

Universidad de **Cádiz**

Proyectos de fin de carrera de **Ingeniería Química**

Facultad: CIENCIAS

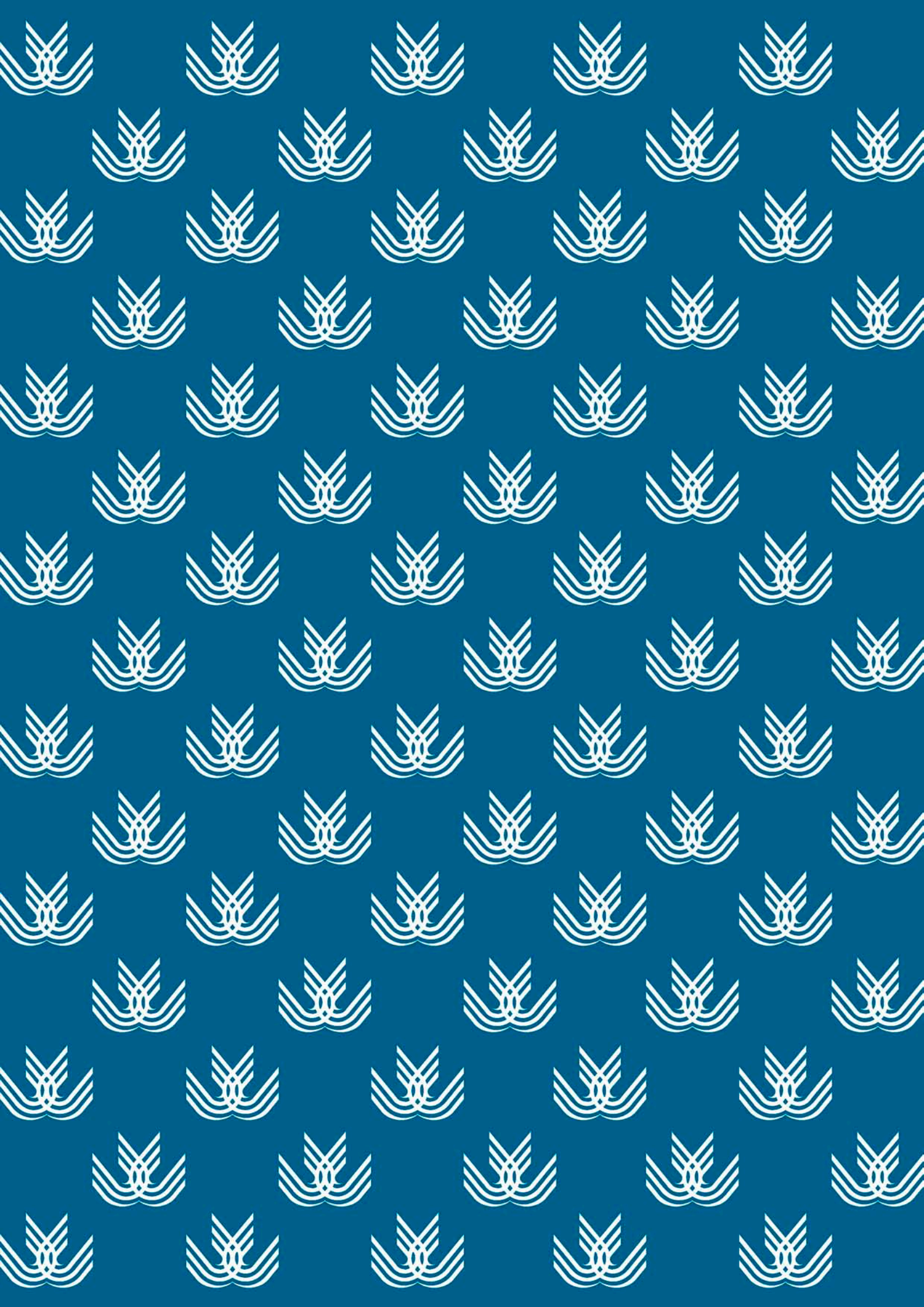
Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Titulo: ESTUDIO COMPARATIVO DE UN PRO-  
CESO BIOLÓGICO CONVENCIONAL Y UN  
PROCESO MEDIANTE BIOMEMBRANAS PARA  
EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES  
URBANAS

Autora: Laura GONZÁLEZ GÁLVEZ

Fecha: Septiembre 2007





## INDICE GENERAL

---

<b>Documento</b>	<b>Descripción</b>
<b>1</b>	<b>Memoria Descriptiva</b>
anexo 1	Memoria de Cálculo
anexo 2	Selección Equipo de Bombeo
anexo 3	Presupuestos de las Unidades de Depuración
anexo 4	Pliego de Condiciones de las Unidades de Depuración
<b>2</b>	<b>Planos</b>
<b>3</b>	<b>Presupuesto del Documento Técnico</b>



**“ ESTUDIO COMPARATIVO DE UN PROCESO  
BIOLÓGICO CONVENCIONAL Y UN PROCESO  
MEDIANTE BIOMEMBRANAS PARA EL TRATAMIENTO  
DE AGUAS RESIDUALES URBANAS ”**

**DOCUMENTO Nº 1  
MEMORIA DESCRIPTIVA**

**LAURA GONZÁLEZ GÁLVEZ**

**SEPTIEMBRE 2007**

## ÍNDICE

---

<b>INDICE</b> .....	1
<b>1. INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>4</b>
<b>2. OBJETO Y JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO</b> .....	<b>5</b>
2.1 OBJETO DEL PROYECTO.....	5
2.2 JUSTIFICACION DEL PROYECTO.....	6
<b>3. PROBLEMÁTICA DE LA CONTAMINACIÓN DEL AGUA</b> .....	<b>7</b>
3.1 INTRODUCCION.....	7
3.2 EVOLUCION DE LOS REQUISITOS EN EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES URBANAS.....	8
3.3 PERSPECTIVAS EN LAS TECNOLOGÍAS DE DEPURACIÓN.....	12
<b>4. TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS EN LA DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES</b> .....	<b>13</b>
4.1 INTRODUCCION.....	13
4.2 OBJETIVOS DE LOS TRATAMIENTOS BIOLÓGICOS.....	14
4.3 TIPOS DE PROCESOS BIOLÓGICOS.....	14
4.3.1. Procesos biológicos aerobios.....	15
4.4 ESQUEMA GENERAL DEL TRATAMIENTO BIOLÓGICO EN UNA EDAR.....	18
<b>5. REACTORES DE FANGOS ACTIVOS</b> .....	<b>20</b>
5.1 INTRODUCCIÓN.....	20
5.2 TIPOS DE PROCESOS DE FANGOS ACTIVOS.....	21
5.3 BASES DE DISEÑO PARA UN REACTOR DE FANGOS ACTIVOS.....	24
5.3.1 Dimensionado de equipos.....	26
5.3.1.1 Volumen del tanque de aireación.....	26
5.3.1.2 Necesidades de oxígeno.....	29
5.3.1.3 Producción de fangos en excesos.....	30
5.3.1.4 Recirculación de fangos.....	31

5.3.2 Problemas de explotación de Reactores de Fangos Activos.....	32
<b>6. BIORREACTORES DE MEMBRANAS (BRM).....</b>	<b>34</b>
6.1 INTRODUCCION.....	34
6.2 TECNOLOGIA DE MEMBRANAS.....	35
6.2.1 Introducción.....	35
6.2.2 Fundamentos de la filtración por membranas.....	36
6.2.3 Tipos de membranas.....	38
6.2.4 Configuración de las membranas.....	42
6.3. CONSIDERACIONES GENERALES SOBRE EL DISEÑO DE UN BIORREACTOR DE MEMBRANAS.....	45
6.3.1 Funcionamiento y configuración.....	45
6.3.2 Selección del tipo de membrana a instalar.....	48
6.3.3 Parámetros operacionales de diseño.....	49
6.3.3.1 Sólidos en suspensión en el licor mixto.....	49
6.3.3.2 Edad del fango.....	50
6.3.3.3 Aireación de membranas.....	50
6.3.3.4 caudales máximos.....	51
6.3.3.5 Eliminación biológica de nutrientes.....	51
6.3.3.6 Espumas.....	52
6.4 DESARROLLO DE LOS BIORREACTORES DE MEMBRANAS.....	52
6.4.1 Fabricantes de biorreactores de membranas.....	53
6.4.2 Situación actual y mercado de los BRM en España.....	54
6.4.2.1 Tamaño de mercado.....	54
6.4.2.2 Principales aplicaciones.....	55
6.4.2.3 Tendencias en la depuración de aguas municipales y factores que influyen en el mercado.....	56
<b>7. ESTUDIO COMPARATIVO ENTRE UN REACTOR DE FANGOS ACTIVOS Y UN BIORREACTOR DE MEMBRANAS.....</b>	<b>58</b>
7.1 INTRODUCCION.....	58
7.1.1 Descripción y ubicación de la EDAR.....	59
7.2 ESTUDIO COMPARATIVO DEL RENDIMIENTO DEL RPOCESO EN BASE A LOS PARÁMETROS OPERACIONALES.....	61

7.2.1 Estudio de los parámetros de diseño en función de la concentración de biomasa.....	62
7.2.2 Interpretación de los resultados obtenidos a partir del dimensionamiento de un reactor de Fangos Activos y un Biorreactor de Membranas.....	67
7.3 ESTUDIO COMPARATIVO DE COSTES.....	78
<b>8. CONCLUSIONES.....</b>	<b>86</b>
8.1 BRM VS. REACTOR DE FANGOS ACTIVOS CONVENCIONAL....	86
8.2 CONCLUSION FINAL.....	89
<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>93</b>
<b>AGRADECIMIENTOS.....</b>	<b>95</b>

## **1. INTRODUCCION**

---

Las técnicas biológicas de tratamiento de aguas residuales son muy antiguas y se vienen usando desde aproximadamente cien años. De todos los procesos que se han desarrollado para el tratamiento de aguas residuales el sistema convencional de fangos activados ha sido el más extendido.

Sin embargo, la problemática ambiental generada por los vertidos en esta clase de tratamientos ha promovido el estudio de nuevos procesos que permitan cumplir con la normativa actual y futura, que impone los límites de vertido y la calidad de las aguas.

Aquí se presenta la nueva tecnología de los biorreactores de membranas (BRM) como alternativa que responde en gran parte a estas exigencias.

El proceso de membrana tiene la ventaja de permitir una mayor concentración de biomasa en el reactor. Esto unido a su capacidad de retención de sólidos así como el desarrollo de microorganismos especializados como los nitrificantes, favorece una menor producción de fango y la obtención de un efluente de elevada calidad.

Teniendo en cuenta lo descrito, se propone la aplicación de los BRM como posible alternativa a los procesos convencionales de depuración de aguas residuales.



---

## 2. OBJETO Y JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

---

### 2.1. OBJETO DEL PROYECTO

La idea de este proyecto surge a partir de las prácticas realizadas en CEMAGREF (Bordeaux), organismo público francés de investigación para la ingeniería de la agricultura y del medioambiente, concretamente en el departamento de depuración y calidad de aguas residuales.

El objeto de las mismas era el análisis de lodos recogidos de las depuradoras de aguas residuales de Guéthary y Le Guilvinec, al sur y al norte de Francia respectivamente, para realizar un posterior estudio de las variables físico-químicas de estos, que permitiera evaluar los problemas de colmatación que presentaban las biomembranas instaladas en ambas depuradoras.

Es a partir de ahí cuando surge la idea de la redacción de un proyecto que permita realizar un estudio comparativo entre los tratamiento biológicos actuales y la tecnología de membranas (MBR).

El siguiente proyecto pretende evaluar los parámetros de diseño y operacionales de los BRM de forma que podamos llegar a un compromiso técnico-económico que presente a esta tecnología como opción frente a los reactores de fangos convencionales actuales.

Se procederá a una introducción de los dos tratamientos donde se especifiquen los fundamentos principales de estos y en los que se estudiarán aquellos parámetros más influyentes en ambos casos.

Finalmente y a modo de conclusión, se realizara un estudio comparativo general que nos permitirá evaluar las principales ventajas e inconvenientes de los dos casos tratados.

## **2.2. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO**

La cada vez más restrictiva legislación ambiental de la UE, está generando una necesidad creciente de sistemas capaces de eliminar porcentajes muy elevados de materia orgánica ( DQO ), nitrógeno y fósforo.

Por otro lado, cada vez se dispone de menos espacio para la instalación de sistemas de depuración de aguas residuales debido al crecimiento urbano periférico en torno a espacios industriales ya existentes.

Por esto, el sector de tratamiento de aguas residuales esta tendiendo cada vez más al desarrollo de tecnologías con elevadas tasas de depuración, es decir, reducción del cociente superficie requerida/ Kg. DQO eliminada.

En este contexto los BRM aparecen como la tecnología disponible más adecuada, ya que, aparte de la calidad del efluente obtenido, hay que tener en cuenta la eliminación de decantadores secundarios en el proceso de membranas, al integrar directamente la etapa de filtración en el reactor donde se lleva acabo la degradación biológica.

Sin embargo, la mayor ventaja potencial de esta tecnología está en el campo de la reutilización. El plan Hidrológico nacional incluye proyectos de reutilización de aguas residuales que actualmente son vertidas al mar, gracias a los cuales, se prevé conseguir un porcentaje de uso del 3% de la demanda nacional en el año 2.012 lo que supone cuadruplicar el uso actual.

A pesar de ello, estas características estarán contrarrestadas por otras que en cierta manera limitan la expansión de los BRM. Los dos inconvenientes principales que presenta esta tecnología son el fouling o colmatación de las membranas y los elevados costes de inversión y mantenimiento que estas presentan.

Es aquí donde nos planteamos realizar un estudio comparativo entre los tratamientos de fangos activados y los BRM, de forma que evaluemos cuales serán las condiciones óptimas de trabajo que nos permita alcanzar las ventajas antes mencionadas, pero de una forma económicamente rentable.

---

### **3. PROBLEMÁTICA DE LA CONTAMINACION DEL AGUA**

---

#### **3.1. INTRODUCCION**

La demanda de agua potable aumenta constantemente debida fundamentalmente al desarrollo industrial y al aumento de la densidad de población en zonas concretas y , como consecuencia, la cantidad de agua residual que se vierte.

Podría definirse la contaminación del agua como la alteración de las características del tipo físico, químico biológico o simplemente estéticas, producidas por la actividad del hombre, ya sea de forma directa o indirecta sobre el agua.

De forma global, los orígenes más importantes de la contaminación del medio hídrico, son entre otros:

#### *CAUSAS NATURALES:*

- fenómenos metereológicos
- Arrastres
- Disoluciones
- Vida natural

#### *NUCLEOS DE POBLACIÓN:*

- Aguas sanitarias
- Servicios (centros comerciales, hospitales..)
- Industria ubicada en los cascos urbanos
- Ganadería estabulada

#### *INDUSTRIA:*

- Aguas del proceso
- Transporte de materiales
- Limpieza

- Aguas sanitarias
- Refrigeración

### *EXPLOTACIONES GANADERAS*

#### *ORIGEN DIFUSO:*

- Ganadería en libertad
- Agricultura ( abonos, fitosanitarios, etc..)
- Minería
- Otros

Este incremento en la demanda y volumen del agua contaminada y su impacto sobre el medio está haciendo que la presión sobre los niveles de contaminación sea mas exigente y la calidad requerida se acerque a los requerimientos de reutilización.

### **3.2. Evolución de los requisitos en el tratamiento de las aguas residuales urbanas**

Hasta la década de los 70, los objetivos que se perseguían en el tratamiento de las aguas residuales urbanas se basaban, fundamentalmente, en la eliminación de la materia en suspensión y de la materia orgánica biodegradable. Estos objetivos se alcanzaban con la aplicación de Tratamientos Primarios y Secundarios, respectivamente.

Entre los años 70 y 80, la promulgación de normativas europeas cada vez más exigentes respecto a lo límites de vertido para la preservación del medio receptor tales como:

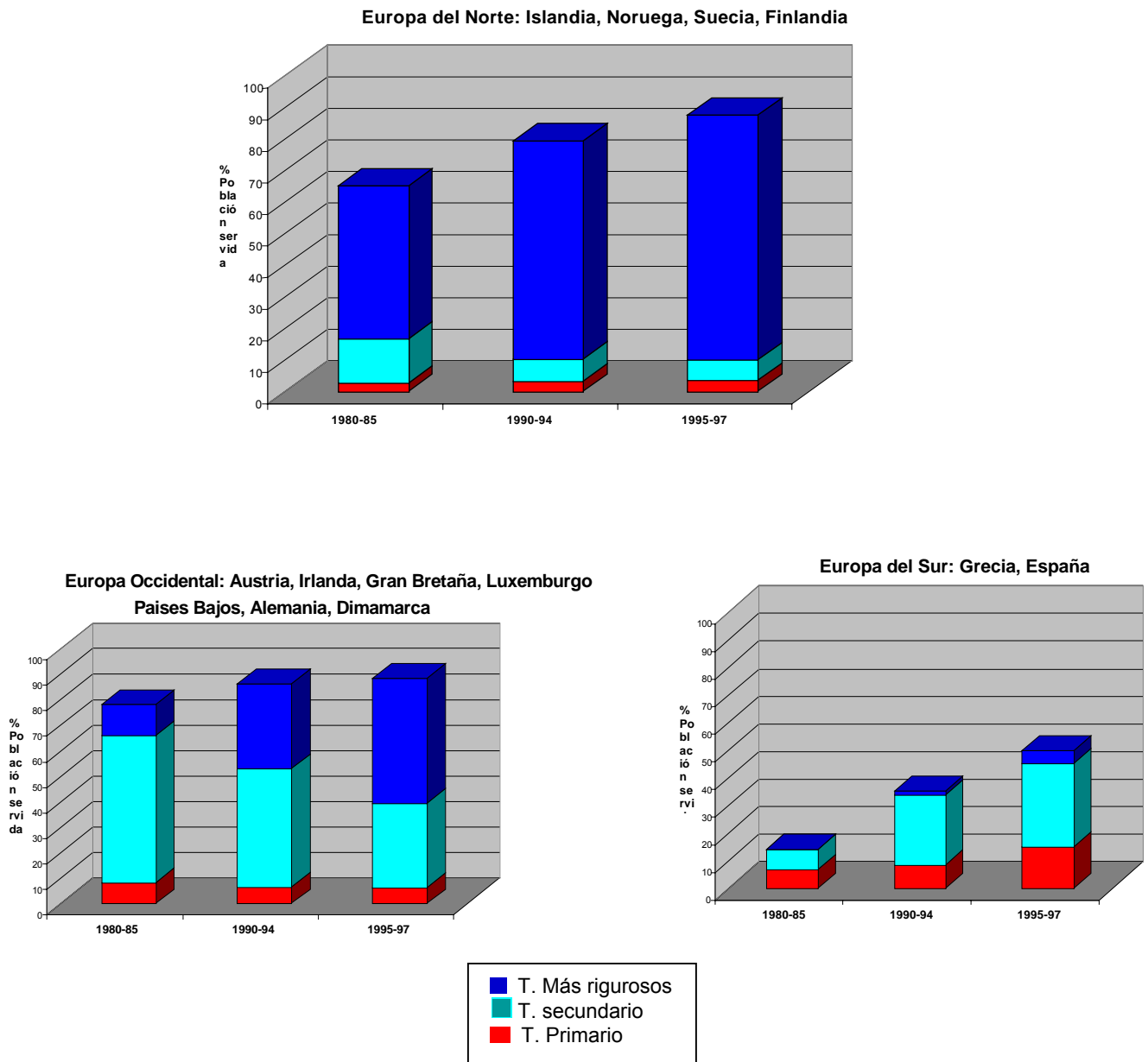
- 
- Calidad requerida de las aguas superficiales destinadas a la producción de agua potable (75/440/CEE)
  - Calidad de las aguas de baño (76/160/CEE)
  - Calidad de las aguas continentales que requieren protección o mejora para ser aptas para la vida piscícola (78/659/CEE)
  - Calidad de las aguas litorales propicias para el desarrollo de moluscos comestibles (79/923/CEE)

hizo necesario incrementar los rendimientos de depuración anteriormente exigidos, comenzándose a contemplar la reducción de los nutrientes presentes en las aguas residuales urbanas.

A partir de los años 80 han continuado los objetivos de mejora de la calidad de las aguas, pero se ha puesto un mayor énfasis en la determinación y eliminación de constituyentes presentes en las aguas residuales y que pueden originar a largo plazo impactos negativos sobre la salud humana y sobre el medio ambiente.

La Directiva 91/271/CEE establece distintos tipos de tratamientos de depuración a los que deberán someterse las aguas residuales urbanas antes de su vertido a las aguas continentales o marítimas, exigiendo la aplicación de Tratamientos más Rigurosos (para una mayor eliminación de N y P), en aquellos vertidos que se realizan a zonas sensibles, al objeto de combatir los procesos de eutrofización de las masas de aguas.

La evolución del porcentaje de población tratada por los diversos tipos de tratamiento (Tratamientos Primarios, Tratamientos Secundarios y Tratamientos más Rigurosos), en distintas zonas de Europa, se muestra en las Figura 3.1:

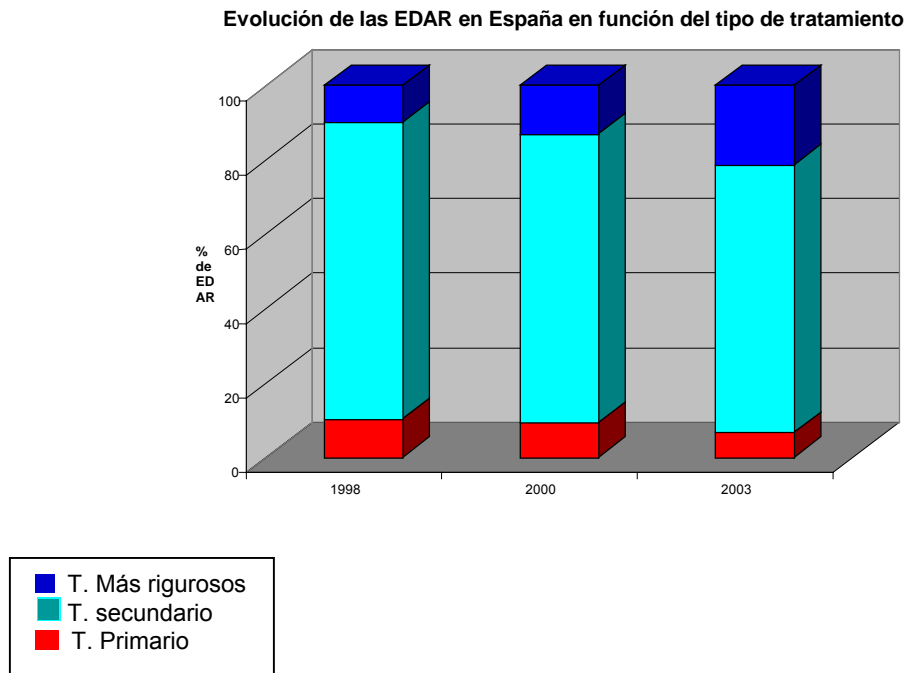


**Fig.3.1. Evolución del porcentaje de población tratada por los diversos tipos de tratamiento en distintas zonas de Europa (Fuente: European Environment Agency )**

En todos los casos, se observa un progresivo incremento del porcentaje de población a la que se aplican Tratamientos más Rigurosos, si bien:

- En los países del Norte de Europa la aplicación de este tipo de tratamiento ya era mayoritaria en el período 1980-85
- En los Países de Europa Occidental en los años 1995-97 el porcentaje de población con Tratamientos más Rigurosos supera al del resto de tratamientos
- En los países del Sur de Europa es donde más tarde comienza la aplicación de Tratamientos más Rigurosos y el porcentaje de población servida con este tipo de tratamiento es mucho menor

En el caso concreto de España, la Figura 3.2 muestra la evolución del porcentaje de los distintos tipos de tratamiento para las estaciones depuradoras en operación:



**Fig. 3.2. Evolución de los tipos de tratamientos en las depuradoras en operación en España**  
( Fuente: Ministerio de Medio Ambiente )

En el futuro, la promulgación de normativas cada vez más exigentes respecto a los límites de vertido para la preservación del medio receptor y para la reutilización de las aguas depuradas, junto con el desarrollo de técnicas más avanzadas de análisis, de monitorización y de control, llevará aparejada la necesidad de aplicar tratamientos más avanzados en la depuración de las aguas residuales urbanas.

En este sentido, la nueva Directiva Marco del Agua (2000/60/CE), establece el control progresivo de los denominados “nuevos contaminantes” o “contaminantes emergentes” (fármacos, pesticidas, metabolitos de surfactantes, etc.).

### **3.3. Perspectivas en las tecnologías de depuración**

En el tratamiento de las aguas residuales urbanas cabe distinguir entre las tecnologías aplicables a las grandes aglomeraciones y las que son de aplicación en las aglomeraciones de menor tamaño. En estas últimas, la escasez de recursos económicos y de personal especializado condiciona, muy acusadamente, la elección de la tecnología de depuración a instalar para el correcto tratamiento de sus vertidos líquidos urbanos. Por ello, son distintas las perspectivas de futuro en las tecnologías de depuración según el tamaño de la aglomeración de la que procedan las aguas residuales a tratar.

En el caso del tratamiento de las aguas residuales procedentes de grandes aglomeraciones las tendencias se orientan a:

- incrementar la fiabilidad de funcionamiento de las instalaciones de depuración
- aumentar el grado de automatización de las instalaciones
- potenciar la reutilización de los efluentes depurados
- potenciar el empleo de los lodos generados en el proceso de tratamiento
- potenciar la recuperación energética
- minimizar los impactos olfativos



Por su parte, en las pequeñas aglomeraciones las tendencias en el tratamiento de sus vertidos líquidos se dirigen a:

- garantizar un funcionamiento eficaz frente a las grandes oscilaciones de caudal y carga de las aguas residuales a tratar, circunstancias habituales en las pequeñas aglomeraciones
- minimizar los consumos energéticos
- simplificar las labores de explotación y mantenimiento
- simplificar el manejo de los lodos generados en el proceso

A diferencia de las grandes aglomeraciones, en las pequeñas, donde las carencias en depuración son mayores, es de esperar un notable incremento en la aplicación de *Tecnologías no Convencionales* para la depuración de sus aguas residuales, siempre y cuando su diseño y construcción se lleven a cabo de forma rigurosa.

## **4. EI TRATAMIENTO BIOLÓGICO EN LA DEPURACIÓN DE AGUAS RESIDUALES URBANAS**

### **4.1 Introducción**

Debido a las exigencias normativas, como ya habíamos comentado anteriormente, es necesario realizar una serie de tratamientos a las aguas residuales para poder ser vertidas al medio. En el caso de las aguas residuales urbanas los tratamientos biológicos son los más utilizados en la actualidad.

Los tratamientos biológicos tuvieron en un principio como objetivo la eliminación de la materia orgánica de las aguas residuales y posteriormente se les ha ido dando otros usos como son la eliminación de nitrógeno amoniacal mediante un proceso de nitrificación o la eliminación de fósforo, entre otros.

Consisten básicamente en provocar el desarrollo de microorganismos capaces de asimilar la materia orgánica biodegradable, utilizándola como sustrato o fuente de alimentación, para que una parte la transformen en nuevos microorganismos y otra sea oxidada.

#### **4.2. Objetivos de los tratamientos biológicos**

Las funciones más importantes llevadas a cabo por los procesos biológicos son las siguientes:

- Eliminación de la materia orgánica biodegradable del agua residual y en consecuencia cumplir con la normativa legal vigente con referencia a este parámetro.
- Evitar que la biodegradación de la materia orgánica tenga lugar en el cauce receptor.
- Evitar condiciones anaerobias en el medio receptor
- La presencia de las diferentes especies de seres vivos en el cauce receptor esta condicionada con la concentración de oxígeno en el mismo.

#### **4.3. Tipos de procesos biológicos**

Dependiendo que el proceso se lleve a cabo en presencia o ausencia de oxígeno disuelto en el agua, la primera clasificación de los procesos biológicos vendría dada por:

- *Procesos Aerobios*
- *Procesos Anaerobios*

Una segunda clasificación vendría dada por la disposición de la biomasa en el interior del reactor responsable del tratamiento. Así diferenciaríamos entre:

- *Cultivos en suspensión* o biomasa en estado libre, en los cuales los microorganismos responsables del proceso se encuentran en mezcla íntima con el agua residual a tratar.
- *Cultivos fijos* o biomasa en lecho fijo. En los cuales los microorganismos se encuentran fijados sobre un soporte físico, pasando el agua a través del mismo.

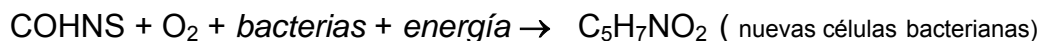
#### 4.3.1. Procesos Biológicos Aeróbicos

La principal característica de los procesos aerobios es que la biodegradación de la materia orgánica biodegradable tiene lugar utilizando el oxígeno disuelto en el agua residual.

El mecanismo de la oxidación biológica aerobia consiste en la asimilación de la materia orgánica biodegradable presente en las aguas residuales por los microorganismos, en presencia de oxígeno y de acuerdo con las reacciones siguientes:

##### 1. Reacciones de síntesis ( proceso asimilatorio ):

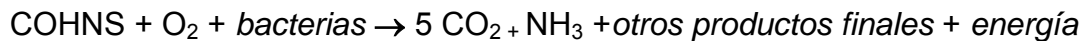
Consiste en la incorporación de materia orgánica al protoplasma de los microorganismos, produciéndose nuevo tejido celular, es decir, un crecimiento de la masa de organismos.



Donde COHNS representa la materia orgánica presente en el agua residual. La fórmula  $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$  representa el tejido celular, es un valor que se usa con carácter generalizado obtenido de estudios experimentales.

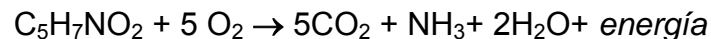
## 2. Reacciones de oxidación ( proceso disimilatorio) :

Una parte de la materia orgánica se oxida dando lugar a productos finales. Este proceso se lleva a cabo para obtener la energía necesaria para la síntesis de nuevo tejido celular



## 3. Respiración Endógena ( autooxidación):

En ausencia de materia orgánica, el tejido celular será utilizado endógenamente produciendo productos gaseosos finales y energía para el mantenimiento de las células.



En los sistemas de tratamiento biológico estos tres procesos se dan de forma simultánea.

El control efectivo en que se desarrolla el tratamiento biológico del agua residual se basa en la comprensión de los principios fundamentales que rigen el crecimiento de los microorganismos. El modelo de crecimiento se aborda estudiando la variación con el tiempo de la masa de bacterias:

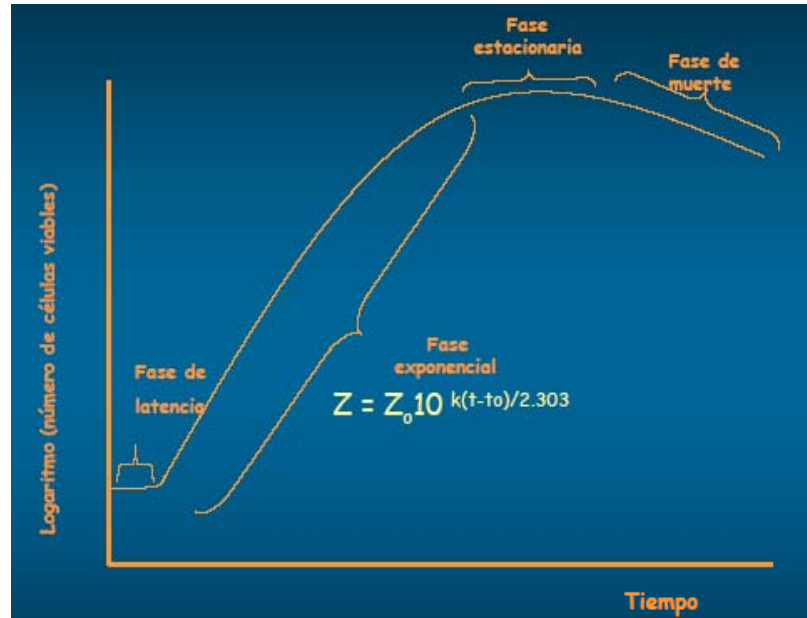


Fig. 4.1 Curva típica de crecimiento bacteriano

- Fase de latencia. Tras la adición de un inóculo a un medio de cultivo, las bacterias precisan de cierto tiempo para aclimatarse al nuevo medio y comiencen a dividirse.
- Fase de crecimiento exponencial. Siempre que existe una cantidad en exceso de alimento alrededor de los microorganismos, la tasa de metabolismo y crecimiento sólo es función de la capacidad de los microorganismos para procesar el sustrato.
- Fase estacionaria. La tasa de crecimiento y en consecuencia la masa de bacterias, disminuye como consecuencia de la limitada disponibilidad de alimento. Durante esta fase, la generación de células nuevas se compensa con la muerte de células viejas.

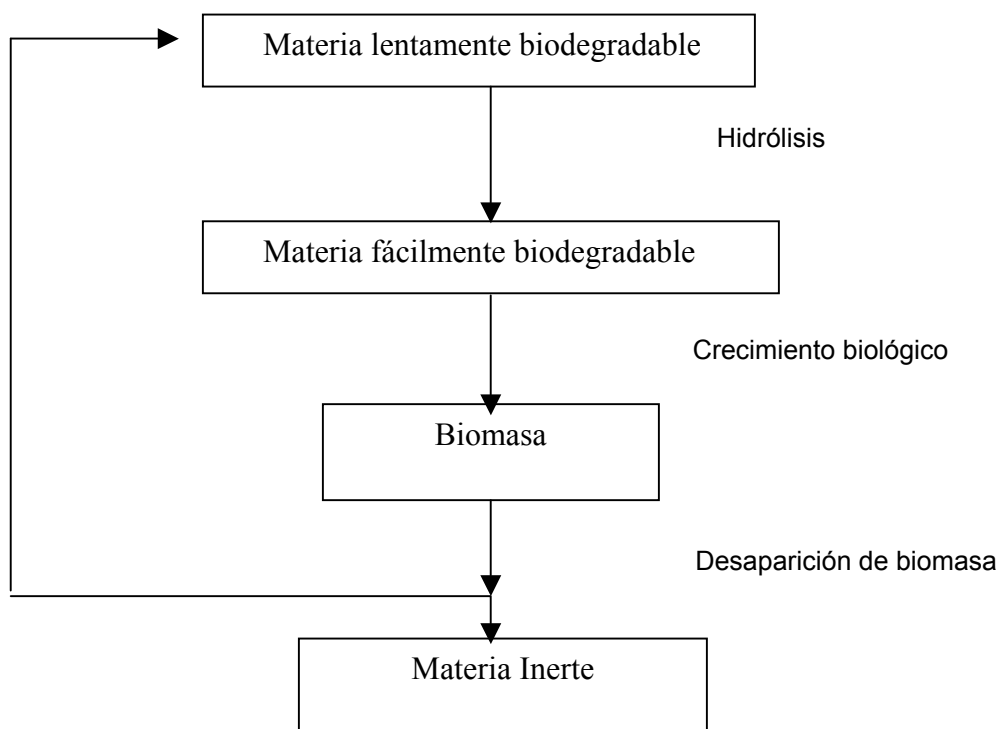
- Fase de muerte. Los microorganismos se ven forzados a metabolizar su propio protoplasma sin reposición del mismo, ya que la concentración de alimento disponible se encuentra al mínimo.

Es importante observar que la anterior discusión se refiere a una única población de microorganismos. Frecuentemente, las unidades de tratamiento biológico se componen de complejas poblaciones biológicas mezcladas e interrelacionadas, en las que cada microorganismo del sistema tiene su propia curva de crecimiento. La posición y forma de una curva particular de crecimiento en el sistema, en función del tiempo, depende del alimento y nutrientes disponibles y de factores ambientales tales como temperatura y pH así como de si el sistema es aerobio o anaerobio.

#### **4.4. Esquema general del tratamiento biológico en una EDAR**

Teniendo en cuenta el metabolismo microbiano y el crecimiento cinético, un esquema general del proceso biológico que ocurre en una planta de tratamiento residual sería el que se muestra en la figura 4.2. Los microorganismos presentes en el tratamiento biológico utilizan moléculas pequeñas y simples tales como ácido acético, etanol, metanol, glucosa..Esta sería la materia fácilmente biodegradable. Gracias a este consumo de sustrato por parte de los microorganismos se produce el crecimiento biológico.

La materia lentamente biodegradable serían moléculas de gran tamaño que mediante encimas extracelulares producidas por los microorganismos son hidrolizadas en materia fácilmente biodegradable. Debido al crecimiento biológico existe una determinada biomasa encargada de llevar a cabo el proceso de depuración.



**Fig. 4.2. Transformaciones biológicas en plantas de tratamiento**  
( Adaptado Ferrer y Seco, 2003)

Finalmente, la etapa de desaparición de biomasa es debida a 3 razones: Cuando la aportación de energía externa es menor que la necesaria para el mantenimiento energético de las células, éstas obtienen la energía mediante la degradación de reservas energéticas existentes en el interior de las células, lo que produce una disminución de biomasa ( metabolismo endógeno ) y cuando todas las reservas endógenas se han agotado las células mueren; otra causa de desaparición de biomasa es la predación, organismos superiores en la cadena trófica como pueden ser rotíferos, protozoos, hongos, algas , etc., que utilizan las bacterias como alimento; la última causa es la muerte y lisis: cuando las células mueren se produce la rotura de la pared celular y el citoplasma y otros constituyentes pasan al medio donde sufrir un proceso de hidólisis, se convierten en sustrato para organismos. Los componente más complejos permanecen como residuo orgánico inerte debido a que prácticamente no se solubilizan.

## 5. REACTORES DE FANGOS ACTIVOS

### 5.1. Introducción

El sistema de tratamiento de aguas residuales urbanas más extendido en el mundo es el de fangos activos, que es un método de eliminación de materia orgánica eficaz. Desde la aparición de la planta desarrollada por Arden y Lockett (1914) sobre el sistema de fangos activos, muchos de los tratamientos aplicados en la depuración de aguas residuales urbanas emplean dicha tecnología.

En la actualidad se utilizan diferentes versiones del proceso original, pero todas tienen el mismo fundamento.

Consiste en poner en contacto en un medio aerobio, normalmente en una balsa aireada, el agua residual con flóculos biológicos previamente formados, en los que se adsorbe la materia orgánica y donde es degradada por las bacterias presentes. Junto con el proceso de degradación, y para separar los flóculos del agua, se ha de llevar a cabo una sedimentación, donde se realiza una recirculación de parte de los fangos, para mantener una elevada concentración de microorganismos en el interior de reactor, además de una purga equivalente a la cantidad crecida de organismos. Un esquema simplificado se muestra en la figura 5.1.

