pérdida de presión en la serie de módulos de membrana, lo que supone aproximadamente 0.6-0.8 bares por módulo, incluidas las pérdidas en las conexiones del sistema. Por lo tanto esta configuración requiere un consumo de energía inferior al BRM convencional.



### c) Flujo cruzado de Baja Presión

Una configuración desarrollada más recientemente es la llamada BRM de **Flujo-cruzado de Baja Presión** (low pressure cross-flow: LPCF). En esta configuración se emplean membranas de flujo-cruzado, pero las características del flujo-cruzado y de las membranas sumergidas se combinan. El consumo de energía se reduce limitando la velocidad del líquido en las membranas tubulares a 0.5-1 m/s aproximadamente. Para inducir suficiente tensión de corte para mantener la superficie de la membrana limpia, se inyecta aire en la línea de alimentación a los módulos. Por lo tanto, los módulos de membrana requieren una orientación vertical. Además, de forma opuesta a los sistemas de flujo cruzado, los módulos se instalan en paralelo en lugar de en serie. De forma similar a las membranas sumergidas, las membranas reciben un retrolavado periódico con permeado o tienen tiempos de "relajación". La presión diferencial aplicada es comparable a la de las membranas sumergidas, es decir, entre 0.1-0.4 bares.

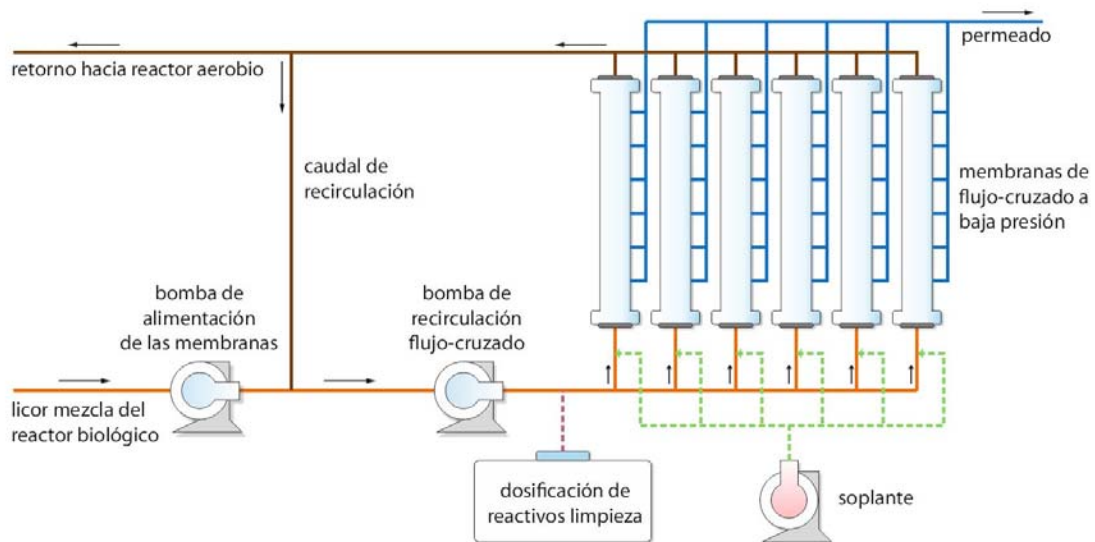


Figura 6. Esquema de sistema de flujo cruzado de baja presión (mod. Haandel and Lubbe, 2012)

### 2.3.- Comparación entre membranas sumergidas y BRM de flujo cruzado

En la Tabla 2 se incluyen una serie de puntos principales a valorar cuando se va a instalar un sistema BRM.

Tabla 2. Ventajas e inconvenientes del empleo de membranas sumergidas y de flujo cruzado

	Ventajas	Inconvenientes
Membranas sumergidas	<ul style="list-style-type: none"> <li>El sistema de vacío a bajas presiones protege más la membrana</li> <li>Menor consumo energético</li> <li>Las membranas pueden ser diseñadas para tratar el caudal medio (si la relación <math>Q_p/Q_m &lt; 3</math>) y funcionar caudal punta durante periodos en los que sea necesario.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Mayor coste de instalación, cada módulo trata menor caudal</li> </ul>
Flujo cruzado	<ul style="list-style-type: none"> <li>Mayor seguridad frente a la obturación</li> <li>Menos dependiente de las características del fango, admiten mayores concentraciones de sólidos.</li> <li>Más robustas frente a altas temperaturas y a la limpieza química</li> <li>Fácilmente accesibles para tareas de mantenimiento y recambio</li> <li>Se controla el flujo haciendo entrar más o menos módulos en operación</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Mayor consumo energético</li> <li>El diseño debe ser realizado para tratar el caudal punta. Menor flexibilidad para tratar caudales que fluctúan.</li> </ul>

Con todo esto en cuenta, se puede concluir que en general los sistemas de BRM de membranas sumergidas son preferibles a los de BRM de flujo cruzado. Sin embargo, los sistemas BRM de flujo-cruzado pueden ser tenidos en consideración como una interesante alternativa para aplicaciones a pequeña escala (hasta un caudal afluente de 20 - 30 m<sup>3</sup>/h) o cuando se traten aguas residuales dificultosas.



## 2.4.- Operación del sistema

### Pretratamiento

Para reducir las posibilidades de daño en la membrana, se deben eliminar del agua residual una buena cantidad de sólidos. En agua residual bruta, la configuración de pretratamiento recomendada consiste en un tamiz grueso de 6-7 mm de luz (por ejemplo, un tamiz deslizando) seguida de un tamiz fino de 0.6-1.0 mm de poro (tamiz rotatorio, tamices estáticos, filtros de tambor, etc.). Si se emplea un decantador primario, es posible omitir el tamiz de finos, pero se debería incluir un tamiz con una luz de 2-3 mm aguas abajo del decantador primario.

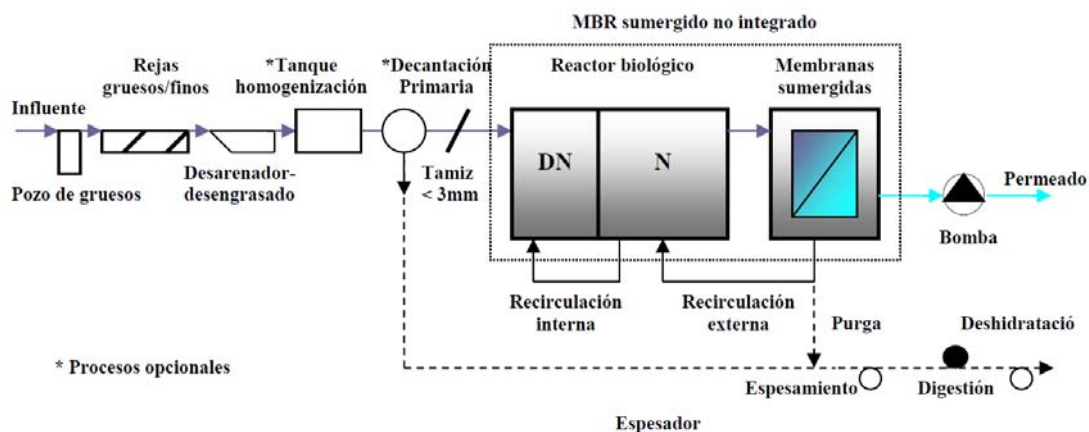
Los requerimientos de tamizado para ambas tipologías de membranas difiere: las membranas de fibra hueca requieren habitualmente un tamizado de entre 1-2 mm, mientras que las membranas planas precisan un tamizado de 2-3 mm.

Otros constituyentes indeseados del agua residual son los **aceites y grasas**, debido a que son materiales de lenta biodegradación que tienden a obstruir los poros de la membrana, reduciendo significativamente la permeabilidad. En aplicaciones industriales, se suele emplear un separador de grasas a gravedad (desbaste de grasas), seguido de flotación por aire disuelto para eliminar los aceites libres y emulsionados.

En grandes instalaciones se suele proporcionar de un tratamiento primario al agua antes del BRM, aunque no es así en la mayor parte de las instalaciones pequeñas y medianas.

### Proceso biológico

Las principales características del funcionamiento de proceso biológico en un reactor de membranas son las mismas que en un proceso de fangos activos, pudiendo combinar procesos anaerobios y anóxico/aerobios para la degradación de materia orgánica y nutrientes de las aguas residuales. La degradación producida en el proceso se estudia empleando ecuaciones cinéticas de Monod, donde el sustrato limitante es la DBO<sub>5</sub> (Iglesias, 2014).



**Figura 8.- Diagrama de flujo de una EDAR con BRM sumergido no integrado y con nitrificación-desnitrificación (Iglesias, 2014)**

### Operación de membranas sumergidas

Las membranas sumergidas se operan típicamente de acuerdo a un ciclo de proceso estándar que contiene las siguientes fases:

- **Modo de producción:** La bomba funciona en dirección de avance produciendo permeado. Las membranas se airean intermitentemente para renovar la torta de fango sobre la superficie de membrana, mientras la bomba de alimentación de la membrana recircula licor mezcla en continuo en el tanque de membrana.

Cuando se extrae el permeado, una capa de torta de fango se forma en la cara exterior de las membranas. Esto incrementa la efectividad de la filtración puesto que retiene partículas más pequeñas, al mismo tiempo que aumenta la resistencia de la filtración y puede resultar en un diferencial de presión mayor.

- **Modo de retrolavado:** La bomba de permeado invierte su dirección (o esto mismo se realiza mediante determinadas aperturas y cierres de válvulas). Durante el retrolavado, el caudal de la bomba normalmente se incrementa al 110% - 120% del caudal del modo de producción. La aireación y la

recirculación del licor mezcla en el tanque de membrana continua con normalidad. Este modo de proceso solo tiene lugar en las membranas de fibra, las membranas planas no tienen recirculación.

- **Modo de relajación:** Se para la bomba de permeado. Este modo de proceso se emplea en las membranas planas como una alternativa al modo de retrolavado de las fibras de membrana: la aireación y la recirculación del licor mezcla en el tanque de membrana continua con normalidad. El ciclo de proceso de las membranas de fibra no suele contener paso de relajación.
- **Reposo:** esta no es en sí una parte del ciclo de proceso. A caudales bajos, uno o más de los tanques de membrana se retirarán de la operación y pasan a estado de reposo (*standby*). La recirculación del licor mezcla en el depósito de membrana puede pararse y la frecuencia e intensidad de aireación se reducen considerablemente. A intervalos regulares, el tanque de membrana activo y parado se intercambian.
- **Limpieza:** de recuperación, que se realiza esporádicamente (meses)

### Operación de membranas de flujo-cruzado

Las membranas de flujo cruzado se operan en continuo y por lo tanto no tienen distintos pasos en su ciclo de proceso. A caudales bajos, una o más de las unidades de membrana se retiran de la operación, así que dependiendo del caudal de afluente, un módulo de membrana puede estar o no en *standby*. En general, las membranas de flujo cruzado pueden funcionar sin limpieza hasta que el flujo baje de un determinado nivel umbral.

#### 2.4.1.- Aireación del módulo

Los sistemas de membranas sumergidas requieren aireación para crear suficiente turbulencia alrededor de la superficie de membrana y renovar la torta de fango acumulada en su superficie.

Las membranas de flujo cruzado no requieren aireación, con la excepción de los sistemas de flujo cruzado de baja presión.

## 3.- DISEÑO

Al tratarse de una técnica que combina dos procesos, el diseño debe contemplar parámetros de diseño de ambas técnicas. Se tratan de forma resumida los parámetros relacionados con el proceso biológico, enfocando la atención sobre el tiempo de retención de sólidos y la purga de fango, por ser los que más cambian en este proceso con respecto al proceso de fangos activos convencional.

### 3.1. Diseño del reactor biológico

#### 3.1.1.- Caudales

Los caudales de interés para diseño serán el caudal diario medio total de aguas residuales,  $Q_{medio}$  y, en su caso, el caudal máximo horario,  $QH_p$ .

De existir en la ETP un tanque de homogenización no será necesario tener en cuenta el caudal ni la concentración máxima para el diseño del reactor biológico.

#### 3.1.2.- Parámetros básicos del reactor biológico

Los parámetros más importantes para el dimensionamiento del reactor de fangos activos son:

- **Carga másica:** consiste en los kg de materia orgánica (como  $DBO_5$ ) alimentados durante 1 día al reactor por cada kg de biomasa presente:

$$CM = \frac{Q_{medio} \cdot L_0}{V \cdot X} \quad Ec. 1$$

Donde:

$Q_{medio}$  = caudal diario medio total ( $m^3/d$ )

$L_0$  = concentración media diaria de  $DBO_5$  total de entrada al reactor ( $kg/m^3$ )

$X$  = concentración de sólidos en suspensión en el licor mezcla ( $kg\ SSM/m^3$ )

$CM$  = carga másica ( $kg\ DBO_5/kg\ SSM/d$ ) o ( $d^{-1}$ )

- **Carga volumétrica:** consiste en los kg de materia orgánica (como  $DBO_5$ ) alimentados durante 1 día al reactor por metro cúbico de reactor:

$$CV = \frac{Q_{medio} \cdot L_0}{V} \quad Ec. 2$$

Donde:

$CV$  = carga volumétrica (kg DBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup> reactor/d)

- **Tiempo de retención celular (o edad del fango):** corresponde al tiempo de permanencia de la biomasa en el reactor. Se expresa en días, y es el parámetro que controla o selecciona el tipo de cultivo bacteriano a desarrollarse:

$$TRC = \frac{V \cdot X}{P_f} \quad Ec. 3$$

Donde:

$TRC$  = tiempo de retención celular (días)

$P_f$  = producción de lodos en exceso (kg/d)

El empleo de una barrera semipermeable permite en los BRM aumentar los TRCs in requirir un aumento importante de los tiempos de retención hidráulica (TRH).

Los BRM suelen trabajar a edades de fango que permitan una nitrificación completa ya que según las casas comerciales favorece la filtrabilidad del fango a través de las membranas (Iglesias, 2014).

- **Tiempo de retención hidráulica:**

$$TRH = \frac{V}{Q_{medio}} \quad Ec. 4$$

Donde:

$TRH$  = tiempo de retención hidráulica (horas)

El principal beneficio de trabajar a concentraciones altas de fango es la reducción en el volumen de tratamiento requerido. Sin embargo, un efecto secundario indeseado supone que los caudales punta de afluente pueden tener un mayor impacto en la calidad del efluente debido a que el tiempo de residencia hidráulico en el BRM es menor.

### 3.1.3.- Otras variables básicas que afectan al funcionamiento del reactor biológico

- **Necesidades de oxígeno:** se deben al oxígeno consumido en la oxidación de materia orgánica, a la demanda debido a la respiración endógena de la biomasa y a la nitrificación total del NTK oxidable.

Para eliminación de carbono (modelo general):

$$NcOx_C = a \cdot Q_{medio} \cdot (L_0 - L_{ef}) + b \cdot V \cdot X \quad Ec. 5$$

Donde:

$NcOx_C$  = necesidades medias de oxígeno para eliminación de carbono (kg/d)

$L_{ef}$  = concentración media diaria de DBO<sub>5</sub> total efluente decantado (kg/m<sup>3</sup>)

$a$  = coeficiente de utilización de oxígeno para síntesis (kg O<sub>2</sub>/kg DBO<sub>5</sub>) (tabla 1)

$b$  = coeficiente de respiración de la biomasa (d<sup>-1</sup>) (tabla 2)

**Tabla 1.- Valores del coeficiente  $a$  en función de la carga másica**

$CM$ (d <sup>-1</sup> )	≤ 0.05	0.10	0.15	0.20	0.30	0.40	≥ 0.50
$a$ (kg O <sub>2</sub> /kg DBO <sub>5</sub> )	0.66	0.652	0.625	0.590	0.555	0.53	0.5

**Tabla 2.- Valores del coeficiente  $b$  en función de la carga másica**

$CM$ (d <sup>-1</sup> )	0.05	0.075	0.10	0.15	0.20	0.30	≥ 0.40
$b$ (d <sup>-1</sup> )	0.041	0.054	0.067	0.080	0.092	0.109	0.118

Por su parte, el consumo para nitrificación se obtiene de:

$$NcOx_N = 4.6 \cdot Q_{medio} (NTK_{oxid}) \quad Ec. 6$$

Donde:

$NcOx_N$  = necesidades medias de oxígeno para nitrificación (kg/d)

$NTK_{oxid}$  = concentración media diaria de NTK oxidable afluente al reactor (kg/m<sup>3</sup>)

El  $NTK_{oxid}$  se estima a partir de las siguientes hipótesis:

- Hasta un 4% del NTK afluente es no biodegradable
- Un 2% del NTK afluente no sufre amonificación
- Hasta un 15% del NTK afluente se va con los fangos en exceso y con los SS del efluente
- Al menos un 1 % del NTK afluente sale en forma de amonio en el efluente

Es decir, que del NTK afluente al reactor se estima que un **80 %** será oxidable y que por lo tanto consumirá oxígeno en una proporción de 4.6 kg O<sub>2</sub>/kg NTK.

En el caso de no existir tanque de homogenización, a partir de las necesidades medias de oxígeno se estimará por separado las necesidades punta de oxígeno para oxidación orgánica y para nitrificación. Para ello, se afectará cada una de las necesidades medias con el coeficiente punta de caudal y el coeficiente punta de concentración. La parte correspondiente a las necesidades de oxígeno debido a la respiración endógena de la biomasa no se debe afectar por ningún coeficiente punta. Además, se considerará que las puntas de contaminación por DBO y NTK no son simultáneas.

$$NcOx_{C, punta} = a \cdot Q_{medio} \cdot (L_0 - L_{ef}) C_{P,ox,C} + b \cdot V \cdot X \quad Ec. 7$$

$$NcOx_{N, punta} = 4.6 \cdot Q_{medio} (NTK_{oxid}) C_{P,ox,N} \quad Ec. 8$$

En las ecuaciones anteriores:

$C_{P,ox,C}$  = coeficiente punta de oxígeno para síntesis orgánica

$C_{P,ox,N}$  = coeficiente punta de oxígeno para nitrificación

$$\text{Para síntesis orgánica: } C_{P,ox,C} = (0.45 P_C + 55) \div 100 \quad Ec. 9$$

$$\text{Para nitrificación: } C_{P,ox,N} = 1,3649 \ln(P_N/100) + 0,71771 \quad Ec. 10$$

Donde,  $P_C$  y  $P_N$  son los factores punta de carga contaminante para DBO<sub>5</sub> y amonio. Estos factores resultan de combinar el coeficiente punta de caudal de tiempo seco con el coeficiente punta de concentración del contaminante, es decir:

$$P_C = C_{P,Q} * C_{P,DBO5} * 100 \quad Ec. 11$$

$$P_N = C_{P,Q} * C_{P,N} * 100 \quad Ec. 12$$

A falta de datos de campo, se adoptará 1.50 como valor del coeficiente punta de concentración tanto de DBO<sub>5</sub> como de NTK.