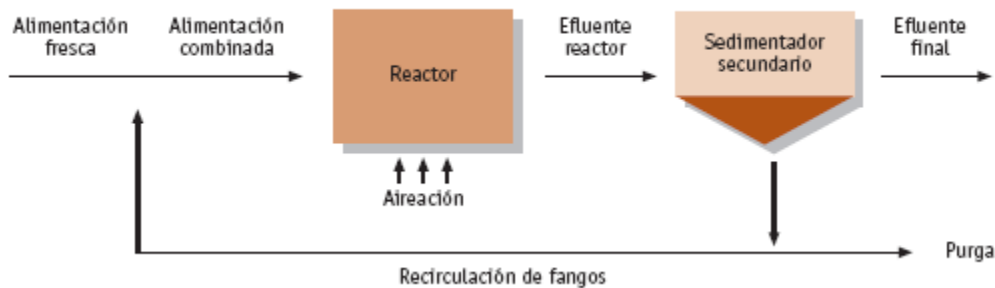


Fig. 5.1. Proceso de fangos activos



## 5.2. Tipos de procesos de fangos activos

A lo largo de los años, el sistema de fangos activos ha sufrido numerosos modificaciones, sin revoluciones técnicas y con un lento desarrollo, mediante las cuales se ha pretendido mejorar la eficacia en cuanto a la eliminación de materia orgánica, reducir el espacio necesario para la instalación, eliminar nutrientes como fósforo y nitrógeno, o reducir los costes económicos derivados del proceso.

Son muchas las variaciones que existen actualmente del proceso convencional, de las que veremos, a continuación, las más importantes:

### □ *Proceso Convencional*

Este proceso corresponde con un modelo de flujo en tipo pistón con recirculación de fangos, siendo estos reactores de forma rectangular alargados (ver Fig.5.2.)

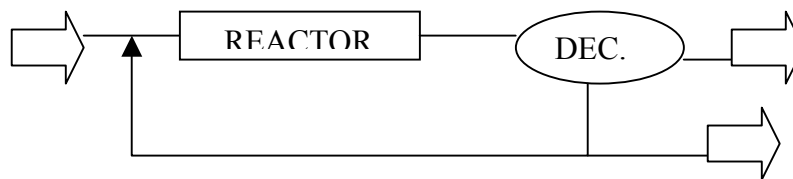


Fig. 5.2. Diagrama Proceso convencional de F.Activos

En este caso, el agua residual y los lodos recirculados entran en el reactor biológico por uno de sus extremos saliendo por el opuesto, de tal forma que el agua sale en la misma secuencia en la que entró, y en consecuencia el agua y los lodos introducidos conjuntamente están el mismo tiempo en el equipo, existiendo teóricamente mezcla lateral y en profundidad, pero no longitudinal.

Al ser la concentración de biomasa constante a lo largo del reactor, al principio del reactor la carga másica será elevada y va disminuyendo hacia el final.

□ *Reactor de mezcla completa*

Este proceso se basa en la mezcla completa y uniforme, a lo largo de todo el reactor, manteniéndose unas condiciones de concentración constantes a lo largo del mismo. Para ello el agua de alimentación y el fango de recirculación, se introduce a lo largo del reactor y se dispone de una agitación adecuada.

La característica más importante de este sistema, es que la carga másica, la concentración de biomasa y la demanda de oxígeno es constante a lo largo de todo el reactor como puede apreciarse en la Fig. 5.3.

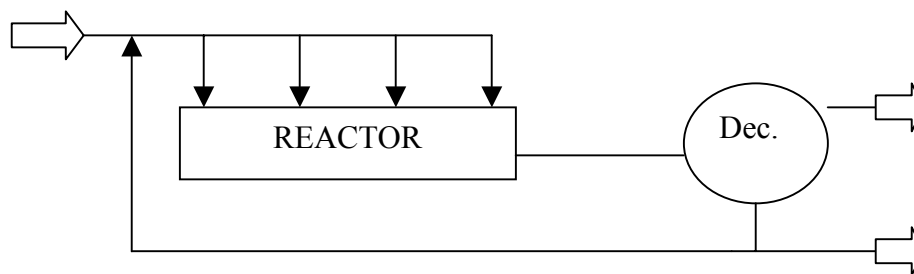


Fig. 5.3. Diagrama proceso Mezcla Completa de F. Activos

Su facilidad para adaptarse a las variaciones de caudal hace que sea uno de los modelos más usados en los tratamientos de aguas residuales , y el que nos servirá como prototipo para el diseño del reactor de Fangos activos en este proyecto, como se verá más adelante ( Ver Anexo 1)

□ *Aireación graduada*

En este proceso, a diferencia del proceso convencional, el oxígeno introducido en el sistema se ajusta a las necesidades reales en cada zona del mismo, variando a lo largo de la unidad, evitando una sobreaireación al comienzo y consiguiendo y consiguiendo en consecuencia un ahorro energético.

Este modo de operación se realiza fácilmente si el elemento primario de aeración son difusores, instalando mayor densidad de los mismos al principio del reactor y disminuyendo a medida que se va avanzando en el reactor hacia la salida.

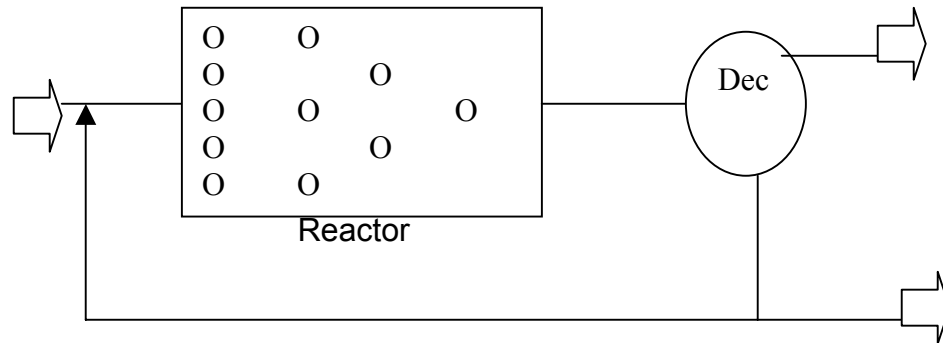


Fig. 5.4. Diagrama proceso Aeración graduada de F. Activos

□ *Alimentación escalonada*

Este proceso es básicamente un proceso de flujo pistón, en donde el agua residual se introduce en varios puntos a lo largo del reactor con el fin de uniformizar la demanda de oxígeno dentro del reactor.

En este sistema la carga másica permanece constante a lo largo de todo el reactor.

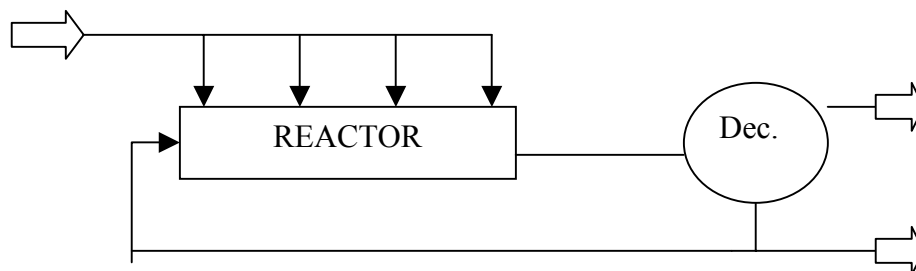


Fig. 5.5. Diagrama proceso Alimentación escalonada de F. Activos

### 5.3. Bases de diseño para un Reactor de Fangos Activos

Los parámetros y conceptos más utilizados en los procesos de fangos activos para su diseño son los siguientes:

➤ *MLSS y MLVSS*

En el reactor biológico, se dispone de una mezcla de agua y unos sólidos en suspensión ( la mayor parte biomasa)

Los *MLSS* ( Sólidos en Suspensión en el Licor Mezcla ), es la concentración en ppm de los sólidos en suspensión presentes en el reactor biológico.

Los *MLVSS* ( Sólidos en Suspensión Volátiles en el Licor Mezcla ), representa la concentración en ppm de los sólidos en suspensión volátiles (orgánicos) existentes en el reactor biológico.

Debido a la mayor facilidad de control de la concentración de biomasa en el reactor, esta se lleva a acabo mediante el análisis de los *MLSS*.

Es de indicar que no todos los *MLSS* son biomasa, ahora bien, como la relación entre Biomasa/*MLSS* es prácticamente constante en cada instalación, el control de la población se puede llevar a través de la concentración de *MLSS*.

➤ *Carga másica*

Es la relación entre la alimentación por día ( materia orgánica biodegradable ) que entra en el reactor y biomasa que tiene el sistema.

La carga másica ( *A/M*) viene representada por el cociente entre la cantidad de *DBO* que se introduce en el sistema por día y la masa de microorganismos existentes en el reactor. Se expresa en Kg de *DBO* en el influente en un día dividido por los Kg de biomasa en el tanque de aeración:

$$A/M = \frac{KgDBO/d}{KgMLSS}$$

En función de la carga másica utilizada, los diferentes procesos biológicos se pueden clasificar en:

- Alta carga, cuando  $A/M > 0,5$
- Media carga, cuando  $A/M$  se encuentra en el intervalo  $0,5 > A/M > 0,2$
- Baja carga, cuando  $A/M < 0,2$

La relación entre la carga másica y el rendimiento del proceso en aguas tipo urbano o similares viene reflejado en la tabla incluida a continuación:

Rendimiento proceso %	A/M (Kg DBO/d)/ Kg MLSS
87	0,5
88	0,4
90	0,3
92	0,2
93	0,1
94	0,01

Tabla 5.1. Valores de A/M en función del rendimiento del proceso

➤ *Carga Volumétrica*

Viene indicada por la relación existente entre los KG de DBO que se introducen en el tanque de aireación por día y el volumen del tanque de aireación.

$$C_v = \frac{KgDBO / d}{V(m^3)}$$

Este valor es menos representativo que la A/M indicada anteriormente, y se utiliza para comprobar el volumen del reactor calculado a partir de la carga másica.

En función de la carga volumétrica utilizada los procesos se pueden clasificar:

- Alta carga cuando,  $C_v > 1,5$
- Carga media, cuando  $C_v$  se encuentra dentro del intervalo  $1,5 > C_v > 0,6$
- Baja carga, entre  $0,6 > C_v > 0,35$
- Muy baja carga,  $C_v < 0,35$

Este último valor sólo se produce en el proceso de oxidación total o aireación prolongada.

### 5.3.1. Dimensionado de equipos

#### 5.3.1.1. Volumen del tanque de aireación

El volumen del tanque de aireación se puede determinar a partir de la carga másica del sistema, y de la concentración de MLVSS o MLSS, de acuerdo con la ecuación,

$$V(m^3) = \frac{DBO(Kg / d)}{A / M \cdot X(Kg / m^3)}$$

Donde,

- V : volumen del reactor
- DBO : Demanda Bioquímica de Oxígeno o cantidad de oxígeno que necesitan los microorganismos para oxidar la materia orgánica en el influente
- A/M : Carga másica
- X: Concentración de MLVSS (o MLSS) en el reactor

Igualmente el volumen del reactor puede determinarse a partir de los parámetros cinéticos:

$$V = \frac{Q_F \cdot Y \cdot \theta \cdot (DBO_F - DBO_e)}{X_{va} \cdot (1 + \theta \cdot K_d)}$$

Donde,

- V: Volumen del reactor (m<sup>3</sup>)
- Q<sub>F</sub> : Caudal del efuente (m<sup>3</sup>/d)
- Y: Coeficiente de transformación Kg/Kg
- θ : Tiempo de residencia celular( d )
- (DBO<sub>F</sub> – DBO<sub>e</sub>) :Diferencia entre la DBO a la entrada del reactor y a la salida del mismo (mg/l)
- K<sub>d</sub> : Coeficiente de desaparición de los microorganismos ( d<sup>-1</sup>)
- X<sub>va</sub> : Concentración de MLSS en el reactor (mg/l)

A partir del volumen obtenido para el reactor, puede determinarse el tiempo de residencia hidráulico (THR) , de acuerdo con,

$$THR = \frac{V(m^3)}{Q(m^3/d)}$$

y se define como el tiempo de permanencia del agua en el volumen del reactor. En un proceso de mezcla completa y para un agua típica urbana, el tiempo de retención suele variar entre 4 y 8 h [Metcalf and Eddy, 1995, p.609].

Es importante tener en cuenta que en el proceso de fangos activos, el tiempo de residencia hidráulico, es diferente al tiempo de residencia celular, θ.

El *tiempo de residencia celular* o *Edad del Fango* (θ), puede considerarse como una medida del tiempo de residencia de los organismos dentro del reactor biológico:

$$\theta_c = \frac{V \cdot X_{Va}}{Q_w \cdot X_{VU} + Q_e \cdot X_{Ve}}$$

- $V$ : volumen del reactor ( $m^3$ )
- $Q_w$ : caudal de fango purgado ( $m^3/d$ )
- $X_{V_u}$ : concentración de microorganismos en el fango ( $mg/l$ )
- $Q_e$ : caudal del efluente de la unidad de separación ( $m^3/d$ )
- $X_{V_e}$ : concentración de microorganismos en el efluente de la unidad de separación de sólidos ( $mg/l$ )
- $X_{V_a}$ : concentración de sólidos suspendidos volátiles en el tanque de aireación ( $mg/l$ )

La edad del fango típica en plantas de tratamiento de aguas residuales por procesos biológicos normalmente se encuentra comprendida entre 3 y 15 días [Metcalf and Eddy, 1995, p.609].

La recirculación constante de la biomasa en el proceso de fangos activos conlleva que los microorganismos estén mayor tiempo en el sistema, por lo tanto:

$$\theta > \text{THR}$$



### 5.3.1.2. Necesidades de oxígeno

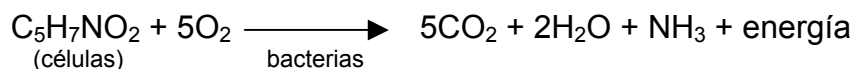
El oxígeno aportado al sistema para la eliminación de la DBO, se va a utilizar en los siguientes procesos:

- Síntesis del nuevo material celular
- Respiración endógena de la biomasa presente en la balsa de oxidación
- Oxidación del nitrógeno amoniacal en aquellos procesos en que haya nitrificación

La necesidad teórica de oxígeno se puede determinar a partir de la DBO del agua residual y de la cantidad de organismos purgados diariamente del sistema. El razonamiento que se sigue es el siguiente: Si toda la DBO se convirtiera en productos finales, la demanda total de oxígeno se podría calcular convirtiendo la  $DBO_5$  a DBO total utilizando un factor de conversión adecuado, generalmente la  $DBO_5 \approx 0.68 \cdot DBO \text{ total}$ .

Por otro lado, se sabe que parte del residuo se convierte en tejido celular nuevo que, posteriormente, se purga del sistema, de modo que si, la DBO total del tejido celular se resta del total, la cantidad restante corresponde a la cantidad de oxígeno que es necesario suministrar al sistema.

Teniendo en cuenta la ecuación siguiente:



Se obtiene que:

$$1g_{\text{células}} (C_5H_7NO_2) \times \frac{1 \text{ mol células}}{113g \text{ células}} \times \frac{5 \text{ moles } O_2}{1 \text{ mol células}} \times \frac{32gO_2}{1 \text{ mol } O_2} = 1,42gO_2$$

es decir,  $\frac{KgO_2}{Kgcélulas} = 1,42$

Por lo tanto, la demanda teórica de oxígeno para la eliminación de la materia orgánica carbonosa presente en el agua residual de un sistema de fangos activados se puede calcular mediante la expresión:

$$\text{KgO}_2/\text{d} = \left[ \begin{array}{l} \text{Masa de DBO}_{\text{total}} \\ \text{utilizada; Kg/d} \end{array} \right] - 1.42 \cdot \left[ \begin{array}{l} \text{Masa de} \\ \text{microorganismos} \end{array} \right]$$

Utilizando términos anteriormente definidos :

$$\text{KgO}_2 / \text{d} = \frac{Q_o(\text{DBO}_o - \text{DBO}_e)}{f} - 1,42 \cdot \Delta X_v$$

donde  $f$  es el factor de conversión de  $\text{DBO}_5$  en  $\text{DBO}_{\text{total}}$  y tiene un valor comprendido entre 0,45 y 0,68 [Metcalf and Eddy, 1995, p.610].

Por lo tanto, si se conoce, o se puede estimar, la eficiencia de transferencia de oxígeno del sistema de aireación, se pueden determinar las necesidades reales de aire. El suministro de aire debe ser el adecuado tanto para satisfacer la DBO del agua residual como para satisfacer la respiración endógena de los organismos presentes en el fango.

### 5.3.1.3. Producción de fango en exceso

El conocimiento de la producción de fango diaria es importante puesto que afecta al diseño de las instalaciones de tratamiento y evacuación del fango en exceso (purga).

La producción neta de MLVSS se obtiene por diferencia entre los MLVSS producidos y la cantidad perdida por respiración endógena. Esta producción neta en  $\text{Kg/d}$  se indica mediante  $\Delta X_v$  y puede expresarse de la forma siguiente:

$$\text{Kg MLVSS/d} = \Delta X_V = \underbrace{Y \cdot (DBO_0 - DBO_e) \cdot Q_0}_{\text{Kg/d de MLVSS producidos}} - \underbrace{K_d \cdot X_{Va} \cdot V}_{\text{Kg/d de MLVSS oxidados por respiración endógena}}$$

(PRODUCCIÓN NETA)

Puede también escribirse una ecuación alternativa para la producción de fango en función de un único parámetro  $Y_n$  (parámetro de producción neta) en lugar de hacerlo en función del parámetro de producción  $Y$  y del coeficiente de descomposición microbiana  $k_d$ . De esta forma la ecuación anterior se convierte en:

$$\Delta X_V = Y_n \cdot (DBO_0 - DBO_e) \cdot Q_0$$

con  $Y_n = \frac{Y}{1 + (K_d/\mu)}$  o lo que es lo mismo:

$$Y_n = \frac{Y}{1 + K_d \cdot \theta_c}$$

Donde el parámetro  $\mu$  es la velocidad específica de crecimiento de la biomasa, y representa la producción de biomasa por unidad de tiempo y por unidad de biomasa presente en el reactor.

$$\mu = \frac{\text{KgMLVSS}_{\text{producidos}}}{(d) \cdot (\text{KgMLVSS}_{\text{reactor}})}$$

#### 5.3.1.4. Recirculación de fangos

El agua que está llegando constantemente al reactor biológico, desplaza la biomasa hacia el decantador secundario. Con el fin de mantener una concentración apropiada de biomasa en la balsa biológica, es necesario la recirculación de los fangos (biomasa) separados en el decantador secundario.

En procesos de carga másica media, el valor de la recirculación suele estar comprendido entre el 50% y el 100% del caudal de agua tratada. Para procesos de baja carga, la recirculación varía entre 100% y 200%.

Debe tenerse en cuenta que los fangos biológicos decantados, deben ser recirculados tan pronto como se obtengan, ya que por su naturaleza tienen tendencia a descomponerse si el tiempo de retención es elevado.

#### **5.4 Problemas de explotación de un Reactor de Fangos Activos**

El sistema de fangos activos suele presentar algunos problemas de explotaciones propios del mismo proceso de depuración. Los principales problemas vienen asociados a la sedimentación de los fangos, debido a una mala formación de los flóculos sedimentables. Los principales problemas son:

- *Problemas de bulking por desnitrificación o por filamentos:*

La proliferación de organismos filamentosos en el líquido mezcla conduce a la formación de un fango de pobres características de sedimentabilidad, normalmente conocido como *fango voluminoso* (bulking).

Son varios los factores que influyen en este fenómeno. Hay que tener en cuenta que un sistema de lodos activos se puede caracterizar como un ecosistema abierto, en el cual los distintos organismos compiten por alimento. En este ambiente, el suministro de sustrato junto a diferentes propiedades, como el contenido de oxígeno disuelto, la carga del proceso, las limitaciones de diseño de la planta de tratamiento, las características del agua residual y a las propiedades cinéticas de crecimiento entre microorganismos filamentosos y microorganismos formadores de flóculos conducen a distintas velocidades de crecimiento y determinan sus relaciones proporcionales en los lodos activados.



**Fig. 5.6. Detalle de bacterias filamentosas y de lodo con problemas de bulking en un reactor de F.Activos (Grupo TAR, Master Ingeniería del Agua Sostenible)**

- Emisión esporádica de sólidos en suspensión y/o altas concentraciones de microorganismos patógenos en el efluente
  
- Poca flexibilidad para operar con cargas contaminantes fluctuantes  
Debido a la necesidad de mantener una adecuada relación alimentación/microorganismo, se dificulta la posibilidad de operar con altas cargas, estando esta limitada a una concentración máxima de 7-8 mg/l

## **6. BIORREACTORES DE MEMBRANAS (BRM)**

---

### **6.1. INTRODUCCION**

Los procesos de depuración de aguas residuales mediante la tecnología de *Biorreactores de Membranas*, más comúnmente conocida por sus siglas “**MBR**”, de su traducción al inglés ( *Membrane Biological Reactor* ) son tratamientos biológicos que derivan de los clásicos sistemas de lodos activos en los que se reemplaza el voluminoso sistema de decantación ( y principal inconveniente de este tipo de tratamientos), por una membrana de microfiltración o ultrafiltración, colocadas en el mismo reactor, o en recintos anexos o próximos al mismo, lográndose así obtener una completa separación de la biomasa del agua tratada, o permeado.

De esta forma, los reactores biológicos de membrana suponen un adelanto a los sistemas tradicionales ya que incorporan en una solo etapa las operaciones de decantación secundaria y depuración biológica, resultando una tecnología altamente competitiva en las siguientes situaciones condicionantes:

- Necesidad de disminución de fangos
- Necesidad de un grado de depuración alto; vertido a cauce público, zonas sensibles..
- Necesidad de reutilización
- Disponibilidad de espacio
- Ampliación de la capacidad de tratamiento de plantas convencionales existentes
- Efluentes industriales con componentes de difícil o lenta biodegradabilidad

---

## **6.2. TECNOLOGÍA DE MEMBRANAS**

### **6.2.1. Introducción**

La tecnología de membrana se ha convertido en una parte importante de la tecnología de la separación en los últimos decenios. Esta tecnología se emplea principalmente para la separación de solutos de disoluciones utilizando para ello, como su nombre indica, la ayuda de una membrana.

Las membranas son delgadas películas de compuestos orgánicos, o inorgánicos, capaces de separar los componentes de un fluido, en función de sus propiedades físico-químicas, cuando se aplica una fuerza directora a través de la misma.

Esta tecnología se han aplicado en la industria a fin de separar, concentrar o purificar componentes de un proceso determinado. En el campo de la ingeniería ambiental se les ha aplicado para recuperación y tratamiento de residuos peligrosos (Freeman, 1988); también se ha empleado en el tratamiento de lixiviados de rellenos sanitarios (Peters, 1999); en el tratamiento de aguas residuales municipales e industriales para su reutilización (Skelton y Skerratt, 1999; Bourgeois, Darby y Tchobanoglous, 2001; Ernst et al., 2002), y de manera importante, en la potabilización del agua de fuentes de abastecimiento contaminadas.

De acuerdo con Cross, 1992, el empleo de membranas para tratamiento de agua crece a una tasa del 15% al año. Este hecho podría presentar a los procesos de separación por membranas como una solución futura al problema mundial de escasez de agua si, junto con el alto grado de desarrollo que estas han alcanzado, se hace frente a los problemas que actualmente presentan las mismas, como son, entre otros, los problemas de colmatación y el coste de mantenimiento.

### 6.2.2. Fundamentos de la filtración por membranas

Las membranas son barreras físicas semipermeables que separan dos fases, impidiendo su íntimo contacto y restringiendo el movimiento de las moléculas a través de ella de forma selectiva. Este hecho permite la separación de las sustancias contaminantes del agua, generando un efluente acuoso depurado.

Una operación de membrana puede definirse, entonces, como una operación donde una corriente de alimentación está dividida en dos: un permeado, conteniendo el material que ha pasado a través de la membrana y un concentrado conteniendo las especies que no la atraviesan (Figura 6.1)

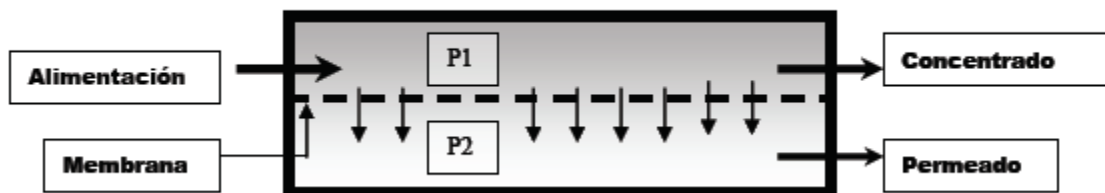


Fig. 6.1. Diagrama conceptual de un sistema de separación por membranas ( $P_1 > P_2$ )

Podremos distinguir dos formas distintas de operar con las membranas desde el punto de vista de la dirección relativa del flujo de alimentación respecto al medio filtrante, distinguiendo entre:

- *Filtración tangencial*

El efluente que se desea tratar se hace circular tangencialmente a la membrana. Los contaminantes quedarán en la superficie de la membrana, siendo arrastrados por el flujo tangencial, evitándose el ensuciamiento de la membrana. Esta forma de operar genera a partir de la alimentación dos corrientes o flujos: *concentrado*, con una concentración de contaminantes mayor que en la alimentación, y



*permeado*, con una concentración de contaminantes que hacen posible su vertido o reutilización. Las membranas utilizadas son de tipo *tamiz* o *densa*

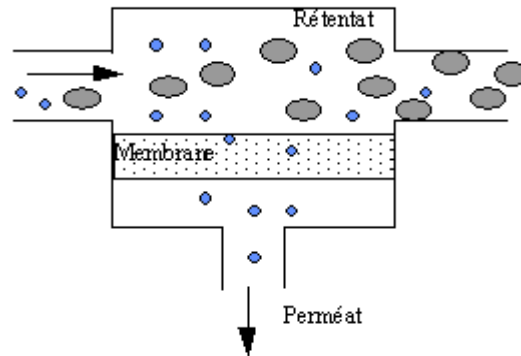


Fig.6.2. Filtración tangencial

□ *Filtración en línea*

Las membranas se disponen en la línea de flujo del efluente que se desea tratar (alimentación), quedando las partículas contaminantes retenidas en el interior de las membranas y generándose una corriente depurada (permeado). Las membranas utilizadas son de tipo *filtro profundo*, dispuestas en cartuchos.

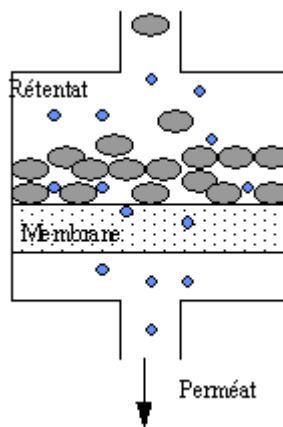


Fig.6.3. Filtración en línea

### 6.2.3. Tipos de membranas

Se van a distinguir dos tipos de membranas, unas para separar los sólidos disueltos y otras para separar los sólidos en suspensión.

Para la eliminación de los sólidos disueltos se utilizan dos tipos de membranas: las de *osmosis inversa* (OI) y las de *nanofiltración* (NF). Para separar los sólidos en suspensión se utilizan las membranas de *ultrafiltración* (UF) y *microfiltración* (MF).

A continuación se resumen las características de cada una de estas membranas.

#### □ Ósmosis Inversa (OI):

Es un proceso de control de la filtración y difusión generalmente utilizado para aguas salobres y de mar. En agua de mar funcionan con un rendimiento del 40-50 % y a una presión de unos 70 bares. En aguas salobres el rendimiento es del 75-85% y la presión de funcionamiento es de unos 20 bares. La OI también se utiliza para purificar las aguas potables. En este caso se funciona a muy baja presión (7 bares) y se consigue un 85-90% de rendimiento. Las unidades de OI eliminan contaminantes de hasta  $0,0001\mu$ . Esto incluye quistes, bacterias, virus y todos los compuestos orgánicos y de desinfección.

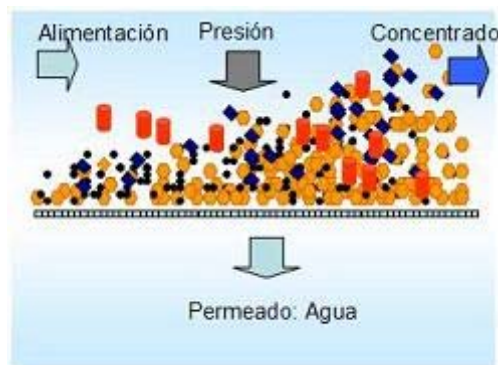


Fig.6.4. Representación de una membrana del tipo OI

□ *Nanofiltración (NF):*

También llamada osmosis de baja presión. Están diseñadas para eliminar iones multivalentes (calcio y magnesio) en las operaciones de ablandamiento de aguas. Al igual que la OI la NF utiliza filtración y difusión como técnica de separación. La NF elimina contaminantes de hasta  $0,001\mu$  de tamaño. Esto incluye quistes, bacterias, virus, materia orgánica, sales, dureza, patógenos, pesticidas, turbidez, pesticidas y casi todos los contaminantes conocidos. Funcionan a presiones entre 5-10 bares. El rendimiento es hasta del 90%.

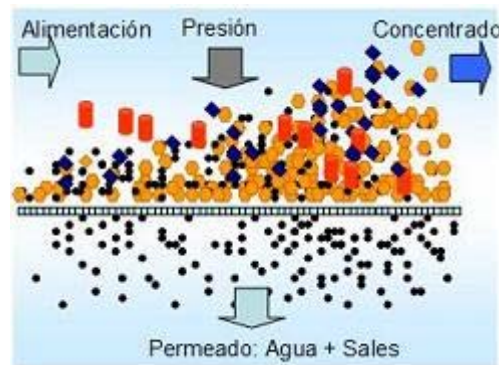


Fig.6.5. Representación de una membrana del tipo NF

Tanto la OI como la NF son membranas adecuadas para la eliminación de sólidos disueltos pero deficientes para la eliminación de sólidos en suspensión. La OI y la NF necesitan de un pretratamiento para aguas con sólidos en suspensión.

□ *Ultrafiltración (UF):*

Es un proceso de membranas que se utiliza para eliminar partículas (clarificar) y desinfectar el agua. Al contrario que las membranas que cambian la naturaleza química del agua como la OI o la NF, la ultrafiltración respeta la composición química del agua. La UF elimina contaminantes hasta  $0,01\mu$ . Estas membranas son porosas y eliminan quistes, bacterias, virus, sólidos en suspensión y partículas de hierro y manganeso. Este tipo de membranas no son eficaces en la eliminación de compuestos orgánicos naturales o sintéticos. La UF es similar a la coagulación

y la filtración de arena, en cuanto que se usa como pretratamiento para las aguas potables. Dado que la UF no retiene los solutos de bajo peso molecular, la contrapresión osmótica es inapreciable y las presiones de funcionamiento son entre 0,15-4,5 bares.

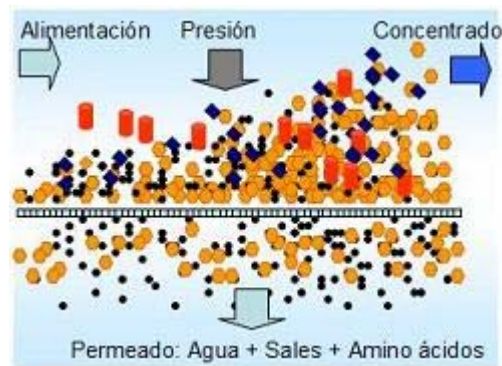


Fig.6.6. Representación de una membrana del tipo UF

□ *Microfiltración (MF):*

Separa los contaminantes hasta  $0,1\mu$  de tamaño. Esta operación permite eliminar quistes, bacterias y la mayoría de las partículas. Por lo tanto su utilización es principalmente en la eliminación de partículas (clarificación). Las presiones de funcionamiento para la MF son similares a las de la UF.

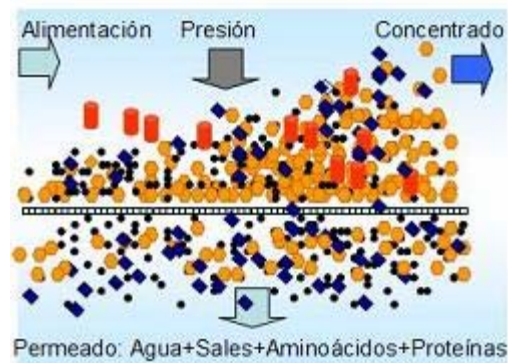


Fig.6.7. Representación de una membrana del tipo MF

La siguiente tabla nos da una clara visión de lo expuesto anteriormente:

TIPOS DE MEMBRANA				
	OSMOSIS INVERSA	NANOFILTRACION	ULTRAFILTACION	MICROFILTRACION
MEMBRANA	ASIMETRICA	ASIMETRICA	ASIMETRICA	SIMÉTRICA/ ASIMETRICA
TAMAÑO PORO	0.0001 $\mu$	0.001 $\mu$	0.01 $\mu$	0.1 $\mu$
RECHAZO	Componentes de alto y bajo peso molecular. (sales, glucosa, aminoácidos)	Componentes de alto peso molecular. (oligosacáridos glucosa, aminoácidos)	Macromoléculas, proteínas, polisacáridos, virus	Partículas, bacteria, barro
MATERIAL	Polimérico	Polimérico	Cerámico, polimérico.	Cerámico, polimérico.

Tabla 6. 1. Clasificación de los diferentes tipos de membrana

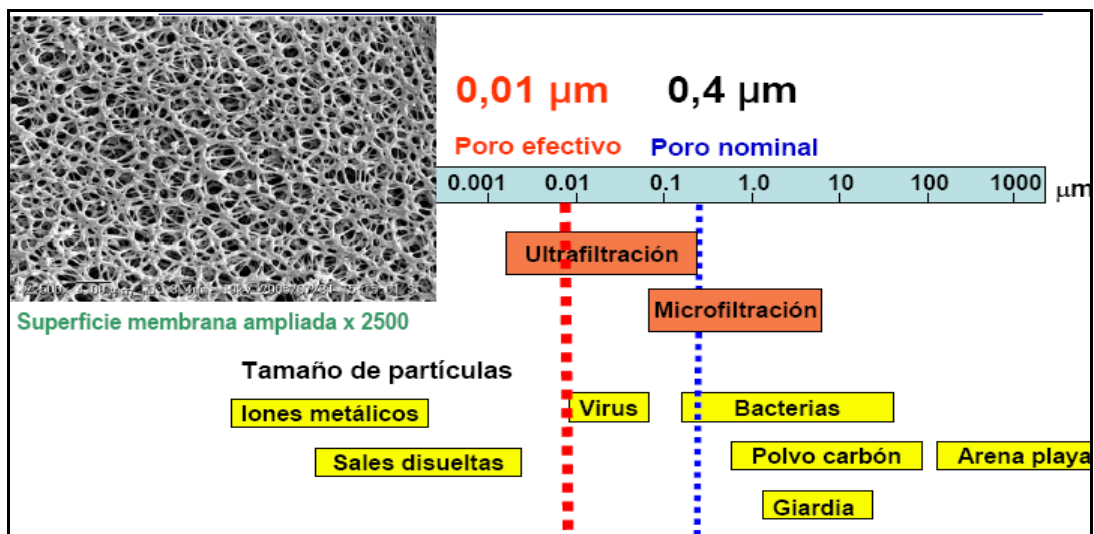


Fig. 6.8. Diagrama comparativo entre membranas de ultra y microfiltración

### 6.2.4. Configuración de las membranas

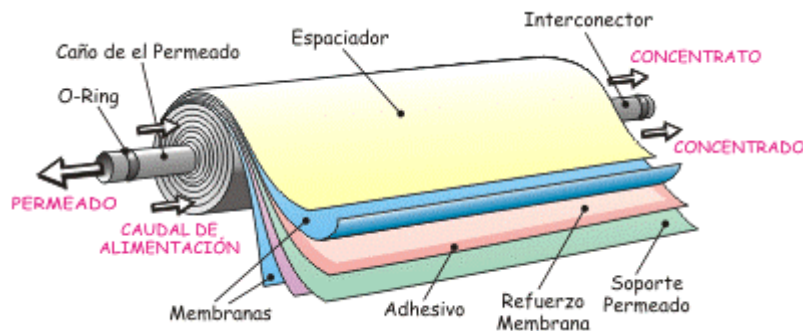
El *módulo de membranas* define como están agrupadas las membranas y permite conocer el comportamiento del fluido, es decir la distribución de la alimentación sobre la superficie de la membrana.

En base a esta distribución, los cuatro tipos principales de módulos que se encuentran en el mercado son:

- *Enrolladas en espiral*

Las membranas de espiral consisten en dos capas de membrana, situadas en un tejido colector de permeados. Esta funda de membrana envuelve a un desagüe de permeados situado en posición central (ver figura 6.9)

Esto hace que la densidad de embalaje de las membranas sea mayor. El canal de entrada del agua se sitúa a una altura moderada, para prevenir la obstrucción de la unidad de membrana.



**Fig. 6.9. Membrana de tipo espiral**

Las membranas de espiral son usadas solamente para aplicaciones de nanofiltración y ósmosis inversa.

□ *Fibra hueca*

Las fibras están reunidas en un haz de varios miles incluso millones. El flujo de alimentación tiene lugar por dentro de las fibras (configuración de dentro – fuera) o bien por fuera de las fibras (configuración exterior – interior). En la configuración dentro – fuera (Figura 6.10), la alimentación ingresa al interior de la membrana y el permeado se obtiene al pasar del interior de la membrana al exterior.

En este caso, la hermeticidad del agua entre flujos de alimentación y el permeado viene asegurada por una resina que forma un plato plano en cada final del haz. Después de endurecimiento de esta resina, el haz se corta de tal manera que los extremos de las fibras aparecen abiertos.

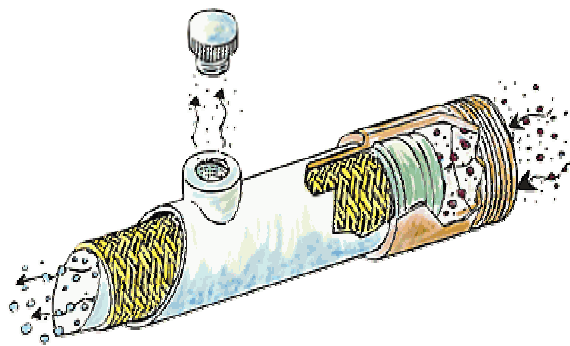


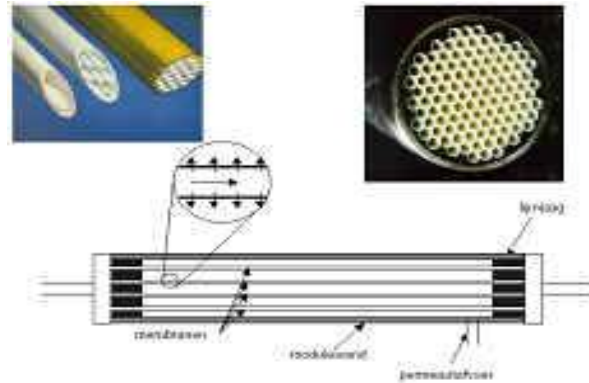
Fig. 6.10. Membrana de fibra hueca

□ *Tubular*

Las membranas tubulares no son membranas autosuficientes. Están situadas dentro de un tubo, hechas de un tipo especial de material. Este material es la capa que sostiene a la membrana. Debido a que las membranas tubulares se localizan dentro de un tubo, el flujo en una membrana tubular es generalmente del revés. La causa principal de esto es que la unión de la membrana a la capa que la sostiene es muy débil.