Finalmente, las necesidades de oxígeno punta,  $NcOx_{punta}$ , se estimarán mediante una de las dos siguientes expresiones:

Si  $NcOx_{C,punta} \geq NcOx_{N,punta}$ :

$$NcOx_{punta} = Ec. 7 + Ec. 6 = a Q_{medio} (L_0 - L_{ef}) C_{P,ox,C} + b V X + 4.6 Q_{medio} (NTK_{oxid})$$

En caso contrario:

$$NcOx_{punta} = Ec.5 + Ec.8 = a Q_{medio} (L_0 - L_{ef}) + bVX + 4.6 Q_{medio} (NTK_{oxid}) C_{P,ox,N}$$

*Nota:* cuando se disponga de registros históricos, los coeficientes puntas ponderados se podrán obtener directamente de un tratamiento estadístico.

- **Producción de lodos en exceso:** se debe al crecimiento o síntesis celular (término positivo en el balance), al decaimiento de una fracción de la biomasa (término negativo en el balance) y a la acumulación de sólidos no biológicos por factores como adsorción, atrapamiento, etc. (término positivo en el balance).

$$P_f = Q_{medio} L_0 \cdot \frac{E}{100} \cdot [1.2 \cdot CM^{0.23} + 0.5 (B_1 - 0.6)] \quad Ec. 13$$

Donde:

$E$  = rendimiento en eliminación de DBO<sub>5</sub> (%)

$B_1$  = ratio SS/DBO afluente al reactor

En la Ec. 13, el término “[1.2  $CM^{0.23}$  + 0.5 ( $B_1 - 0.6$ )]” representa la producción específica de lodos,  $P_f^a$ , en kg SS por kg de DBO<sub>5</sub> eliminado.

En cualquier caso, queda establecido que la  $P_f^a$  no será inferior a **0.8 kg SS/kg DBO<sub>5</sub> eliminado**.

La producción de fangos en sistemas BRM es similar o ligeramente mayor a la de un proceso de fangos activos convencional, debido a la mayor retención de sólidos producida por la membrana (Iglesias, 2014).

- **TRC de funcionamiento:** Combinando las Ecs. 1, 3 y 12, se obtiene para el TRC de funcionamiento:

$$TRC = \frac{1}{P_f^a CM \frac{E}{100}} \quad Ec. 14$$

- **Tasa de recirculación de lodos:** Para controlar el incremento de concentración de sólidos en suspensión en el tanque de membrana, el flujo de licor mezcla que entra en el tanque de membrana, que es igual a la suma del permeado y la recirculación de fango ( $Q_p+Q_r$ ), es varias veces mayor al flujo de permeado.

La recirculación de fango es igual a la diferencia entre la alimentación a la membrana y el flujo de permeado. El valor mínimo de factor de recirculación se puede calcular fácilmente por un balance de masas en el tanque de membrana, si se especifica la concentración máxima de fango  $X_R$  en el tanque de membrana (Haandel and Lubbe, 2012).

$$\frac{Q_R}{Q} = R = \frac{X}{X_R - X} \quad Ec. 16$$

En la práctica, el ratio de recirculación dependerá fundamentalmente del tipo de membrana, siendo el rango habitual entre 3 a 5 veces el caudal medio tratado (Iglesias, 2014). Por ejemplo, para  $X=12$  g TSS/L y  $X_R=15$  g TSS/L, el valor de R se calcula como  $12/(15-12) = 4$ .

### 3.1.4.- Criterios generales de diseño del reactor biológico

En la siguiente tabla se establecen los valores de los parámetros de diseño del reactor biológico en MBR de membrana sumergida (Iglesias, 2014):

**Tabla 3.- Parámetros de diseño del reactor biológico en un sistema MBR**

Parámetro	Valores habituales	Max-min	
		Membrana plana	Fibra hueca
Concentración SSLM (g/L)	6-8	5 - 10	<7.5
Coefficiente $\alpha$	0.35-0.5	-	-
Edad de fango – TRC (días)	>9	21 - 31	8-20
Recirculación – R (%)	300-500	300 - 400	150 – 250

### 3.1.5.- Volumen del reactor

El volumen del reactor,  $V$ , se obtiene a partir de la carga másica de diseño. Despejando de la Ec. 1:

$$V = \frac{Q_{medio} \cdot L_0}{CM \cdot X}$$

Siempre que no haya restricciones de espacio, la mayor eficiencia energética relacionada con la aireación conduce a concentraciones de SSLM/L de 6-10 g/L (Iglesias, 2014)

### 3.1.6.- Capacidad de oxigenación requerida del reactor

La capacidad de oxigenación requerida ( $CO$ ) representa las necesidades reales o corregidas de oxígeno. La  $CO$  se basará en las necesidades punta de oxígeno ( $NcOx_{punta}$ ):

$$CO = \frac{C_{10}}{\beta C_{20} - C_X} \frac{1}{\alpha} NcOx_{punta} \quad Ec. 17$$

Donde:

- $CO$  = capacidad de oxigenación requerida (kg/h)
- $C_{10}$  = concentración de oxígeno disuelto a saturación a 10 °C ( $\approx 11$  mg/L)
- $C_{20}$  = concentración de OD a saturación a 20 °C en agua limpia ( $\approx 9$  mg/L)
- $C_X$  = concentración de OD de referencia (= 0.5 mg/L)
- $\alpha$  = ratio de eficiencia en la transferencia de oxígeno entre licor mezcla y agua pura.
- $\beta$  = corrección de OD a saturación en licor mezcla (= 0.95).

La transferencia de oxígeno en los reactores BRM es un parámetro complejo pues depende de la concentración de los SSLM, el tamaño de los flóculos, la intensidad de la aireación y el tamaño de la burbuja. Por esta razón es un parámetro que se ha obtenido normalmente de forma empírica, hallándose normalmente una importante disminución al aumentar la concentración de los sólidos.

Para aguas residuales domésticas se sugieren los siguientes factores de transferencia de oxígeno ( $\alpha$ ):

- Entre 0.6-0.8 para una concentración de licor mezcla de 3-6 kg SST/m<sup>3</sup>
- Entre 0.5-0.6 para una concentración de licor mezcla entre 10-12 kg SST/m<sup>3</sup>
- En torno a 0.4 para una concentración de licor mezcla entre 15-20 kg SST/m<sup>3</sup>

## 3.2.- Diseño de la membrana

### 3.2.1.-Flujo de membrana - $F_m$ y presión transmembrana - $\Delta P_{TM}$

El **flujo de permeado (L/m<sup>2</sup>/h)** a través de una membrana es una función directamente proporcional a la fuerza aplicada, la denominada **presión transmembrana (bar)**, e inversamente proporcional a resistencia de la membrana. La resistencia de la membrana está influenciada principalmente por la cantidad de flujo, el grado de atascamiento y la temperatura del líquido.

Para que un BRM sea competitivo en el tratamiento de aguas residuales, es importante alcanzar y mantener un alto flujo de membrana, a la vez que minimizar el consumo de energía. Esto implica que las membranas tendrán que ser operadas a la menor  $\Delta P_{TM}$  posible. Un incremento en  $\Delta P_{TM}$  supondrá un incremento en el flujo de membrana si la permeabilidad permanece constante. Sin embargo, aparte del consumo de energía, el incremento de  $\Delta P_{TM}$  acelerará el atascamiento y la resistencia de la membrana. Los sistemas de MBR trabajan habitualmente a flujos de entre 10 y 150 L/m<sup>2</sup>/h

### 3.2.2.- Flujo bruto y flujo neto

El caudal requerido ( $Q_p + Q_r$ ) a través del módulo de membrana viene determinado por la velocidad de flujo a través de los tubos, el diámetro de los módulos y el diámetro de los tubos de membrana.

Es importante considerar que en el diseño de BRM se emplean distintas definiciones de flujo.

- **Flujo bruto** es el flujo que se puede sostener durante un largo periodo dentro de las condiciones de operación determinadas. Cuando los flujos transmembrana aplicados son muy superiores al flujo bruto, se obtiene como consecuencia un rápido aumento del atascamiento de la membrana, requiriendo una limpieza frecuente.

- El **flujo neto** se calcula cuando se corrige el flujo bruto de membrana con un factor  $\eta_m$ , para compensar la producción de permeado reducida por el retrolavado periódico (en las membranas de fibra) o por los tiempos de relajación en las membranas de placa. Normalmente el valor de  $\eta_m$  está entre 0.8 y 0.95. Las membranas de flujo cruzado no requieren retrolavados o tiempos de relajación, así que  $\eta_m=1$  y los flujos netos y brutos son iguales.

El proveedor de la membrana seleccionará un flujo bruto de membrana y un valor de  $\eta_m$ , teniendo en cuenta la naturaleza del agua residual. El dimensionamiento de la membrana debería ser siempre realizado para la menor temperatura del líquido esperada, debido a que la permeabilidad de la membrana decrece rápidamente a menor temperatura.

### 3.2.3.- Superficie de membrana

El área requerida de superficie de membrana se evalúa para caudal medio y máximo, empleando la siguiente fórmula.

$$A_m = Q_e \cdot 1000 / (F_m \cdot \eta_m)$$

La mayor de las dos áreas de membrana calculadas será seleccionada en el diseño.

### 3.2.4.- Aireación de la membrana

Las necesidades de aireación para el control del ensuciamiento vienen determinadas por la demanda específica de aireación de las membranas (SAD), que puede estar referido a la superficie de membrana ( $m^3$  aire/ $m^2$ /tiempo) o al volumen de permeado ( $m^3$  aire/ $m^3$  permeado), sugiriendo a su vez ciclos de aireación continuos o intermitentes (Iglesias, 2014).

### 3.2.5.- Número de tanques de membrana

Una vez hecho el cálculo de unidades de membranas necesarias para el tratamiento. Se recomienda que la instalación incluya una unidad/tanque adicional (en función de si el sistema es de flujo cruzado o de membranas sumergidas) por encima de la de diseño. El concepto "n+1" es un compromiso entre el diseño tradicional de fangos activos y el de membranas y facilita las operaciones de mantenimiento y recambio sin perder capacidad de tratamiento (EPA, 2007)

### 3.2.6.- Criterios de diseño de membranas

**Tabla 4.- Criterios de diseño para diferentes tipos de membrana**

Parámetro	Unidad	Sumergidas		Flujo-cruzado	LPCF
		Fibra	Plana		
Flujo bruto a 15°C (normal – punta)					
Municipal	L/(m <sup>2</sup> .h)	15 - 50	15 - 45	50 - 150	15 - 30
Industrial	L/(m <sup>2</sup> .h)	5 - 15	5 - 15	50 - 100	5 - 15
$\eta_m$ (neto/bruto)		0.85 - 0.95	0.8 - 0.9	1.0	0.85 - 0.95
Concentración de fango en la tanque de membrana	g SST/L	8 - 15	8 - 15	12 - 30	8 - 15
Volumen de módulo	m <sup>3</sup>	2 - 12	3 - 10	0.1	0.1
Área superficial específica	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	100 - 150	40 - 70	200 - 330	200 - 330
Requerimiento específico de aire	Nm <sup>3</sup> /m <sup>2</sup>	0.1 - 0.5	0.3 - 1.0 0.2 - 0.6	N.A.	0.5 - 0.6
$\Delta P_{TM}$ de operación	bar	0.1 - 0.2	0.1 - 0.2	2 - 4	0.2 - 0.5
Velocidad en los tubos	m/s	N.A.	N.A.	3 - 5	0.5 - 1.0
Ratio de recirculación		4 - 8	4 - 8	10 - 20	30 - 40

### 3.3.- Rendimiento

En la siguiente tabla se añaden valores de referencia de calidad de efluente en aguas residuales urbanas producto del tratamiento en biorreactores de membrana en comparación con plantas de fangos activos convencionales.



**Tabla 5. Resumen comparativo de calidad de efluente entre BRM y fangos activos con y sin complementos (Cortacans, 2012)**

Parámetro	BRM	Fangos activos	
		Convencional+decantación secundaria	FA ampliado+decantación secundaria+filtración en arena+desinfección
SST	≈ 0 mg/L	10-15 mg/L	3-8 mg/L
DQO	<30 mg/L	40-50 mg/L	30-40 mg/L
P <sub>total</sub> (con precipitación simultánea)	<0.3 mg/L	0.80-1.0 mg/L	0.3-0.5 mg/L
Calidad microbiológica	Adecuada para baño	-	Adecuada para baño
SSLM	<18 g/L	<5 g/L	<5 g/L
Consumo específico de energía	0.7-1.5 Kwh/m <sup>3</sup>	0.2-0.4 Kwh/m <sup>3</sup>	0.3-0.5 Kwh/m <sup>3</sup>

#### 4.- CONDICIONES TÉCNICAS PARTICULARES

De la información del CEDEX contenidas en Iglesias (2014), extraemos recomendaciones en relación a aspectos constructivos y funcionales del reactor biológico podrían ser:

- Disponer de guardas hidráulicas para las espumas con alturas superiores a 0.5 m
- Instalar equipos de aspersión de agua para facilitar el control de las espumas
- La profundidad en el reactor biológico debería oscilar entre los 5 y 8 m. Esta profundidad vendrá condicionada por la tipología de la planta y el espacio disponible.
- Diseñar un circuito hidráulico que asegure una distribución homogénea del caudal mediante arquetas de reparto con vertederos o con compuertas.

Respecto a los tanques de membranas tienen que estar diseñados para mantener unas buenas condiciones hidráulicas tanto para la filtración como para el paso de la corriente del agua generada por el aire de limpieza. Este diseño viene dado en su mayoría por las casas comerciales, que además, determinan una serie de condicionantes a la hora de diseñar las líneas que contendrán los bastidores. Algunas recomendaciones para el buen funcionamiento de las membranas podrían ser:

- Colocar un deflector hidráulico en la parte inicial de la línea para mejorar la distribución del flujo y evitar sobreesfuerzos mecánicos en el primer bastidor.
- Disponer el menos de 8 mm entre módulos de placa para evitar taponamiento por sólidos adheridos a las membranas.
- Buscar en membranas de fibra hueca fijas en ambos extremos, sistemas con mecanismos para acercar los cabezales para evitar la rotura de fibras por fatiga (slack).
- Dejar un espacio libre, normalmente por línea, para colocar más membranas. Suele dejarse el espacio suficiente para poder añadir un 20% más de superficie de membrana total instalada.
- Una buena nivelación del tanque de membranas es fundamental para una óptima distribución del aire de limpieza de las membranas.
- Selección de materiales adecuados para evitar posible corrosión por limpiezas químicas. Se aconseja optar por revestimientos antioxidantes.
- Cubrir el tanque de membranas para evitar posibles entradas de hojas u otro tipo de materiales que puedan dañar las membranas.
- Habilitar acceso suficiente para poder acceder a manipular las membranas dentro de la línea.
- Instalación de un mecanismo de limpieza de los tubos de aireación.
- Disponer de un área aneja al tanque para poder realizar pruebas o inspecciones visuales.
- Instalar un puente grúa que permita levantar los bastidores con facilidad.
- En caso de poseer un sistema de filtración en membrana por gravedad, instalar igualmente una bomba de extracción por si fuera preciso.
- Disponer de un depósito adicional para la realización de limpiezas de recuperación.

##### 4.1.- Garantía de las membranas.

La duración de la garantía proporcionada por el proveedor es también importante a la hora de determinar la efectividad en cuanto al coste del sistema. En tratamiento de agua residual industrial, suelen haber garantías mayores que en el uso industrial. Existen equipos con garantías de 3 a 10 años. Algunas garantías incluyen un prorrateo del coste si se necesita recambio tras un cierto tiempo de servicio. La garantías se negocian habitualmente durante el proceso de compra. Algunos fabricantes proporcionan garantías en relación al tamaño del tamiz; cuando menor sea el poro del tamiz, mayor es la garantía de la membrana. Se puede asegurar una adecuada vida útil para la membrana empleando correctas medidas de mantenimiento y limpieza.

## 5.- ESPECIFICACIONES EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE LA INDUSTRIA TEXTIL

En una ETP de la fábrica de Boselli (Italia) se instaló una planta piloto de BRM en paralelo al reactor de fangos activos de baja carga. El equipo empleado fue un módulo de fibra hueca ZW-10 (área superficial de membrana: 0.93 m<sup>2</sup>) sumergida en un tanque de 200 L. Los rendimientos obtenidos para eliminación de DQO fueron del 94% (sd: 2.3%). Además, la eliminación de color se evaluó por descenso de la absorbancia en el efluente, obteniendo una media de 96.5% a 426 nm y 98.7% a 660 nm.

En Darmstadt (Alemania), se empleó un sistema BRM como parte de un sistema de tratamiento y reutilización de agua en una lavandería. El sistema consistía en pretratamiento y homogeneización, seguidos del tratamiento biológico-BRM y ósmosis inversa (OI). El ratio de mezcla de los permeados de OI y BRM se mantuvo entre 2:1 y 1:1 dependiendo de la cantidad de sal del efluente de BRM. El reactor de BRM contenía una microfiltración Tipo Kubota 510.

En Schoeberl et al (2004) se documenta la instalación de un sistema BRM a escala piloto para el tratamiento de aguas residuales textiles, fundamentalmente de lavado de tejido de punto, con una pequeña aportación de aguas de tintura. El resultado obtenido llevó a la conclusión de que el tratamiento era adecuado para ajustarse a los requerimientos de carga en el vertido, pero en caso de pretender reutilizar el agua se precisaba tratamiento adicional (NF).