Las membranas tubulares tienen un diámetro de 5 a 15 mm. Debido al tamaño de la superficie de la membrana, no es probable que las membranas tubulares se

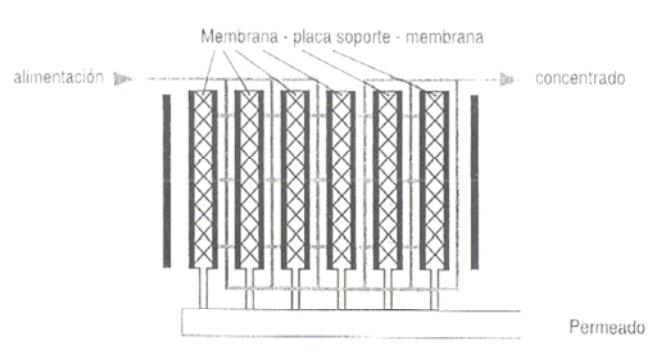
obstruyan. Un inconveniente de las membranas tubulares es que la densidad del empaquetamiento es baja, lo que resulta en un mayor precio por módulo.



**Fig. 6.11. Membrana tubular**

□ *Placa plana*

En estos módulos, la alimentación circula entre las membranas de dos placas adyacentes. Las membranas se mantienen separadas entre sí por medio de espaciadores cuya anchura es del orden de 2 mm [Fariñas, 1999, p.36]. El módulo se obtiene apilando “paquetes” formados por espaciador – membrana – placa – membrana, tal como se muestra en la Figura 6.12.



**Fig. 6.12. Módulo de placa plana [ Aptel y Buckley, 1998, p. 34]**



### **6.3. Consideraciones generales sobre el diseño de un Biorreactor de Membranas**

El diseño de un biorreactor de membranas resulta una tarea compleja, pues son muchos los factores a tener en cuenta a la hora de decidir la configuración más adecuada. No existe una forma universal y única de acoplamiento entre un reactor biológico y la separación líquido/sólido. Tampoco existe un tipo de MBR claramente superior a otro. Existen en el mercado multitud de opciones cuya elección dependerá de los requerimientos del cliente según un criterio técnico-económico.

A continuación se exponen los factores más importantes a la hora de su diseño.

#### **6.3.1. Funcionamiento y configuraciones de un BRM**

Un biorreactor de membranas está compuesto de dos partes principales:

- a) Reactor biológico responsable de la degradación de los compuestos presentes en el agua residual
- b) El módulo de la membrana encargado de llevar a cabo la separación en base a su configuración

De forma general el funcionamiento de un biorreactor de membranas sería el siguiente: el influente entra en el biorreactor, donde se pone en contacto con la biomasa y luego es filtrado en la membrana. El agua filtrada es retirada mientras que la biomasa permanece en el biorreactor. Con el fin de mantener la edad del fango constante, el fango excedente se retira. Este ciclo se alterna con un corto contralavado, en el que se invierte el sentido del flujo para forzar el paso del agua filtrada desde el interior al exterior de la membrana para limpiarla. Periódicamente, en función del grado de ensuciamiento, se realizan limpiezas químicas en profundidad de las membranas mediante su inmersión en una solución de limpieza.

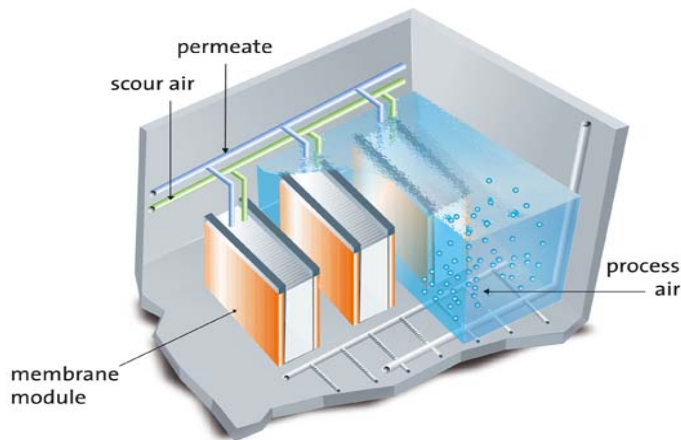


Fig. 6.13. Esquema de un Biorreactor con membranas sumergidas

En base a lo expuesto, puede distinguirse dos tipos principales de biorreactores de membrana según su configuración:

□ *MBR Integrada o Sumergida*

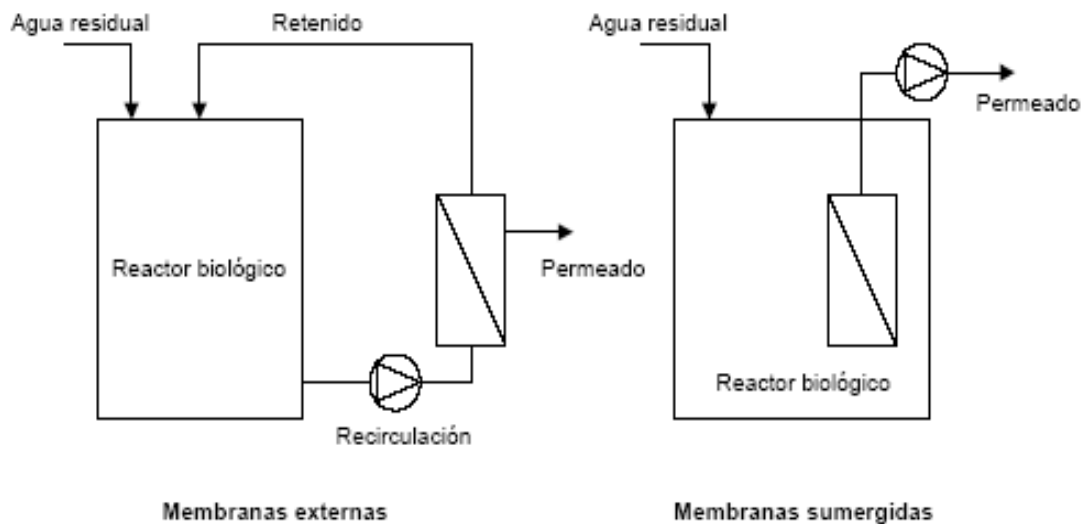
La unidad de membrana que realiza la separación física está inmersa en el tanque biológico. La fuerza impulsora a través de la membrana es alcanzada presurizando el biorreactor o creando presión negativa en el lado permeado de la membrana (Buisson et al. 1998; Cote et al. 1997; Rosemberger et al. 2002). La limpieza de la membrana se realiza a través de frecuentes retrolavados con agua permeada + aire y ocasionalmente mediante retrolavados con soluciones químicas.

Generalmente se coloca un difusor de aire justo debajo del módulo de la membrana para suministrar el aire necesario para homogeneizar el contenido del tanque, para el proceso biológico y para la propia limpieza de la membrana.

□ *MBR Externo o con recirculación*

Esta configuración MBR implica que el licor de mezcla es recirculado desde el biorreactor hasta la unidad de membrana que se dispone externamente a la unidad biológica. La fuerza impulsora es la presión creada por la alta velocidad del flujo a través de la superficie de la membrana (Cicek et al. 1998; Urbain et al. 1998b).

La Figura 6.14. muestra un esquema de simplificado de estas dos configuraciones



**Fig.6.14. Configuraciones posibles de un biorreactor de membranas**

### 6.3.2. Selección del tipo de membrana a instalar

La configuración del módulo depende, en muchas ocasiones, del sistema comercial a emplear, por ejemplo, membranas tubulares son utilizadas por Koch en Reino Unido, membranas de placa plana por Kubota, Japón y membranas de fibra hueca por Zenon, Canadá.

Como se ha comentado con anterioridad, en los BRM, las membranas pueden encontrarse bien sumergidas en el tanque de aireación, bien en un circuito exterior. Este hecho, también influirá en la utilización de un tipo de módulo u otro. Si bien, es cierto que los desarrollos más recientes de biorreactores de membranas se basan en una configuración sumergida, por ello se requiere un módulo que pueda eliminar los sólidos en suspensión, tenga una demanda de energía relativamente baja y que tenga una alta densidad compacta. Estos requerimientos tienden a excluir los módulos tubulares y espirales, pero sugieren el uso de membranas de placa plana o fibra hueca.

En la tabla que se adjunta, se exponen algunas de las consideraciones a tener en cuenta a la hora de decidir el tipo de membrana a instalar:

	HUBER	US FILTER	MITSUBISHI	ZENON	KUBOTA
<b>TIPO DE MEMBRANA</b>	UF	MF	MF	UF	MF
<b>CONFIGURACION</b>	PLANA EN DISPOSITIVO GIRATORIO	TUBULAR HUECA VERTICAL	TUBULAR HUECA HORIZONTAL	TUBULAR HUECA VERTICAL	PLACA VERTICAL
<b>POLIMERO</b>	PES	PVDF	POLIETILENO	PVDF	POLISULFONA
<b>FUNCIONAMIENTO</b>	DEPRESIÓN	DEPRESION	DEPRESION	DEPRESION	DEPRESION
<b>VIDA ESTIMADA</b>	-----	4-5 AÑOS	-----	7-8 AÑOS	8-10 AÑOS
<b>AIRE DE LIMPIEZA</b>	CONTINUO	CONTINUO	CONTINUO	CONTINUO/ INTERMITENTE	CONTINUO
<b>TIPO</b>	BURBUJA GRUESA	AERO JET	BURBUJA FINA	BURBUJA GRUESA	BURBUJA GRUES
<b>CONTRALAVADO CON AGUA</b>	NO	NO	NO	SI	NO

Tabla 6.2. Clasificación de membranas según fabricante y características ( I Jornada sobre BRM, Barcelona, Julio 2007)

### **6.3.3. *Parámetros operacionales de diseño***

#### **6.3.3.1 *Sólidos en suspensión en el licor mixto***

Los BRM pueden funcionar con concentraciones de MLSS mucho mayores que las de los sistemas de fangos activados convencionales, porque los líquidos y los sólidos son separados por membranas, no por gravedad.

De esta forma el rango de operación para un biorreactor de membranas de MLSS suele varía entre 8000 y 15000 mg/l, aunque algunas plantas en ocasiones funcionan con valores de hasta 20000 y 30000mg/l. Sin embargo, estos últimos valores no son aconsejados puesto que las concentraciones demasiado elevadas pueden mermar el funcionamiento de la membrana.

El funcionamiento eficaz de la membrana es cuestión del equilibrio del caudal de sólidos hacia y desde la superficie de la membrana, de esta forma, a medida que el MLSS aumenta, los sólidos se aproximan a la superficie de la membrana más rápidamente de lo que se alejan de ella, y por lo tanto se necesitaría una mayor aireación para evitar la acumulación de los sólidos sobre la membrana y con ella se aumentarían de forma considerable los costes energéticos asociados a este aumento de aireación.

Por otro lado, tampoco se aconseja trabajar con concentraciones demasiado elevadas, puesto que el licor mezcla se vuelve más viscoso a medida que la concentración de MLSS aumenta, haciendo de esta forma menos eficaz la aireación por burbuja gruesa, utilizada generalmente en los biorreactores de membrana.

### **6.3.3.2. Edad del fango**

Aunque los BRM pueden funcionar para un amplio rango, trabajar con edades de fango de menos 3 días da como resultado un ensuciamiento rápido de la membrana debido a los ensuciamientos orgánicos. Normalmente las edades de fango son de 8 días o mayores, fomentando de esta forma la nitrificación ( esto generalmente suele ser un requisito del fabricantes de membrana)

Asimismo, las edades de fango elevadas reducen la producción de fangos, así que el sistema de procesamiento de sólidos puede ser más pequeño, pero así mismo el biorreactor necesitará más oxígeno para poder provocar la respiración endógena. Por lo tanto, habrá que llegar a una situación de compromiso.

### **6.3.3.3. Aireación de membranas**

El ambiente aerobio en el reactor se consigue mediante el uso de difusores sumergidos.

En los BRM, estos difusores tiene dos funciones importantes: mantener la biomasa en estado de mezcla completa mediante un flujo turbulento y proporcionar la cantidad de oxígeno necesaria para el proceso biológico. Además, en los BRM sumergidos, el sistema de difusores de aire, situado justo debajo del módulo de membranas, se emplea también para la propia limpieza de la membrana. Los difusores de burbuja gruesa utilizados en esta configuración proporcionan un sistema de limpieza de la membrana en continuo debido a la fuerza de barrido que produce el flujo cruzado.



Fig. 6.15. Detalle de difusores de burbuja gruesa de un BRM (Bodegas Jaume Serra , Vilanova i la Geltrú, (Barcelona) )

Por lo tanto, el suministro de aire debe ser el adecuado, por lo tanto para:

1. satisfacer la degradación de la DBO del agua residual
2. satisfacer la respiración endógena de los microorganismos.
3. proporcionar un mezclado adecuado
4. satisfacer los requerimientos de oxígeno disuelto para conseguir una nitrificación completa

#### **6.3.3.4. Caudales máximos**

La capacidad de un BRM se ve limitada por la cantidad de efluente que puede atravesar los poros de la membrana. El flujo de la membrana, caudal por unidad de área de la superficie de la membrana, es una función de muchos parámetros, incluyendo el tipo de membrana, filtrabilidad del fango, temperatura del líquido, presión trans-membranal y nivel de ensuciamiento de la membrana.

De esta forma, las membranas se diseñan para manejar caudales máximos que van desde 1,5 hasta 2,0 veces el caudal de entrada.

#### **6.3.3.5. Eliminación biológica de nutrientes**

El tamaño del flóculo en el proceso BRM es claramente menor que en el proceso convencional y, en consecuencia, la resistencia a la transferencia de oxígeno

hacia el interior del flóculo es menor en el proceso BRM, lo que favorece condiciones aerobias y, por lo tanto, la eficiencia de la nitrificación.

La nitrificación en el proceso BRM parece que es ligeramente más eficiente que en el proceso convencional, lo que permitiría operar con menor edad de fango aerobio, que es el más limitante en el diseño global.

#### **6.3.3.6. Espumas**

Puesto que los BRM necesitan mucho aire para funcionar correctamente y sólo permiten que salga fango residual del sistema, siendo propensos a los microorganismos espumantes biológicos.

Por lo tanto, se debe considerar la eliminación continua de espuma mediante purga superficial o mediante selector de clasificación. La cloración de fangos activados de retorno o la pulverización de la superficie con agua clorada también pueden ser posible opciones de control.

### **6.4. Desarrollo de los BRM**

El tratamiento de aguas residuales mediante el empleo de biorreactores de membrana (BRM), es un proceso relativamente joven en el campo del tratamiento de los residuales urbanos e industriales. Se conocen desde hace unos 25 años aproximadamente, pero en los últimos 10, su utilización en EDAR's ha aumentado y sigue aumentando de forma muy importante diversificándose sus áreas de utilización, encontrándose la casi totalidad de las instalaciones en países desarrollados.

Asimismo, en la actualidad para evitar una crisis frente a una mayor demanda de recursos hídricos, la Comisión Europea ha decidido incentivar el desarrollo de nuevos tratamientos que permitan restituir las aguas residuales municipales al



ciclo hidrológico sin generar una peligrosa contaminación en los cauces receptores.

Los proyectos trienales AMADEUS y EUROMBRA, financiados con tres millones de euros de los fondos comunitarios, mediante la prioridad de desarrollo sostenible, cambio planetario y ecosistemas del VI Programa Marco (VI PM), se inscriben dentro del marco de actuaciones que está emprendiendo la Unión.

Los dos proyectos mencionados se orientan a realizar investigaciones en el campo de la tecnología de los biorreactores de membrana. Ambos proyectos colaboraran con 25 universidades europeas, una sudafricana y dos australianas, así como a centros de investigación, empresas y operadores de plantas de tecnología de biorreactor de membrana, con el objetivo de reducir los costes económicos y de funcionamiento de esta tecnología, y hacer posible así una mayor participación de las empresas europeas en el mercado de esta tecnología, con relación a otras convencionales.

#### **6.4.1.Fabricantes de Biorreactores de Membrana**

Aunque existen más fabricantes de biorreactores de membrana, sólo cuatro están actualmente activos en el mercado (ver tabla 6.3) Los fabricantes más activos, junto con su país de procedencia, son : **KUBOTA** (Japón), **US FILTER/MEMCOR** (EEUU/ Reino Unido), **mitsubishi RAYON CORPORATION** (Japón) y **ZENON ENVIRONMENTAL** (Canadá). **X-FLOW**, a pesar que tiene unas veinte referencias de BRM, de las que seis son de aguas residuales urbanas, aún no se conocen. Otros fabricantes como **HUBER** y **PURON** (adquirido por KOCH), continúan investigando para intentar ser más competitivos en el mercado.

<b>RESUMEN DE FABRICANTES DE MEMBRANA</b>			
<b>Nombre del fabricante</b>	<b>País</b>	<b>Tipo de membrana comercializada</b>	<b>Nombre de la membrana o sistema</b>
<b>HUBER <sup>(1)</sup></b>	Alemania	Planas rotativas	VRM
<b>KUBOTA</b>	Japón	Placa	Normalmente para agua residual urbana tipo 510
<b>US FILTER/MEMCOR</b>	EEUU/Reino Unido	Fibra hueca	Memcor Continuos Microfiltration (CMF) y CMF submerged (CMF-S)
<b>mitsubishi internacional</b>	Japón	Fibra hueca	Sterapore
<b>PURON <sup>(2)</sup></b>	EEUU	Fibra hueca	-----
<b>TORAY<sup>(3)</sup></b>	Japón	Placa	-----
<b>X-FLOW</b>	Holanda	Fibra hueca	-----
<b>ZENON ENVIRONMENTAL</b>	Canadá	Fibra hueca	ZeeWeed

Tabla 6.3. Fabricantes de Membranas

**Notas:**

- <sup>(1)</sup> El BRM es una estructura rotativa con membranas planas. Tienen muy pocas referencias.
- <sup>(2)</sup> La membrana de Puron, adquirida por Koch Memvbrane System, es de fibra hueca, pero es diferente a la de Zenon, porque tan solo se fija a una estructura en la parte inferior.
- <sup>(3)</sup> Las membranas de Toray para los BRM aún no están en el mercado, están en proceso de estudio.

## 6.4.2. Situación actual y mercado de los BRM en España

### 6.4.2.1. Tamaño de mercado

El mercado español de filtración mediante membranas es el mercado clave en Europa para las membranas. Con crecimientos anuales del 7 al 10%, se prevé que este mercado tendrá un desarrollo muy importante en los próximos años. La estimación del tamaño del mercado es de 140 millones de Euros en 2004, y se espera que llegue a los 165 millones de Euros en 2006

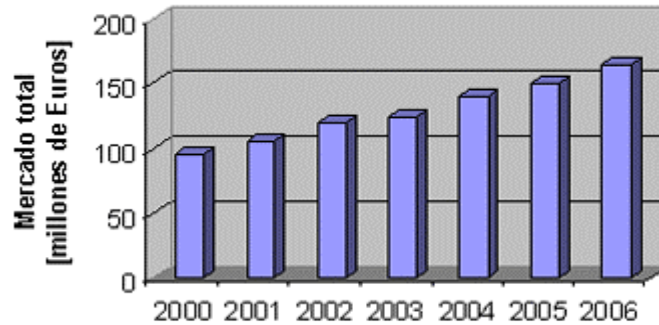


Fig.6.16. Crecimiento del mercado de membranas (Grupo TAR, Master en Ingeniería del Agua Sostenible)

En España, el mercado de membranas está dominado por la ósmosis inversa, con un mercado de unos 70 millones de Euros (2004), y una cuota de mercado del 50%. El ritmo de crecimiento previsto para la ósmosis inversa es de un 10%, mientras que la microfiltración y la ultrafiltración tendrán crecimientos inferiores, del orden del 7%. El reparto entre ventas de membranas y procesos de membranas es similar a la tendencia mundial de 1:3.

#### 6.4.2.2.Principales aplicaciones

En España, la principal aplicación para las membranas es la desalinización, que representa casi el 50% del mercado, seguida de las aguas municipales, con una cuota del 15%. Fuera del mercado del agua y la desalinización, las aplicaciones más importantes se encuentran en las industrias de farmacia, alimentación y bebidas, con una cuota conjunta del 18%. La figura 6.17.muestra una relación de las 10 industrias más importantes en España.

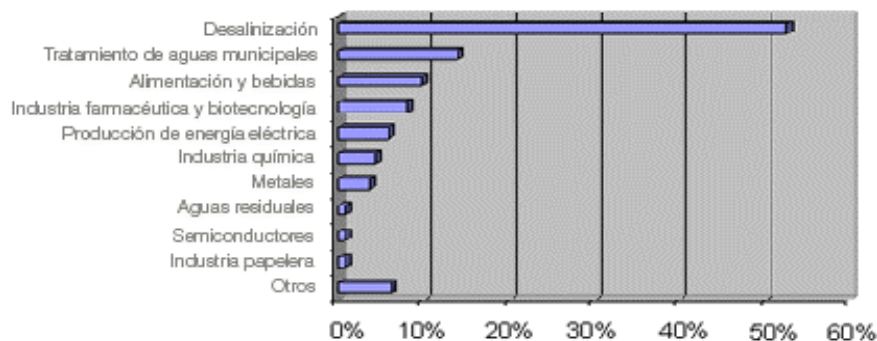


Fig.6.17. Relación de la aplicación de membranas en el mercado español (Grupo TAR, Master en Ingeniería del Agua Sostenible)

#### 6.4.2.3. Tendencias en la depuración de aguas municipales y factores que influyen al mercado

Los principales factores en el mercado español de membranas son:

- **Baja calidad del agua y falta de agua** en algunas regiones de España, lo que lleva a un fuerte crecimiento en la demanda de ósmosis inversa para desalinización
- **La implementación de las directivas europeas sobre aguas y aguas residuales** está obligando a las industrias y los ayuntamientos a invertir en tecnologías avanzadas de tratamiento de aguas, para purificar el agua potable y el agua de proceso, así como para el tratamiento de las aguas residuales industriales y domésticas. Estas regulaciones ofrecerán oportunidades para la microfiltración, la ultrafiltración y la nanofiltración, para el sector de potabilización de aguas municipales.

Por otro lado las tendencias en la depuración de aguas municipales serían:

- Una mayor exigencia de calidad en el agua tratada provoca diseños de reactores biológicos más grandes al presentar mayores edades de fango.

- 
- Las necesidades de ampliación de depuradoras existentes, bien por incremento de caudal, bien para la eliminación de nutrientes, precisan EDAR's de mayores superficies, que no es siempre es factible.
  - La potenciación de la reutilización de aguas residuales depuradas requiere la aplicación de tratamientos terciarios

En todos estos casos, la aplicación de un BRM podría ser una solución

## 7. ESTUDIO COMPARATIVO ENTRE UN REACTOR DE FANGOS ACTIVOS Y UN BIORREACTOR DE MEMBRANAS

### 7.1 Introducción

El proceso de BRM es una tecnología de membrana que sustituye el decantador en el proceso de fangos activos convencional. De esta forma la separación de la fase sólido-líquido se realiza en lugar de sedimentación en el decantador, por filtración a través de las membranas, consiguiéndose un efluente tratado que reúne, generalmente, los requisitos para reutilización.

En base a esto, los principales beneficios a la hora de instalar un BRM sobre un proceso de fangos activos convencional son menor requerimiento de espacio ( al eliminar el decantador del proceso), y calidad de efluente similar a la de tratamiento terciario, aunque tiene ciertos inconvenientes como mayores requerimientos de aireación para la limpieza de las membranas. Otra de sus ventajas es que el rendimiento del efluente no depende tan directamente de las características del fango.

En la tabla adjunta, se establece una comparación de la calidad del efluente entre un proceso convencional de Fangos Activos y un BRM

PARAMETRO	INFLUENTE	SISTEMA CONVENCIONAL		BRM	
		EFLUENTE	EFICIENCIA (%)	EFLUENTE	EFICIENCIA (%)
DQO(mg/l)	520	75	85,6	10	98
SST (mg/l)	110	40	63,6	0	100
Turbidez (NTU)	38	15	60,5	0	100
NTK (mg/l)	48,3	30,2	37,5	3,4	93
Coliformes totales (ufc/100 ml)		10 <sup>4</sup>		10 <sup>3</sup> -10 <sup>2</sup>	

Tabla 7.1. comparativa de la calidad del efluente entre un RFAC y un BRM (\*)

(\*) Datos proporcionado por la empresa ACCIONA durante la I Jornada sobre BRM ( Julio 2007)

Por lo tanto, para valorar su implantación, conviene realizar un balance técnico-económico completo de ambas tecnologías que nos permita diferenciar claramente las ventajas e inconvenientes de estos dos procesos .

A nivel estructural la diferencia más destacada entre el proceso convencional de fangos activados y los BRM es la superficie ocupada por ambos procedimientos para una misma capacidad de tratamiento. A nivel conceptual, la diferencia que da paso a los BRM frente a los fangos activados es la calidad del efluente obtenido.

Basándonos en esto se realizará dos estudios comparativos diferenciados:

- Estudio comparativo del rendimiento del proceso en base a los parámetros operacionales
- Estudio comparativo de costes

En ambos casos utilizaremos como datos de partida los obtenidos en la EDAR de Guéthary, situada al sur de Francia.

### **7.1.1 Ubicación y descripción de la EDAR**

La EDAR de Guéthary , está situada al suroeste de Francia, en el litoral vasco-francés. Inicialmente construida en 1975, la estación de tratamiento de aguas residuales fue rehabilitada en el 2002 (ver Figura 7.1)



**Fig.7.1 Vista de la EDAR de Guéthary ( foto del 25/06/04)**

Al tratarse de una región con un fuerte potencial turístico, esta ciudad ve incrementada su población en temporada alta: De 4100EH en temporada baja, pasa a 10000EH en temporada estival.

El aumento de la carga a tratar, unido al aumento de las exigencias de vertidos y calidad de las aguas (la estación vierte directamente al Océano Atlántico, al nivel de la playa de Cénitz, inicialmente cerrada a los bañistas), ha promovido la extensión y mejoras de la depuradora.

El objetivo era doble: por una parte, poder tratar una doble carga en temporada estival debida a la fuerte afluencia turística, y por otra parte, poder abrir la playa, receptora de las aguas tratadas.

Actualmente la depuradora es una modificación de la inicialmente ya existente. A parte de los tamices rotativos que protegerán al biorreactor de membranas de posibles cargas sólidas que puedan afectar al funcionamiento de estas, la depuradora está constituida por las antiguas balsas de aireación, actualmente



utilizadas como balsas tampón, que permiten la recirculación del licor mixto del biorreactor a la cuba anóxica (solo en caso de desnitrificación), y de los clarificadores secundarios, utilizados como tanques de almacenamiento de un posible stock suplementario en caso de fuertes lluvias.

El biorreactor de membranas como ya comentamos en los anexos (ver anexo 1.2.2) está constituido por membranas de fibra hueca de la marca Zenon, montadas verticalmente, formando cassettes y estos a su vez en tanques, introducidos en el interior del reactor biológico ( ver Figura 7.2 y Figura 7.3)



Fig. 7.2. Membranas sumergidas de fibras cruzadas en agua (“EDAR Guéthary, 9/12/03)

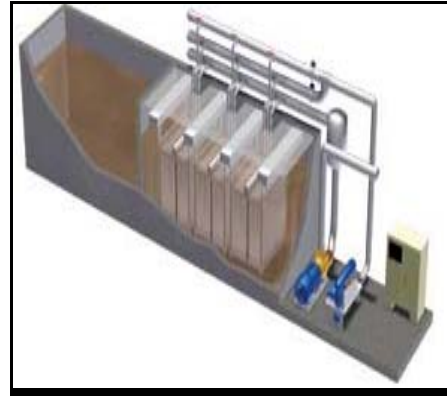


Fig. 7.3. Tanques de membrana sumergidos  
<http://perso.wanadoo.fr/mairie.guethary/sia>

## 7.2 ESTUDIO COMPARATIVO DEL RENDIMIENTO DEL PROCESO EN BASE A LOS PARÁMETROS OPERACIONALES

La principal diferencia entre ambos procesos y que influirá en el resto de los parámetros operacionales será la **concentración de biomasa**. Mientras que para el reactor de Fangos activados mantenemos una concentración de **3000 mg/l**, la presencia de membranas en los BRM nos permitirá trabajar con concentraciones muy superiores, para este caso, concretamente, **15000mg/l**.

Este hecho afectará de forma significativa a todos y a cada uno de los parámetros de diseño recogidos en la Tabla 7.3. como podremos ver más adelante en el punto 7.2.2.

### **7.2.1 Estudio de los parámetros de diseño en función de la concentración de biomasa**

El proceso de BRM puede dividirse en dos etapas, una degradación biológica de materia orgánica, y una filtración de membrana. Cada una de estas etapas puede considerarse y tratarse de forma independiente, pero hay que tener en cuenta que el conjunto de las dos influirá en algunos de los parámetros de diseño.

Por ello, y antes de interpretar los resultados obtenidos tras el dimensionamiento de nuestro reactor de Fangos activos y del BRM en el punto 7.2.2., se adjunta una tabla en la que se observa de que forma se verán afectados los parámetros básicos de diseño de un reactor convencional de fangos activos en función de la concentración de biomasa.

De esta forma, se podrá predecir a priori, el comportamiento del BRM y cómo afectará al rendimiento del BRM la presencia de las membranas en el interior del reactor biológico.

Xva (mg/L)	A/M (1/d)	KgO <sub>2</sub> /d	N (ef.OXIG.)	Qair (kg/d)	Qw (m <sup>3</sup> /d)	Qe (m <sup>3</sup> /d)	DBOe (mg/l)	Y (ef.menb.)	Elim.DBO (%)
20000	0,17	273,38	0,020	1150,57	0,68	674,32	5,33	99,90	96,97
19000	0,17	270,12	0,018	1220,31	0,83	674,17	5,61	99,88	96,82
18000	0,18	266,85	0,018	1263,19	0,99	674,01	5,91	99,85	96,64
17000	0,19	263,56	0,017	1271,44	1,17	673,83	6,24	99,83	96,45
16000	0,21	260,24	0,017	1242,38	1,38	673,62	6,62	99,80	96,24
<b>15000</b>	<b>0,22</b>	<b>256,91</b>	<b>0,018</b>	<b>1179,56</b>	<b>1,61</b>	<b>673,39</b>	<b>7,04</b>	<b>99,76</b>	<b>96,00</b>
14000	0,24	253,54	0,019	1091,58	1,87	673,13	7,52	99,72	95,73
13000	0,25	250,14	0,021	989,14	2,16	672,84	8,07	99,68	95,41
12000	0,28	246,69	0,023	882,16	2,51	672,49	8,71	99,63	95,05
11000	0,30	243,19	0,026	778,08	2,91	672,09	9,46	99,57	94,62
10000	0,33	239,62	0,029	681,50	3,39	671,61	10,36	99,50	94,12
9000	0,37	235,95	0,033	594,63	3,98	671,02	11,43	99,41	93,50
8000	0,41	232,15	0,037	518,04	4,69	670,31	12,76	99,31	92,75
7000	0,47	228,17	0,042	451,28	5,59	669,41	14,44	99,17	91,80
6000	0,55	223,93	0,047	393,40	6,77	668,23	16,62	99,00	90,56
5000	0,66	219,30	0,053	343,19	8,36	666,64	19,58	98,76	88,87
4000	0,83	214,01	0,060	299,35	10,65	664,35	23,83	98,42	86,46
<b>3000</b>	<b>1,10</b>	<b>207,52</b>	<b>0,066</b>	<b>260,39</b>	<b>14,19</b>	<b>660,81</b>	<b>30,46</b>	<b>97,90</b>	<b>82,70</b>

Tabla 7.2. Variación de los parámetros de diseño para un RFAC en función de la concentración de biomasa (\*)

(\*) Los datos reflejados en la Tabla 7.2 se han obtenido utilizando el procedimiento de cálculo para una planta de lodos activos, recogido en el libro "Tratamiento de aguas residuales", (Pag.340 – 350, R.S. Ralmaho, Editorial Reverté, 1996)

Una de las conclusiones más evidentes que pueden extraerse de esta tabla es la referida al consumo de oxígeno(KgO<sub>2</sub>/d ) y al caudal de aire suministrado.

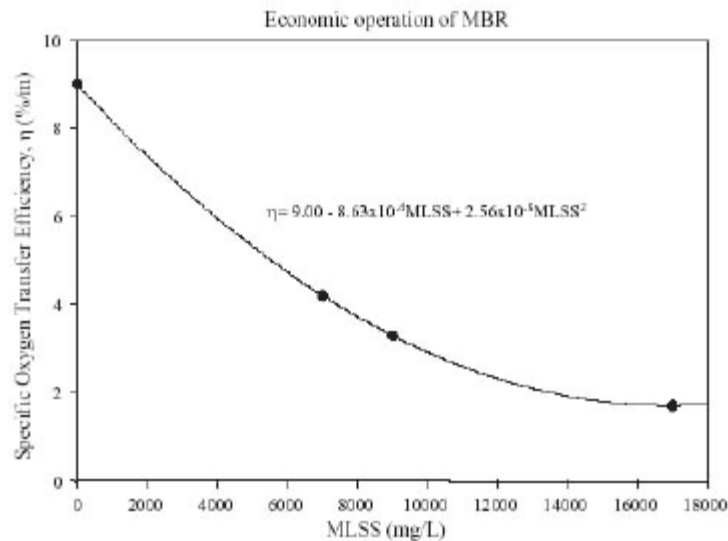
Evidentemente, a medida que aumenta la concentración de biomasa en el interior del reactor biológico el consumo de oxígeno es mayor, es decir, un aumento de la concentración de sólidos en suspensión necesitaría de un mayor aporte de oxígeno para que la degradación biológica fuera la óptima.

Dicho de otra forma, si el suministro de oxígeno se mantuviera constante, la concentración de oxígeno presente en el licor mezcla disminuiría con el incremento de los MLSS ( Lübbecke et al., 1995)

Este término ( $\text{KgO}_2/\text{d}$ ) está íntimamente relacionado con la eficacia de transferencia de oxígeno ( $\eta$ ) que a su vez, es altamente dependiente de MLSS [Yoon, et al., 2004]

En la Tabla puede observarse también como a medida que aumenta la concentración de biomasa,  $\eta$  disminuye.

Hay que notar como para concentraciones superiores a 17000 mg/l la eficacia de transferencia de oxígeno vuelve a aumentar. Ello se debe a la relación empírica utilizada para su cálculo, cuyo rango no supera los 18000 mg/l como puede observarse en la Figura 7.4.



**Fig. 7.4. Eficiencia específica de transferencia de oxígeno como función de MLSS**  
[Yoon, et al., 2004]

De esta forma queda constancia uno de los principales inconvenientes que presentan los BRM, el mayor consumo energético frente a los reactores de Fangos Activos.

Otro aspecto a tener en cuenta es el referido a la presencia de membranas en el interior del reactor biológico. La presencia de estas favorece la retención de sólidos disueltos y materia en suspensión siendo la responsable, por lo tanto, de una *menor generación de fangos*, como se verá más adelante en el punto 7.2.2.

Sin embargo, éstas se verán directamente influenciadas por la concentración de biomasa del reactor biológico.

El porcentaje de conversión o eficacia de la membrana (Y), se define como la cantidad de agua de alimentación que es recuperada como permeado o lo que es lo mismo, es el cociente, expresado en tanto por ciento, entre el caudal de permeado y el caudal de aportación que llega a las membranas. Es decir:

$$Y = 100 \times \frac{Q_p}{Q}$$

Donde,

$Q_p$  : caudal de permeado

Q: caudal que llega a la membrana

En los BRM la concentración de permeado,  $C_p$ , es normalmente muy inferior en comparación con la concentración del agua de alimentación, C. Además el caudal de producción de fango,  $Q_w$ , es generalmente muy pequeño comparado con el caudal de entrada.

En base a esto y observando la tabla, vemos como la eficacia de membrana aumenta a medida que aumenta la concentración de biomasa. Lógico, puesto que el caudal de permeado es cada vez mayor .

Sin embargo esta afirmación no sería correcta puesto que tendríamos que tener en cuenta el porcentaje de rechazo que sufren las membranas a medida que aumenta la concentración de biomasa, o lo que es lo mismo, el ensuciamiento o *FOULING*.

Hablando de forma general, el *FOULING* de membrana es debido a la interacción entre el biofluido y la membrana; tan pronto como la membrana entra en contacto con la suspensión biológica se origina la deposición de biosólidos sobre la membrana originando una caída de la carga hidráulica ( Chang et al.,2002)

Otros autores (Defrance et al. 2000) llegan a la conclusión de que el ensuciamiento de la membrana es debido principalmente a los sólidos en suspensión en el licor mezcla y a los coloides presentes en este, con una repercusión de la materia soluble mínima.

Así es, el rápido ensuciamiento de las membranas se presenta como una de las limitaciones más importantes y causa importante del por qué los sistemas BRM no se están comercializando más rápidamente.

Aun así la presencia de las membranas permitirá obtener mayores rendimientos de depuración biológica que un reactor convencional de fangos activos , concepto que viene definido en la tabla por el % de DBO eliminada. A mayor concentración de biomasa en el reactor, mayor será el porcentaje de DBO eliminado en el proceso.

Esto puede explicarse porque la membrana retiene no sólo toda la biomasa sino que también previene el escape de enzimas exocelulares y de oxidantes solubles que crearán un licor de mezcla más activo, siendo capaz de degradar una gama más amplia de compuestos.

### 7.2.2 Interpretación de los resultados obtenidos a partir del dimensionamiento de un reactor de Fangos activos y un BRM

A partir del diseño y dimensionamiento tanto para un reactor de fangos activados como para un biorreactor de membranas (anexos 1), y tomando los datos de partida de la Tabla 1.2 y la Tabla 1.5 (anexos 1.1.3 y 1.2.2) exponemos a continuación una tabla comparativa con los resultados obtenidos en ambos casos. En función de la concentración de biomasa en el reactor, procederemos al análisis de cada uno de ellos.