En De Jager et al (2014) se plantea que los tintes azo reactivos contienen de uno a cuatro enlaces azo que se reducen en condiciones biológicas anaerobias, lo que permite decolorar este compuesto, dando lugar a aminas decoloradas, preparadas para mineralizar en condiciones aerobias. Para ello se trató agua residual textil con un BRM de doble etapa, anaerobia seguida de anóxica/aerobia y una membrana UF de flujo cruzado. El sistema se completó con un tratamiento de ósmosis inversa (OI) para poder reutilizar el agua

La planta de Shenghong Printing & Dyeing tiene un caudal medio de 10.000 m<sup>3</sup>/día y trata el efluente de plantas de tintura aguas arriba de una planta de ósmosis inversa, con objetivo de reutilización. El efluente presenta una equalización de 8h entre de pasar a un reactor biológico de 5000 m<sup>3</sup> (50:50 anóxico:aerobio) donde se mantiene una concentración de MLSS de 3 g/L recirculada hacia el depósito de membrana de 800 m<sup>3</sup>, con una purga de fango de 280 kg seco/día, lo que supone (para un volumen total de 5800 m<sup>3</sup>) de 62 d de TRC. El depósito de membrana tiene instalados 19.200 m<sup>2</sup> de área de membrana en seis trenes de 4 unidades cada uno, cada una con 80 módulos de 10 m<sup>2</sup> SMM-1010 HF (Memstar). El flujo neto se mantiene a 21 L·m<sup>-2</sup>·h y la  $\Delta P_{TM}$  entre 0.2 y 0.6 bares con un retrolavado de 20 L·m<sup>-2</sup>·h durante 1 min en cada 10 min de operación y una limpieza con aireación a 0.2 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>/h. La limpieza y mantenimiento requiere una operación mensual de 1,5 h en una solución de 200 mg/L de NaOCl, y limpiezas de recuperación 1-2 veces al año con tratamientos sucesivos de 4 horas en 300-500 mg/L NaOCl y 0.5% peso de ácido cítrico. La planta consigue un rendimiento >90% de eliminación en DQO bajando a concentraciones de efluente por debajo de 60 mg/L, incurriendo en valores de 0.3 kWh/m<sup>3</sup> en aireación del proceso y de la membrana, y 0.006 kWh/m<sup>3</sup> en transferencia de fango (Judd, 2011).

Tabla 6.- Resumen de casos de estudio de aplicaciones BRM con agua residual textil (modificado de de Jager, (2014))

Configuración BRM	Tipo de agua	Escala	Eliminación media: DQO	Eliminación media: Color	Tamaño de la planta	País	Referencia
BRM de flujo cruzado precedido por un tanque de homogeneización (proceso en 2 etapas)	Agua residual textil	Laboratorio y piloto	96%	72% (97.5 tras post-tratamiento con NF)	300-500 L (biorreactor)	Austria	Brick et al. (2006)
BRM flujo cruzado consistente en un reactor de fangos activos conectado a un proceso de UF tubular (proceso 2 etapas)	Agua residual textil procedente de acabados de polyester	Laboratorio	60-95%	>87%	20L (reactor aerobio 0.28 m <sup>2</sup> membrana tubular filtrante)	Austria	Badani et al (2005)
BRM de microfiltración sumergida (proceso 1 etapa)	Agua residual textil sintética	Laboratorio	NA	68.3%	12.5 L biorreactor	Japón	Hai (2006)
Microfiltro (MF) seguido de 1 Nanofiltración y ósmosis inversa (proceso 2 etapas)	Agua residual textil sintética (3 tintes reactivos)	Laboratorio	NA	97%	2.5 L biorreactor	Korea	Kim (2004)
BRM consistente en un reactor de fangos activos conectado a una unidad de UF de flujo cruzado tubular seguida de NF (proceso 3 etapas)	Agua residual textil planta de acabado de polyester	Laboratorio	91.8% (máximo)	80% después de post-tratamiento con NF	20 L (reactor aerobio) 0.28 m <sup>2</sup> (área de filtración membrana tubular)	Austria	Schoeberl et al (2004)
BRM de membranas sumergidas de fibra hueca en el biorreactor (proceso 1 etapa)	Agua residual textil. Denim	Piloto	97.4%	>97%	230 L	Turquía	Yigit et al (2009)
Biorreactor anaerobio seguido de aerobio con membrana (proceso 2 etapas)	Agua residual textil sintética (reactive black 5)	Laboratorio	92.3% (SBR anaerobio) 5.2% (BRM aerobio)	74.6 (SBR anaerobio) 9.1% (BRM aerobio)	36 L (biorreactor anaerobio) 18 L (biorreactor aerobio)	Taiwan	You et al (2009)
BRM aerobio sumergido (proceso 1 etapa) Biorreactor anaerobio seguido por un BRM aerobio de memb. Sumergidas (proceso 2 etapas) Anaerobio, BRM aerobio y ósmosis inversa (proceso 3 etapas)	Agua residual textil sintética (reactive black 5)	Laboratorio	NA	81% sin post tratamiento con OI 97% después de post tratamiento con OI	25 L (anaerobio) 25 L (aerobio) 0.2 m <sup>2</sup> área de membrana de fibra hueca	Taiwan	You et al (2008)
BRM membranas sumergidas (proceso 1 etapa)	Agua residual textil	Piloto	79%	54%	25L (aerobio) 0.2 m <sup>2</sup> (superficie de membrana de fibra hueca)	Taiwan	You et al (2006)
BRM de doble etapa, anaerobia seguida de anóxica/aerobia y una membrana UF de flujo cruzado	Agua residual textil	Piloto	75%	28.6%	Anaerobio: 1000L, Anoxico: 2500L; Aerobio: 2500L	South Africa	De Jager (2014)
BRM de doble etapa, (50:50 anóxico:aerobio)	Agua residual textil	Real	>90%	Reutilizable tras trat. con OI	10.000 m <sup>3</sup> /día, reactor de 5000 m <sup>3</sup>	China	Judd (2011)

## 6.- PARÁMETROS Y ESTRATEGIAS DE CONTROL

Los sistemas BRM requieren de un alto nivel de automatización, con la instalación de sistemas de monitorización y control que permitan, además, introducir modificaciones durante la optimización para optimizar el proceso.

El control de caudales requerirá al menos de:

- **Caudalímetro** para medir el caudal de permeado
- **Caudalímetro** para medir el caudal de recirculación
- **Caudalímetro** para medir el caudal de retrolavado (en el caso de fibra hueca)

### 6.1.- Medición de la presión transmembrana

El  $\Delta P_{TM}$  de una membrana de flujo cruzado puede ser determinada a partir de la presión diferencial entre dos **indicadores de presión**: el primero instalado en el licor mezcla y el segundo en la zona del permeado de las membranas. Hay una diferencia de presión en el punto anterior y posterior al módulo de membrana, por lo que la  $\Delta P_{TM}$  decrece realmente a lo largo del módulo de membrana. Todas las demás presiones son inferidas asumiendo un decrecimiento lineal de la presión en cada módulo.

En membranas sumergidas, la determinación de  $\Delta P_{TM}$  es más complicada teniendo en cuenta que no es posible medir directamente la presión en el lado del licor mezcla (es un tanque abierto). Por lo tanto se emplea el siguiente procedimiento: Un indicador de presión se instala en el lado de succión de la bomba de permeado. La presión es determinada en dos momentos diferentes (I) cuando se para la bomba ( $p_{estática}$ ) y (II) cuando la bomba está en funcionamiento en modo de proceso ( $p_{dinámica}$ ). La diferencia entre las dos lecturas ( $p_{estática} - p_{dinámica}$ ) es igual a la caída de presión en la membrana  $\Delta P_{TM}$ . Es necesario medir la  $p_{estática}$  de forma continua para compensar las fluctuaciones en la presión barométrica que influencia la altura del líquido en el tanque de membranas (presión hidrostática).

### 6.2.- Control del nivel de líquido en el reactor

En un reactor de fangos activos convencional, el nivel del perfil hidráulico decrece en la dirección afluente – reactor de fangos activos – clarificado – efluente. Un incremento en el caudal afluente resulta por tanto en un ligero incremento en el nivel de líquido en el reactor de fangos activos, lo que incrementa el caudal en el clarificador, incrementa el nivel de agua en el clarificador y finalmente incrementa el caudal efluente. Por lo tanto, el caudal de efluente sigue los cambios en el caudal afluente (con un lapso de tiempo) y la variación en el nivel de líquido en cada una de las unidades es bastante limitada. De hecho, resulta bastante extraño que un reactor de fangos activos desborde. Sin embargo, este comportamiento de auto-regulación no se aplica a los sistemas de BRM debido a que el efluente (permeado) se elimina por medio de una bomba de permeado en lugar de por flujo a gravedad. Un desfase entre el caudal afluente y el flujo de permeado conducirá rápidamente a un desbordamiento o a una zona de vacío en el reactor de fangos activos.

Así que el flujo de permeado está controlado por el nivel de líquido en el tanque de fangos activos. Las unidades de membrana quedarán fuera de operación cuando sea necesario para regularse con el caudal de afluente. En caso de ser necesario, el flujo de membrana se incrementará o decrecerá aunque es mejor que las membranas operen a un flujo constante. Es posible (para caudales de afluente inferiores), que se genere un buffer de volumen aguas arriba. Esto reducirá la superficie de membrana a utilizar, nivelando los caudales punta.

También se incluirá.

- Sonda de temperatura en el licor mezcla
- Sonda de nivel en el depósito de permeado (sistemas con retrolavado)

## 7.- EXPLOTACIÓN DE SISTEMAS BRM

### 7.1.- Descenso de la permeabilidad

Un descenso rápido de la permeabilidad indica que existen problemas. Por ejemplo, puede deberse a que el flujo transmembrana operacional sea demasiado alto o que el crecimiento bacteriano o la formación de capas de fango está obstruyendo el paso del agua.

La permeabilidad está influenciada principalmente por el grado de atascamiento y los cambios en la temperatura: a mayores temperaturas, la permeabilidad incrementa debido a que decrece la viscosidad del agua y los poros de la membrana tienden a expandirse. Idealmente, el efecto de la temperatura es determinado por la combinación específica de agua residual y membrana, pero habitualmente se emplean métodos empíricos de corrección.

## 7.2.- Mantenimiento y limpieza de las membranas

Las membranas actúan como una barrera absoluta para sólidos en suspensión y todo el material no-biodegradable particulado puede salir tan sólo en la purga de fangos en exceso. Por lo tanto, todos los tipos de membrana son muy susceptibles de verse atascados por plástico, pelos, etc. Estos materiales e acumulan en el licor mezcla y tienden a bloquear la entrada de los módulos de flujo cruzado o terminar en la conexión entre las fibras y el cabezal de membranas sumergidas. Este fenómeno se llama obturación. Además de bloquear parte de la superficie de la membrana, los residuos acumulados ejercen una tensión considerable en la conexión entre la fibra y el cabezal, reduciendo la vida de la membrana.

La clave para una buena efectividad en cuanto al coste del sistema de BRM es la vida de la membrana. Un acortamiento de la vida útil de la membrana supone un aumento en la frecuencia de reposición aumentando significativamente los costes de aplicación de la técnica. La vida de la membrana se puede aumentar de la siguiente forma.

- Un buen sistema de tamizado previo a la operación de membrana las protege frente a daños físicos.
- Una buena regulación de caudal, que no imprima un flujo excesivo de tratamiento llevando al sistema a los límites de diseño. Estos ratios reducen la cantidad de material que se ve forzado en el interior de la membrana y por tanto, reduce la cantidad que debe ser extraída por las limpiezas y que puede derivar en un deterioro eventual.
- Uso regular de limpiezas livianas. Los sistemas más habituales de limpieza de BRM incluyen un blanqueo (sodio) y ácido cítrico. La limpieza debe estar en acuerdo con los protocolos de mantenimiento del fabricante.



Figura 9. Ejemplos de obturación de membranas (traído de: <http://wasterandwastewater.blogspot.com.es/>)



Figura 9. Ejemplos de obturación de membranas (Gabarrón, S., 2014)



### 7.2.1.- Espesamiento de fango.

El fango se transmite a través de un sistema convencional de espesamiento, deshidratación y disposición final, aunque en algunos casos una alta cantidad de materia coloidal y bacterias filamentosas puedan dificultar en parte la operación de espesamiento. La adición de químicos puede mejorar la capacidad de sedimentación del fango.

### 7.2.2.- Generación de espumas

Aparte de mayores costes de aireación y, dependiendo del tipo de agua residual a ser tratada, el incremento de la intensidad de aireación puede dar problemas de **generación de espumas**. De esta forma se debe proveer en el diseño del BRM de sistemas para prevenir o controlar espumas (como boquillas de espray de rotura de espumas o aceites anti-espumantes).

### 7.2.3.- Atascamiento de membranas.

El atascamiento hace descender los flujos de membrana y permeabilidad y se considera como el mayor problema operacional en tratamiento de BRM. Incluso los sistemas de BRM bien diseñados y operados experimentan un cierto grado de atascamiento de membrana. Este atascamiento puede ser clasificado como macro o microatascamiento (*macrofouling* o *microfouling*), dependiendo del tamaño del componente que esté provocando la obturación. El *macrofouling* está provocado en la superficie de las fibras y en los cabezales por materiales como pelo, plástico y otro tipo de residuos. Se puede retirar manualmente, pero es un trabajo arduo. El *macrofouling* puede ser prevenido en gran medida instalando otros tipos de pre-tratamiento.

*Microfouling*, es la expresión indicada para llamar a la obturación de los poros de membrana y puede ser de naturaleza orgánica, biológica o inorgánica. Supone normalmente la adsorción o absorción sobre la superficie de membrana y por lo tanto no puede ser eliminado por retrolavado o aireación de la membrana. Cuando se espera tener una obturación significativa, las membranas se diseñan para operar a caudales bajos. A caudales altos (resultando en mayores  $\Delta P_{TM}$ ) los contaminantes pueden quedarse atrapados en capas profundas de la membrana, provocando que el retrolavado e incluso la limpieza química sean más difíciles.

### 7.2.4.- Obturación inorgánica

Este tipo de atascamiento (también conocido como *scaling*) está causado por precipitación de sólidos inorgánicos en la superficie de la membrana. Los precipitados típicos que suelen generar problemas son:

- $\text{CaCO}_3$ : la solubilidad de este componente depende del pH. Debido a la aireación intensiva en el tanque de membrana, el  $\text{CO}_2$  puede incluirse en el licor mezcla, resultando en un incremento del pH de algo menos del 0.5-1.0. A valores mayores de pH el  $\text{CaCO}_3$  tiene menor solubilidad. Este tipo de *scaling* puede ser eliminado por limpieza con ácido (ej. HCl o  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) a bajo pH.
- $\text{FePO}_4$  y  $\text{CaPO}_4$ : Estas sales metálicas pueden representar un problema cuando se realiza eliminación físico-química de fósforo y la reacción de precipitación no se ha visto completada en la zona de aireación del reactor biológico. Puede ser eliminado por limpieza en ácido a bajo pH.
- Óxidos e hidróxidos de hierro ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ,  $\text{Fe}(\text{OH})_3$ , etc.) El hierro puede estar presente en el agua residual o puede haber sido añadido para la eliminación química de fósforo. Los complejos se caracterizan por su color anaranjado y pueden ser eliminados por formación de complejos orgánicos con ácidos orgánicos como ácido cítrico u oxálico. El pH se ajusta a un valor bajo empleando un ácido inorgánico fuerte como HCl.

### 7.2.5.- Atascamiento orgánico.

Este tipo de obturación puede ser causada por depósitos de materiales coloidales o en suspensión, como aceites y grasas o por moléculas orgánicas con afinidad por el material de la membrana o con alto peso molecular. Ambas pueden verse adsorbidas o absorbidas en las membranas y bloquear de esta forma los poros de la membrana o reducir el tamaño de poro. En caso de que aceites o grasas se hallen presentes en el afluente en grandes cantidades, deberían ser eliminados empleando un pretratamiento adecuado. A menores concentraciones, deberían ser degradados por la biomasa. Los aceites y grasas se pueden eliminar empleando NaOH y/o compuestos activos en la superficie como AEDT. Otros componentes orgánicos pueden ser eliminados empleando oxidantes fuertes como NaOCl o  $\text{H}_2\text{O}_2$  a pH alto.

### 7.2.6.- Biofouling

El biofouling es el resultado del crecimiento biológico (bacterias, hongos, etc.) sobre la superficie de las membranas. Esto debería resultar en el bloqueo de poros con biomasa o la cobertura parcial de la superficie de membrana con limo.

El Biofouling puede prevenirse, o al menos verse reducido significativamente, en el sistema BRM si éste está bien diseñado. Es importante prevenir la actividad biológica (crecimiento) en los tanques de membrana: por lo tanto la nitrificación y la eliminación de DQO debería verse completada en el último reactor biológico, antes de entrar en la sección de membrana. En caso de que ocurra *biofouling*, puede ser eliminado con oxidantes fuertes como NaOCl o H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> a pH alto o con NaOH.

### 7.2.7.- Limpieza de membrana

Casi todos los tipos de microfouling pueden ser eliminados por limpieza química. Sin embargo, como se trata normalmente de productos abrasivos (oxidantes fuertes, ácidos y bases), la limpieza reduce la vida de la membrana incrementando los costes por reemplazo de membranas. Dicho esto, la norma más importante de diseño y operación de sistemas de BRM es prevenir el atascamiento por medio de un diseño adecuado de las unidades situadas aguas arriba y por medio de una operación adecuada del proceso biológico. Mientras que en otras aplicaciones de membrana (tratamientos de afino, ósmosis inversa, nanofiltración) se pueden añadir reactivos especiales para prevenir la obturación, esta posibilidad no es tan viable en tratamientos con BRM, debido a la alta concentración de sólidos en suspensión y la alta tasa de recirculación hacia el reactor biológico.

Una limpieza regular (menos intensiva) es mejor que una limpieza esporádica (intensiva). No solo la vida de la membrana se ve aumentada, sino que la permeabilidad media de la membrana será también mayor.

Un régimen regular (cada dos semanas o una vez al mes) con una limpieza química suave, suplementada por una limpieza más intensiva cada vez que la permeabilidad baje de un determinado nivel umbral.

- Un régimen donde la permeabilidad se permite bajar hasta un nivel para luego realizar una limpieza intensiva para recobrar la permeabilidad.

Dependiendo de la naturaleza del *microfouling*, un único reactivo o una combinación de reactivos puede seleccionarse y ser usada en uno (o varios) pasos de limpieza. El permeado acumulado se mezcla con los reactivos seleccionados y se retrolavan a través de las membranas. Alternativamente, las membranas se extraen del depósito de membrana y se limpian en un depósito de limpieza específico. Como se trata de un trabajo intensivo y que conlleva tiempo, se han desarrollado otros procedimientos de limpieza desde entonces.