Para una capacidad de tratamiento de  $2000 \text{ m}^3/\text{d}$  y en condiciones de verano por ser las más críticas, obtenemos:

PARAMETROS	FANGOS ACTIVADOS	BRM (*)
$X_{Va}$	3000 mg/l	15000 mg/l
THR	3,84 h	1,44 h
C/M	0,36 $\text{d}^{-1}$	0,19 $\text{d}^{-1}$
$C_V$	0,99 $\text{Kg DBO}_5/\text{d}\cdot\text{m}^3$	2,93 $\text{Kg DBO}_5/\text{d}\cdot\text{m}^3$
$\theta$	9,48 d	21,42 d
Consumo oxígeno	423,5 ( $\text{KgO}_2/\text{d}$ )	497,22 ( $\text{KgO}_2/\text{d}$ )
Potencia aireación	5,05 Kw	5,93 Kw
SST purgados	56,07 Kg/d	58,86 Kg/d
$\text{DBO}_{5\text{total}}$ (Efluente)	19,45 mg/l	6,26 mg/l
$X_{Ve}$	30 mg/l	0 mg/l
(*) los datos están referidos solo a un tanque de membrana		

Tabla 7.3 Resultados obtenidos

Observamos a partir de los datos obtenidos de la Tabla 7.3, que son muchas las afirmaciones descritas a lo largo de esta memoria que se cumplen tras el dimensionamiento de nuestras dos unidades.

La principal diferencia entre ambos procesos y que influirá en el resto de los parámetros operacionales será la concentración de biomasa. Mientras que para el reactor de Fangos activados mantenemos una concentración de 3000 mg/l, la presencia de membranas en los BRM nos permitirá trabajar con concentraciones muy superiores, para este caso, concretamente, 15000mg/l.

Este hecho afectará de forma significativa a todos y a cada uno de los parámetros de diseño recogidos en la Tabla 7.3. En función de la concentración de biomasa en el reactor , procederemos al análisis de cada uno de ellos.

□ *Tiempo hidráulico de residencia*

Anteriormente habíamos comentado que el tiempo hidráulico de residencia representaba el tiempo de permanencia del agua en el volumen del reactor

Observamos que el reactor de fangos activados presenta un valor de 3,84 h, frente al valor de 1,44h del BRM

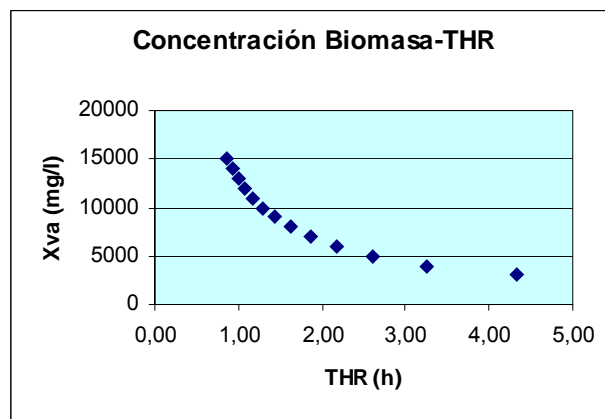


Fig. 7.5. Variación de la biomasa con respecto al THR

Si observamos la gráfica 7.5, efectivamente vemos que a medida que disminuye la concentración de biomasa en el reactor, el tiempo de residencia hidráulico será



mayor, lo que implicará una capacidad de tratamiento menor. La siguiente afirmación puede verse con más claridad en la Fig.7.6.

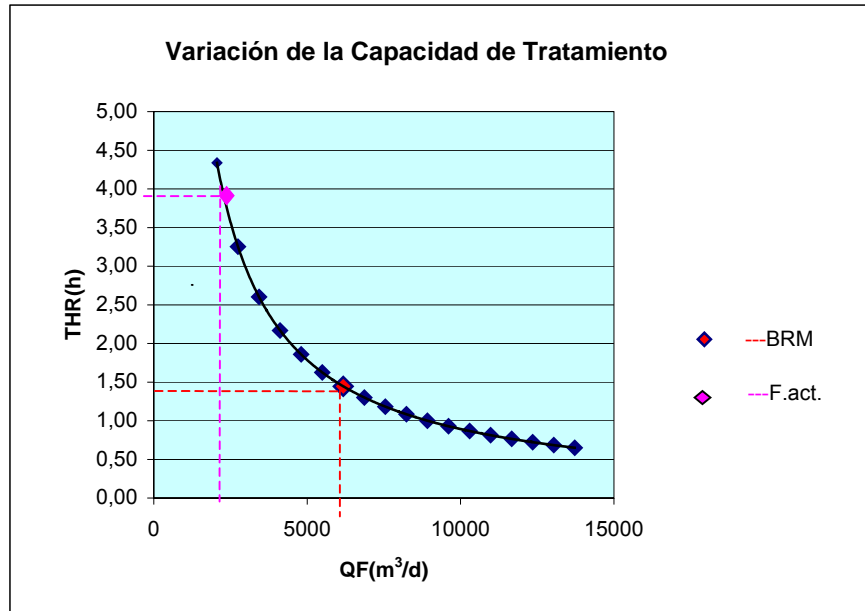


Fig 7.6. Variación del caudal en función del tiempo hidráulico de residencia

Para un mismo volumen de la cuba de aireación de  $372\text{m}^3$  (ver anexos 2.1.9), tenemos que:

#### Fangos Activados:

- THR= 3,84 h
- $Q_F = 2325 \text{ m}^3/\text{d}$

#### BRM

- THR= 1,44 h
- $Q_F = 6200 \text{ m}^3/\text{d}$

Para un mismo volumen de reactor, vemos como mediante un reactor de fangos activados pueden tratarse  $2325 \text{ m}^3/\text{d}$ . Con un biorreactor de membranas su

capacidad aumenta hasta poder tratar 6200 m<sup>3</sup>/d. Es decir la capacidad de tratamiento puede llegar a aumentar hasta más de un 60%

□ *Carga másica (A/M) y volumétrica (C<sub>v</sub>):*

En este caso observamos que la disminución de carga másica para el BRM ( 0,19 d<sup>-1</sup> ) representa más de un 50% frente a fangos activados ( 0.36 d<sup>-1</sup> )

Nuevamente vemos como se cumple lo afirmado con anterioridad en la memoria, de forma que a mayor concentración de biomasa, menor será la relación A/M.

Si nos fijamos en la definición de A/M, vemos como para concentraciones de biomasa elevadas, la carga másica disminuye:

$$C_m = \frac{DBO_F}{t_h \cdot X_{Va}} \Rightarrow \quad a \uparrow\uparrow X_{Va} \rightarrow C_m \downarrow\downarrow$$

Por otro lado, sabiendo que la carga másica representa la cantidad de sustrato (materia orgánica) en el influente al día en proporción a los microorganismos presentes en el reactor, veremos la relación existente entre esta y las propiedades físicas del lodo.

En la Figura 7.7, se observa la relación entre A/M, el IVL (índice volumétrico del lodo) y VSZ (velocidad de sedimentación por zonas). Para que un lodo tenga unas condiciones de sedimentación óptimas debe presentar una elevada VSZ y un IVL bajo. La mayor A/M, tal como se indica en la Figura 7.7, corresponde al máximo de la curva VSZ o al mínimo de la curva IVL. Así, el valor óptimo para una buena sedimentabilidad del fango de la relación A/M, se encontrará comprendido entre  $0,3 < A/M < 0,6$

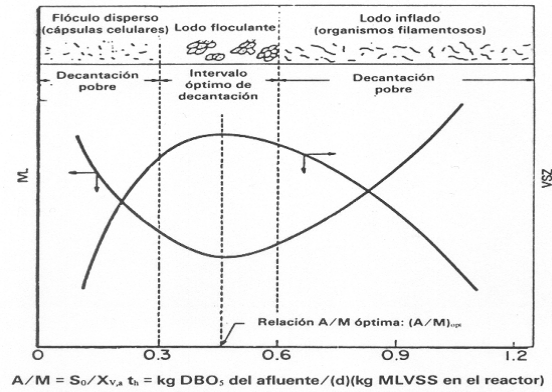


Fig. 7.7. Correlación típica entre IVL y VSZ con la relación A/M [Ramalho, 1996, p.295]

De los valores obtenidos en nuestro caso, puede observarse que para los fangos activados el valor de  $A/M$  igual a  $0,36 \text{ d}^{-1}$ , se encuentra dentro de este rango por lo que los flóculos serán mayores y decantarán con cierta facilidad, en cambio para los BRM ( $0,19 \text{ d}^{-1}$ ) los flóculos son dispersos (más pequeños) y se encuentran fuera del rango de sedimentabilidad óptima. Tendremos en cuenta, sin embargo, que en el caso de los BRM, la presencia de las membranas proporciona una efectiva separación de los MLSS con lo que *la calidad del efluente no es dependiente de la decantabilidad de los lodos*.

Por otro lado, no habrá que ignorar el hecho que los fangos presenten problemas de decantación a determinadas concentraciones. Esto ocasionará problemas en su posterior tratamiento.

En cuanto a la carga volumétrica, esta, representa los Kg de sustrato aportados al reactor por metro cúbico. Por lo tanto, al aumentar la carga volumétrica en los BRM, se aumentará la cantidad diaria DBO que puede tratarse por  $\text{m}^3$ .

□ *Edad del Fango y SST purgados*

Una mayor concentración de biomasa en el reactor dará lugar a edades de fango mayores. Efectivamente, frente a los 9,48 días del reactor de fangos activos, se encuentran los 21,42 días del BRM.

Ya habíamos comentado con anterioridad, que la edad de fango era directamente proporcional a la concentración biomasa, de ahí que los BRM suelen operar con edades de fango comprendidas entre 20-40 días para concentraciones de entre 15-30 g/l [Yoon, et al., 2004]

Los tratamientos convencionales suelen tener una alta producción de fangos. En las plantas de fangos activos la concentración de salida de los fangos viene determinada por la capacidad de sedimentación de los decantadores, produciendo un fango de salida en concentraciones diluidas con necesidad de introducir sistemas de espesado, estabilización de fangos y deshidratado, en la mayoría de los casos, con el consecuente incremento en el coste de tratamiento.

Sin embargo en los BRM existe la opción de trabajar a tiempos de retención celular y a tiempos de retención hidráulicos independientes ( Melin et al.,2006), esto hace que se pueda trabajar con tiempos de retención celular relativamente altos, pudiéndose así reducir los fangos del proceso hasta un 50% comparado con procesos convencionales de fangos activos ( Côté et al.,1997)

Por otro lado, Muller et al.(1995) trabajaron con aguas residuales urbanas comparando un sistema convencional de fangos activos de baja carga con tiempos de retención hidráulicos hasta de 50 horas, con un BRM con completa retención de fangos, llegando a concentraciones de hasta 50 g/l en el reactor biológico consiguiéndose mineralizaciones por encima del 50%, pero no llegaron a

conclusiones definitivas de que la producción de fangos en el BRM sea mejor que en la planta convencional de fangos activos

También se ha demostrado que la viscosidad del fango aumenta con la edad, e influye en el coeficiente de transferencia del oxígeno, por lo que se recomienda no superar concentraciones de 20 g/l. Igualmente, a elevadas concentraciones de fango, la deshidratación se dificulta, probablemente por la presencia de exopolímeros celulares, hecho que habrá que tener en cuenta en su posterior tratamiento.

□ *Consumo de oxígeno y potencia de aireación*

A partir de los valores obtenidos y expresados en la Tabla 7.3, aparece uno de los inconvenientes que presentan los BRM, las necesidades reales de oxígeno.

Es evidente, en base a lo expuesto a lo largo de esta memoria, que el proceso de depuración a partir de un biorreactor de membranas precisará siempre una mayor demanda de oxígeno que un proceso convencional ( ver Fig. 7.8)

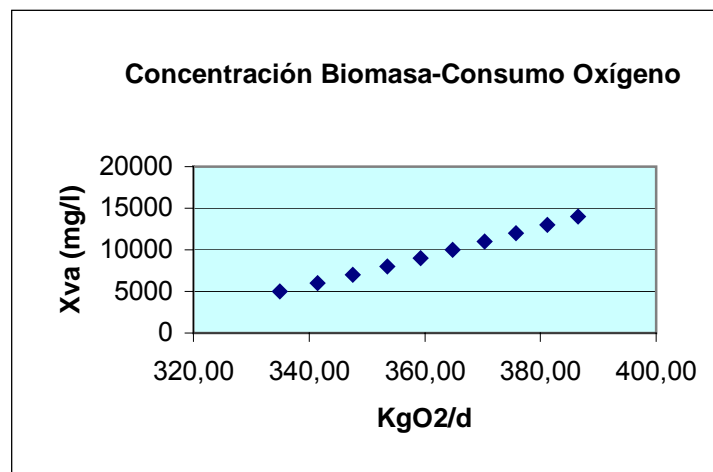


Fig 7.8. Variación del consumo de oxígeno con la concentración de biomasa

Aunque cada vez más perfeccionados, los BRM siempre consumirán más energía que uno convencional, no sólo por el gasto de energía referido para mantener la alta concentración de sólidos del reactor, sino para impedir la colmatación de la membrana, así como por el paso a través de la propia membrana y por la disminución del coeficiente  $\alpha$  de transferencia de oxígeno.

De todas formas, hoy por hoy, aún no se conoce el efecto real de las condiciones hidrodinámicas generadas por el flujo de burbujas de aire. La influencia de la tasa de aireación ha sido ampliamente estudiada pero se está aún lejos de conocer y predecir el comportamiento del sistema. Los nuevos desarrollos de membranas sumergidas van encaminados a lograr un funcionamiento que se podría denominar “filtración tangencial sumergida” que se traduce en un aumento constante de la energía asociada al módulo de filtración.

Por otro lado, al aumentar los requerimientos de aireación en los BRM, se necesitará una mayor potencia de aireación para conseguirlos. Como se muestra en la Tabla 7.3, en el reactor de fangos activados son necesarios 5,05 KW, mientras que por tanque de membrana en el reactor, se necesitan 5,92 KW.

En nuestro diseño consideramos que son dos los tanques de membranas necesarios, por lo tanto la potencia total requerida en el proceso biológico para el BRM sería de 11,84 Kw

Es decir, supondría más de un 57% de potencia, con el consiguiente gasto económico que ello conlleva.

Hemos de especificar que solo hacemos referencia a la potencia de aireación necesaria para el suministro de oxígeno en el proceso. En el caso de los BRM, deberíamos sumarle la potencia requerida para presurizar el biorreactor además de las bombas instaladas que permitirán la limpieza química de las membranas.

---

□ *Eliminación de la DBO<sub>5</sub> y X<sub>Ve</sub>*

El objetivo principal de la aplicación de los procesos biológicos en el tratamiento de aguas residuales es la eliminación de las sustancias orgánicas biodegradables presentes en el agua. Por lo tanto, la eficacia del tratamiento se medirá en porcentaje de DBO eliminada. De ahí la importancia de que el rendimiento del tratamiento aplicado sea lo más elevado posible, ya que incidirá directamente sobre la calidad del efluente obtenido.

Mientras que para los reactores de fangos activos el intervalo de rendimiento de la DBO oscila entre un 85-90 %, la presencia de membranas en el proceso biológico aumenta este intervalo hasta valores del 98-99%

Si nos fijamos en los valores obtenidos en nuestro ejemplo numérico, la concentración de DBO<sub>5</sub> en el efluente para fangos activos (19,45 mg/l) es 3 veces más la concentración en el BRM ( 6,26 mg/l). En términos de porcentaje tendríamos ( ver el paso 20 del anexo 1.1.3 y anexo 1.2.2):

■ F. Activos : **88,94 %**

■ BRM : **96,45 %**

Efectivamente, la alta concentración de MLSS a la que nos permite trabajar los BRM en el reactor junto con los valores bajos de carga másica favorecerán un mayor rendimiento del proceso.

La membrana retiene no sólo toda la biomasa sino que también previene el escape de enzimas exocelulares y de oxidantes solubles que crean un licor de mezcla más activo capaz de degradar una gama más amplia de compuestos. Todo ello favorecerá que las bacterias compitan por el alimento por lo que se favorece la adaptación de las mismas para degradar el sustrato complejo.

Por otro lado, las altas edades del fango a las que se opera favorece también que estén presentes en el sistema microorganismos de crecimiento lento más adaptados a la degradación del sustrato (Cicek et al. 1998a)

Podemos observar como aumenta el porcentaje de DBO eliminada a mayor concentración de biomasa en la Fig.7.9

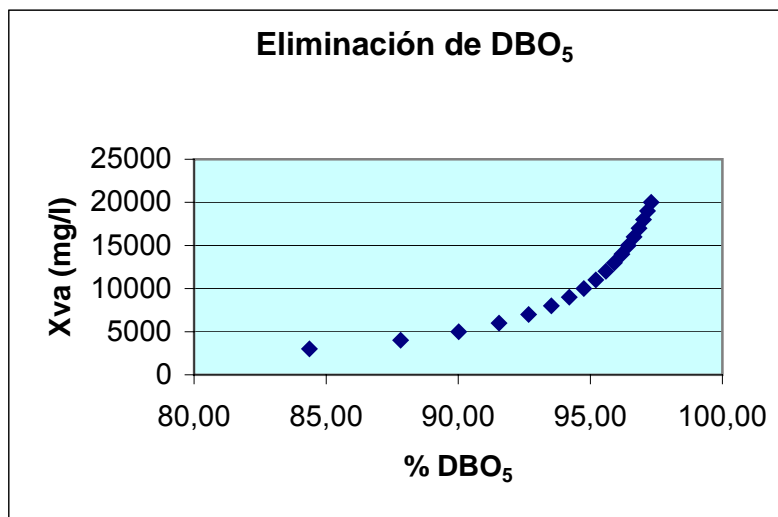


Fig 7.9. Eliminación de la DBO en función de concentración de biomasa para un BRM

Una vez demostrada la eficacia de la membrana para la obtención de efluentes de elevada calidad, no podremos obviar en este punto el problema de colmatación que estas presentan (fouling)

Teóricamente, a mayor concentración de biomasa, mayor debería ser el porcentaje de eliminación y eficacia de la membrana, pero la deposición de las partículas sobre la superficie de esta, llega a disminuir de forma considerable su rendimiento, favoreciendo la formación de una “torta “ que perjudica su funcionamiento. Es decir, la colmatación va a tener un efecto directo sobre la permeabilidad de la membrana, disminuyendo por lo tanto la capacidad del biorreactor.



Aunque hoy por hoy, este sigue siendo objeto de controversia entre distintos autores (actualmente el departamento de tratamiento de aguas residuales de Cemagref en Bordeaux estudia las condiciones de operación idóneas para evitar la colmatación en el BRM instalado en la EDAR de Guéthary), sabemos que el fouling puede llegar a controlarse operando en condiciones subcríticas y estables, es decir, por debajo del flujo a partir del cual comienza la deposición de las partículas en la membranas (flujo crítico) y a presión transmembranal (PTM) constante ( ver Fig. 7.10)

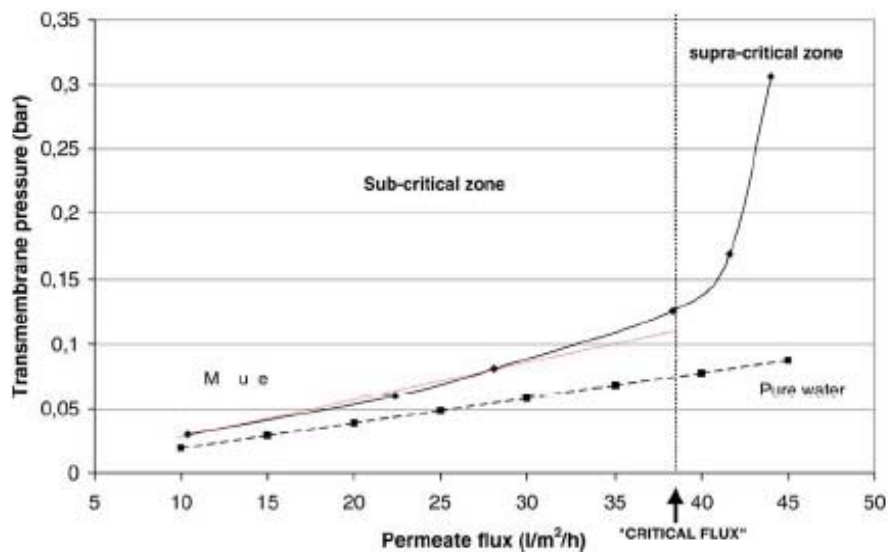


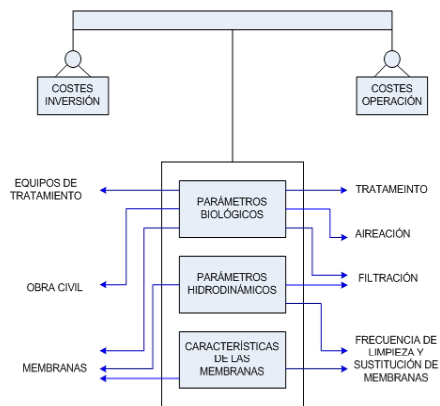
Fig. 7.10 Aumento de la PTM en función del flujo aplicado  
Journal of Membrane Science N°229, pag. 73, (Ognier et al., 2004).

A pesar de ello, las propiedades biológicas y físico-químicas de la suspensión no siempre serán estables, debido a los cambios en la composición del afluente y a la temperatura, por lo que el fouling, aunque controlable, será inevitable.

### 7.3 ESTUDIO COMPARATIVO DE COSTES

Habíamos comentado a lo largo de esta memoria que uno de los inconvenientes principales que presenta la tecnología del biorreactor de membranas son los altos costes, ya que requieren una inversión inicial importante, los módulos de membrana son bastante caros, requieren un alto gasto energético para generar las presiones necesarias para generar un flujo (presión transmembranal), y por su mantenimiento, ya que precisan de limpiezas periódicas.

A la hora de valorar el diseño de un BRM en función de los costes derivados del mismo deberemos tener en cuenta diversos factores y variables. La relación entre estos resulta a menudo compleja como podemos ver en la Fig.7.11.



**Fig. 7.11 Relaciones principales entre los tres parámetros de diseño y los principales conceptos del coste de inversión y operación (\*)**

( " Evaluación tecnológica de la aplicación de reactores biológicos de membranas en procesos de tratamiento de aguas residuales ", Universidad politécnica de Cataluña,2003)

En la Fig. 7.12 se presentan los costes asociados al ciclo de vida de una planta municipal con BRM.

Si observamos la Fig.7.12 y la comparamos con la Fig. 7.13 podremos observar los cambios que se han llevado a cabo en la distribución de costes.

En dicha gráfica puede observarse como los costes asociados a la explotación de la planta han ido evolucionando desde los años 1995 hasta el 2005 por  $m^3$ , siendo cada vez mayores los gastos requeridos por el consumo de energía así como el mantenimiento.

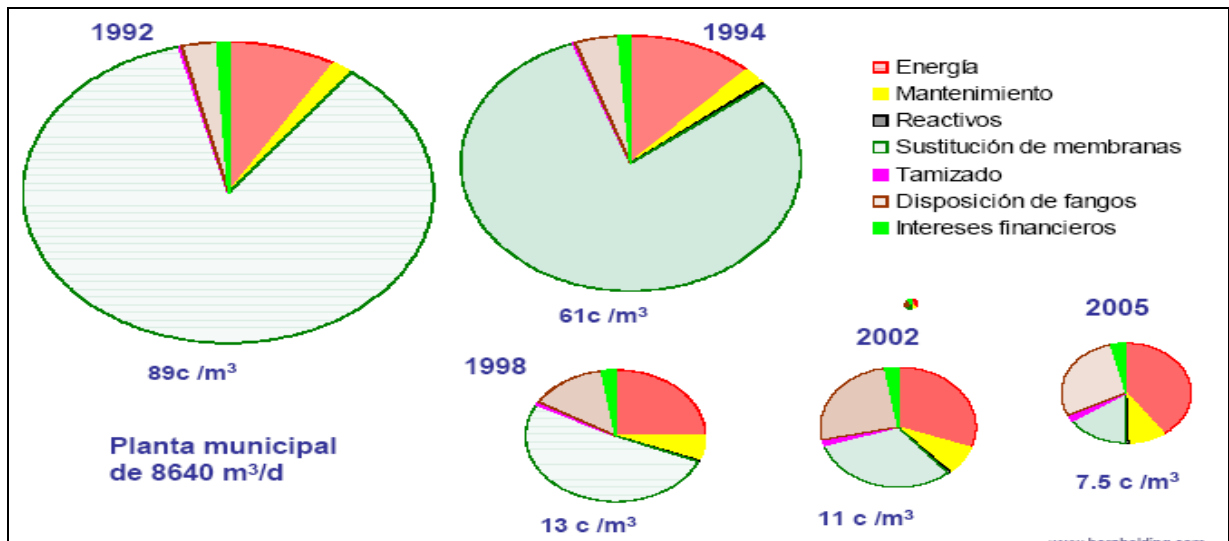
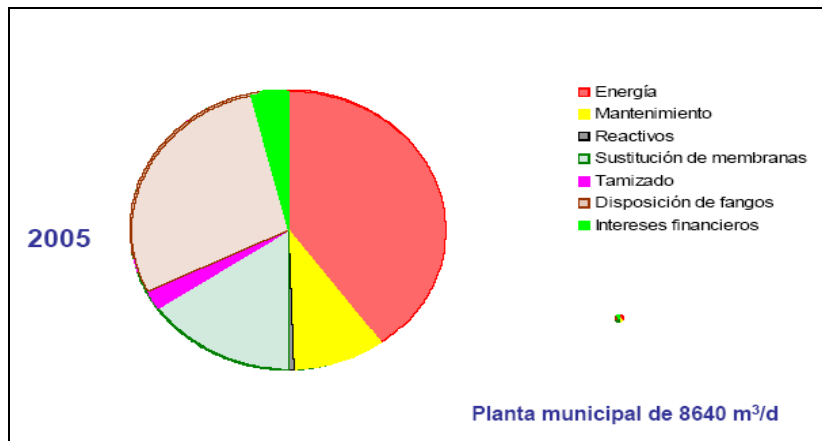


Fig. 7.12 y 7.13. Costes asociados a una planta municipal con BRM  
 ( Datos administrados por el grupo HERA en la I Jornada sobre BRM , Julio 2007)

En base a lo expuesto anteriormente, estudiaremos los presupuestos obtenidos a partir del dimensionamiento del reactor de Fangos Activos y del BRM

PROCEDIMIENTO	PRESUPUESTO (€)
R. Fangos Activos	77119,66
BRM	118799,81

Tabla 7.4. Presupuesto económico de inversión para un RFAC y un BRM

En nuestro caso el coste de inversión del BRM representa un 35% más que el reactor de Fangos Activos.

Teniendo en cuenta un estudio realizado por Côté et al.,2004, el *coste en la inversión* de un BRM resulta menor que en el caso de un reactor de Fangos Activos, porque el coste de membrana, unido a los costes requeridos de la aireación vienen compensados por la reducción que se conseguía en planta debida a la ausencia de clarificador así como un menor tamaño del tanque de aireación.

Podremos justificar este hecho ya que al dimensionar ambas unidades considerábamos el mismo volumen del tanque de aireación, es decir, las membranas van sumergidas en una cuba con las mismas dimensiones que el reactor de fangos activos, luego a la hora de calcular el presupuesto del BRM , además del coste del tanque de aireación, que sería el mismo que el del reactor de Fangos Activos, este se verá incrementado por el coste de las membranas más el coste para conseguir una mayor potencia de aireación.

Por ello, a continuación, recalculemos las dimensiones del tanque de aireación del BRM y comprobaremos si en nuestro caso se cumple la afirmación recogida en el estudio realizado por Côté.

□ *Justificación del presupuesto económico obtenido*

Para nuestro dimensionamiento, hemos supuesto que nuestro biorreactor estará constituido por dos tanques de membrana, de  $60\text{m}^3$  cada uno, introducidos en el interior de un tanque de aireación previamente calculado (para ello hemos tomado el valor de la cuba de aireación obtenido a partir del dimensionamiento del reactor de fangos activos).

Ahora supondremos que desconocemos el volumen del tanque de aireación. La disposición de las membranas en el interior del tanque de aireación es la siguiente:

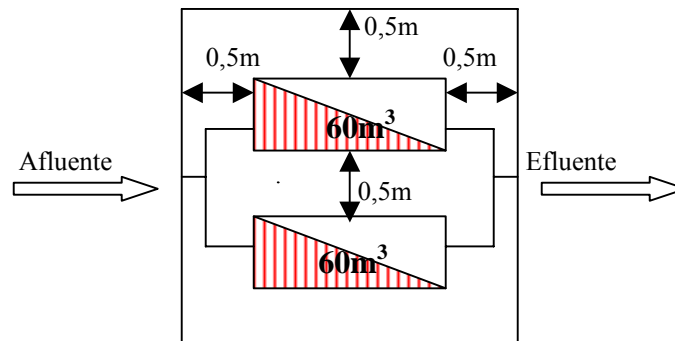
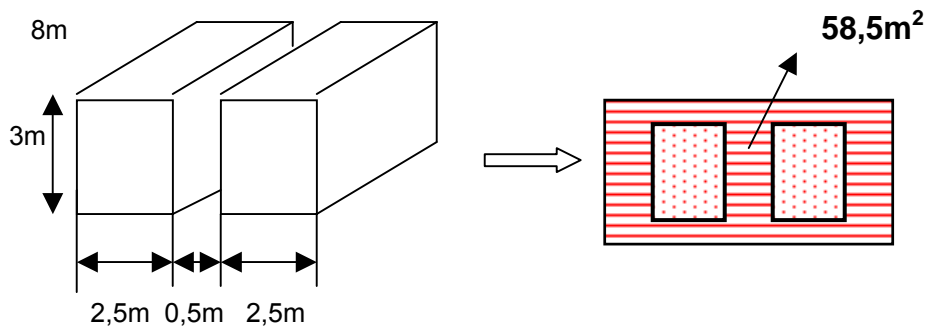


Figura 7.14. Diagrama de tanques de membrana en el interior del reactor

Teniendo en cuenta las dimensiones de cada tanque (ver anexo 1.2.2) , y la disposición de estos dentro del reactor (Fig. 7.14), el biorreactor ocuparía una superficie total de  $58,5\text{ m}^2$



Sabiendo que la altura de los tanque de membrana es de 3m (+1m de seguridad con respecto al tanque de aireación), el volumen mínimo del tanque de aireación sería de :

■  $V_{\text{total}} : 234 \text{ m}^3$

■  $S_{\text{total}} : 58,5 \text{ m}^2$

Para el estudio de la superficie total ocupada por el BRM, tendremos también en cuenta la superficie ocupada por los tanques del permeado y del almacenamiento químico:

TANQUES	Volumen (m <sup>3</sup> )	Alto (m)	Largo (m)	Ancho (m)
Permeado	67,5	4,5	3	5
Almacenamiento químico	3,5	2	1,4	1,2

Tabla 7.5. Dimensiones de los tanques de permeado y almacenamiento químico del BRM

La disposición en planta de los 3 depósitos es la siguiente:

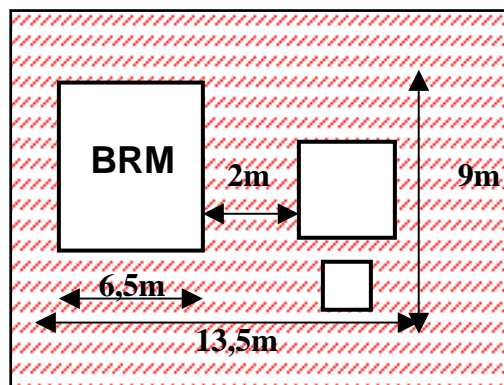


Fig.7.15 Disposición en planta del BRM, tanque de permeado y almacenamiento químico

Con un volumen y superficie total de:

■  $V_{\text{total}} : 546 \text{ m}^3$

■  $S_{\text{total}} : 124,5 \text{ m}^2$

Por otro lado, para un capacidad de tratamiento de  $2000\text{m}^3/\text{d}$ , el volumen del tanque de aireación para el **reactor de Fangos Activos** sería de  $372\text{m}^3$  y presentaría las siguientes dimensiones:

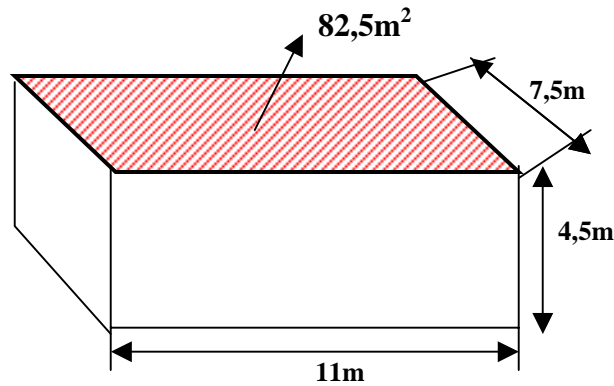


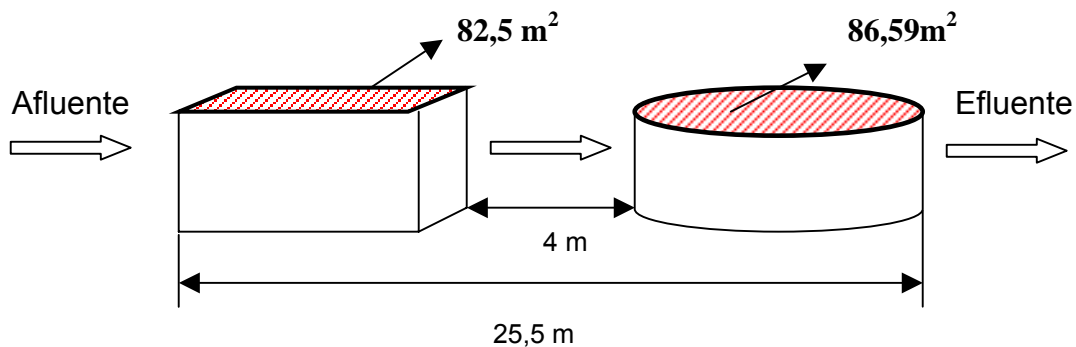
Fig. 7.16. Dimensiones del tanque de aireación para F. Activos

Asimismo las dimensiones que presenta el decantador secundario son:

<b>Unidades</b>	1
<b>Diámetro (m)</b>	10,5
<b>Area superficial (<math>\text{m}^2</math>)</b>	86,59
<b>Volumen (<math>\text{m}^3</math>)</b>	259,77

Tabla 7.6. Dimensiones finales del decantador secundario

La disposición en planta del reactor y decantador secundario será:



Por lo que la superficie total ocupada por ambas unidades es de :

■  $S_{\text{total}} : 191,25\text{m}^2$

■  $V_{\text{total}} : 860\text{m}^3$

Comparando los resultados de ambos casos y tenemos que:

PROCESOS	SUPERFICIE ( m <sup>2</sup> )	VOLUMEN ( m <sup>3</sup> )
R. Fangos Activos	191,25	860
BRM	124,5	546
Diferencia de espacio	<b>35 %</b>	<b>36,5%</b>

**Tabla 7.7. Diferencia de espacio en superficie y volumen entre un RFA y un BRM**

Observamos como para una misma capacidad de tratamiento, lo que ganamos en espacio para los BRM, representa un 35 % frente al Reactor de Fangos Activos. Ello se debe no solo a las altas concentraciones de biomasa, que permitirá trabajar con volúmenes de reactor más pequeños, sino a la eliminación del decantador secundario como etapa de sedimentación en el proceso convencional.

Efectivamente frente al espacio ocupado por un reactor de Fangos Activos (191,25 m<sup>2</sup>), el BRM presenta una superficie de 124,5 m<sup>2</sup>, lo que implicaría un importante ahorro en obra civil. Por lo tanto podríamos justificar el empleo de los BRM frente a los tratamientos convencionales por el importante ahorro en espacio que supondría su aplicación: *Disminución de obra civil, mayor ahorro económico.*

Gráficamente podemos ver esta afirmación a partir de la Fig.7.17. En ella se representa el área total ocupado por cada uno de los procesos frente a distintos caudales:



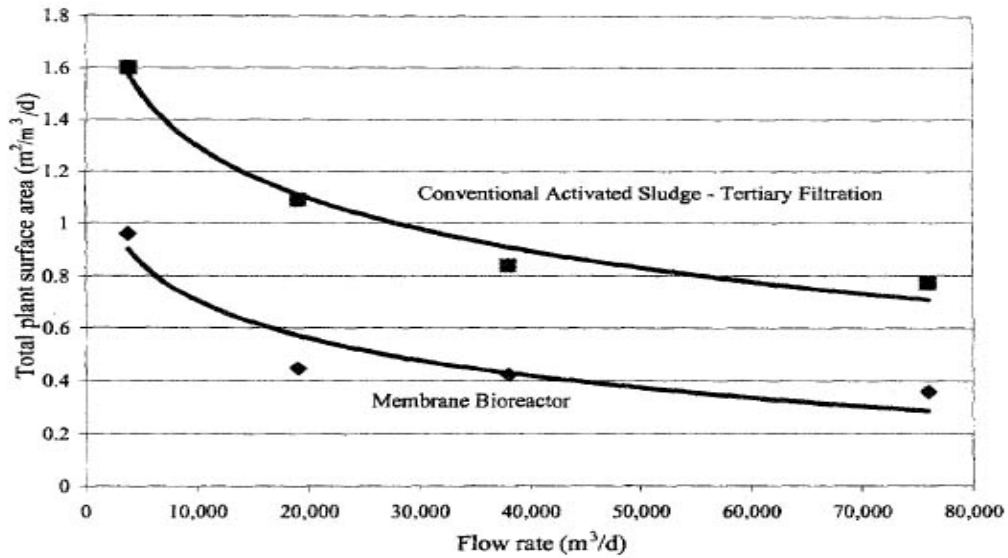


Fig. 7.17. Area total ocupada para una planta de RFAC y un BRM en función del Caudal ( Côté et al. 2004 )

Côté et al. (2004), estimaron esta superficie basándose en el espacio total que ocupaban los reactores biológicos (proporcional al caudal) y el área necesaria para las calles, laboratorios, áreas de control, parking, etc. (indirectamente proporcional al caudal)

Por lo tanto podríamos justificar el empleo de los BRM frente a los tratamientos convencionales por el importante ahorro en espacio que supondría su aplicación:  
*Disminución de obra civil, mayor ahorro económico.*

## 8. CONCLUSIONES

A lo largo de este estudio se han ido viendo que son muchas las diferencias existentes entre un reactor de Fangos Activos y un Biorreactor de Membranas. Estas diferencias se expondrán a continuación, tras las conclusiones obtenidas en la realización de este proyecto, incluyendo las ventajas e inconvenientes que conlleva la aplicación de un BRM.

### 8.1. BRM vs. Fangos Activos convencional

Los principales beneficios de instalar un BRM sobre un proceso de fangos activos convencional son un menor requerimiento de espacio, y calidad del efluente similar a la de un tratamiento terciario, aunque tiene ciertos inconvenientes como mayores requerimientos de aireación para la limpieza de membranas. Otra ventaja es que el rendimiento del efluente no depende directamente de las características del fango.

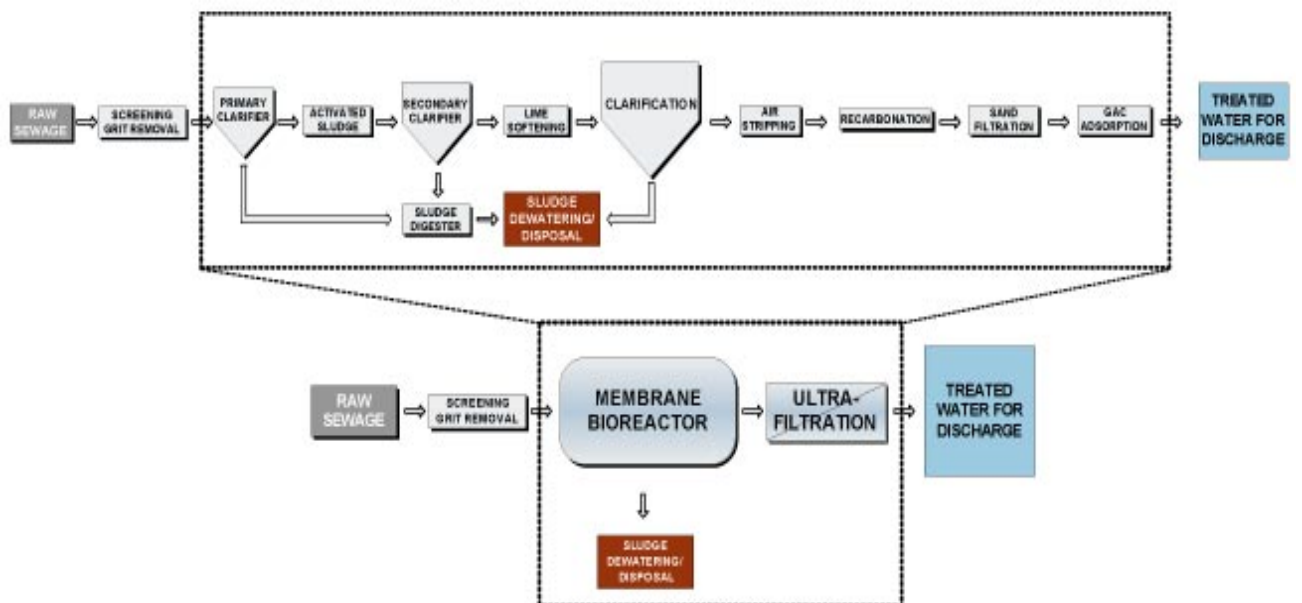


Fig.8.1. Esquema comparativo entre reactor de fango activo con tratamiento terciario y un BRM ( Grupo TAR, Master en Ingeniería del agua Sostenible)

El BRM es una **solución compacta** que no necesita decantador, ya que la separación se realiza en las membranas y se opera con concentraciones de sólidos en el reactor, en lugar de operar a concentraciones típicas de procesos de fangos activos, ocupando hasta 3-4 veces menos espacio que un tratamiento convencional con tratamiento terciario, por lo que dada la **calidad del efluente** y lo compactadas que son las plantas con BRM, es una solución idónea para casos en los que la escasez de espacio, zonas con sensibilidad ambiental y ampliaciones de plantas convencionales.

Sin embargo, la **inversión** de construir un BRM es **más costosa** que un sistema de baja carga convencional, ya que a pesar de no tener que construir decantadores secundarios, hay que construir un recinto para la colocación de los módulos de las membranas, así como todos los equipos necesarios para el funcionamiento de las mismas, tales como bombeo de extracción de permeado, aireación de limpieza, depósitos y dosificación de reactivos, etc. Asimismo, el precio actual de los módulos de membranas, al haber escasos fabricantes, es demasiado elevado.

La **explotación** de un BRM debido a los consumos eléctricos o energéticos de los equipos para extracción del permeado, limpieza de las membranas, y los costes de los reactivos para la limpieza de estas, hace que sea **más cara** que la de un tratamiento de fangos activos.

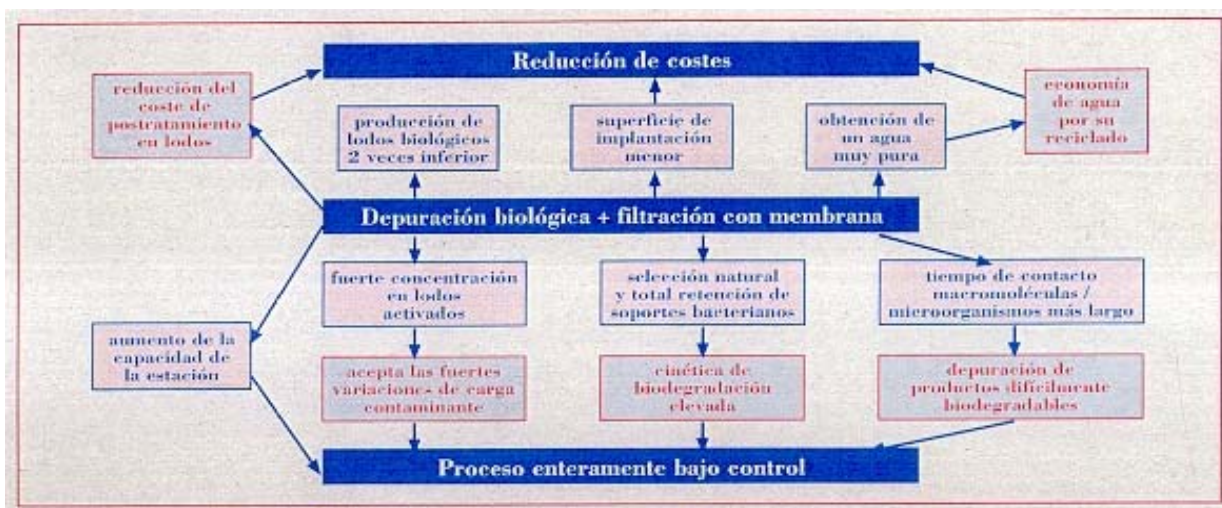
Asimismo habría también que considerar que las tareas de mantenimiento a realizar para un BRM será más compleja que la de un tratamiento convencional de fangos activos. Es decir, cualquier fallo o anomalía en la explotación de la membrana puede originar su rotura. Los BRM tienen un alto grado de automatización para controlar las operaciones de permeado o producción, contralavado ( con membranas de fibra hueca), limpiezas de mantenimiento. Por

lo tanto, para explotar un BRM se requieren operarios más especializados, lo que encarecería el mantenimiento de estas plantas.

Resumiendo podríamos resumir las ventajas e inconvenientes de esta tecnología frente a la convencional de fangos activos de la siguiente forma:

### **VENTAJAS**

- Al operar con concentraciones más altas de sólidos en suspensión en el reactor, el volumen del reactor biológico es de tamaño inferior, evitándose además, la construcción de decantadores secundarios.
- No es necesario que los fangos producidos sean decantables, eliminándose así los problemas de “bulking”
- Mayor calidad del efluente: El efluente de estos sistemas (SS, DBO,  $N_2$  y P) presentará una calidad superior a la de un tratamiento secundario convencional, ya que la separación de sólido-líquido se realiza mediante las membranas.
- Efluente con calidad similar a la de un tratamiento terciario. El efluente estará también libre de protozoos y quistes consiguiéndose además una considerable reducción de bacterias y virus.



**Fig. 8.2. Diagrama de las ventajas que presenta un BRM  
( Grupo TAR, Master en Ingeniería del Agua Sostenible)**

## **INCONVENIENTES**

- Menor transferencia de oxígeno que con los biológicos convencionales, ya que al aumentar la concentración de sólidos, la transferencia de oxígeno disminuye.
- Bajo flujo de caudal a través de la unidad de la membrana
- Ensuciamiento de la membrana
- Mayor complejidad de operación
- Gastos de explotación y mantenimiento elevados, debido a que es necesario suministrar aire para evitar la colmatación de la membrana.

## **8.2. CONCLUSIÓN FINAL**

La reciente aparición de un nuevo concepto, los biorreactores de membranas, ha mejorado en gran medida el rendimiento y la fiabilidad del tratamiento en la industria del agua y de las aguas residuales. Los procesos de BRM han experimentado un rápido desarrollo en campos donde el tratamiento global de aguas es crucial: tratamiento de aguas urbanas, tratamiento de aguas residuales industriales (reducción en descarga de contaminantes) y reutilización del agua en zonas que están experimentando escasez de agua.

La tecnología de membranas es especialmente competitiva cuando aparece alguna de las siguientes condicionantes [\*] :

- Necesidad de disminuir la producción de lodos biológicos (hasta un 80%)
- Necesidad de un grado de depuración elevado: vertido a cauce público, zonas sensibles o pago de un impuesto de vertido elevado
- Reutilización: La reutilización puede venir impuesta por la escasez de agua de la zona o puede suponer un valor añadido importante a considerar. Las variables aquí van a ser el precio del metro cúbico de agua fresca o las subvenciones por reutilización.

- Poco espacio disponible
  - Ampliación de la capacidad de tratamiento de plantas convencionales ya existentes
  - Efluentes industriales con componentes de difícil o lenta biodegradabilidad
- La tecnología BRM permite llegar a depurar materia orgánica considerada inerte para otro tipo de tecnologías más convencionales.

[\*] Visvanathan C, Ben Aim R, Parameshwaran K (2000). Crit. Reviews Env. Sci. Techn., 30, 1.

En base a esto se ha realizado una comparación entre los biorreactores de membrana y el proceso convencional de fangos activados, tanto a nivel operacional, como a factores de diseño. Efectivamente se ha comprobado que aun tratándose de procedimientos similares, son muchas las diferencias que presentan a los BRM como una posible alternativa a los tratamientos convencionales .

Por lo tanto, y teniendo en cuenta los resultados obtenidos en función al rendimiento del proceso , podríamos destacar las diferencias más importantes de la siguiente manera:

- Los BRM, basándonos en datos de THR, permiten una **mayor capacidad de tratamiento** ( hasta un 60% más que en el caso de los RFAC )
- 
- La presencia de las membranas en los BRM proporcionan una **separación más efectiva de los sólidos en suspensión** que en el caso de los RFAC, al no depender la calidad del efluente de la decantabilidad de los lodos. Esto al mismo tiempo supondrá un **mayor rendimiento de la depuración biológica** para los BRM ( 96,45 % de DBO eliminada frente al 88,94% de los RFAC ).
- **Menores** edades de fango para los BRM, reduciéndose consecuentemente la **producción de fangos** frente el RFAC.

- **Mayor requerimiento de oxígeno para el caso de los BRM.**

Energéticamente los BRM, según nuestro estudio, pueden llegar a consumir hasta un 57% más de potencia (considerando únicamente la potencia requerida para airear y filtrar). Este consumo se verá incrementado al sumarle la potencia requerida por las bombas de limpieza de las membranas.

Por otro lado la diferencia más destacable en cuanto a nuestro estudio económico podría resumirse de la siguiente forma:

- El **coste de inversión para un BRM** supondrá hasta un **35% más** que en el caso del RFAC si consideramos las mismas dimensiones iniciales del tanque de aireación tanto para el biorreactor de membranas como para el reactor de fangos activos.
- La **aplicación de un BRM** permite **ganar hasta un 35% más de espacio** en planta, debido a la eliminación del decantador secundario. El importante ahorro económico en obra civil que supone la **eliminación del decantador secundario** se verá limitado por el **alto coste de las membranas**.

Concluyendo, resumimos a continuación nuestras diferencias obtenidas a partir de este estudio comparativo:

*Los altos requerimientos energéticos para los BRM, unidos al coste de membranas, así como los futuros costes de explotación derivados del mantenimiento de los biorreactores, harán platearse la **aplicación de los BRM** como **inversión a largo plazo** y sólo en aquellos casos en que las condiciones externas ( exigencias referidas a calidad del efluente, falta de espacio en la EDAR...) no favorezcan el uso de un tratamiento convencional como el Reactor de Fangos activos.*

*Un **mayor desarrollo y mejora de las membranas** que permitan largos tiempos de operación sin la necesidad de una limpieza continua , la **reducción en cuanto al consumo de energía**, así como una mayor comercialización y la **apertura del mercado** de estas, llevarán a los *BRM* a presentarse como la mejor alternativa a los tratamientos actuales.*

Como conclusión, la mejora del proceso y la reducción del coste derivado de las membranas deberían garantizar el futuro de los *BRM*. Se esperan que las investigaciones actuales incidan positivamente en economías más favorables optimizándose la relación entre el proceso convencional de fangos activados y el proceso mediante membranas.



---

## BIBLIOGRAFÍA

---

RAMALHO, R.S. *Tratamiento de Aguas Residuales*. Barcelona. Editorial Reverté S.A. cop1996 (ed.revisada)

METCALF AND EDDY. *Tratamiento y Depuración de las Aguas Residuales*. Editorial Labor, S.A. Barcelona. 1977, p.407-409/p.523-565

TECNOLOGÍAS PARA LA SOSTENIBILIDAD. Procesos y operaciones unitarias en depuración de aguas residuales. *Juan Antonio Sainz Sastre. Colección EOI Medio Ambiente, Marzo 2005*

TÉCNICA DE AGUAS. *Andrés Aznar Carrasco. Editorial Alción, S.A. 2ª Edición*

ACTIVATED SLUDGE SEPARATION PROBLEMS. Theory, control measures, practical experience. *IWA specialist group on activated sludge population dynamics. Scientific and technical report Nº 16. IWA publishing, 2006.*

I JORNADA SOBRE BIORREACTORES DE MEMBRANAS. Barcelona, Julio 2007 (\*)

:

- CONSIDERACIONES EN EL DISEÑO DE BIORREACTORES DE MEMBRANA. *Alejandro Zarzuela López, Grupo ACCIONA*
- EXPERIENCIA CON BIORREACTORES DE MEMBRANA PLANA. POSIBILIDADES PARA LA REUTILIZACIÓN. *Sergi Lluch, Grupo HERA AMASA*

(\*) Información recopilada y adaptada de las ponencias presentadas durante el desarrollo de la jornada.

BIORREACTORES DE MEMBRANAS APLICADOS AL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES URBANAS Y SU INFLUENCIA EN LA CALIDAD DEL AGUA TRATADA. *Jose Manual Poyatos Capilla. Tesis Doctoral, Universidad de granada, Marzo 2007.*

EVALUACIÓN TECNOLÓGICA DE LA APLICACIÓN DE REACTORES BIOLÓGICOS DE MEMBRANAS EN PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES. *Marta Alcarria Escribano, Escuela Técnica superior de Ingeniería Industrial de Barcelona. Abril 2005*

TECNOLOGÍAS DE DEPURACIÓN: SITUACIÓN ACTUAL Y PRESPECTIVAS. *Juan José Sala Rodríguez. Centro de las Nuevas Tecnologías del Agua (CENTA)*

CÔTÉ, P., MASINI, M., MOURATO, D. *Comparison of membrane options for water reuse and reclamation. Desalination 167,2004 p.1-11*

HERNANDES ROJAS, M. *Bioreacteur á membranes pour le traitement d'eaux usées domestiques : Influence des conditions biologiques sur les performances du procede.* INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE TOULOUSE, N° d'ordre, 2327. Tesis, Marzo 2006

VAN KAAM ,R. *Bioreacteur á membranes immergées pour le traitement d'eaux usées domestiques: Influence des conditions de filtration et l'hydrodynamique sur les peromances du procede.* INSTITUT NATIONAL POLYTECHNIQUE DE TOULOUSE, N° d'ordre :2267. Tesis, Octubre 2005

### **PAGINAS DE INTERNET CONSULTADAS**

USFILTER. *Immersed membrane Bioreactor Systems.* 2003. [http://www.usfilter.com/NR/rdonlyres/37F9948D-3E10-44A5-A566DB0987A44EA7/0/memjet\_mbr\_brochure.pdf, Enero 2007]

ZENON Environmental Inc. *Brescia Wastewater treatment Plant.* Canadá, 2003. [http://www.zenonenv.com/case\_studies/PDF/MUN\_WW\_BRES\_V1.pdf. Octubre 2006]

<http://www.acsmedioambiente.com/equipos/ultrafiltracion.htm>

[http://www.enviroquip.com/membrane/eim\\_about.htm](http://www.enviroquip.com/membrane/eim_about.htm)

<http://perso.wanadoo.fr/mairie.guethary/sia>

<http://www.seas.ucla.edu/stenstro/t/t22>

## **AGRADECIMIENTOS**

---

A la Unidad de Tratamiento de Aguas Residuales de CEMAGREF en Bordeaux, por darme la oportunidad de poder colaborar con ellos y darme a conocer el interesante mundo de la depuración de aguas y los Biorreactores de Membrana. Especialmente a Jérôme Grange, por animarme a la realización de este proyecto y su continua ayuda en la búsqueda de información.

A mi Tutor José A. Perales por todo el tiempo empleado en ayudarme a estructurar y darle forma a esa idea inicial que es hoy el proyecto.

A mi familia,

A mi padre, por haber sido y ser siempre mi punto de referencia.

A mi madre, por haber confiado siempre en mí, por su motivación y paciencia.

Simplemente por estar ahí

**NOTA:**

En este documento se presenta de forma detallada los procedimientos de dimensionamiento de las unidades de depuración de un Reactor de Fangos activados y un Biorreactor de Membranas.

Tanto la descripción del diseño del proceso así como el procedimiento de cálculo para el Reactor de Fangos activos y el decantador secundario de la sección 1.1 de este anexo están basados en el descrito en el libro “*Tratamiento de aguas Residuales* “ de R.S. Ramalho, Editorial Reverté, S.A, 1996 ( Edición revisada Mayo del 2003).

Asimismo, el procedimiento de cálculo descrito en la sección 1.2 donde se detalla el dimensionamiento del Biorreactor de Membranas se basan en el expuesto en el proyecto fin de carrera de la Escuela superior de Ingeniería de Barcelona “*Evaluación Tecnológica de la aplicación de Reactores Biológicos de Membranas en Procesos de tratamientos de aguas residuales* “ (Marta Alcarria Escribano, abril del 2005), pero en nuestro caso para una capacidad de tratamiento de 2000 m<sup>3</sup>/d

Al carecer de más referencias respecto al procedimiento de cálculo de un Biorreactor de Membranas, se adjunta en la sección 2.2. de este anexo una reiteración de cálculo tanto para el reactor de Fangos activos y decantador secundario, como para el BRM de forma que nos permita verificar los resultados obtenidos en la sección 1 del anexo.

En esta reiteración de cálculo se utilizan las ecuaciones propuestas por Aurelio Hernández Muñoz en “*Manual de Diseño de estaciones depuradoras de aguas residuales*” ( Colegio de Ingenieros de caminos, canales y puerto,1997) y en las propuestas por Metcalf And Eddy, en “*Tratamiento, vertido y reutilización* “ ( 3<sup>a</sup> Edición, Ed. McGraw –Hill)

Las iteraciones recogidas en este proyecto se han realizado usando el software básico de hojas de cálculo de Microsoft (Excel XP) ya que nos permitía una mayor exactitud en las operaciones así como una presentación más ordenada y cuidada.





**“ ESTUDIO COMPARATIVO DE UN PROCESO  
BIOLÓGICO CONVENCIONAL Y UN PROCESO  
MEDIANTE BIOMEMBRANAS PARA EL TRATAMIENTO  
DE AGUAS RESIDUALES URBANAS ”**

**ANEXO Nº 1  
MEMORIA DE CÁLCULO**

<b>INDICE.....</b>	<b>1</b>
<b>1. DIMENSIONAMIENTO DE LAS UNIDADES DE DEPURACIÓN.....</b>	<b>3</b>
1.1 PROCESO DE FANGOS ACTIVOS.....	3
1.1.1 Descripción del diseño del proceso.....	3
1.1.2 Procedimiento de diseño de un reactor de fangos activos.....	15
1.1.3 Dimensionamiento de un reactor de fangos activos.....	24
1.1.4 Sedimentación secundaria.....	34
1.1.4.1 Tipo de tanque.....	34
1.1.4.2 Carga de superficies.....	36
1.1.4.3 Carga de sólidos.....	36
1.1.4.4 Velocidad de circulación.....	36
1.1.4.5 Situación y carga del vertedero.....	37
1.1.5 Cálculo de los parámetros de diseño de decantación secundaria.....	37
1.1.5.1 Cálculo de los caudales máximos y medio.....	38
1.1.5.2 Cálculo de la superficie.....	38
1.1.5.3 Comprobación de la carga de sólidos.....	38
1.1.5.4 Cálculo del volumen.....	38
1.1.5.5 Cálculo de la carga sobre el vertedero.....	39
1.2 PROCESO MEDIANTE UN BIORREACTOR DE MEMBRANAS SUMERGIDO.....	39
1.2.1 Descripción del proceso.....	39
1.2.2 Dimensionamiento de un biorreactor de membranas.....	43
<b>2. REITERACIÓN DE CÁLCULO Y DIMENSIONAMIENTO DEFINITIVO DE UNIDADES.....</b>	<b>59</b>
2.1 REACTOR DE FANGOS ACTIVOS.....	59
2.1.1 Volumen de la cuba de aireación.....	59
2.1.2 Comprobación de la carga másica.....	59
2.1.3 Tiempo hidráulico de residencia.....	60
2.1.4 Caudal de purga de lodos.....	60
2.1.5 Caudal de recirculación de lodos.....	61
2.1.6 Necesidades teóricas de oxígeno.....	62
2.1.7 Necesidades reales de oxígeno.....	63
2.1.8 Potencia de aireación.....	66
2.1.9 Dimensiones y compartimentación de la cuba de aireación.....	68

---

2.2 DECANTADOR SECUNDARIO.....	68
2.2.1 Cálculo de la superficie.....	68
2.2.2 Comprobación de la carga de sólidos.....	69
2.2.3 Cálculo del volumen y la altura.....	69
2.2.4 Cálculo de la carga sobre el vertedero.....	69
2.2.5 Dimensiones finales del decantador secundario.....	70
2.3 BIORREACTOR DE MEMBRANAS SUMERGIDO.....	70
2.3.1 Volumen de la cuba de aireación.....	70
2.3.2 Comprobación del tiempo hidráulico de residencia.....	71
2.3.3 Comprobación de la carga másica.....	71
2.3.4 Caudal de la purga de lodos.....	71
2.3.5 necesidades teóricas de oxígeno.....	71
2.3.6 Necesidades reales de oxígeno.....	72
2.3.7 Potencia de aireación.....	74
2.3.8 Dimensionamiento del tanque de permeado y tanque químico.....	74
2.3.8.1 Tanque de permeado.....	75
2.3.8.2 Tanque químico.....	77
2.3.9 Diagrama final de flujo del BRM.....	79
<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>81</b>



# 1. DIMENSIONAMIENTO DE LAS UNIDADES DE DEPURACION

## 1.1 PROCESO DE FANGOS ACTIVADOS

### 1.1.1 Descripción del Diseño del Proceso

El objetivo de este apartado es discutir los principios de diseño del proceso de fangos activados. Este proceso se ha desarrollado como una operación continua mediante el reciclado del lodo biológico.

En la Figura 1.1 se presenta un diagrama de flujo del proceso. Todas las variables importantes del proceso están indicadas en dicha figura y definidas en la Tabla 1.1.

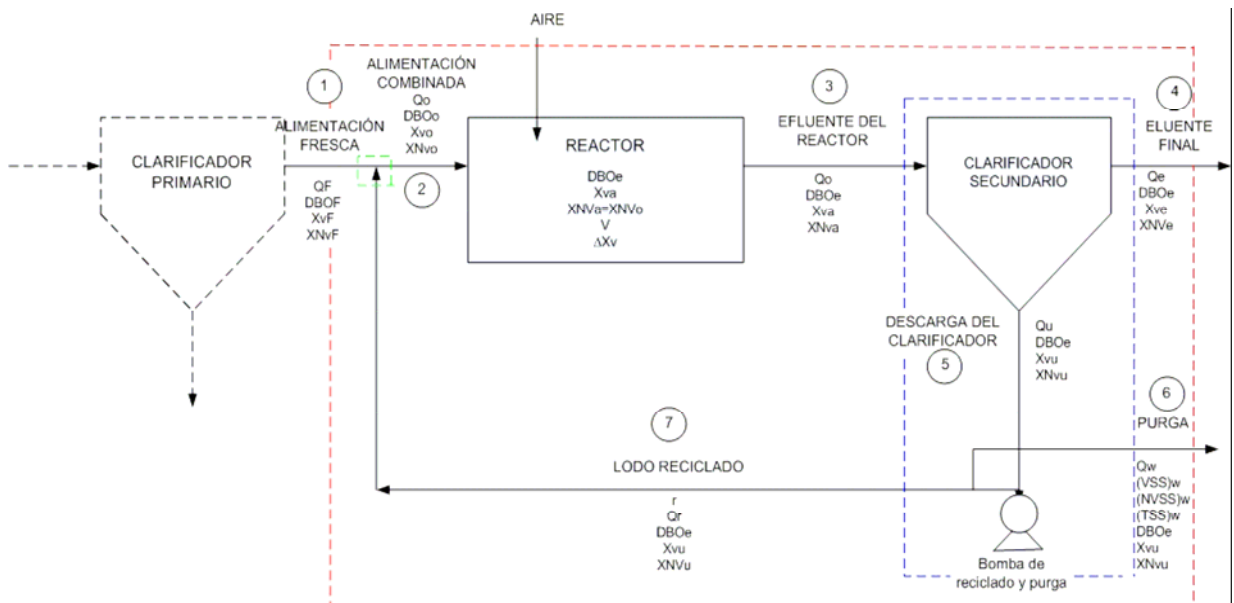


Figura 1.1 Diagrama de flujo de un proceso convencional de fangos activados

Caudales (m <sup>3</sup> /s)		Concentraciones de los sólidos volátiles en suspensión (VSS) (mg/l)	
SIMBOLO	DEFINICION	SIMBOLO	DEFINICION
Q <sub>F</sub>	Alimentación inicial	X <sub>VF</sub>	VSS en la alimentación inicial
Q <sub>R</sub>	reciclado	X <sub>VO</sub>	Vss en la alimentación combinada
r	Relación de reciclado (adimensional)	X <sub>Va</sub>	Vss en el reactor
Q <sub>O</sub>	Alimentación combinada	X <sub>Vu</sub>	Vss en la descarga del clarificador
Q <sub>e</sub>	Efluente final	X <sub>Ve</sub>	Vss en el efluente final
Q <sub>w</sub>	purga	Concentraciones de los sólidos no volátiles en suspensión (NVSS) (mg/l)	
Q <sub>u</sub>	Descarga del clarificador	SIMBOLO	DEFINICION
Concentraciones de la DBO soluble (mg/l)		X <sub>VNF</sub>	NVSS en la alimentación inicial
SIMBOLO	DEFINICION	X <sub>VNO</sub>	NVSS en alimentación combinada
DBO <sub>F</sub>	DBO soluble en la alimentación inicial	X <sub>VNa</sub>	NVSS en el reactor
DBO <sub>O</sub>	DBO soluble en la alimentación combinada	X <sub>VNu</sub>	NVSS en la descarga del clarificador
DBO <sub>e</sub>	DBO soluble del efluente	X <sub>VNe</sub>	NVSS en el efluente final
Volumen del reactor (m <sup>3</sup> )		Purga (Kg/d)	
V		SIMBOLO	DEFINICION
Producción de lodos (Kg/d)		(VSS) <sub>w</sub>	VSS en la purga
ΔX <sub>v</sub>	Producción de lodo	(NVSS) <sub>w</sub>	NVSS en la purga
		(SST) <sub>w</sub>	SST en la purga

Tabla 1.1 Definición de los símbolos utilizados en la Figura 1.1

Las composiciones de las diferentes corrientes (numeradas del 1 al 7) están caracterizadas por 3 tipos de concentraciones:

1. *Concentración de la DBO soluble.* Se simboliza mediante DBO<sub>i</sub> en la que el subíndice i indica la corriente específica de que se trate, como se muestra en la Figura 1.1. La DBO soluble está formada principalmente por compuestos carbonosos en disolución.

Debe destacarse que el diseño de las plantas de lodos activos se basa en el consumo, eliminación de la DBO soluble (también llamada DBO carbonosa), y

que es la conversión biológica de la materia carbonosa del agua residual en tejido celular y en diversos productos gaseosos. Es importante tener en cuenta que en general, la eficacia del proceso de tratamiento se expresa en términos de porcentaje de eliminación de la DBO inicial.

Por otra parte, la DBO insoluble se separa mediante sedimentación en los clarificadores primario y secundario.

2. *Concentración de los sólidos volátiles en suspensión (VSS)*. Se denotan mediante el símbolo  $X_{v_i}$ , en el que el subíndice  $v$  se refiere a la característica de volatilidad y el subíndice  $i$  a la corriente específica de que se trate (Figura 1.1). Los sólidos volátiles en suspensión corresponden a los lodos biológicos, constituidos por una población heterogénea de microorganismos.

La determinación experimental de los VSS se lleva a cabo midiendo la pérdida de peso de los sólidos totales en suspensión después de la incineración en una estufa de laboratorio a 600 °C. Esta pérdida de peso corresponde principalmente a la volatilización del lodo biológico. Los sólidos remanentes después de la incineración a 600 °C corresponden a los sólidos en suspensión no volátiles [Ramalho, 1996, p.256]. Su naturaleza es distinta de la de los lodos biológicos, estando constituidos por materia inerte tanto orgánica como inorgánica.

3. *Concentración de sólidos no volátiles en suspensión (NVSS)*. Se indica mediante el símbolo  $X_{NV_i}$ , en el que NV hace referencia a la no volatilidad de los sólidos e  $i$  indica la corriente específica que se trate. Por lo tanto,

$$SST = VSS + NVSS \quad [1.1]$$

sólidos en suspensión totales = sólidos volátiles en suspensión + sólidos no volátiles en suspensión

A continuación, se describe el diagrama de flujo de la Figura 1.1, presentando especial atención en las concentraciones de las diferentes corrientes de:

- 1) DBO soluble
- 2) Sólidos volátiles en suspensión
- 3) Sólidos no volátiles en suspensión

1) DBO soluble

La alimentación inicial, esto es, el agua residual a tratar (corriente 1), penetra en el proceso con un valor de la DBO soluble que se indica por  $DBO_F$ . El objetivo del tratamiento es reducir este valor a  $DBO_e$  (DBO del efluente en la corriente 4) mediante oxidación por degradación biológica aerobia de la materia orgánica del agua residual.

En el proceso convencional de fangos activados se logra normalmente una reducción de la DBO de 5 a 15% de su valor en la alimentación inicial, esto es,  $DBO_e = 5-15\%$  de  $DBO_F$ . Esto significa un rendimiento en el consumo de DBO soluble del 85 al 95%.

La alimentación inicial se combina con fango reciclado (corriente 7) y entra en el reactor (alimentación combinada, corriente 2).

Las suposiciones fundamentales de los RFCTA (reactor de flujo continuo en tanque agitado) son: régimen estacionario y condiciones de mezcla completa.

El lodo biológico,  $\Delta X_v$ , se forma continuamente en el reactor. La concentración de DBO soluble en el líquido del reactor se simboliza por  $DBO_e$ . Bajo condiciones de estado estacionario y mezcla completa la concentración de la DBO soluble en el efluente del reactor (corriente 3) es asimismo igual a  $DBO_e$ .

El efluente del reactor pasa al clarificador secundario tal como se indica en la Figura 1.1. La concentración de DBO soluble es la misma en la carga del clarificador (corriente 5) y en el efluente (corriente 4) esto es,  $DBO_e$ . La descarga del clarificador se divide en dos corrientes: purga (corriente 6) y fango reciclado (corriente 7). Para estas dos corrientes, la concentración de DBO soluble tiene el mismo valor  $DBO_e$ .

La corriente de lodo reciclado ( $Q_R$ ) se combina con la alimentación inicial ( $Q_F$ ) para formar la alimentación combinada ( $Q_0$ ). Esto es:

$$Q_F + Q_R = Q_O \quad [1.2]$$

La relación de reciclado  $r$  viene definida por:

$$r = \frac{Q_R}{Q_F} = \text{agua residual reciclada (m}^3/\text{s)} / \text{agua residual inicial (m}^3/\text{s)}$$

(parámetro adimensional), con lo que:

$$Q_R = r \cdot Q_F \quad [1.3]$$

Con la combinación de estas dos ecuaciones ([ 1.2] y [ 1.3 ]) se obtiene una tercera que será utilizada más adelante para el diseño del proceso:

$$Q_O = (r+1) \cdot Q_F \quad [1.4]$$

La concentración de DBO soluble en la corriente combinada se denota por  $DBO_o$  y se calcula mediante un balance de materia en el punto de conjunción de las corrientes 1,2 y 7, esto es, el circuito de la Figura 1.1.

Este balance de materia es como sigue:

$$DBO_{ENTRADA} : DBO_F \cdot Q_F + DBO_e \cdot Q_R \rightarrow DBO_F \cdot Q_F + DBO_e \cdot Q_R = Q_O \cdot DBO_o \quad [1.5]$$

En condiciones de equilibrio y teniendo en cuenta las ecuaciones [ 1.3 ] y [ 1.4], se obtiene que:

$$Q_F \cdot DBO_F + r \cdot Q_F \cdot DBO_e = Q_F \cdot (1 + r) \cdot DBO_o \quad [1.6]$$

$$DBO_o = \frac{DBO_F + r \cdot DBO_e}{(1 + r)}$$

De la ecuación [ 1.6], el consumo de DBO soluble en el reactor es:

$$DBO_o - DBO_e = \frac{DBO_F - DBO_e}{(1 + r)} \quad [ 1.7 ]$$

## 2) Sólidos volátiles en suspensión (VSS)

En régimen estacionario, la concentración de lodo biológico en el reactor se mantiene constante en todo momento. En el proceso convencional de fangos activados esta concentración, simbolizada por  $X_{va}$  está comprendida normalmente entre 2000 y 3000 mg/l.

En el reactor los sólidos en suspensión volátiles corresponden a MLVSS (sólidos volátiles en suspensión en el licor mezclado). Análogamente, los sólidos en suspensión no volátiles en el reactor se indican por MLNVSS (sólidos no volátiles en suspensión en el licor mezclado). Así, los sólidos totales en suspensión en el reactor se indican mediante MLSS (sólidos en suspensión en el licor mezclado (mixed liquor suspended solids)). Por lo tanto:

$$MLSS = MLVSS + MLNVSS \quad [ 1.8 ]$$

La concentración de VSS en la alimentación inicial ( $X_{VF}$ ) es despreciable ( $X_{VF} \approx 0$ ) en muchos casos, ya que en esta etapa no se ha efectuado una cantidad apreciable de aireación. Los VSS se producen continuamente en el reactor debido a la síntesis de materia biológica y posteriormente se purgan en el efluente. Debido a la síntesis de la materia orgánica hay una producción neta de MLVSS en el reactor ( $\Delta X_v$ ) expresada en Kg/d.

Con objeto de mantener una concentración constante de MLVSS en el reactor, la mayor parte de la descarga del clarificador se recicla (ver Figura 1.1). La relación de reciclado se calcula mediante un balance de materia que tiene en cuenta la necesidad del mantenimiento de la concentración seleccionada  $X_{va}$  de MLVSS dentro del reactor en todo momento.

Realizando un balance de materia de los VSS alrededor del clarificador secundario (volumen de control ) se obtiene que:

- VSS que entran:

- VSS en el efluente del reactor (corriente 3):  $Q_0 \cdot X_{va}$

teniendo en cuenta que  $Q_0 = (r + 1) \cdot Q_F$ , se obtiene:

$$(r+1) \cdot Q_F \cdot X_{va}$$

- VSS que salen:

- VSS en el efluente del clarificador (corriente 4):  $Q_e \cdot X_{Ve}$

- VSS en la corriente de purga (corriente 6), más adelante se especificaran los términos de esta ecuación:

$$(VSS)_W = \Delta X_V + Q_F \cdot X_{VF} - Q_e \cdot X_{Ve} \quad [ 1.9 ]$$

- VSS en el lodo reciclado (corriente 7) :

$$Q_R \cdot X_{VU} = r \cdot Q_F \cdot X_{VU} \quad [ 1.10 ]$$

En condiciones de equilibrio:

$$(r + 1) \cdot Q_F \cdot X_{va} = Q_e \cdot X_{Ve} + \Delta X_V + Q_F \cdot X_{VF} - Q_e \cdot X_{Ve} + r \cdot Q_F \cdot X_{V u} \quad [1.11]$$

Simplificando y despejando r :

$$r = \frac{Q_F \cdot X_{va} - \Delta X_V - Q_F \cdot X_{VF}}{Q_F ( X_{Vu} - X_{va} )} \quad [ 1.12 ]$$

Normalmente los términos  $\Delta X_V$  y  $Q_F X_{V u}$  son pequeños al compararlos con el término  $Q_F X_{va}$ . Despreciando estos dos términos se obtiene una ecuación aproximada de la relación de reciclado r:

$$r = \frac{X_{va}}{X_{vu} - X_{va}} \quad [ 1.13 ]$$

Debido a que  $X_{va}$  y  $X_{vu}$  son variables fundamentales seleccionadas por el diseñador, la ecuación [ 1.13] permite una estimación aproximada de la relación de reciclado en las primeras etapas del proceso de diseño. Puede entonces utilizarse la ecuación [ 1.6 ] para obtener una aproximación de la DBOo.

Por lo tanto, para mantener constante la concentración de MLVSS en el reactor en todo momento, es necesario purgar del sistema una masa de MLVSS (kg/d) igual a esta producción neta  $\Delta XV$ . Esto se lleva a cabo principalmente mediante la purga intencionada de algo de lodo (corriente 6), teniendo en cuenta que algo de VSS se pierde también en el efluente final,  $Q_e \cdot X_{Ve}$  (ver la ecuación [ 1.9])

Aunque en la Figura 1.1 se indica una purga continua, en la práctica esto se hace de forma intermitente. Es más sencillo realizar los balances de materia para la operación en equilibrio para una purga continua. La purga intermitente supone operación en régimen no estacionario. Ya que la corriente de purga es normalmente pequeña al compararla con el reciclado, la suposición de purga continua no introduce un error apreciable en el balance global.

El efluente del reactor fluye al clarificador secundario, la descarga de este último (corriente 5) es un lodo que tiene una concentración de VSS representada por  $X_{Vu}$  y donde  $X_{Vu} > X_{Va}$ . El valor de  $X_{Vu}$  se selecciona durante el proyecto, diseñando el clarificador para cumplir con el valor especificado. Normalmente  $X_{Vu}$  tiene valores comprendidos entre 10.000 y 15.000 mg/l de VSS.

En el efluente final del clarificador secundario la concentración de VSS ( $X_{Ve}$ ) es normalmente despreciable, ya que el clarificador se proyecta generalmente para una retención de sólidos aproximadamente del 100%.