- Mantenimiento regular in situ (membranas de fibra y de flujo cruzado)
- Mantenimiento regular en el aire (membranas de fibra).
- Limpieza intensiva (membranas planas)
- Limpieza de recuperación (membranas de fibra)

#### a) Mantenimiento regular – in situ

En este método de limpieza, las membranas se mantienen sumergidas en la biomasa del tanque de membrana. La limpieza regular puede ser aplicada a los sistemas de membranas de fibra con todas las configuraciones de cabezales. El flujo de alimentación de la membrana y la aireación de la membrana se para y las membranas son retrolavadas varias veces con el permeado almacenado del tanque de buffer de permeado.

Dependiendo de la naturaleza y el grado de atascamiento, uno o más reactivos son añadidos, tanto juntos (por ejemplo NaOCl y NaOH) o en ciclos separados de limpieza. Los reactivos se inyectan en la tubería de permeado cerca de la bomba de permeado para favorecer la mezcla. Entre los diferentes ciclos (con diferentes reactivos), se introduce licor mezcla en el tanque de membrana empleando la bomba de alimentación de la membrana, para prevenir reacciones químicas indeseadas, como la formación de Cl<sub>2</sub> de la reacción de HCl y NaOCl. Cuando la limpieza está lista, el tanque de membrana se llena paulatinamente desde el biorreactor para evitar la salida de los reactivos con el efluente, antes de ponerse de nuevo en operación.

Para las configuraciones de cabezal superior y doble cabezal, el caudal de retrolavado es 110-120% del caudal normal de permeado. Se requiere un mayor caudal para aportar suficiente presión a la parte baja de las membranas, puesto que en esta parte la presión hidrostática del agua perteneciente al licor mezcla en el tanque de membrana es mayor. Por lo tanto, el empleo de reactivos es relativamente ineficiente puesto que por la parte superior de la membrana circulan más reactivos de los necesarios.

Para los cabezales inferiores, se emplea un mecanismo diferente: el retrolavado se produce con un caudal del 10-15% del caudal de diseño. Esto es suficiente para mantener las membranas llenas con líquido de limpieza. Los reactivos se difunden a través de la pared de la membrana como resultado de un gradiente de concentración. Este concepto ahorra en consumo de químicos y puede ser potencialmente empleado en configuraciones con cabezal superior y doble cabezal.

En general, las membranas de flujo-cruzado requieren menor limpieza que las membranas sumergidas, dado que la alta velocidad en los tubos de membrana mantiene la superficie relativamente limpia. Las membranas se limpian cuando el flujo decrece por debajo de un cierto valor umbral o, como cada vez se hace con mayor frecuencia, la



limpieza es parte de un procedimiento de mantenimiento regular que se ejecuta, como ejemplo 4 – 12 veces por año. La limpieza de membranas de flujo cruzado puede ser más efectiva puesto que el volumen de los módulos de membrana a limpiar es mucho menor que los de un depósito. Por lo tanto es posible (desde una perspectiva de coste) emplear líquidos de limpieza industrial en lugar de un reactivo ajustado a un pH determinado disuelto en agua, como es el caso de membranas sumergidas. Estos líquidos de limpieza son normalmente una mezcla de oxidantes, ácidos inorgánicos, surfactantes (aniónicos, catiónicos o no-iónicos), detergentes, NaOH, AEDT, etc. y son más efectivos en eliminar la obturación.

Para membranas de flujo cruzado, el procedimiento de limpieza es el siguiente: una solución de limpieza se prepara en el tanque CIP y se calienta a la temperatura deseada. La biomasa en el rack de membrana a ser limpiado se elimina y se reemplaza por agua o permeado. El módulo a ser limpiado está conectado al tanque CIP, desde el que la solución de limpieza es recirculada a baja presión sobre los módulos de membranas. En caso de ser requerido, las membranas pueden someterse a retrolavado.

#### **b) Mantenimiento regular con aire**

La principal diferencia entre la limpieza in situ y la limpieza en aire es que el depósito de membrana se drena antes de limpiar. Esto posee dos ventajas: Por una parte el empleo de químicos es menor, debido a que los químicos no van a reaccionar con los sólidos en suspensión del licor mezcla presente durante una limpieza in-situ y la limpieza puede realizarse a una temperatura mayor, lo que mejora los resultados de limpieza. En este caso, un tanque CIP específico se requiere, en el cual el líquido de limpieza, normalmente permeado almacenado, se calienta antes de limpiar. Este tipo de limpieza no se puede emplear en membranas con una configuración de cabezal de base, puesto que estos módulos requieren de presión estática por parte del líquido en el tanque de membrana para poder distribuir el líquido

## BIBLIOGRAFÍA

AWWA, LdE & WRC (1996). *Water Treatment Membrane Processes*. (American Water Works Association, Lyonnaise des Eaux, & Water Research Commission of South Africa, Eds.) (Vol. 8). McGraw-Hill.

Iglesias, R. (2014). XXXII *Curso sobre tratamiento de aguas residuales y explotación de estaciones depuradoras. Biorreactores de membrana para la depuración y reutilización de aguas residuales urbanas*. Centro de estudios Hidrográficos (CEDEX).

Judd, S. (2006). Membrane Bioreactor Process Fundamentals. *Microfiltration IV: A Short Course on Membrane Bioreactors - Abstracts*. National Water Research Institute. Orange, California USA. 2006

M. Brik, P. Schoeberl, B. Chamam, R. Braun, W. Fuchs (2006), Advanced treatment of textile wastewater towards re-use using a membrane bioreactor, *Process Biochem.* 41 (2006) 1751–1757.

Z. Badani, H. Ait-Amar, A. Si-Salah, M. Brik, W. Fuchs (2005) Treatment of textile wastewater by membrane bioreactor and re-use, *Desalination* 185 (2005) 411–417.

Judd, S. (2011). *The MBR book. Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment*. 2<sup>nd</sup> ed. Elsevier. Oxford (UK), 2011

F.I. Hai, K. Yamamoto, K. Fukushi, Development of a submerged membrane fungi reactor for textile wastewater treatment, *Desalination* 192 (2006) 315– 322.

S.-J. You, J.-Y. Teng, Anaerobic decolourisation bacteria for the treatment of azo dye in a sequential anaerobic and aerobic membrane bioreactor, *J. Taiwan Inst. Chem. Eng.* 40 (5) (2009) 500–504

US EPA (2007) *Wastewater Management Fact Sheet: Membrane Bioreactors*. United States Environmental Protection Agency. September 2007

Van Haandel, A. C. and van der Lubbe, J. G. M. (2012). *Handbook of Biological Wastewater Treatment. Design and Optimisation of Activated Sludge Systems*. Chapter 10: Membrane Bioreactors. IWA Publishing. Glasgow (UK), 2012.

Gabarrón, S.; Gómez, M., Monclus, H., Rodríguez Roda, I. and Comas, J. (2014) Ragging in immersed hollow fibre membrane bioreactors. <http://www.thembrsite.com/features/ragging-in-immersed-hollow-fibre-membrane-bioreactors/>

Hoinkis, J.; Deowan, S. A., Panten V.; Figoli A.; Huang R. R. and Drioli, E. (2012) *Membrane Bioreactor (MBR) Technology – a Promising Approach for Industrial Water Reuse*. *Procedia Engineering* 33 (2012) 234-241

T.-H. Kim, Y. Lee, J. Yang, B. Lee, C. Park, S. Kim, Decolourisation of dye solutions by a membrane bioreactor (MBR) using white-rot fungi, *Desalination* 168 (2004) 287–293.

P. Schoeberl, M. Brik, R. Braun, W. Fuchs, Treatment and recycling of textile wastewater: Case study and development of a recycling concept, *Desalination* 171 (2004) 173–183.

N.O. Yigit, N. Uzal, H. Koseoglu, I. Harman, H. Yukseler, U. Yetis, G. Civelekoglu, M. Kitis, Treatment of a denim producing textile industry wastewater using a pilot-scale membrane bioreactor, *Desalination* 240 (2009) 143–150.

S.-J. You, D.-H. Tseng, J.-Y. Deng, Using combined membrane processes for textile dyeing wastewater reclamation, *Desalination* 234 (2008) 426–432.

S.-J. You, D.-H. Tseng, C.C. Liu, S.H. Ou, H.M. Chien, The performance and microbial diversity of a membrane bioreactor treating with the real textile dyeing wastewater, *Water Pract. Technol.* 28 (8) (2006) 935–941.