La concentración de VSS en la alimentación combinada  $X_{Vo}$ , se calcula mediante un balance de materia en el punto de intersección de las corrientes 1,2 y 7

$$VSS_{entrada} = Q_F \cdot X_{VF} + Q_R \cdot X_{VU}$$

$$VSS_{salida} = Q_0 \cdot X_{VO}$$

En condiciones de equilibrio:

$$Q_F \cdot X_{VF} + Q_R \cdot X_{VU} = Q_0 \cdot X_{VO} \quad [ 1.14 ]$$

Utilizando las ecuaciones [ 1.3 ] y [ 1.4 ] y despejando  $X_{Vo}$ :

$$X_{Vo} = \frac{X_{VF} + r \cdot X_{VU}}{(1 + r)} \quad [ 1.15 ]$$

### 3) Sólidos no volátiles en suspensión (NVSS)

La concentración de MLNVSS en el reactor se indica por  $X_{NVa}$  y es igual a la existente en la alimentación combinada y en el efluente del reactor. Esto es así debido a que se supone mezcla completa y a que no hay producción de NVSS en el reactor. Por ello,  $X_{NVa} = X_{NVo}$ .

La concentración de NVSS en la alimentación inicial se designa mediante  $X_{NVF}$  y la del lodo reciclado por  $X_{NVU}$  (la misma que en la descarga del clarificador secundario). En la alimentación combinada esta concentración viene dada por  $X_{NVo}$  y se calcula mediante un balance de materia en la intersección de las corrientes 1,2 y 7. Planteando un balance similar al de la concentración de sólidos volátiles en suspensión. El resultado final es:

$$X_{NVo} = \frac{X_{NVF} + r \cdot X_{NVU}}{(1 + r)} \quad [ 1.16 ]$$

Los NVSS del efluente del reactor se separan asimismo mediante sedimentación en el clarificador secundario. La concentración de NVSS en la descarga del clarificador se indica mediante  $XNV_u$  y la del efluente final, normalmente despreciable, se representa por  $XNV_e$  ( $XNV_e \approx 0$ ).

Para finalizar, y tal y como se ha expresado en la ecuación [ 1.11 ], en el lodo purgado los kilogramos por día de VSS se indican mediante  $(VSS)_w$ . Este término incluye la producción neta de VSS en el reactor ( $\Delta XV$ ) más los VSS introducidos con la alimentación inicial ( $Q_F X_{VF}$ ) menos los VSS perdidos en el efluente ( $Q_e X_{Ve}$ ). En la corriente de purga hay también NVSS, designados por  $(NVSS)_w$ .

De esta forma, podremos obtener la expresión de lodos totales en la corriente de purga estableciendo un balance global de sólidos en suspensión de todo el proceso, tal y como se indica en la figura 1.2

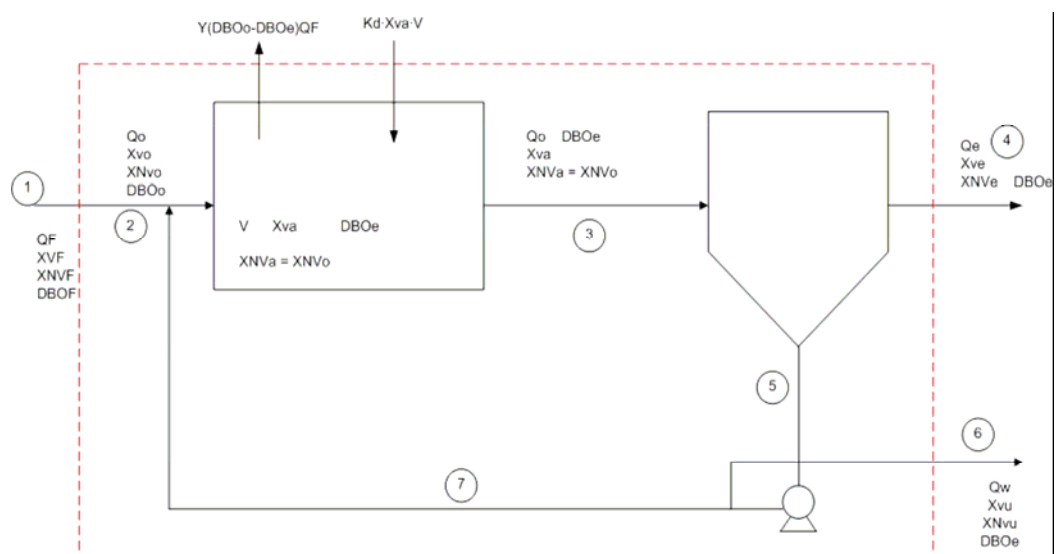


Figura 1.2 Balance global de sólidos en suspensión en las plantas de lodos activos

Como ya habíamos comentado en el apartado 4.2.1.3 de la memoria de este proyecto, teníamos que la producción neta en Kg/d viene dada por la expresión [ 4.7 ], donde  $\Delta X_v$  viene dada como:

$$\text{Kg MLVSS/d} = \Delta X_v = \underbrace{Y \cdot (DBO_0 - DBO_e)}_{\text{Kg/d de MLVSS producidos}} \cdot Q_0 - \underbrace{K_d \cdot X_{va} \cdot V}_{\text{Kg/d de MLVSS oxidados por respiración endógena}} \quad [4.7]$$

(PRODUCCIÓN NETA)

Donde el término  $k_d \cdot X_{va} \cdot V$  indica la biomasa perdida por respiración endógena y el término  $Y \cdot (DBO_0 - DBO_e) \cdot Q_0$ , la producción de biomasa por síntesis en el reactor.

Se escriben balances globales separados para los sólidos volátiles y no volátiles.

a) Balance de materia de los sólidos en suspensión volátiles.

En condiciones de equilibrio se tiene que:

$$Y \cdot (DBO_0 - DBO_e) \cdot Q_0 + Q_F \cdot X_{VF} = Q_W \cdot X_{VU} + K_d \cdot X_{va} \cdot V + Q_e \cdot X_{Ve}$$

$$(VSS)_W = Q_W \cdot X_{VU} = \underbrace{Y \cdot (DBO_0 - DBO_e)}_{\Delta X_v} \cdot Q_0 - K_d \cdot X_{va} \cdot V + Q_F \cdot X_{VF} - Q_e \cdot X_{Ve}$$

Así pues, la biomasa purgada vendrá determinada por:

$$(VSS)_W = \Delta X_v + Q_F \cdot X_{VF} - Q_e \cdot X_{Ve} \quad [1.17]$$

La ecuación [ 1.17 ] establece sencillamente que los VSS en la corriente de purga igualan a la producción neta en el reactor más los VSS que entran en la alimentación menos los VSS perdidos en el rebosadero del clarificador secundario.

b) Balance de materia de los sólidos en suspensión no volátiles

Este balance de materia se establece directamente observando la Figura 1.2

En condiciones de equilibrio:

$$Q_F \cdot X_{NVF} = Q_W \cdot X_{NVU} + Q_e \cdot X_{Nve}$$

O lo que es lo mismo :

$$(NVSS)_W = Q_W \cdot X_{NVU} = Q_F \cdot X_{NVF} - Q_e \cdot X_{Nve} \quad [1.18]$$

Del balance global del agua residual:

$$Q_e = Q_F - Q_w \quad [1.19]$$

La sustitución de  $Q_e$  en la ecuación [1.18] utilizando la ecuación [1.19] conduce a :

$$(NVSS)_W = Q_F \cdot ( X_{NVF} - X_{Nve} ) + Q_w \cdot X_{Nve} \quad [1.20]$$

Por lo tanto, mediante las ecuaciones [1.17] y [1.20] se determina la producción total de fango:

$$(TSS)_W = (VSS)_W + (NVSS)_W \quad [1.21]$$

$$(TSS)_W = \Delta X_v + Q_F \cdot X_{VF} - Q_e \cdot X_{Ve} + \Delta X_v + Q_F \cdot X_{VF} - Q_e \cdot X_{Ve} \quad [1.22]$$

Esta producción total de fangos representa la cantidad de fangos purgados del decantador secundario.

### 1.1.2 Procedimiento de Diseño de un Reactor de Fangos Activados

En esta sección se describe un procedimiento por etapas para el cálculo de los parámetros de diseño en el dimensionamiento de una unidad de fangos activados. Antes de comenzar con el procedimiento de cálculo, se muestra una lista de los datos básicos requeridos y de los criterios fundamentales de diseño.

#### I. Datos de la alimentación inicial

- Caudal,  $Q_F$
- DBOF en mg/l de DBO5
- Sólidos volátiles en la alimentación inicial,  $X_{VF}$
- Temperatura de la alimentación inicial,  $T_F$
- Alcalinidad en mg/l de  $CaCO_3$

#### II. Datos sobre la calidad del efluente

- DBOe en mg/l de DBO5
- Sólidos en suspensión en el efluente,  $X_{Ve}$ ,  $X_{NVe}$  (criterios de diseño del clarificador secundario)

#### III. Información para el diseño del reactor biológico

- Valor de diseño de la concentración de MLVSS,  $X_{Va}$  y el valor seleccionado de la concentración de VSS en la corriente de reciclado ( $X_{Vu}$ )
- Base de diseño para la fracción de sólidos volátiles en el reactor,  $F_V$
- Temperatura del aire ambiente,  $T_a$
- Parámetros biocinéticos:  $k$ ,  $k_d$ ,  $Y$

El procedimiento de diseño por etapas es el siguiente:

1. Para empezar se calcula la cantidad de sustrato consumido por día, conociendo las características del agua de alimentación.

$$K_g DBO_r / d = ( DBO_F - DBO_e ) \cdot Q_F \quad [1.23]$$

2. Se realiza una estimación preliminar de la potencia requerida para la aireación.

$$P = \frac{(\text{DBO}_F - \text{DBO}_e) \cdot Q_F}{20 \text{ a } 22} \quad [1.24]$$

Donde el factor del denominador hace referencia a un valor comprendido entre 20 y 22, ya que en el proceso biológico de fangos activados se consumen diariamente de 20 a 22 Kg de DBO5 por CV.

3. Se lleva a cabo una estimación preliminar de la temperatura  $T_w$  del licor mezcla en la balsa de aireación. Para ello estableceremos un balance térmico al reactor ( Figura 1.3)

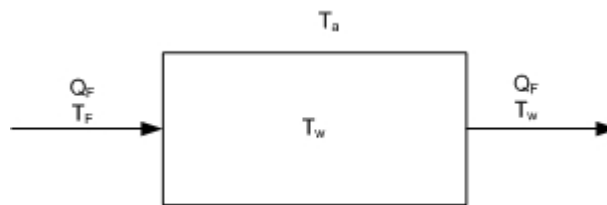


Figura 1.3 Balance térmico de un reactor

Sean,

- $T_F$ : temperatura de la alimentación ( $^{\circ}\text{C}$ )
- $T_w$ : temperatura del agua residual en el reactor (y en el efluente) ( $^{\circ}\text{C}$ )
- $T_a$ : temperatura ambiente ( $^{\circ}\text{C}$ )
- $h$ : coeficiente global de transferencia de calor entre el agua del reactor y el ambiente ( $\text{kcal/h}\cdot\text{m}^2\cdot^{\circ}\text{C}$ )
- $m_F$ : caudal másico de la alimentación ( $\text{kg/h}$ )

$$m_F = Q_F \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times 1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \times 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}} = 3,6 \times 10^6 Q_F$$

- $A$ : superficie de transferencia en el reactor ( $\text{m}^2$ )
- $C$ : calor específico del agua (se toma igual a  $1.0 \text{ kcal/kg } ^{\circ}\text{C}$ )

En condiciones de equilibrio, despreciándose el calor de reacción correspondiente a la oxidación del sustrato, puede escribirse:

$$m_F \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \times 1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}} \times (T_F - T_W) \text{ } ^\circ\text{C} = h \frac{\text{Kcal}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}} \times A \text{m}^2 \times (T_W - T_a) \text{ } ^\circ\text{C}$$

o lo que es lo mismo,  $m_F = 3,6 \times 10^6 \cdot Q_F$  y  $F = \frac{h}{3,6 \times 10^6}$

$$3,6 \times 10^6 \cdot Q_F (T_F - T_W) = F \cdot 3,6 \times 10^6 \cdot A \cdot (T_W - T_a)$$

$$T_W = \frac{A \cdot F \cdot T_a + Q_F \cdot T_F}{A \cdot F + Q_F}$$

Donde,

$$h \cdot A = 1134 \cdot P \quad [1.25]$$

Esta aproximación puede realizarse porque el valor del coeficiente global de transferencia de calor,  $h$ , depende de muchas variables tales como la potencia de los aireadores, velocidad del viento, radiación solar, humedad relativa del aire y geometría de la balsa de aireación. Entre estas variables la más significativa para el caso de los reactores de fangos activados es la potencia requerida [Ramalho, 1996, p.328]

Así,  $T_W$  podrá calcularse como sigue :

$$T_W = \frac{3,6 \cdot 10^6 \cdot Q_F \cdot T_F + 1134 \cdot P \cdot T_a}{3,6 \cdot 10^6 \cdot Q_F + 1134 \cdot P} \quad [1.26]$$

Esta estimación de la temperatura  $T_W$  debería hacerse para los casos límite de operación durante verano e invierno. Los valores apropiados de la temperatura del aire ambiente ( $T_a$ ) y de la corriente de alimentación ( $T_F$ ) debe seleccionarse para las condiciones críticas de verano e invierno.

4. Se estiman los parámetros biocinéticos  $k$ ,  $k_d$  en función de la temperatura del licor mixto a partir de la ecuación de Arrhenius:

$$K : \quad K_{TW} = K_{20} \cdot \theta^{(TW-20)} \quad 1 < \theta < 1,135 \quad [1.27]$$

$$K_d : \quad K_{dTW} = K_{d20} \cdot \theta^{(TW-20)} \quad 1,03 < \theta < 1,06 \quad [1.28]$$

5. Se calcula, seguidamente, el tiempo de residencia  $t_h$  del reactor biológico, para ello y como punto de partida es necesario considerar que no hay recirculación con lo que realmente se encontrará un tiempo de residencia ficticio,  $t$ . Por lo tanto la ecuación de diseño para la relación cinética

$$q = \frac{DBO_o - DBO_e}{X_{va} \cdot t_h}$$

se convierte en  $q = \frac{DBO_F - DBO_e}{X_{va} \cdot t_h}$

con

$$t = \frac{V}{Q_F} \quad [1.29]$$

en vez de  $t = \frac{V}{Q_o}$

Considerando una cinética de primer orden y despejando  $t$  se obtiene

$$t = \frac{DBO_F - DBO_e}{X_{va} \cdot k \cdot DBO_e} \quad [1.30]$$



6. Utilizando este tiempo de residencia (t) , se calcula la relación real de A/M en las condiciones de diseño:

$$A/M = \frac{DBO_F}{t \cdot X_{va}} \quad [1.31]$$

7. Para este tiempo de residencia, t calculado, se calcula asimismo, la DBO<sub>5</sub> real soluble en el efluente:

$$DBO_e = \frac{DBO_F}{1 + k \cdot X_{va} \cdot t} \quad [1.32]$$

8. Se calcula el volumen del reactor a partir de la ecuación [1.35]

$$V = Q_F \cdot t \quad [1.33]$$

9. La producción neta de biomasa se calcula mediante la ecuación [4. 7], manteniendo la hipótesis de no recirculación

$$\Delta X_V = Y \cdot ( DBO_0 - DBO_e ) \cdot Q_0 - K_d \cdot X_{va} \cdot V \quad [1.34]$$

10. Una vez conocida la producción neta de biomasa, se puede calcular el consumo de oxígeno.

$$KgO_2 / d = \frac{Q_F ( DBO_F - DBO_e )}{f} - 1,42 \cdot \Delta X_V \quad [1.35]$$

donde f es el factor de conversión de DBO<sub>5</sub> a DBO total y su valor varía entre 0,45 y 0,68. Cabe destacar que el conocimiento del consumo de oxígeno permitirá realizar una selección de los aireadores, que son los responsables de proporcionar el oxígeno del reactor.

11. A continuación se calcula nuevamente la potencia requerida para la aireación y se comprueba con la temperatura  $T_w$  :

$$P' = \frac{KgO_2/d}{(RT)_{real}} \quad [1.36]$$

donde  $(RT)_{real}$  representa el rendimiento de transferencia de oxígeno y se expresa en función de la cantidad de oxígeno que se transfiere por  $(CV \cdot h)$  de energía utilizada.

Así el valor de  $P'$  obtenido en el paso 11 se compara con el estimado preliminarmente en el paso 2. Asimismo, se recalcula la temperatura de la balsa de aireación ( $T_w$  del paso 3), utilizando el valor revisado de  $P'$ . Este valor revisado de  $T_w$ ,  $T_w'$ , se compara también con el preliminar estimado en el paso 3. Se hacen iteraciones de del paso 11 al paso 2 hasta que la pareja de valores,  $P'$  y  $T_w'$ , estén de acuerdo con los límites preestablecidos que se utilizaron en los pasos 2 y 3. Cuando esto ocurre, se acaba el circuito de iteración y se sigue con el paso 13.

12. Seguidamente, puede calcularse la relación de reciclado,  $r$ , mediante los parámetros ya conocidos y realizando un balance de materia de los VSS en el clarificador secundario, lo que lleva a obtener la ecuación [ 1.13 ]:

$$r = \frac{X_{va}}{X_{vu} - X_{va}} \quad [ 1.13]$$

13. A partir de este punto pueden calcularse los caudales restantes :

- $Q_R = r \cdot Q_F \quad [ 1.3]$

- $Q_0 = (r+1) \cdot Q_F \quad [ 1.4]$

- $Q_w = \frac{\Delta X_v + Q_F \cdot X_{vF} - Q_F \cdot X_{va}}{X_{vu} - X_{ve}} \quad [ 1.37]$

- $Q_e = Q_F - Q_W$  [1.19]

- $Q_U = Q_0 - Q_e$  [ 1.38]

14. De la definición del tiempo de residencia hidráulico, de  $t$  y de la de  $Q_0$  según la ecuación [ 1.4] se deduce que:

$$t_h = \frac{t}{(r + 1)}$$
 [ 1.39]

con lo que se conseguirá un valor de tiempo de retención hidráulico más aproximado al real.

15. La producción total de lodo  $(TSS)_W$  puede calcularse sumando  $(VSS)_W$  y  $(NVSS)_W$ , esto es:

$$(TSS)_W = (VSS)_W + (NVSS)_W$$
 [ 1.21]

con  $(VSS)_W = \Delta X_v + Q_F \cdot X_{VF} - Q_e \cdot X_{Ve}$  [ 1.17] y

$$(NVSS)_W = Q_F \cdot X_{NVF} - Q_e \cdot X_{Nve}$$
 [ 1.18]

En referencia a los sólidos en suspensión no volátiles, para determinar el valor de  $X_{NVF}$  puede hacerse a partir del conocimiento de la fracción de sólidos en suspensión volátiles en el licor mixto,  $F_v$ . Normalmente se propone un diseño sobre la base de una concentración del 80 al 90% [Ramalho, 1996, p.330] de sólidos volátiles en el reactor, esto es:

$$0,8 < F < 0,9$$
 [ 1.40]

Así,

$$F_v = \frac{X_{va}}{X_{va} + X_{NV a}}$$
 [ 1.41]

Mediante la ecuación [ 1.41] y operando puede encontrarse el valor de  $X_{NVa}$  :

$$X_{NVa} = \frac{(1 - Fv) \cdot Xva}{Fv} \quad [ 1.42]$$

Nótese que en la Figura 1.1 que  $X_{NVa}=X_{NV0}$ . El valor de  $X_{NVu}$  se obtiene fácilmente mediante un balance de materia de los sólidos alrededor del clarificador secundario. Para llevar a cabo este balance se debe especificar la pérdida de NVSS permitida en el efluente del clarificador. Normalmente el clarificador se diseña para una recogida de sólidos próxima al 100%, con lo que  $X_{NVe} \approx 0$ . El balance de materia de NVSS alrededor del clarificador secundario ( de la Figura 1.1) es:

$$Q_0 \cdot X_{NVa} = Q_e \cdot X_{NVe} + Q_U \cdot X_{NVU} \quad [1.43]$$

Despejando  $X_{NVU}$  :

$$X_{NVU} = \frac{Q_F \cdot (r + 1) \cdot X_{NVa}}{Q_u} \quad [1.44]$$

Finalmente se establece el valor de  $X_{NVF}$ , mediante el balance de los NVSS alrededor del punto de unión de la alimentación inicial con la corriente de reciclado para formar la alimentación combinada:

$$Q_F \cdot X_{NVF} + Q_R \cdot X_{NVU} = Q_O \cdot X_{NVa} = Q_O \cdot X_{NVa} \quad [1.45]$$

O lo que es lo mismo

$$X_{NVF} = (r+1) \cdot X_{NVa} - r \cdot X_{NVU} \quad [1.46]$$

16. Finalmente, se podrán calcular las concentraciones de  $DBO_0$  y  $X_{V0}$  de la alimentación combinada

$$DBO_0 = \frac{DBO_F + r \cdot DBO_e}{(1 + r)} \quad [1.47]$$

$$X_{V0} = \frac{X_{VF} + r \cdot X_{VU}}{(1 + r)} \quad [1.48]$$

17. Para finalizar, se puede evaluar la DBO total del efluente :

$$DBO_{5total} = DBO_e + \phi \cdot X_{Ve} \quad [1.49]$$

El parámetro  $\phi$  es función de la relación A/M y puede determinarse mediante el gráfico:

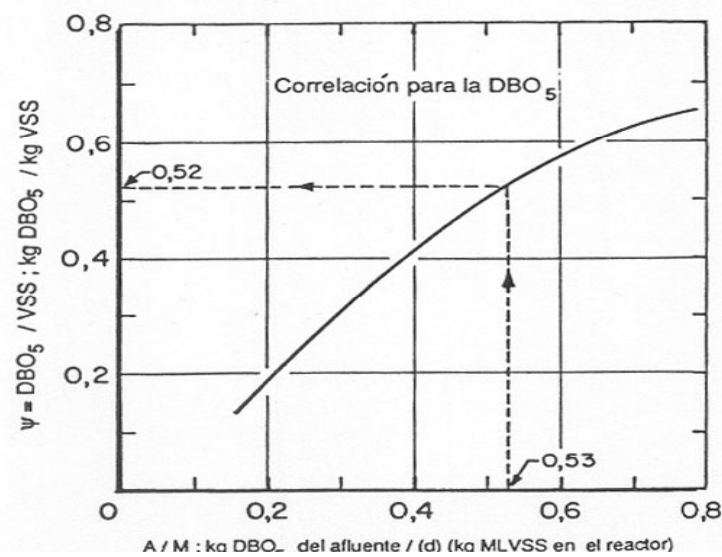


Figura 1.4 Correlación de  $\phi$  en función de A/M [ Ralmaho , 1996 , p.332 ]

---

Una vez realizados estos pasos se debe tener en cuenta que se ha partido de la hipótesis de que no existía recirculación, con lo que los valores encontrados para los diferentes parámetros de diseño son valores estimados.

Por lo tanto, puede calcularse a partir de la definición del tiempo de retención hidráulico un volumen del reactor biológico más aproximado al real.

$$V = t_h \cdot Q_0 \quad [1.50]$$

Para finalizar el procedimiento de diseño de un proceso de lodos activos debe encontrarse el valor de uno de los parámetros de diseño anteriormente descrito, el tiempo de retención de sólidos:

$$\theta_c = \frac{V \cdot X_{va}}{Q_w \cdot X_{vu} + Q_e \cdot X_{ve}} \quad [1.51]$$

### 1.1.3 Dimensionamiento de un reactor de fangos activos

Basándonos en los datos de partida de la tabla 1.2 y a partir del proceso de pasos establecido para el proceso convencional de fangos activados procederemos al cálculo de los parámetros de diseño.

DATOS DE LA ALIMENTACIÓN INICIAL	
Parámetros	Valor
Q	2000 m <sup>3</sup> /d
DBO <sub>F</sub>	176 mg/l
XV <sub>F</sub>	≈ 0
T <sub>F</sub> verano	18 °C
T <sub>F</sub> invierno	8 °C
N <sub>F</sub>	60 mg/l
DATOS SOBRE LA CALIDAD DEL EFLUENTE	
DBO <sub>e</sub>	15 mg/l
N <sub>e</sub>	15 mg/l
X <sub>Ve</sub>	30 mg/l
X <sub>NVe</sub>	≈ 0
INFORMACION PARA EL DISEÑO DEL REACTOR	
X <sub>Va</sub>	3000 mg/l
F <sub>V</sub>	0,8
T <sub>a</sub> verano	26 °C
T <sub>a</sub> invierno	-1 °C
K	0,00123 h <sup>-1</sup> ·l/mg
θ (coef.de Arrhenius para K)	1,03
K <sub>d</sub>	0,0025 h <sup>-1</sup>
θ (coef.de Arrhenius para K <sub>d</sub> )	1,05
Y	0,5
X <sub>vu</sub>	11000 mg/l

Tabla 1.2 Datos de partida

**Paso 1.** Se calcula la cantidad de sustrato consumido por día en Kg

$$\text{Kg DBO}_r / \text{d} = (\text{DBO}_F - \text{DBO}_e) \cdot Q_F$$

$$\text{Kg DBO}_r / \text{d} = (176 - 15) \cdot 2000 \cdot 10^{-3} = 322 \text{ Kg DBO/d}$$

**Paso 2.** Estimación preliminar de la potencia. Se considerará un factor de 21 Kg<sub>DBO</sub> / CV·h

$$P = \frac{(176 - 15) \cdot 2000 \cdot 10^{-3}}{21} = 15,3 \text{ CV}$$

**Paso 3.** Estimación de  $T_w$ 

b) Verano

- $T_F = 18 \text{ }^\circ\text{C}$
- $T_a = 26 \text{ }^\circ\text{C}$

$$T_w = \frac{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,023 \cdot 18 + 1134 \cdot 15,3 \cdot 26}{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,023 + 1134 \cdot 15,3} \approx 19,39^\circ\text{C}$$

b) Invierno

- $T_F = 8 \text{ }^\circ\text{C}$
- $T_a = -1 \text{ }^\circ\text{C}$

$$T_w = \frac{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,023 \cdot 8 + 1134 \cdot 15,3 \cdot (-1)}{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,023 + 1134 \cdot 15,3} \approx 6,44^\circ\text{C}$$

**Paso 4.** Valores de los parámetros biocinéticos para las temperaturas de  $T_w$  de invierno y verano

○ Verano  $T_w = 19,39 \text{ }^\circ\text{C}$ 

$$K_{19,39} = 0,00123 \cdot (1,03)^{(19,39-20)} = 0,00120 \text{ l/mg} \cdot \text{h} = 0,0290 \text{ l/mg} \cdot \text{d}$$

$$K_{d19,39} = 0,0025 \cdot (1,05)^{(19,39-20)} = 0,00242 \cdot \text{h}^{-1} = 0,0582 \cdot \text{d}^{-1}$$

○ Invierno  $T_w = 6,44 \text{ }^\circ\text{C}$ 

$$K_{6,44} = 0,00123 \cdot (1,03)^{(6,44-20)} = 0,00082 \text{ l/mg} \cdot \text{h} = 0,0198 \text{ l/mg} \cdot \text{d}$$

$$K_{d6,44} = 0,0025 \cdot (1,05)^{(6,44-20)} = 0,0013 \cdot \text{h}^{-1} = 0,0310 \cdot \text{d}^{-1}$$

**Paso 5.** Tiempo de residencia,  $t$ 

Se calculará a partir del consumo de la DBO soluble para las condiciones de invierno, por ser las más críticas:

$$t = \frac{\text{DBO}_F - \text{DBO}_e}{X_{va} \cdot k \cdot \text{DBO}_e} = \frac{(176 - 15)}{3000 \cdot 0,0198 \cdot 15} = 0,18 \text{ d} = 4,36 \text{ h} \quad [1.30]$$



**Paso 6. Relación A/M**

$$A/M = \frac{DBO_F}{t \cdot X_{va}} = \frac{176}{4,36 \cdot 3000} = 0,013 \text{ h}^{-1} = 0,32 \text{ d}^{-1} \quad [1.31]$$

**Paso 7.** DBO soluble real en el efluente. Para condiciones de invierno, el tiempo de residencia  $t = 3,12$  h corresponde a  $DBO_e = 15$  mg/l, ya que ha sido la base de cálculo de los pasos anteriores. Para las condiciones de verano, el valor de  $DBO_e$  será menor:

$$DBO_e = \frac{DBO_F}{1 + k \cdot X_{va} \cdot t} = \frac{176}{1 + 0,0012 \cdot 3000 \cdot 4,36} = 10,54 \text{ mg/l} \quad [1.32]$$

**Paso 8. Volumen del reactor**

$$V = Q_F \cdot t = 2000 \cdot 0,18 = 360 \text{ m}^3 \quad [1.33]$$

**Paso 9. Producción neta de biomasa  $\Delta X_V$** 

$$\Delta X_V = Y \cdot (DBO_0 - DBO_e) \cdot Q_0 - K_d \cdot X_{va} \cdot V \quad [1.34]$$

- Condiciones de invierno

$$\Delta X_V = 0,5 \cdot (176 - 15) \cdot 2000 \cdot 10^{-3} - 0,0308 \cdot 3000 \cdot 360 \cdot 10^{-3} = 127,73 \text{ Kg/d}$$

- Condiciones de verano

$$\Delta X_V = 0,5 \cdot (176 - 10,54) \cdot 2000 \cdot 10^{-3} - 0,0585 \cdot 3000 \cdot 360 \cdot 10^{-3} = 102,28 \text{ Kg/d}$$

**Paso 10.** Demanda de oxígeno para las condiciones de verano (  $f = 0,68$  )

$$KgO_2 / d = \frac{Q_F ( DBO_F - DBO_e )}{f} - 1,42 \cdot \Delta X_v \quad [1.35]$$

$$KgO_2 / d = \frac{2000 \cdot 10^{-3} (176 - 10,54)}{0,68} - 1,42 \cdot 102,28 = 341,4 KgO_2 / d$$

Como información adicional también puede estimarse las necesidades de oxígeno para las condiciones de invierno:

$$KgO_2 / d = \frac{2000 \cdot 10^{-3} (176 - 15)}{0,68} - 1,42 \cdot 127,73 = 292,15 KgO_2 / d$$

Como podía esperarse, las condiciones de verano controlan las necesidades de oxígeno.

El caudal de aire puede encontrarse mediante la ecuación [5.7] de la memoria, con una profundidad del reactor de 4m y 3.000 mg/l de MLSS en el reactor.

$$\eta = 9 - 8,63 \cdot 10^{-4} X_{va} + 2,56 \cdot 10^{-8} X_{va}^2 = 9 - 8,63 \cdot 10^{-4} \cdot 3000 + 2,56 \cdot 10^{-8} (3000)^2 = 6,64 \% / M$$

$$Q_{air} = \frac{Kg O_2 / d}{4 \cdot m \cdot \eta} = \frac{341,4}{4 \cdot 4 \cdot 0,064} = 333,4 KgO_2 / d$$

**Paso 11.** Potencia requerida en la aireación:

$$P' = \frac{KgO_2 / d}{(RT)_{real}} = \frac{341,45 / 24}{0,854} = 16,65 CV$$

Donde RT, será el rendimiento de transferencia del oxígeno, y cuyo valor para una temperatura de 19,37 °C es de 0,854. Este valor lo obtenemos a partir de las expresiones encontradas en RAMALHO, R.S. *Tratamiento de Aguas Residuales Barcelona. Editorial Reverté S.A. cop 1996 (ed revisada)*, en el capítulo 4 del citado libro, y cuyas expresiones al mismo tiempo nos ha servido

como referencia para desarrollar el procedimiento de diseño de un reactor de fangos activados.

Posteriormente en la sección de *reiteración de cálculos y dimensionamiento definitivo* de estos anexos, procederemos a un cálculo más detallado y exhaustivo de este término, que nos permitirá obtener la potencia real necesaria, ya que esta la consideraremos como una simple aproximación.

Una vez determinado el valor de  $P'$ , observamos que el nuevo valor es ligeramente superior al previsible, estimado anteriormente en el paso 2, por lo que consecuentemente, no podremos considerar como válida la  $T_W$  supuesta. Procederemos a iterar, entonces, a partir de este paso para las condiciones veraniegas, por presentar las condiciones más críticas con respecto a los requerimientos de  $O_2$

$$P = 16.65 \text{ CV}$$

- $T_{W(\text{verano})} \approx 19,49 \text{ }^\circ\text{C}$
- $T_{W(\text{invierno})} \approx 6,33 \text{ }^\circ\text{C}$
- Parámetros biocinéticos:
  - $K_{19,49} = 0,0012 \text{ l/mg}\cdot\text{h} = 0,0291 \text{ l/mg}\cdot\text{d}$
  - $K_{d19,49} = 0,0024 \text{ h}^{-1} = 0,0585\text{d}^{-1}$
- $\text{DBOe}_{(\text{verano})} = 10,45 \text{ mg/l}$
- $\Delta X_{V(\text{verano})} = 102.37 \text{ Kg/d}$
- $\text{KgO}_2/\text{d} = 341,54 \text{ Kg/d}$
- $P' \approx 16,65 \text{ CV}$

Volviendo al paso 10 recalculamos el valor de  $Q_{\text{air}}$  con el nuevo valor de la demanda de oxígeno calculado en la iteración:

$$Q_{\text{air}} = \frac{341,54}{4 \cdot 4 \cdot 0,064} = 333,531 \text{ KgO}_2 / \text{d}$$

**Paso 12.** Cálculo de la relación de reciclado

$$r = \frac{X_{va}}{X_{vu} - X_{va}} = \frac{3000}{11000 - 3000} = 0,375 \quad [1.13]$$

**Paso 13.** Cálculo de los caudales restantes

$$Q_R = r \cdot Q_F = 0,375 \cdot 2000 = 750 \text{ m}^3 / d \quad [1.3]$$

$$Q_0 = (r + 1) \cdot Q_F = 2750 \text{ mg/l} \quad [1.4]$$

$$Q_W = \frac{\Delta X_v + Q_F \cdot X_{vF} - Q_F \cdot X_{ve}}{X_{vu} - X_{ve}} \quad [1.37]$$

*a. Condiciones de verano*

$$Q_W = \frac{102,35 + 2000 \cdot 0 - 2000 \cdot 3010^{-3}}{(11000 - 30) \cdot 10^{-3}} = 3,86 \text{ m}^3 / d$$

*b. Condiciones de invierno*

$$Q_W = \frac{127,73 + 2000 \cdot 0 - 2000 \cdot 3010^{-3}}{(11000 - 30) \cdot 10^{-3}} = 6,17 \text{ m}^3 / d$$

Estos valores de  $Q_W$  son muy pequeños si se comparan con  $Q_F$  (2000 m<sup>3</sup>/d). Esto significa que la mayor parte de la alimentación inicial saldrá con el efluente del clarificador secundario, esto es,  $Q_F \approx Q_e$ . Para simplificar, se tomará un valor medio único de  $Q_W$  ( $Q_W \approx 5 \text{ m}^3 / d$ ).

$$Q_e = Q_F - Q_W = 2000 - 5 = 1995 \text{ m}^3 / d \quad [1.19]$$

$$Q_U = Q_0 - Q_e = 2750 - 1995 = 755 \text{ m}^3 / d \quad [1.38]$$

**Paso 14 . Cálculo de  $t_h$** 

$$t_h = \frac{t}{(r + 1)} = \frac{3,12}{(0,375 + 1)} = 3,17 \text{ h} \quad [1.39]$$

**Paso 15. Producción total de lodos**

 • *Cálculo de  $(NVSS)_W$* 

 □ Cálculo de  $X_{NVa}$ 

$$X_{NVa} = \frac{(1 - F_V) \cdot X_{va}}{F_V} = \frac{(1 - 0,8) \cdot 3000}{0,8} = 750 \text{ mg/l} \quad [1.42]$$

 □ Cálculo de  $X_{NVU}$ 

$$X_{NVU} = \frac{Q_F \cdot (r + 1) \cdot X_{NVa}}{Q_u} = \frac{2000 \cdot (0,375 + 1) \cdot 750}{755} = 2731,78 \text{ mg/l} \quad [1.44]$$

 □ Cálculo de  $X_{NVF}$ 

$$X_{NVF} = (r + 1) \cdot X_{NVa} - r \cdot X_{NVU} = (0,375 + 1) \cdot 750 - 0,375 \cdot 2731,78 = 6,86 \text{ mg/l} \quad [1.52]$$

$$(NVSS)_W = Q_F \cdot X_{NVF} - Q_e \cdot X_{Nve} \quad [1.18]$$

Como  $X_{Nve} \approx 0$

$$(NVSS)_W = 2000 \cdot 6,86 \cdot 10^{-3} = 13,72 \text{ Kg/d}$$

 • *Cálculo de  $(VSS)_W$* 

$$(VSS)_W = \Delta X_V + Q_F \cdot X_{VF} - Q_e \cdot X_{Ve} \quad [1.17]$$

a. Condiciones de verano

$$(VSS)_W = 102,35 + 2000 \cdot 0 - 2000 \cdot 30 \cdot 10^{-3} = 42,35 \text{ Kg/d}$$

b. Condiciones de invierno

$$(VSS)_W = 127,73 + 2000 \cdot 0 - 2000 \cdot 30 \cdot 10^{-3} = 67,73 \text{ Kg/d}$$

así la producción total de lodos será:

- $(TSS)_W = (VSS)_W + (NVSS)_W$  [ 1.21]

a. Condiciones de verano

$$(TSS)_W = 42,35 + 13,72 = 56,07 \text{ Kg/d}$$

b. Condiciones de invierno

$$(TSS)_W = 67,73 + 13,72 = 81,45 \text{ Kg/d}$$

**Paso 16.** Cálculo de las concentraciones de la alimentación combinada  $DBO_0$  y  $X_{VO}$

$$DBO_0 = \frac{DBO_F + r \cdot DBO_e}{(1 + r)} \quad [ 1.6 ]$$

a. Condiciones de verano

$$DBO_0 = \frac{176 + 0,375 \cdot 10,45}{(1 + 0,375)} = 130,85 \text{ mg / l}$$

b. Condiciones de invierno

$$DBO_0 = \frac{176 + 0,375 \cdot 15}{(1 + 0,375)} = 132,09 \text{ mg / l}$$

$$X_{v0} = \frac{X_{VF} + r \cdot X_{VU}}{(1 + r)} \quad [1.15]$$

$$X_{v0} = \frac{0,375 \cdot 11000}{(1 + 0,375)} = 3000 \text{ mg / l}$$

**Paso 17.** DBO final del efluente

$$DBO_{5Total} = DBO_e + \Psi \cdot X_{Ve}$$

Para un valor de  $A/M$  de  $0,32 \text{ d}^{-1}$  y a partir del gráfico de la Figura 1.4, se obtiene un valor de  $\Psi = 0,30$ , con lo que la  $DBO_{5Total}$  será:

a. Condiciones de verano

$$DBO_{5Total} = 10,45 + 0,3 \cdot 30 = 19,45 \text{ mg/l}$$

b. Condiciones de invierno

$$DBO_{5Total} = 15 + 0,3 \cdot 30 = 24 \text{ mg/l}$$

**Paso 18.** Volumen del reactor con recirculación

$$V = t_h \cdot Q_0 \quad [1.50]$$

$$V = 3,17 \cdot \frac{1}{24} \cdot 2750 = 363,23 \text{ m}^3$$

**Paso 19.** Edad del fango

$$\theta = \frac{V \cdot X_{va}}{Q_w \cdot X_{vu} + Q_e \cdot X_{ve}}$$

$$\theta = \frac{363,23 \cdot 3000}{5 \cdot 11000 + 1995 \cdot 30} = 9,48d$$

**Paso 20.** Carga volumétrica

$$C_v = \frac{DBO_5 \cdot Q_o}{V}$$

## a. Condiciones de verano

$$C_v = \frac{130,85 \cdot 2750 \cdot 10^{-3}}{363,23} = 0,99 \text{ Kg}_{\text{DBO}_5} / \text{m}^3 \text{d}$$

## b. Condiciones de invierno

$$C_v = \frac{132,09 \cdot 2750 \cdot 10^{-3}}{363,23} = 1 \text{ Kg}_{\text{DBO}_5} / \text{m}^3 \text{d}$$

Comprobamos que ambos valores se encuentran dentro del rango de diseño aceptado para procesos de fangos activos, es decir, entre (0.8-1.8 KgDBO<sub>5</sub>/d·m<sup>3</sup>) [Manual de Estaciones Depuradoras, Aurelio Hdez, p.57]

Por último y a modo de conclusión de este apartado procederemos a calcular la eficacia del proceso

- Cálculo de la eficiencia, basada en la DBO soluble:

$$E = \frac{DBO_F - DBO_e}{DBO_F} \times 100 = \frac{176 - 10,45}{176} \times 100 = 94,06 \%$$

- Calculo de la eficiencia conjunta de la planta:

$$E_{\text{TOTAL}} = \frac{DBO_F - DBO_e}{DBO_F} \times 100 = \frac{176 - 19,45}{176} \times 100 = 88,94 \%$$



#### **1.1.4 Sedimentación secundaria**

La unidad de sedimentación secundaria es parte fundamental del proceso de fangos activados para conseguir los objetivos de calidad relativos a los sólidos en suspensión y DBO asociados a los sólidos suspendidos volátiles del efluente.