## REFERENCIAS TECNOLÓGICAS

Koch membrane systems. PURON® MBR Solutions. Low energy, cost-effective MBR wastewater treatment. <http://www.kochmembrane.com/PDFs/Brochures/puron-mbr-brochure.aspx>

# ANEXO 1

## TECNOLOGÍAS COMERCIALES DISPONIBLES

(Judd, S., 2011)

Membranas sumergidas	
Planas	
Marca	Modelo
A3	Maxflow
Alfa Laval	Hollow Sheet
Agfa	VITO
Brightwater	MEMBRIGHT®
Colloide	SubSnake
Ecologix	Ecoplate™, EcoSepro™
Huber	VRM®, ClearBox®, Biomem
Hyflux	Petaflex
Jiansu Lantian Peier Memb. Co. Ltd	
LG Electronics	Green Membrane
Kubota	ES/EK
MICRODYN-NADIR	BioCel®
Pure Envitech Co. Ltd.	ENVIS
Shanghai Megavision Memb. Enging. And Technol. Co. Ltd.	
Shanghai SINAP membrane Science & Technol. Co. Ltd.	
Toray	MEMBRAY® TMR
Suzhou Vina Filter Co.	VINAP
Weise Water Systems GmbH	Microclear®
Inge	Fish
Beijing IWHR Corp.	BIC

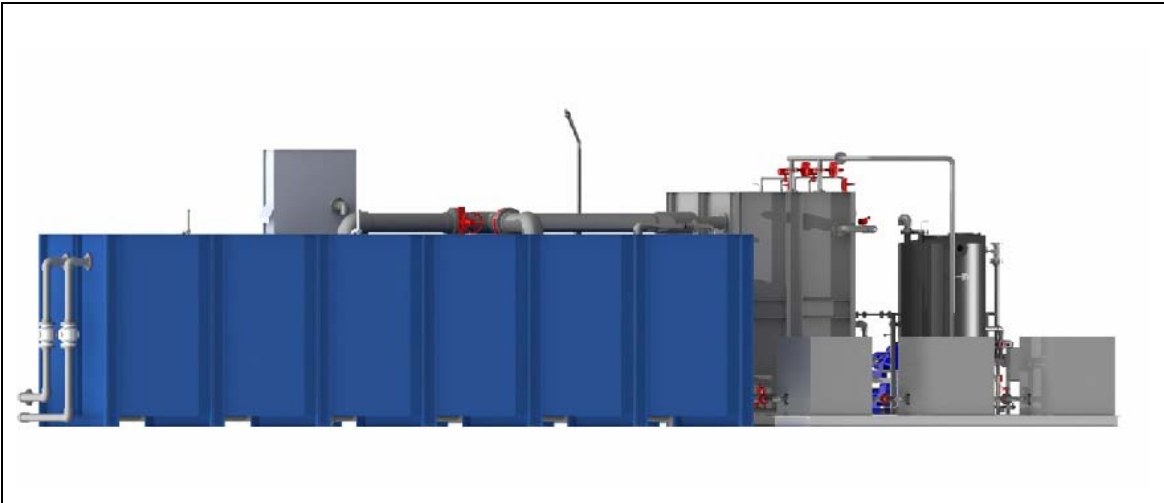
Membranas sumergidas	
Fibra hueca	
Marca	Modelo
Asahi Kasei	Microza™
Beijing Origin Water Technology Co.	
Canpure	Canfil
Ecologix	Ecoflon™, EcoFil™
ENE Co. Ltd.	SuperMAK
GE Zenon	ZeeWeed®
Hangzhou H-Filtration Memb. Technol. & Engng. Co. Ltd.	MR
Koch Membrane Systems	PURON®
Korea membrane Separations	KSMBR
(Hainan) Litree Purifying Technol. Co. Ltd.	LH3
MEMOS Membranes Modules Systems GmbH	MEMSUB
Memstar Technol. Ltd.	SMM
Micronet Porous Fibers S.L.	Micronet®
Mitsubishi Rayon Engng.	Sterapore-SURTM; SADFTM
Mohua Technology	Imem-25
(Tianjin) Motimo	Flat Plat FPII
Philos Co. Ltd.	
Siemens Water Tech.	MemPulse™
Sumitomo Electric Industries	POREFLON™
Superstring MBR Technol. Corp.	SuperUF
Suzhou Vina Filter Co.	F08
Zena SRO	P5

Flujo cruzado	
Marca	Modelo
Multitubo	
Berghof	HyPem-AE; HyPerflux
Norit X-Flow	F4385, F5385
Orelis Environment	PLEIADER®
KLEANSEPR®	
MEMOS	Membrane Modules
Systems GmbH	MEMCROSS
Fibra hueca	
Ultra-flo®/Mann and Hummel	
Polymem	IMMEM
Disco plano cerámicas	
Kerafol	
Grundfos	Biobooster



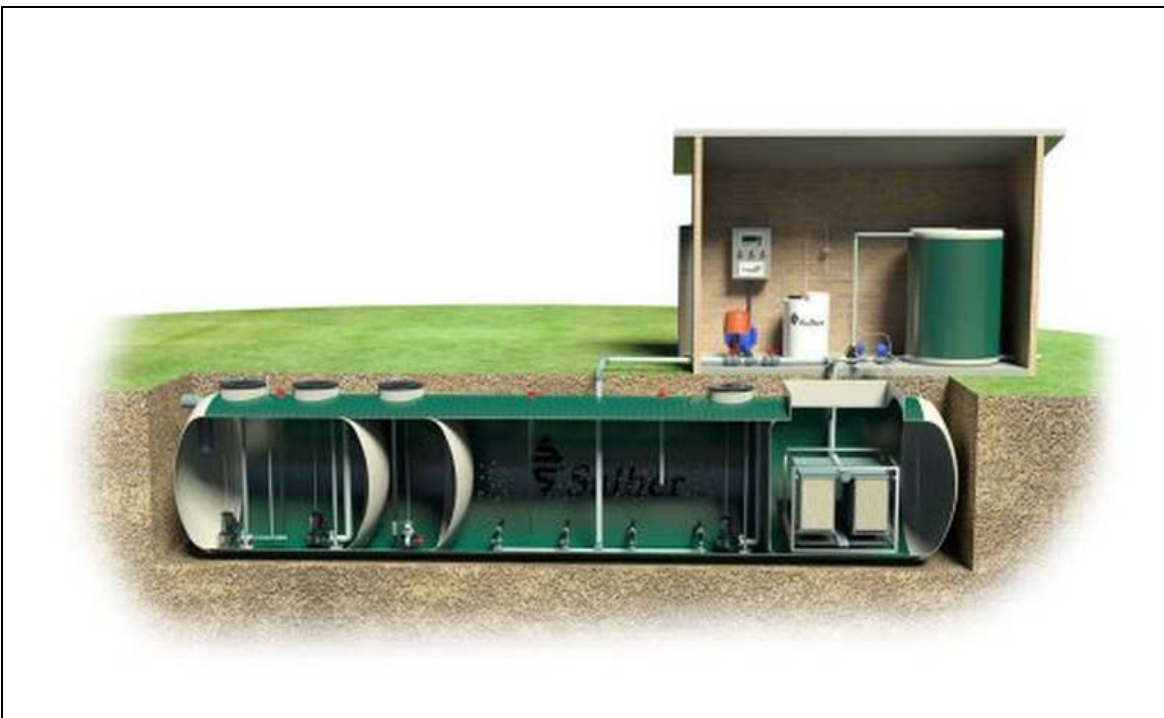
## ANEXO 2

### DESCRIPCIÓN GRÁFICA DE UNIDADES DE PROCESO



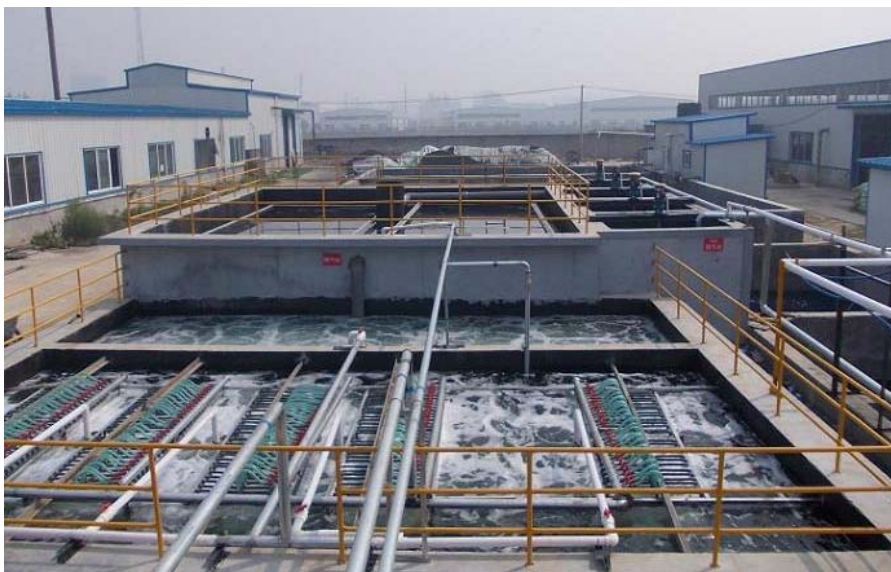
Planta prediseñada. Puron® MBR Systems.

<http://www.kochmembrane.com/Systems-Service/Standard/PURON-MBR.aspx>



Depuradora con biorreactores de membrana CHC-OXI-MBR producida por Salher.

<http://www.salher.com/es/Depuradoras-con-biomembranas/Depuradora-con-biorreactores-de-membrana-CHC-OXI-MBR.html>



Vista general de un reactor MBR

<http://aguasindustriales.es/wp-content/uploads/2014/02/depuraci%C3%B3n-de-Aguas-residuales-industriales.jpg>



Figura 4.- Unidad de membranas sumergidas. Kubota SMU (<http://www.kubota-mbr.com/mbr.html>)