Como ya habíamos comentado anteriormente en nuestra memoria, son varios los factores que afectarán al diseño de nuestro decantador.

##### *1.1.4.1 Tipo de tanque*

Los decantadores secundarios pueden ser circulares o rectangulares. Los circulares son los más usados y se construyen con diámetros de 3,6 a 60 m aunque los más frecuentes son de 9 a 30 m [Metcalf and Eddy, 1977, p.554].

Básicamente, existen dos tipos de tanques circulares a elegir: clarificador de alimentación periférica y de alimentación central. Ambos utilizan un mecanismo giratorio para transportar y extraer el fango del fondo. Los mecanismos son de dos tipos: los que rascan o arrastran el fango hacia una tolva central y los que extraen el fango directamente del fondo del tanque a través de orificios de succión, que se ponen en contacto con todo el fondo del tanque en cada vuelta.

Los tanques rectangulares deben tener dimensiones proporcionadas con el fin de lograr una buena distribución del flujo entrante y de que las velocidades

horizontales no sean excesivas. Siempre que sea posible se recomienda que la longitud máxima de los tanques rectangulares no exceda en 10 veces la profundidad [Mecalf and Eddy, 1977, p.556]

En la Figura 1.4 se muestra un decantador circular y en la Figura 1.5 un decantador rectangular

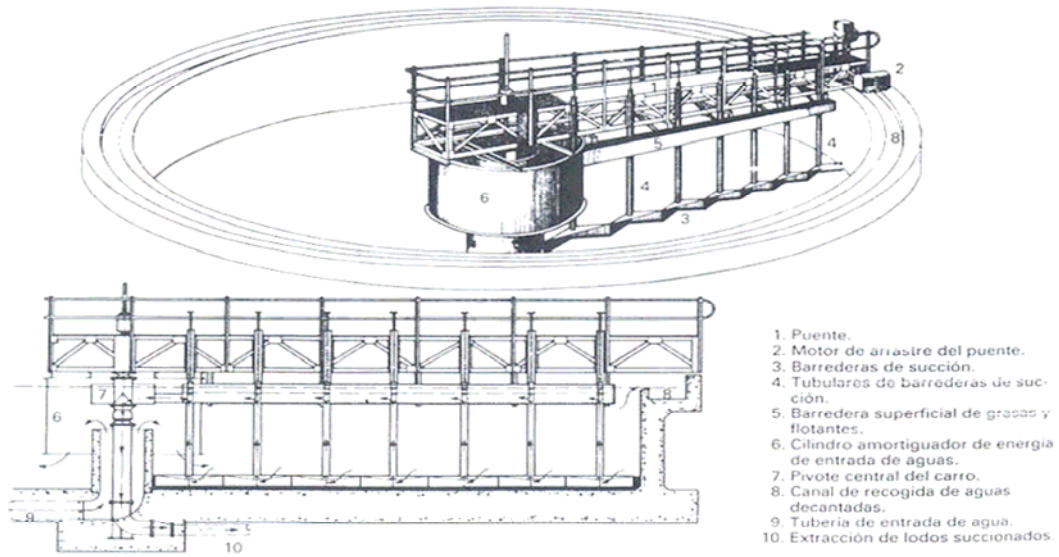


Figura 1.4 Decantador secundario circular [Hernández, 2001, p.396].

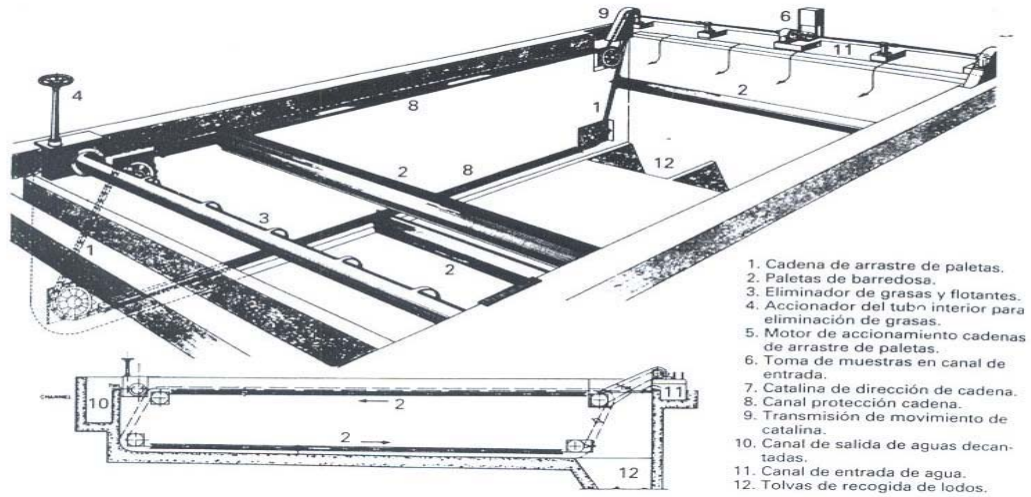


Figura 1.5 Decantador rectangular [Hernández, 2001, p.396]

#### 1.1.4.2 Carga de superficies

Conceptualmente, la carga de superficies puede definirse como la velocidad ascensional del flujo en el clarificador o bien como el caudal del influente por unidad de área del clarificador:

$$\text{Carga superficies}(V) = \frac{Q_o}{S}$$

#### 1.1.4.3 Carga de sólidos

La carga de sólidos en un tanque de sedimentación de fango activado puede calcularse dividiendo los sólidos en suspensión aplicados, por el área superficial del tanque, esto es:

$$C_{ss} = \frac{X_{Va} \cdot Q_o}{S}$$

donde,

- $C_{ss}$ : carga de sólidos (Kg SS/m<sup>2</sup>·h)
- $Q_o$ : caudal a tratar (m<sup>3</sup>/d)
- $X_{Va}$ : concentración de sólidos en suspensión en el reactor (mg/l)

Tanto la carga a vertedero como la carga de sólidos también variarán en función del caudal medio y el caudal máximo

#### 1.1.4.4 Velocidad de circulación

Para evitar las perturbaciones motivadas por las corrientes de densidad y el arrastre del fango ya depositado, en los decantadores rectangulares las velocidades horizontales deben tener unos valores determinados, que no deben exceder los 30 m/h a caudal máximo.

#### 1.1.4.5 Situación y carga del vertedero

El líquido mezcla del fango activado que entra en el tanque fluirá a lo largo del fondo del mismo como una corriente de densidad, hasta que se encuentre una contracorriente o una pared, por lo que a menos que se diseñe de otra forma, habrá sólidos que puedan escaparse por el vertedero del efluente.

Los clarificadores circulares se fabrican con vertederos situados cerca del centro y del perímetro del tanque. La profundidad mínima del agua debajo de los vertederos así situados, deberá ser de 3 m a fin de evitar el rebose de las corrientes de densidad. Si los vertederos se sitúan en el perímetro del tanque o en las paredes externas en los tanques rectangulares, la profundidad mínima será de 3,5 metros [Metcalf and Eddy, 1977, p.560]

Llegados a este punto, se describen a continuación los parámetros de diseño de un decantador circular.

### 1.1.5 Cálculo de los parámetros de diseño de decantación secundaria

En el dimensionado de decantadores hay que atender, especialmente, a los siguientes puntos:

- Superficie de decantación
- Volumen de decantación
- Altura de decantación
- Carga en vertedero
- Carga de sólidos

En la Tabla 1.3 se muestran las recomendaciones sobre los parámetros de decantación para un proceso convencional de fangos activados

	VELOCIDAD ASCENSIONAL(*)	TIEMPO DE RETENCIÓN	CARGA EN VERTEDERO	CARGA DE SÓLIDOS
Qmedio	$\leq 0.8 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$	$\geq 3\text{h}$	$\leq 5.7 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \text{m}$	$\leq 2,5 \text{ Kg SS}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$
Qmáximo	$\leq 1.5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$	$\geq 2\text{h}$	$\leq 10 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \text{m}$	$\leq 6 \text{ Kg SS}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$

**Tabla 1.3 Parámetros en la decantación secundaria de fangos activos**  
 “Manual de diseño de estaciones depuradoras de aguas residuales” [ Aurelio Hdez. p.65]

### 1.1.5.1 Cálculo de los caudales máximo y medio

$$Q_{\text{máx}} = Q_{\text{máx}} \cdot (1+r) = 83,34 \text{ m}^3/\text{h} \cdot (1+0.375) = 114,6 \text{ m}^3/\text{h} = 2750 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_{\text{med}} = Q_{\text{med}} \cdot (1+r) = 37,89 \text{ m}^3/\text{h} \cdot (1+0.375) = 52,11 \text{ m}^3/\text{h} = 1250,6 \text{ m}^3/\text{d}$$

### 1.1.5.2 Cálculo de la superficie

$$\text{A caudal máximo : } A_{(Q_{\text{max}})} = \frac{Q_{\text{max}}}{V_{\text{asc}(Q_{\text{max}})}} = \frac{114,6}{1,5} = 76,4 \text{ m}^2$$

$$\text{A caudal medio : } A_{(Q_{\text{med}})} = \frac{Q_{\text{med}}}{V_{\text{asc}(Q_{\text{med}})}} = \frac{52,11}{0,8} = 65,13 \text{ m}^2$$

Seleccionamos el área mayor por ser el más desfavorable. Adoptando 1 unidad circular, procedemos a calcular el diámetro aproximado

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 76,4}{\pi}} = 9,86 \text{ m} \approx 10 \text{ m}$$

$$\text{Sup.Real} = \pi \cdot \frac{10^2}{4} = 78,5 \text{ m}^2$$

### 1.1.5.3 Comprobación de la carga de sólidos

$$C_{\text{sol}(Q_{\text{max}})} = \frac{X \cdot Q_{\text{max}}}{\text{Sup.real}} = \frac{3 \cdot 114,6}{78,5} = 4,38 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{ h}} \leq 6$$

$$C_{\text{sol}(Q_{\text{med}})} = \frac{X \cdot Q_{\text{med}}}{\text{Sup.real}} = \frac{3 \cdot 52,11}{78,5} = 1,99 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{ h}} \leq 2,5$$

Luego, la superficie adoptada es válida

### 1.1.5.4 Cálculo del volumen

$$\text{A caudal máximo: } V_{(Q_{\text{max}})} = t_{R(Q_{\text{max}})} \cdot Q_{\text{max}} = 2 \cdot 114,6 = 229,2 \text{ m}^3$$

A caudal medio :  $V_{(Q_{med})} = t_{R(Q_{mad})} \cdot Q_{med} = 3 \cdot 52,11 = 156,33 \text{ m}^3$

Es decir, el volumen total de decantación debe ser mayor o igual a  $229,2 \text{ m}^3$ .

Conocidos volumen y área, calculamos la altura:

$$h \geq \frac{\text{volumen}}{\text{Sup.real}} = \frac{229,2}{78,5} = 2,92 \text{ m}$$

Como este valor es menor al mínimo recomendado, fijamos una altura de 3 m y por lo tanto el volumen real será:

$$V_{\text{real}} = 3 \cdot 78,5 = 235,5 \text{ m}^3$$

#### 1.1.5.5 Cálculo de la carga sobre el vertedero

A caudal máximo:  $C_{\text{vert}(Q_{\text{max}})} = \frac{Q_{\text{max}}}{2 \cdot \pi \cdot D} = \frac{114,6}{2 \cdot \pi \cdot 10} = 1,82 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \leq 10,5$

A caudal medio :  $C_{\text{vert}(Q_{\text{med}})} = \frac{Q_{\text{max}}}{2 \cdot \pi \cdot D} = \frac{52,11}{2 \cdot \pi \cdot 10} = 0,89 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \leq 5,7$

El diseño por lo tanto es válido

## 1.2 PROCESO MEDIANTE UN BIORREACTOR DE MEMBRANAS SUMERGIDO

### 1.2.1 Descripción del proceso

El objetivo de este apartado es establecer un proceso por etapas de determinación de los parámetros de diseño de un BRM.

A lo largo de la redacción de nuestra memoria, se ha observado que el diseño y operación de un biorreactor de membrana no es una tarea sencilla y que requiere una adaptación cuidadosa de los parámetros de filtración y operación biológica. Es por esta razón por la que se tendrán en cuenta algunos aspectos como el tipo de configuración, el tipo de membrana, tipo de reactor, etc. a la hora de establecer las ecuaciones de diseño.

Se ha visto en varias ocasiones que existen algunas diferencias entre los BRM sumergidos y los de configuración exterior. En los BRM existen dos inconvenientes importantes: el fouling y los elevados costes del proceso de membranas. En los BRM en lazo externo, los costes energéticos son aproximadamente dos órdenes de magnitud mayores en comparación a los BRM sumergidos debido a la recirculación existente en los primeros. Además el fouling es más importante que en los BRM sumergidos lo que provoca mayores costes de limpieza y mantenimiento. Estos dos inconvenientes unidos a que los BRM sumergidos son más compactos por tener integradas las membranas en el reactor, hace que estos últimos cobren mayor protagonismo. Por lo tanto, se establecerá a continuación el procedimiento de diseño de un BRM sumergido.

En la Figura 1.6 se presenta un diagrama de flujo del proceso y en la Tabla 1.4 la definición de los símbolos utilizados. El agua residual que entra en el proceso consta de DBO soluble ( $DBO_F$ ), de sólidos en suspensión volátiles ( $X_{VF}$ ) y no volátiles ( $X_{NVF}$ ) y de ciertas cantidades de nutrientes (fósforo y nitrógeno) expresados como nitrógeno total Kjendahl (NTK), nitrógeno amoniacal ( $N-NH_4$ ) y fósforo total (Pt).

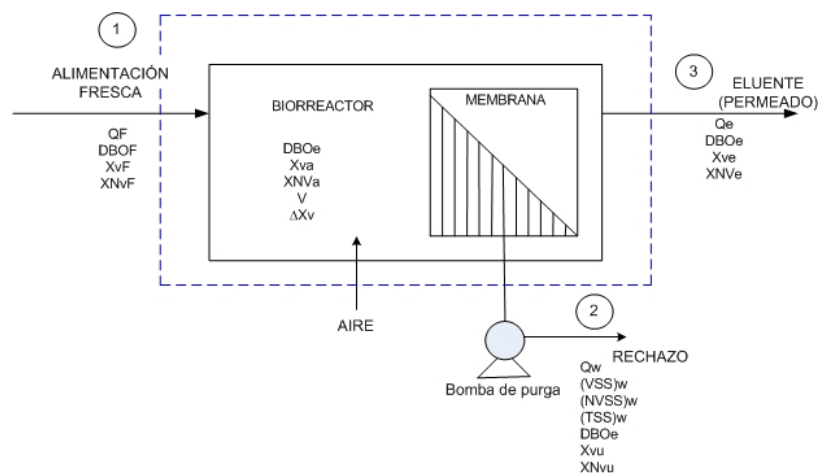


Figura 1.6 Diagrama de flujo de un BRM sumergido

Caudales (m <sup>3</sup> /s)		Concentraciones de la DBO soluble (mg/l)	
SÍMBOLO	DEFINICIÓN	SÍMBOLO	DEFINICIÓN
Q <sub>F</sub>	alimentación inicial	DBO <sub>F</sub>	DBO soluble de la alimentación inicial
Q <sub>e</sub>	efluente final	DBO <sub>e</sub>	DBO soluble del efluente
Q <sub>w</sub>	purga		
Concentraciones de los sólidos volátiles en suspensión (VSS) (mg/l )		Concentraciones de los sólidos no volátiles en suspensión (NVSS) (mg/l)	
SÍMBOLO	DEFINICIÓN	SÍMBOLO	DEFINICIÓN
X <sub>VF</sub>	Vss en la alimentación inicial	X <sub>NVF</sub>	NVSS en la alimentación inicial
X <sub>Va</sub>	VSS en el reactor	X <sub>NVa</sub>	NVSS en el reactor
X <sub>Ve</sub>	VSS en el efluente final	X <sub>NVe</sub>	NVSS en el efluente final
X <sub>Vu</sub>	VSS en la descarga del clarificador	X <sub>NVu</sub>	NVSS en la descarga del clarificador
Purga (Kg/d)		Volumen del reactor (m <sup>3</sup> )	
(VSS) <sub>w</sub>	VSS en la purga	V	volumen del reactor
(NVSS) <sub>w</sub>	NVSS en la purga	Producción de lodos (Kg/d)	
(SST) <sub>w</sub>	SST en la purga	ΔX <sub>v</sub>	producción de lodo

Tabla 1.4 Definición de los símbolos utilizados en la Figura 1.6

Como en el caso del proceso de fangos activados, el objetivo y por lo tanto el diseño de las plantas con BRM se basa en la eliminación de la DBO soluble y en la mayor proporción posible de los compuestos nitrogenados, pudiendo obtener así un efluente con la calidad de un tratamiento terciario pero sin necesidad de incorporarlo.

Al ser la concentración de sólidos volátiles en suspensión una concentración de microorganismos heterogénea, los sólidos en suspensión en la alimentación son despreciables debido a la poca presencia de oxígeno. Por otro lado, la DBO insoluble se separará, en este caso, del agua residual gracias a la presencia de las membranas.

Cabe destacar en este punto, que se considerará que el reactor con el que se está trabajando es un reactor de flujo continuo en tanque agitado. En el caso de los BRM, la presencia de las membranas permite que la concentración de sólidos en suspensión volátiles en él esté comprendido normalmente entre



10.000 y 20.000 mg/l. Así para mantener constante esta concentración de sólidos en suspensión en el reactor en todo momento, es necesario purgar del sistema una cantidad de sólidos en suspensión igual a la producción de lodo biológico en el reactor,  $\Delta XV$ .

Finalmente, cabe destacar de la Figura 1.6, que la DBO soluble en el licor mixto se considera que es igual a la DBO del efluente ya que las membranas utilizadas en los BRM son mayoritariamente de microfiltración o ultrafiltración, las cuales raramente eliminan materiales disueltos.

Una de las diferencias más importantes entre el proceso de fangos activados y los BRM y que hace que estos últimos sean competitivos, es la sustitución del clarificador secundario por membranas. En la actualidad existen muchos tipos de membranas, de módulos y de empresas fabricantes, lo que hace que la gama de membranas posibles a utilizar sea enorme. Es por esta razón por la que a la hora de fijar parámetros de diseño, como el flujo de permeado será necesario escoger una de las muchas posibilidades existentes.

Aunque dependerá del fabricante, las membranas, como ya se ha comentado, se agrupan en módulos, estos a su vez se agrupan en *cassettes* y los *cassettes* se unirá formando un tanque de membranas con varias vías de funcionamiento para la limpieza de los mismos. Esta secuencia de agrupaciones puede observarse en la Figura 1.7

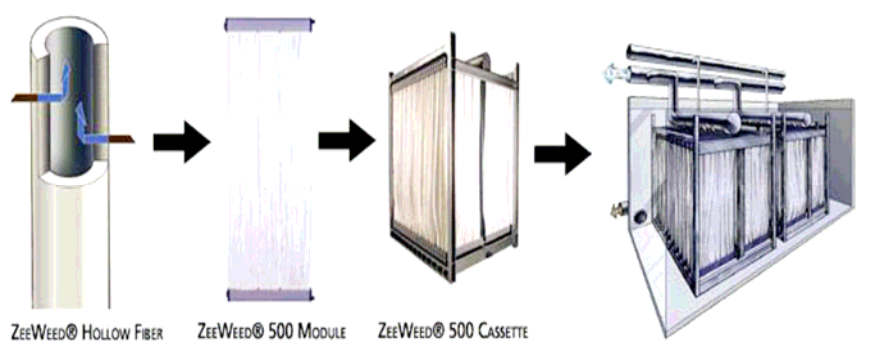


Figura 1.7 Representación de una membrana, módulo, cassette y tanque de la marca Zenon

Por lo tanto, en función de la membrana escogida para el proceso se tendrá el flujo de permeado e indirectamente la PTM.

### 1.2.2 Dimensionamiento de un Biorreactor de Membranas

Para que el proceso se entienda con mayor facilidad, se establecen a continuación los pasos a seguir para el diseño del BRM sumergido. No sin antes mostrar la lista de los datos básicos requeridos y de los criterios fundamentales de diseño.

#### *I. Datos de la alimentación inicial*

- Caudal,  $Q_F$
- DBOF en mg/l de  $DBO_5$
- Sólidos en suspensión en la alimentación inicial,  $X_{VF}$ ,  $X_{NVF}$
- Temperatura de la alimentación inicial,  $T_F$
- Alcalinidad en mg/l de  $CaCO_3$
- Nitrógeno Total Kjendal (NTK),  $N_F$
- Fósforo Total,  $P_F$

#### *II. Datos sobre la calidad del efluente*

- DBOe en mg/l de  $DBO_5$
- Flujo de permeado,  $J_e$
- Nitrógeno Total Kjendal (NTK),  $N_e$
- Fósforo Total,  $P_e$

#### *III. Información para el diseño del reactor biológico*

- Valor de diseño de la concentración de MLVSS,  $X_{Va}$
- Temperatura del aire ambiente,  $T_a$
- Parámetros biocinéticos:  $k$ ,  $k_d$ ,  $Y$

#### *IV. Características de las membranas*

- Tipo de membrana
- Dimensiones del módulo de membrana escogido
- N° de módulos en un cassette,  $N_M$

- N° de cassettes por tanque, Nc

<b>DATOS DE LA ALIMENTACIÓN INICIAL</b>	
<i>Parámetros</i>	<i>Valor</i>
Q	2000 m <sup>3</sup> /d
DBO <sub>F</sub>	176 mg/l
XV <sub>F</sub>	≈ 0
T <sub>F</sub> verano	18 °C
T <sub>F</sub> invierno	8 °C
N <sub>F</sub>	60 mg/l
<b>DATOS SOBRE LA CALIDAD DEL EFLUENTE</b>	
DBO <sub>e</sub>	15 mg/l
N <sub>e</sub>	20 mg/l
X <sub>Ve</sub>	≈ 0
X <sub>NVe</sub>	≈ 0
<b>INFORMACION PARA EL DISEÑO DEL REACTOR</b>	
X <sub>Va</sub>	16000 mg/l
T <sub>a</sub> verano	26 °C
T <sub>a</sub> invierno	-1 °C
K	0,00123 h <sup>-1</sup> ·l/mg
θ (coef.de Arrhenius para K)	1,03
K <sub>d</sub>	0,0025 h <sup>-1</sup>
θ (coef.de Arrhenius para Kd)	1,05
Y	0,5 Kg MLVSS/kg DBO <sub>F</sub>
X <sub>vu</sub>	11000 mg/l

<b>INFORMACIÓN SOBRE LAS MEMBRANAS</b>	
<b>Parámetros</b>	<b>Valor</b>
J <sub>e</sub>	20 l/m <sup>2</sup> h (por debajo del flujo crítico)
PTM	0,5 bar
N <sub>C</sub>	6 cassettes/tanque
Dimensiones/características membranas	Ver tabla1.2.3

Tabla 1.5 Datos de Partida

Se ha escogido para esta comparativa un módulo de membrana de fibra hueca (out-in) de la marca Zenon. Este módulo de membranas llamado ZeeWeed®serie 500 consta de fibras huecas de 1,9 mm de diámetro exterior y

un tamaño de poro nominal de 0,4  $\mu\text{m}$ . Estas fibras están montadas verticalmente formando estos módulos. En la Tabla 1. se presentan las dimensiones de éstos:



<b>CARACTERÍSTICAS / DIMENSIONES MEMBRANAS</b>			
<b>MODULO</b>	DIMENSION (cm)	200×110×30	 (*)
	AREA FILTRACIÓN (m <sup>2</sup> )	46	
	Nº MODULOS POR CASSETTE	8	
<b>CASSETTES</b>	DIMENSION (cm)	200×110×250	 (*)
	AREA FILTRACION (m <sup>2</sup> )	368	
	Nº CASSETTES POR TANQUE	6	

Tabla 1.6 Dimensiones y características de las membranas

(\*)[http://www.zenonenv.com/MBR/reinforced\\_membranes.shtml](http://www.zenonenv.com/MBR/reinforced_membranes.shtml)

En este tipo de membranas, la filtración se consigue con flujos críticos aproximadamente entre 40-70 l/m<sup>2</sup>h bajo una PTM entre 10-50 KPa [Stephenson, et al, 2000, p.141]. Esta PTM se obtiene mediante una combinación de una presión estática en el lado del reactor y una presión negativa en el lado del permeado usando bombas centrífugas convencionales.

Además se considerarán periódicas limpiezas de contralavado (backpulse) con permeado almacenado para controlar el fouling e intentar extender el intervalo

entre las limpiezas químicas. Un hecho clave en esta configuración de membranas sumergidas es que la PTM es pequeña y esencialmente uniforme a lo largo de la longitud de las fibras lo que permite una disminución del fouling.

Para el caso de una planta con BRM, se seguirá el mismo procedimiento de pasos que para el tratamiento de fangos activados. El procedimiento podría ser el siguiente:

**Paso 1.** A partir de las características de las membranas se podrán determinar el número de tanques de aireación para poder tratar los 2000 m<sup>3</sup>/d de agua residual, a partir del flujo de permeado.

$$J \left( \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} \right) \times \text{Area}_{\text{filtración}} (\text{m}^2) \times N_M \times \left( \frac{\text{módulos}}{\text{cassettes}} \right) \times N_C \left( \frac{\text{cassettes}}{\text{tanque}} \right) = Q \quad [1.52]$$

$$20 \left( \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} \right) \times 46 (\text{m}^2) \times 8 \left( \frac{\text{módulos}}{\text{cassettes}} \right) \times 6 \left( \frac{\text{cassettes}}{\text{tanque}} \right) = 44,16 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 1059,84 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Considerando para dimensionar la planta que el objetivo es obtener la mayor cantidad de agua tratada a partir del agua residual, se iguala :

$$Q_r = N_T \cdot Q \Rightarrow N_T = \frac{Q_F}{Q} \quad [1.53]$$

$$2000 = N_T \cdot 1059,84 \Rightarrow N_T = \frac{2000}{1059,84} = 1,88 \approx 2 \text{ Tanques}$$

**Paso 2.** Conociendo las dimensiones de los módulos y los cassettes podrá calcularse el volumen de cada tanque en función del volumen que ocupa cada cassette

Según las características de la Tabla 1.6, habrá 8 módulos en cada cassette:

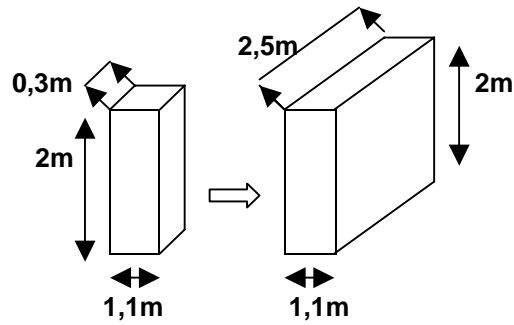


Figura 1.7 Dimensiones del módulo y cassette empleados

Así considerando que en un tanque se introducen 6 cassettes y que la profundidad del reactor biológico es de 4 metros (altura mínima 3 - 4,5m, "Metcalf & EDDY, p.581) el volumen del tanque será:

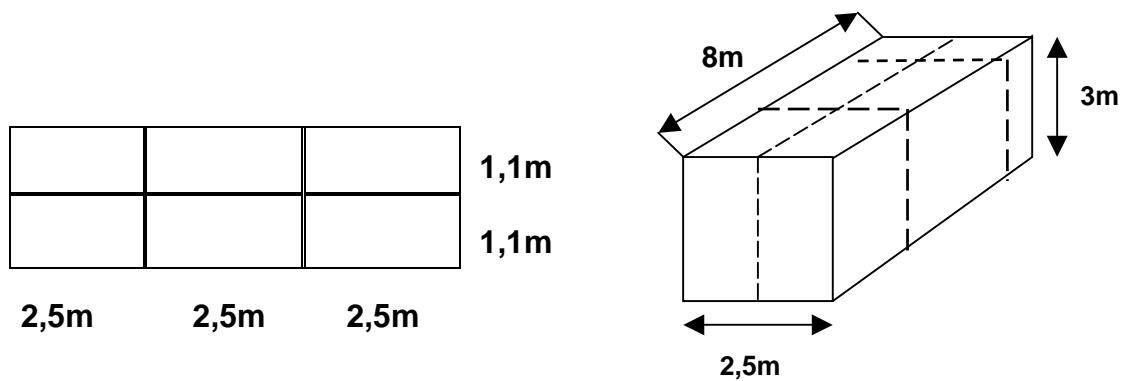


Figura 1.8 Dimensiones del tanque empleado

Por lo que el volumen de cada tanque vendrá dado por:

$$V_{\text{Tanque}} = \text{Alto} \times \text{Ancho} \times \text{Largo} \quad [1.54]$$

- Ancho = 2,2m  $\approx$  2,5m
- Alto = 3m
- Largo = 7,5 m  $\approx$  8m

$$V_{\text{Tanque}} = 3 \times 2,5 \times 8 = 60 \text{ m}^3$$

**Paso 3.** Como en el caso de los BRM sumergidos no hay recirculación, el tiempo de retención hidráulica calculado, lo consideraremos como el TRH real.

Al existir dos tanques, el caudal que se introduce en cada tanque es :

$$Q'_F = \frac{Q_F}{N_T} = \frac{2000}{2} = 1000 \text{ m}^3 / d \quad [1.55]$$

Por lo que el tiempo de retención hidráulica será,

$$t_{h(\text{tanque})} = \frac{V_T}{Q'_F} = \frac{60}{1000} = 0,06 d = 1,44 h \quad [1.56]$$

**Paso 4.** Conociendo el TRH puede calcularse la relación A/M :

$$A / M = \frac{DBO_F}{t \cdot X_{va}} = \frac{176}{1,44 \cdot 15000} = 0,0081 h^{-1} = 0,19 d^{-1} \quad [1.31]$$

**Paso 5.** Estimación de los kg DBO<sub>r</sub>/d eliminados en cada uno de los tanques

$$\text{Kg DBO}_r / d = (DBO_F - DBO_e) \cdot Q'_F \quad [1.23]$$

$$\text{Kg DBO}_r / d = (176 - 15) \times 1000 \cdot 10^{-3} = 161 \text{ Kg DBO}_r / d$$

**Paso 6.** Se realiza una estimación preliminar de la potencia requerida para la aireación. Esta estimación preliminar se verificará más adelante y si no hubiera acuerdo en los límites preestablecidos se seguirá un procedimiento iterativo hasta alcanzar la convergencia deseada:

$$P = \frac{(DBO_F - DBO_e) \cdot Q'_F}{20 \text{ a } 22} = \frac{161}{21} = 7,6 CV \quad [1.24]$$

donde el factor del denominador al igual que en el caso del reactor de fangos activados lo consideraremos con un valor comprendido entre 20 y 22

**Paso 7.** Se lleva a cabo una estimación preliminar de la temperatura  $T_w$  del licor mixto del reactor en verano e invierno:

□ Verano

$$T_F = 18 \quad Q_F = 1000 \frac{m^3}{d} \times \frac{d}{24h} \times \frac{h}{3600s} = 0,011 m^3/s$$

$T_a = 26 \text{ }^\circ\text{C}$

$$T_w = \frac{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,011 \cdot 18 + 1134 \cdot 7,6 \cdot 26}{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,011 + 1134 \cdot 7,6} = 19,44 \text{ }^\circ\text{C} \quad [1.26]$$

□ Invierno

$T_F = 8 \text{ }^\circ\text{C}$

$T_a = -1 \text{ }^\circ\text{C}$

$$T_w = \frac{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,011 \cdot 8 - 1134 \cdot 7,6 \cdot 1}{3,6 \cdot 10^6 \cdot 0,011 + 1134 \cdot 7,6} = 6,3 \text{ }^\circ\text{C}$$

**Paso 8.** Se calculan los valores de los parámetro biocinéticos  $K$ ,  $K_d$ , para las temperaturas de verano e invierno.

Al obtener valores similares de temperatura al del proceso de fangos activados, los parámetros biocinéticos se mantienen iguales

□ Verano

$$K_{19,44} = 0,0012 \text{ l/mg}\cdot\text{h} = 0,0291 \text{ l/mg}\cdot\text{d}$$

$$K_{d19,44} = 0,0024 \text{ h}^{-1} = 0,0585 \text{ d}^{-1}$$

□ invierno

$$K_{6,3} = 0,0008 \text{ l/mg}\cdot\text{h} = 0,0197 \text{ l/mg}\cdot\text{d}$$

$$K_{6,3} = 0,0013 \text{ h}^{-1} = 0,0308 \text{ d}^{-1}$$

**Paso 9.** Se ha considerado el biorreactor como un reactor biológico continuo que opera bajo régimen estacionario y mezcla completa (RFCTA), representado en la Figura 1.6



A nivel cinético, el balance de materia del sustrato que entra y abandona el biorreactor puede escribirse como:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{velocidad neta de} \\ \text{cambio en el reactor} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{velocidad a la que el} \\ \text{sustrato entra en} \\ \text{el reactor} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{velocidad a la que el} \\ \text{sustrato abandona} \\ \text{el reactor} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{velocidad a la que el} \\ \text{sustrato se oxida en} \\ \text{el reactor} \end{array} \right\}$$

Bajo régimen estacionario, la concentración de sustrato en el reactor permanece constante y por lo tanto la velocidad neta de cambio en el reactor desaparece. Sustituyendo cada una de las velocidades de la expresión anterior se tiene:

$$0 = Q_F \cdot DBO_F - Q_e \cdot DBO_e - \left( \frac{dS}{dt} \right) \cdot V \quad [1.57]$$

En el caso de la velocidad de consumo de sustrato, esta vendrá expresada en términos de unidad de MLVSS presente en el reactor, y estará definida mediante :

$$q = \frac{1}{X_{va}} \left( \frac{dS}{dt} \right) \quad [1.58]$$

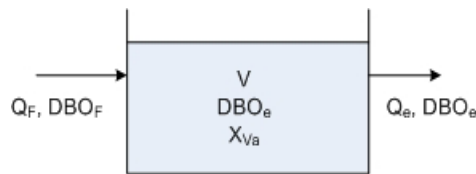


Figura 1.9 Diagrama simplificado de un reactor continuo

Combinando las ecuaciones [1.57] y [1.58] :

$$q = \frac{1}{X_{va}} \cdot (Q_F \cdot DBO_F - Q_e \cdot DBO_e) \quad [1.59]$$

Aceptando que el consumo de sustrato sigue una cinética de primer orden,

$(\frac{dS}{dt})$  puede expresarse como :

$$\left(\frac{dS}{dt}\right) = K \cdot DBO_e \quad [1.60]$$

Bajo la suposición cinética de primer orden, la sustitución de  $(\frac{dS}{dt})$  dada por la ecuación [1.60] en la ecuación [1.59] conduce a :

$$\frac{1}{X_{va}} \cdot K \cdot DBO_e = \frac{1}{X_{va} \cdot V} \cdot (Q_F \cdot DBO_F - Q_e \cdot DBO_e) \quad [1.61]$$

ya que la concentración de MLVSS en equilibrio ( $X_{va}$ ) viene fijada por una operación específica de reactor continuo, la relación  $K/X_{va}$  es una constante que se denotará mediante  $k$ , esto es:

$$k = \frac{K}{X_{va}} \quad [1.62]$$

En consecuencia la ecuación [1.61] se transforma en :

$$k \cdot DBO_e = \frac{1}{X_{va}} \cdot (Q_F \cdot DBO_F - Q_e \cdot DBO_e) \quad [1.63]$$

lo que permite calcular la  $DBO_e$  :

$$DBO_e = \frac{Q_F \cdot DBO_F}{K \cdot X_{va} \cdot V + Q_e} \quad [1.64]$$

Para poder aplicar la ecuación [ 1.64 ] y poder determinar como la  $DBO_5$  del efluente varía con la temperatura, se hará una primera estimación, en la que se considerará que  $Q_e \approx Q_F$ , ya que el caudal de purga,  $Q_w$ , será mucho más pequeño que el caudal del afluente ( $Q_F \gg Q_w$ ). Así la  $DBO_e$  será:

$$DBO_e \approx \frac{Q_F \cdot DBO_F}{K \cdot X_{va} \cdot V + Q_F} \quad [1.65]$$

- Condiciones de verano

$$DBO_e = \frac{1000 \cdot 176}{0,0291 \cdot 15000 \cdot 60 + 1000} = 6,49 \text{ mg / l}$$

- Condiciones de invierno

$$DBO_e = \frac{1000 \cdot 176}{0,0197 \cdot 15000 \cdot 60 + 1000} = 9,38 \text{ mg / l}$$

**Paso 10.** La producción de fango en cada tanque en función de las condiciones de verano e invierno vendrá dada por la ecuación [1.34]

- Condiciones de verano

$$\Delta X_v = 0,5 \cdot (176 - 6,47) \cdot 1000 \cdot 10^{-3} - 0,0585 \cdot 15000 \cdot 60 \cdot 10^{-3} = 32,21 \text{ Kg/d}$$

- Condiciones de invierno

$$\Delta X_v = 0,5 \cdot (176 - 9,39) \cdot 1000 \cdot 10^{-3} - 0,0308 \cdot 15000 \cdot 60 \cdot 10^{-3} = 55,53 \text{ Kg/d}$$

**Paso 11.** Los requerimientos de oxígeno para las condiciones de verano, vendrá dado por la siguiente expresión:

$$\text{KgO}_2 / \text{d} = \frac{Q'_F (DBO_F - DBO_e)}{f} - 1,42 \cdot \Delta X_v + 4,57 \cdot Q'_F \cdot (N_F - N_e)$$

donde,

- $N_F$  = Nitrógeno total Kjendahl en el influente
- $N_e$  = Nitógeno total Kjendahl en el efluente
- 1,42 = Factor de conversión para la demanda de oxígeno
- 4,57 = Factor de conversión para para la oxidación completa

ya que en este tipo de procesos al operarse con TRS elevados, permite que los microorganismos de crecimiento lento puedan oxidar los compuestos nitrogenados del licor mezcla . Por lo tanto nos quedaría:

$$\text{KgO}_2 / \text{d} = \frac{1000 \cdot 10^{-3} (176 - 6,47)}{0,68} - 1,42 \cdot 32,11 + 4,57 \cdot 1000 \cdot 10^{-3} \cdot (60 - 20) = 386,34 \text{ Kg} / \text{d}$$

**Paso 12.** Recalculamos la potencia necesaria para un rendimiento de transferencia de oxígeno igual a 0,854 KgO<sub>2</sub>/CVh

$$P' = \frac{\text{KgO}_2/\text{d}}{(\text{RT})_{\text{real}}} = \frac{386,51}{0,854 \cdot 24} = 18,85 \text{ CV} \quad [1.36]$$

Se observa que la nueva potencia estimada es mayor a la previsible debido al mayor requerimiento de oxígeno en los BRM .

Volvemos al paso 6 y comenzamos un proceso iterativo a partir de las condiciones veraniegas por ser las condiciones más críticas.

Usando como base de cálculo una hoja EXCEL y después de 3 iteraciones obtenemos:

P <sub>inicial</sub>	T <sub>w</sub>	DBO <sub>e</sub>	ΔX <sub>v</sub>	KgO <sub>2</sub> /d	P <sub>final</sub>
7,67	19,44	6,49	32,21	386,34	18,85
18,85	20,80	6,24	28,72	397,67	19,11
<b>19,11</b>	<b>20,83</b>	<b>6,24</b>	<b>28,69</b>	<b>397,67</b>	<b>19,11</b>

Tabla 1.7 Valores de parámetros de diseño

Una vez obtenido estos nuevos valores, calculamos los requerimientos de aireación (Q<sub>air</sub>) :

$$Q_{\text{air}} = \frac{\text{Kg O}_2 / \text{d}}{4 \cdot m \cdot \eta}$$

La eficiencia específica de transferencia de oxígeno, η se calcula mediante la expresión, según Yoon et al. (2004)

$$\eta = 9 - 8,63 \cdot 10^{-4} X_{va} + 2,56 \cdot 10^{-8} X_{va}^2$$

$$\eta = 9 - 8,63 \cdot 10^{-4} \cdot 15000 + 2,56 \cdot 10^{-8} (15000)^2 = 1,81\% / \text{m}$$

Consideraremos que la profundidad del reactor es de 4 m, como ya habíamos visto anteriormente para el caso de fangos activados, por lo tanto:

$$Q_{\text{air}} = \frac{397,67}{4 \cdot 4 \cdot 0,0181} = 1373,17 \text{ KgO}_2 / d$$

**Paso 13.** Cálculo del caudal de purga.

Realizamos un balance de materia de sólidos en suspensión en el reactor, tal y como se muestra en la Figura 1.10, podrá determinarse la cantidad en Kg/d de sólidos volátiles en suspensión en el exceso de fango, donde el término  $k_d \cdot X_{Va} \cdot V$  indica la biomasa perdida por respiración endógena y el término  $Y \cdot (DBO_F - DBO_e) \cdot Q_F$ , la producción de biomasa por síntesis en el reactor.

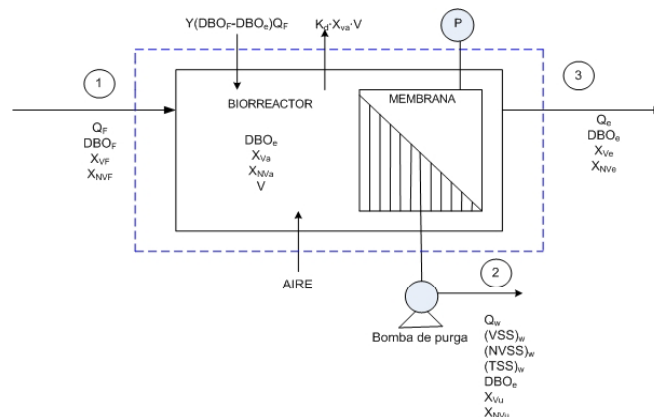


Figura 1.10 Balance de masa de los sólidos en suspensión en un BRM sumergido

$$Y \cdot (DBO_F - DBO_e) \cdot Q_F + Q_F \cdot X_{VF} = Q_W \cdot X_{VU} + k_d \cdot X_{Va} \cdot V + Q_e \cdot X_{Ve}$$

$$(VSS)_W = Q_W \cdot X_{VU} = Y \cdot (DBO_F - DBO_e) \cdot Q_F - k_d \cdot X_{Va} \cdot V + Q_F \cdot X_{VF} - Q_e \cdot X_{Ve}$$

$$(VSS)_W = \Delta X_V + Q_F \cdot X_{VF} - Q_e \cdot X_{Ve} = Q_W \cdot X_{VU} \quad [1.17]$$

Llegados a este punto, la presencia de la membrana determina el proceso. En los BRM se utilizan membranas de MF o UF lo que impide el paso de los sólidos en suspensión a través de ellas. Este hecho determina que la concentración de sólidos en suspensión en el efluente ( $X_{Ve}$ ) sea prácticamente nula, esto es  $X_{Ve} \approx 0$ . Por lo tanto, la membrana retiene “todos” los sólidos volátiles en suspensión presentes en el reactor, por lo que puede considerarse que  $X_{Va} \approx X_{Vu}$ .

A partir de estas consideraciones, la ecuación [ 1.17 ] se simplifica y permite calcular el caudal de purga para un tanque:

$$Q'_W \cdot X_{Va} = \Delta X_V + Q'_F \cdot X_{VF}$$

$$Q'_W = \frac{\Delta X_V + Q'_F \cdot X_{VF}}{X_{Va}} \quad [1.66]$$

- Condiciones de verano

$$Q'_W = \frac{28,69}{15000 \cdot 10^{-3}} = 1,91 \text{ m}^3 / d$$

- Condiciones de invierno

$$Q'_W = \frac{57,36}{15000 \cdot 10^{-3}} = 3,84 \text{ m}^3 / d$$

En este punto puede verse como  $Q_F \gg \gg Q_W$ , con lo que la aproximación  $Q_e \approx Q_F$  es aceptable.

Tomaros como valor de  $Q'_W$  un valor medio del caudal entre las condiciones de verano e invierno de  $2,8 \text{ m}^3/d$

#### Paso 14. Caudal del efluente

$$Q'_e = Q'_F - Q'_W$$

$$Q'_e = 1000 - 2,8 = 997,2 \text{ m}^3/d$$

**Paso 15.** Cálculo de sólidos totales en suspensión purgados

Mediante la Figura 1.6 puede determinarse también los  $(NVSS)_W$  de purga realizando un balance de materia de sólidos en suspensión no volátiles :

$$(NVSS)_W = Q_W \cdot X_{NVU} = Q_F \cdot X_{NVF} - Q_e \cdot X_{Nve} \quad [1.67]$$

En este caso se tomará  $X_{NVF} = 6,86 \text{ mg/l}$ , valor encontrado mediante el proceso de fangos activados:

- $(NVSS)_W = 1000 \cdot 6,86 \cdot 10^{-3} - 997,2 \cdot 0 = 6,86 \text{ Kg/d}$

Para  $(VSS)_W$ , la ecuación considerando que  $X_{Va} \approx X_{Vu}$  vendrá dada como:

- $(VSS)_W = Q_W \cdot X_{Vu} = 2,8 \cdot 15000 \cdot 10^{-3} = 42 \text{ Kg/d}$

Por lo tanto, conociendo  $(VSS)_W$  y  $(NVSS)_W$  puede determinarse los sólidos totales en suspensión eliminados:

- $(TSS)_W = (VSS)_W + (NVSS)_W = 48,86 \text{ Kg/d}$

**Paso 16.** DBO<sub>5</sub> real

$$DBO_e = \frac{Q_F \cdot DBO_F}{K \cdot X_{Va} \cdot V + Q_e}$$

Ahora ya puede calcularse el valor de la DBO en el efluente de forma rigurosa

- Condiciones de verano

$$DBO_e = \frac{1000 \cdot 176}{0,0301 \cdot 15000 \cdot 60 + 997,2} = 6,26 \text{ mg / l}$$

- Condiciones de invierno

$$DBO_e = \frac{1000 \cdot 176}{0,0189 \cdot 15000 \cdot 60 + 997,2} = 9,77 \text{ mg / l}$$

Observamos para estos nuevos valores de DBO que la aproximación  $Q_F \approx Q_e$  puede aceptarse.

**Paso 19.** Igual que para el caso de fangos activos calculamos por último la edad del fango y la carga volumétrica

$$\theta_c = \frac{V \cdot X_{va}}{Q_w \cdot X_{vu} + Q_e \cdot X_{ve}}$$

$$\theta_c = \frac{60 \cdot 15000}{2,8 \cdot 15000} = 21,42 d$$

$$C_V = \frac{DBO_5 \cdot Q_F}{V} = \frac{176 \cdot 1000 \cdot 10^{-3}}{60} = 2,93 \text{Kg}_{DBO_5} / m^3 d$$

**Paso 20.** Finalmente, pueden encontrarse ciertas eficiencias del proceso como son:

- Porcentaje de conversión de las membranas

$$Y = 100 \cdot \frac{Q'_e}{Q'_F} = 100 \times \frac{997,2}{1000} = 99,72 \% \quad [1.68]$$

- Eficiencia de eliminación de DBO del BRM

$$\eta_T = \frac{DBO_F - DBO_e}{DBO_F} \cdot 100 = \frac{176 - 6,24}{176} \cdot 100 = 96,45\%$$



## 2. REITERACION DE CÁLCULO Y DIMENSIONAMIENTO DEFINITIVO DE UNIDADES

### 2.1 REACTOR DE FANGOS ACTIVOS

En base a los parámetros de diseño calculados en la sección anterior, procedemos al dimensionamiento definitivo de un reactor biológico de fangos activados mediante una reiteración de cálculo de los parámetros básicos y teniendo en cuenta los valores normales de diseño para el proceso expuestos en la Tabla 2.1

Variantes del proceso	Edad del Fango (d)	Tiempo de Retención (h)	Carga másica (KgDBO <sub>5</sub> /KgSSV·d)	MLSS (mg/l)
Convencional	4-12	4-8	0,2-0,4	1500-3000
Mezcla Completa	4-12	3-6	0,2-0,6	2500-4000
Alta Carga	4-8	2-4	0,4-1	4000-10000
Aireación Prolongada	>20	16-24	0,05-0,15	3000-6000

Tabla 2.1 Valores Normales de Diseño para los diferentes procesos de Fangos Activos  
“Manual de diseño de estaciones depuradoras” [Aurelio Hdez. Lehmann, p.65]

#### 2.1.1 Volumen de la cuba de aireación

$$V = \frac{Q_F \cdot Y \cdot \theta \cdot (DBO_F - DBO_e)}{X_{Va} \cdot (1 + \theta \cdot K_d)} = \frac{2000 \cdot 0,5 \cdot 9,48 \cdot (176 - 15)}{3000 \cdot (1 + 9,48 \cdot 0,06)} = 324,3 m^3 \quad [2.1]$$

#### 2.1.2 Comprobación de la carga másica

$$C_m = \frac{A}{M} = \frac{DBO_F \cdot Q_F}{X_{Va} \cdot V} = \frac{176 \cdot 2000}{3000 \cdot 324,3} = 0,36 \frac{mgDBO_5}{mgVSS \cdot d} = 0,36 \frac{KgDBO_5}{KgVSS \cdot d} \quad [2.2]$$

El valor se encuentra comprendido entre los valores recomendados para un lodos activos mezcla completa de carga másica media, esto es, 0,2-0,6 Kg DBO<sub>5</sub>/kg VSS·d

### 2.1.3 Tiempo hidráulico de residencia

$$THR = \frac{V}{Q_F} = \frac{324,3}{2000} = 0,16d = 3,84h \quad [1.29]$$

El valor, se encuentra entre los recomendados para Fangos Activos, es decir, 3-6 horas.

### 2.1.4 Caudal de purga de lodos

El caudal vendrá definido por la siguiente expresión:

$$Q_W = \frac{P_{SS} + P_X - Q_F \cdot X_{Ve}}{(X_{Vu} - X_{Ve})} \quad [2.3]$$

donde,

- $P_{SS}$  = Carga de sólidos en suspensión no metabolizados del influente (KgSS/d)
- $P_X$  = Producción de microorganismos en el lodo activo (KgSS/d)

Asimismo cada término se define de la siguiente manera:

$$- P_{SS} = Q_F \cdot \gamma \cdot SS_0$$

- $\gamma$  = Fracción de los sólidos en suspensión del afluente que supone el material no biodegradado. Para aguas Residuales Urbanas se tomará un valor igual a 0,5
- $SS_0$  = Concentración de sólidos en suspensión en el afluente (KgSS/m<sup>3</sup>)

$$- P_X = \frac{Y \cdot Q_O \cdot (DBO_F - DBO_e)}{(1 + \theta \cdot K_d)} \times 1,25$$

- 1,25 = Factor de conversión de VSS a TSS

Sustituyendo en las ecuaciones los valores obtenidos en la sección anterior, tenemos:

$$- P_{SS} = 2000 \cdot 0,5 \cdot 100 \text{ mg SS/l} \cdot 10^{-6} (\text{mgTSS/KgSS}) \cdot 10^3 (\text{l/m}^3) = 100 \text{ Kg SS/ d}$$

Mientras que anteriormente considerábamos que la concentración de VSS en el afluente era prácticamente despreciable ( $X_{VF} \approx 0$ ) frente a la concentración de microorganismos en el reactor, en nuestro caso real y como dato de partida, tenemos una  $SS_0 = 100 \text{ mg/l}$

$$\begin{aligned} P_X &= \frac{0,5 \cdot 2000 \cdot (176 - 15)}{(1 + 9,48 \cdot 0,06)} \times 1,25 = \\ &= \frac{15600}{1,56} \times 1,25 \text{ mgSS / mgSSV} \cdot 10^{-6} \text{ KgSS / mgSS} \cdot 10^3 \text{ l / m} = 128,8 \text{ KgSS / d} \end{aligned}$$

Por lo tanto,

$$Q_w = \frac{100 + 128,8 - 2000 \cdot 30 \cdot 10^{-3}}{(11000 \cdot 10^{-3} - 30 \cdot 10^{-3})} = 15,38 \text{ m}^3 / \text{d}$$

Entonces la cantidad real de lodos a purgar será:

$$P_w = Q_w \cdot X_w = 169,6 \text{ KgSS/d}$$

### 2.1.5 Caudal recirculación de lodos

$$Q_r = \frac{Q_F \cdot (X_{Ve} - X'_{Va}) + Q_w \cdot (X_{Vu} - X_{Ve})}{(X'_{Va} - X_{Vu})} \quad [2.4]$$

Donde,

$X'_{va}$  = Concentración de sólidos en suspensión en el licor mixto ( $\text{KgSS/m}^3$ )

Si consideramos que para la endogénesis de 1gr de masa activa, el 20% corresponde a la formación de residuos no degradables y el 80% a la oxidación completa, entonces

$$X'_{Va} = 0,8 \cdot X_{Va} = 0,8 \cdot 3000 = 3750 \text{ mg/l}$$

Sustituyendo nuestros valores tenemos,

$$Q_r = \frac{2000 \cdot (30 - 3750) + 15,38 \cdot (11000 - 30)}{(3750 - 11000)} = 1003 \text{ m}^3 / d$$

Y la razón de recirculación vendrá dada como:

$$r = \frac{Q_r}{Q_F} = \frac{1003}{2000} = 0,5 \quad [2.5]$$

### 2.1.6 Necesidades teóricas de oxígeno

Vendrá definida por la siguiente ecuación:

$$NO_T = NO_{\text{síntesis}} + NO_{\text{endogénesis}} \quad [2.6]$$

$$\square NO_{\text{síntesis}} = a' \cdot Q_F (DBO_F - DBO_e) \quad [2.7]$$

Con  $a' = 0,050 + 0,01 \cdot \theta$  para ( $\theta < 12$  días)

$$\square NO_{\text{endogénesis}} = \lambda \cdot Y \cdot Q_F (DBO_F - DBO_e) \cdot \left( 1 - \frac{1}{(1 + \theta \cdot K_d)} \right) \times 1,42$$

[2.8]

Con,

- $\lambda$  = Fracción de microorganismos biodegradables (KgSSV<sub>biodegradables</sub>/Kg SSV)
- 1,42= Cantidad de oxígeno necesario para la oxidación de microorganismos ( KgO<sub>2</sub>/KgSSV)

Sustituyendo valores numéricos:

$$a' = 0,050 + 0,01 \cdot 9,48 = 0,59$$

$$NO_{\text{síntesis}} = 0,59 \cdot 2000(176 - 15) \cdot 10^{-3} = 189,9 \text{ KgO}_2/\text{d}$$

$$NO_{\text{endog}} = 0,65 \cdot 0,5 \cdot 2000(176 - 15) \cdot \left(1 - \frac{1}{(1 + 9,48 \cdot 0,06)}\right) \times 1,42 = 59,98 \text{ kgO}_2 / \text{d}$$

Por lo tanto,

$$NO_T = 249,88 \text{ Kg O}_2/\text{d}$$

### 2.1.7 Necesidades Reales de Oxígeno

Las necesidades reales de oxígeno viene definida por la ecuación:

$$NO_R = \frac{NO_T}{K} \quad [2.9]$$

- K = Capacidad de transferencia de oxígeno del sistema de aireación

$$K_{\text{TOTAL}} = K_{T1} \cdot K_{T2} \cdot K_{T3} \quad [2.10]$$

A) Coeficiente  $K_{T1}$ : La aportación de oxígeno es proporcional al déficit de saturación

$$K_{T1} = \frac{C'_S - C_X}{C_S} \quad [2.11]$$

- $C_X$  = Concentración media de oxígeno en tanque de aireación
  - **Sin nitrificación = 2mg/l** (\* Valor para nuestro caso)
- $C_S$  = Saturación en agua clara a temperatura T y a presión atmosférica

T(°C)	C <sub>s</sub> (mg/l)	T(°C)	C <sub>s</sub> (mg/l)
1	14,23	16	9,95
2	13,84	17	9,74
3	13,48	18	9,54
4	13,13	19	9,35
5	12,8	20	9,17
6	12,48	21	8,99
7	12,17	22	8,83
8	11,87	23	8,68
9	11,59	24	8,53
10	11,33	25	8,38
11	11,08	26	8,22
12	10,83	27	9,07
13	10,6	28	7,92
14	10,37	29	7,77
15	10,15	30	7,63

Tabla 2.2 Valores de C<sub>s</sub> en función de la temperatura

- C'<sub>s</sub> = Concentración de saturación en el tanque de aireación a la temperatura T

$$C'_s = C_s \cdot \beta \cdot C_P \cdot C_A$$

- $\beta$  = Relación de las materias en suspensión y salinidad .

En condiciones normales adoptamos  $\beta = 0,98$

- C<sub>P</sub> = Variación de presión debidas a la altitud

C<sub>P</sub> = 1-0,111· altitud (m) .En nuestro caso la altitud con respecto al mar es 0

$$C_P = 1-0,111 \cdot 0 = 1$$

- C<sub>A</sub> = Corrección de la altura del agua en el tanque de aireación

$$C_A = \frac{10,33 + 0,283 \cdot P_{\text{tan que}}}{10,33} = \frac{10,33 + 0,283 \cdot 4}{10,33} = 1,10$$

Por lo tanto,

$$C'_s = C_s \cdot \beta \cdot C_P \cdot C_A = 9,17 \cdot 0,98 \cdot 1 \cdot 1,10 = 9,88$$

y,

$$K_{T1} = \frac{C'_S - C_X}{C_S} = \frac{9,88 - 2}{9,17} = 0,86$$

B ) Coeficiente  $K_{T2}$

La velocidad de disolución de oxígeno varía con la temperatura según

$$K_{T2} = 1,024^{(T-10)} \quad [2.12]$$

Previamente en la sección anterior habíamos obtenido la temperatura del licor mixto:

$$T_W = 19,49 \text{ }^\circ\text{C} \approx 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$K_{T2} = 1,024^{(T-10)} = 1,024^{(20-10)} = 1,26$$

C) Coeficiente  $K_{T3}$

La velocidad de disolución de oxígeno en el agua residual depende de :

- La concentración de sólidos en suspensión en licor mezcla
- La calidad del agua intersticial
- La concentración en tensoactivos
- El sistema de oxigenación

La influencia de estos factores se traduce por un único factor  $K_{T3}$  que representa:

$$K_{T3} = \frac{\text{Capacidad de transferencia del oxígeno en el licor del reactor}}{\text{Capacidad del oxígeno en agua limpia}} \quad [2.13]$$

Para el diseño se pueden optar por los valores de la siguiente Tabla:

SISTEMA AIREACION	$K_{T3}$
Aire con burbujas finas	
<input type="checkbox"/> Carga sin nitrificación	0,55
<input type="checkbox"/> Carga con nitrificación	0,65
Aire con difusores estáticos	0,80
Turbinas de aireación	0,90
Aire con burbujas gruesas	0,90

Tabla 2.3 Valores del coeficiente  $K_{T3}$   
 “Manual de diseño de estaciones depuradoras” [Aurelio Hdez. Lehmann, p.62]

Para nuestro diseño, adoptamos como sistema de aireación, aire con burbujas finas sin nitrificación, por lo tanto:

$$K_{T3} = 0,55$$

Agrupando los término A , B y C, nos queda :

$$K_{TOTAL} = 0,86 \times 1,26 \times 0,55 = 0,59$$

Las necesidades reales de oxígeno serán:

$$NO_R = \frac{249,88}{0,59} = 423,52 \text{ KgO}_2 / d$$

### 2.1.8 Potencia de aireación

El caudal de aire preciso para satisfacer las necesidades reales de oxígeno calculadas para los difusores porosos será:

$$Q_{\text{aire}} = \frac{NO_{\text{REAL}}}{K \cdot \text{EFI}} \quad [2.14]$$

- $K = \text{kgO}_2/\text{m}^3$  reactor en condiciones normales. Se adopta 0,3 (“Manual de diseño de estaciones depuradoras”, Aurelio Hdez. Lehmann, p.63)
- EFI = Eficacia del difusor. La Eficacia estándar de transferencia de oxígeno para difusores de tubo rígido es del 30%



$$Q_{\text{aire}} = \frac{423,52}{0,3 \cdot 03} = 4705,7 \text{ m}^3 \text{ aire / d}$$

- Número de difusores :

$$n_{\text{difusores}} = \frac{Q_{\text{aire}}}{Q_{\text{unitario / difusor}}} = \frac{4705,7}{5 \text{ m}^3 / \text{h} \cdot \text{difusor} \times 24 \text{ h}} = 39,21 \approx 40 \text{ difusores}$$

Para este número de difusores la capacidad de mezclado es:

$$C_{\text{mezcla}} = \frac{Q_{\text{aire}}}{V_{\text{Tanque}}} = \frac{4705,7}{324,3 \cdot 10^3 \text{ m}^3} \cdot \frac{1 \text{ d}}{1440 \text{ min}} = 10,07 \frac{\text{m}^3}{10^3 \text{ m}^3 \cdot \text{min}}$$

El valor obtenido se encuentra dentro de recomendado (10-15 m<sup>3</sup>aire / 10<sup>3</sup> m<sup>3</sup>min), lo que garantiza el correcto mezclado de la cuba de aireación.

Por último la potencia requerida dependerá de la transferencia en el sistema de aireación. Para sistemas de difusión, la potencia podrá calcularse a partir de la expresión [2.15] :

$$P_{\text{aireación}} = \frac{0,227 \cdot Q_{\text{aire}}}{1,04} \cdot \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{0,283} - 1 \right] \cdot C \quad [2.15]$$

Donde,

$P_1 = 10,33 \text{ m.c.a}$

$P_2 = P_1 + \text{profundidad cuba} + \text{pérdidas difusores}$

$C = \text{Coeficiente de seguridad ( Normalmente 10\%)}$

$Q_{\text{aire}} = \text{Caudal de aire necesario en m}^3/\text{h}$

Sustituyendo obtenemos:

$$P_{\text{aireación}} = \frac{0,227 \cdot 196,07}{1,04} \cdot \left[ \left( \frac{16,63}{10,33} \right)^{0,283} - 1 \right] \cdot C = 6,78 \text{ CV} = 5,05 \text{ Kw}$$

### 2.1.9 Dimensiones y compartimentación de la cuba de aireación

El tanque de aireación se dividirá en 2 unidades compartimentadas que presentarán cada una de ellas las siguientes dimensiones:

- N° difusores por cada unidad = 20m
- alto = 4m + (0,5 m seguridad) = 4,5m
- Largo = 5,5 m
- Ancho = 7,5 m

Comprobamos el volumen total de las 2 unidades y la capacidad de aireación:

$$V_{\text{total}} = 4,5 \times (5,5+5,5) \times 7,5 = 371,20 \text{ m}^3 \approx 372\text{m}^3$$

$$C_{\text{aireación}} = 20 \text{ difusores} \times 2 \text{ unidades} \times 5\text{m}^3/\text{h}\cdot\text{difusor} \times 24\text{h}/\text{d} = 4800 \text{ m}^3\text{aire}/\text{d}$$

Nuestro diseño es válido

## 2.2 DECANTADOR SECUNDARIO

### 2.2.1 Cálculo de la superficie

$$Q_{\text{máx}} = Q_{\text{máx}} \cdot (1+r) = 83,34 \text{ m}^3/\text{h} \cdot (1+0.5) = 125 \text{ m}^3/\text{h} = 3000 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_{\text{med}} = Q_{\text{med}} \cdot (1+r) = 37,89 \text{ m}^3/\text{h} \cdot (1+0.5) = 56,83 \text{ m}^3/\text{h} = 1364 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$A_{(Q_{\text{max}})} = \frac{Q_{\text{max}}}{V_{\text{asc}(Q_{\text{max}})}} = \frac{125}{1,5} = 83,34 \text{ m}^2 \quad [2.16]$$

$$A_{(Q_{\text{med}})} = \frac{Q_{\text{med}}}{V_{\text{asc}(Q_{\text{med}})}} = \frac{56,83}{0,8} = 71,03 \text{ m}^2 \quad [2.17]$$

Adoptando una unidad de decantación y redondeando el valor del diámetro a 10,5m, la superficie real es de 86,59m<sup>2</sup>

### 2.2.2 Comprobación de la carga de sólidos

Calculamos los datos y los comparamos con los de la Tabla 1.3

$$C_{\text{sol}(Q_{\text{max}})} = \frac{X \cdot Q_{\text{max}}}{\text{Sup.real}} = \frac{3 \cdot 125}{86,59} = 4,33 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \leq 6 \quad \text{CORRECTO}$$

$$C_{\text{sol}(Q_{\text{med}})} = \frac{X \cdot Q_{\text{med}}}{\text{Sup.real}} = \frac{3 \cdot 56,83}{86,59} = 1,96 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \leq 2,5 \quad \text{CORRECTO}$$

### 2.2.3 Cálculo del volumen y la altura

$$V_{(Q_{\text{max}})} = t_{R(Q_{\text{max}})} \cdot Q_{\text{max}} = 2 \cdot 125 = 250 \text{ m}^3 \quad \text{Tiempo de retención a } Q_{\text{máx}} (\geq 2)$$

$$V_{(Q_{\text{med}})} = t_{R(Q_{\text{med}})} \cdot Q_{\text{med}} = 3 \cdot 56,83 = 170,49 \text{ m}^3 \quad \text{Tiempo de retención a } Q_{\text{máx}} (\geq 3)$$

Conocidos volumen y área calculamos la altura:

$$h \geq \frac{\text{volumen}}{\text{Sup.real}} = \frac{250}{86,59} = 2,88 \text{ m}$$

Como h calculada es menor a la altura recomendada ( 3m ) , adoptamos un valor de 3m. El volumen real será:

$$V_{\text{real}} = 3 \cdot 86,59 = 259,77 \text{ m}^3$$

### 2.2.4 Cálculo de la carga sobre el vertedero

Recalculamos y comparamos con los valores de la Tabla 1.3

$$C_{\text{vert}(Q_{\text{max}})} = \frac{Q_{\text{max}}}{2 \cdot \pi \cdot D} = \frac{125}{2 \cdot \pi \cdot 10,5} = 1,89 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \leq 10,5 \quad \text{CORRECTO}$$

$$C_{\text{vert}(Q_{\text{med}})} = \frac{Q_{\text{med}}}{2 \cdot \pi \cdot D} = \frac{56,83}{2 \cdot \pi \cdot 10,5} = 0,86 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \leq 5,7 \quad \text{CORRECTO}$$

### 2.2.5 Dimensiones finales del decantador secundario

<b>Unidades</b>	1
<b>Diámetro (m)</b>	10,5
<b>Area superficial (m<sup>2</sup>)</b>	86,59
<b>Volumen (m<sup>3</sup>)</b>	259,77
<b>Altura recta sobre vertedero (m)</b>	3

Tabla 2.4 Dimensiones finales del decantador secundario

## 2.3 BIORREACTOR DE MEMBRANAS SUMERGIDO

### 2.3.1 Volumen de la cuba de aireación

En este caso, el volumen vendrá definido por las dimensiones de las membranas. Sabemos que las membranas se agrupan en cassettes y estas a su vez en tanques.

Para los parámetros iniciales de diseño definidos en la Tabla 1.5 , obteníamos:

$$V_{\text{Tanque}} = 3 \times 2,5 \times 8 = 60 \text{ m}^3$$

Para una caudal de diseño de 2000 m<sup>3</sup>/d, son necesarios 2 tanques, luego el volumen mínimo de la cuba de aireación será:

$$V_{\text{min}} \geq 120 \text{ m}^3$$

Adoptaremos un valor igual al calculado en el caso de fangos activados, puesto que los tanque de membranas deben ir sumergidas en el interior de la cuba de aireación, y las dimensiones de estos no superan al de la cuba, es decir:

$$V_{\text{aireación}} = 372 \text{ m}^3 \quad \longrightarrow \quad V_{\text{aireación}} > V_{\text{tanque}}$$

$$V_{\text{tanques}} = 120 \text{ m}^3$$

### 2.3.2 Comprobación del tiempo hidráulico de residencia

El THR vendrá definido por el volumen y el caudal a tratar por cada tanque:

- $V_{\text{Tanque}} = 60 \text{ m}^3$
- $Q'_F = 1000 \text{ m}^3/\text{d}$
- $\text{THR} = 1,44 \text{ h}$

### 2.3.3 Comprobación de la carga másica

Asimismo, el valor de la carga másica vendrá definido por el valor de THR

$$C_m = A/M = 0,19 \text{ d}^{-1}$$

### 2.3.4 Caudal de la purga de lodos

El caudal de la purga de lodos para un biorreactor de membranas es aquel que viene definido por la ecuación [1.66]

Previamente lo habíamos calculado, obteniendo un valor de:

$$Q_W \approx 2,8 \text{ m}^3/\text{d}$$

En el caso de los biorreactores de membranas, al eliminar la etapa de decantación secundaria, no existirá relación de recirculación.

### 2.3.5 Necesidades teóricas de oxígeno

$$NO_T = NO_{\text{síntesis}} + NO_{\text{endogénesis}}$$

$$\square NO_{\text{síntesis}} = a' \cdot Q'_F (DBO_F - DBO_e)$$

Con  $a' = 0,62 \text{ KgO}_2/\text{KgDBO}_5$  ( $\theta > 12$  días)

Este valor de  $a'$  supone que la totalidad de la contaminación, debida a partículas absorbidas sobre la membrana celular durante la síntesis del proceso será más

tarde solubilizada y metabolizada, no quedando materia orgánica almacenada en la membrana celular (Aurelio Hdez, 1997, p.58)

$$NO_{\text{síntesis}} = 0,62 \cdot 1000 (176 - 15) \cdot 10^{-3} = 99,82 \text{ KgO}_2/\text{d}$$

$$\square NO_{\text{endogénesis}} = \lambda \cdot Y \cdot Q_F (DBO_F - DBO_e) \cdot \left( 1 - \frac{1}{(1 + \theta \cdot K_d)} \right) \times 1,42 \times 4,57$$

A diferencia del caso de fangos activados, incluiremos el factor de conversión 4,57, que hace referencia a la demanda de oxígeno necesario para la oxidación completa del nitrógeno, ya que al operar con elevadas edades del fango, el sistema puede nitrificar, convirtiendo el amoníaco en nitrato y consumiendo oxígeno adicional.

$NO_{\text{endog}} =$

$$0,65 \cdot 0,5 \cdot 1000 (176 - 15) \cdot 10^{-3} \left( 1 - \frac{1}{(1 + 21,42 \cdot 0,06)} \right) \times 1,42 \times 4,57 = 193,54 \text{ kgO}_2 / \text{d}$$

Por lo que la necesidad total de oxígeno para cada tanque será:

$$NO_T = 293,36 \text{ Kg O}_2/\text{d}$$

### 2.3.6 Necesidades reales de oxígeno

En base a la ecuación [2.10] calculamos el valor del coeficiente  $K_{\text{total}}$

$$K_{\text{total}} = K_{t1} \cdot K_{t2} \cdot K_{t3}$$

A) Corrección del déficit de saturación,  $K_{t1}$

- $C_x$  : 3mg/l ( Con nitrificación )
- $C_s$  : 8,99mg/l ( Para una  $T \approx 21$  °C, ver Tabla 2.2 )
- $C's$ 
  - $\square \beta = 0,98$
  - $\square C_p = 1 - 0,111 \cdot 0 = 1$

$$\square C_A = \frac{10,33 + 0,283 \cdot 3}{10,33} = 1,08$$

$$C'_S = C_S \cdot \beta \cdot C_P \cdot C_A = 8,99 \cdot 0,98 \cdot 1 \cdot 1,08 = 9,51$$

$$K_{T1} = \frac{C'_S - C_x}{C_S} = \frac{9,51 - 3}{8,99} = 0,72$$

B) Coeficiente  $K_{T2}$

Para una  $T \approx 21 \text{ }^\circ\text{C}$ ,

$$K_{T2} = 1,024^{(T-10)} = 1,024^{(21-10)} = 1,29$$

C) Coeficiente  $K_{T3}$

Habíamos comentado ya previamente que para el caso de biorreactores de membrana, seleccionaríamos como *sistema de aireación difusores de burbuja gruesa*, ya que esta configuración proporciona un sistema de limpieza de la membrana en continuo que ayudará a reducir problemas de fouling.

Fijándonos en la Tabla 2.3, vemos que:

$$K_{T3} = 0,90$$

Por lo que  $K_{\text{total}}$ , :

$$K_{\text{total}} = 0,72 \cdot 1,29 \cdot 0,90 = 0,83$$

Las necesidades reales de oxígeno serán:

$$NO_R = \frac{293,36}{0,59} = 497,22 \text{ KgO}_2 / d$$

### 2.3.7 Potencia de aireación

$$Q_{\text{aire}} = \frac{497,22}{0,3 \cdot 0,3} = 5524,6 \text{ m}^3 / d$$

- Número de difusores será:

$$n_{\text{difusores}} = \frac{Q_{\text{aire}}}{Q_{\text{unitario}} / \text{difusor}} = \frac{5524,6}{5 \text{ m}^3 / h \cdot \text{difusor} \times 24h} = 46 \text{ difusores}$$

Por último, la potencia requerida dependerá de la transferencia en el sistema de aireación para burbujas gruesas. Utilizando la expresión [2.15] tenemos que para difusores de burbuja gruesa la potencia requerida será de:

$$P_{\text{aireación}} = \frac{0,227 \cdot 2302}{1,04} \cdot \left[ \left( \frac{16,63}{10,33} \right)^{0,283} - 1 \right] \cdot C = 7,95 \text{ CV} = 5,93 \text{ KW}$$

Al disponer de dos tanques de membranas en el tanque de aireación la potencia total será:

$$P_{\text{total}} = 11,86 \text{ KW}$$

### 2.3.8 Dimensionamiento del tanque de permeado y tanque químico

Aparte del tanque de aireación del BRM será preciso dimensionar dos tanques más que irán acompañando a la unidad biológica. Ambos tanques servirán para la limpieza de las membranas.

Con el tanque de permeado evitaremos la acumulación de las partículas sólidas sobre la superficie de las membranas durante el proceso de depuración biológica. Para ello se almacenará una pequeña cantidad del agua tratada que será recirculada a partir de la bomba de succión utilizada durante el proceso de filtración en el interior del tanque de aireación.



En el interior del tanque químico habrá una solución de NaOCl (hipoclorito sódico) que nos permitirá realizar el lavado de las membranas cuando la limpieza por medio del retrolavado no sea suficiente, es decir, cuando el flujo del permeado haya disminuido en función al original debido a la acumulación excesiva de partículas sólidas sobre la superficie de las membranas.

### 2.3.8.1 Tanque de permeado

La frecuencia de limpieza dependerá de las condiciones de operación (tiempo de operación, características del agua de alimentación, del flujo de permeado, entre otros). Por lo tanto, el retrolavado es un proceso completamente autocrítico. Para la mayoría de los casos, el retrolavado tiene lugar cada 30-60 minutos de trabajo, se hace durar un tiempo de 1 a 3 minutos [Buckley y Jacangelo, 1998, p.500] y se sucede de forma continua cuando el sistema se encuentra en funcionamiento.

Para dimensionar el tanque de permeado, tomaremos un flujo de retrolavado 1,5 veces el flujo del permeado [ACA, 2003] Por lo tanto, para un tanque de membranas tendremos:

$$F_P = 20 \text{ l/m}^2\text{h}$$

$$F_R = 1,5 F_P$$

$$\text{Área de filtración} = 368\text{m}^2 \cdot 6 \text{ cassettes /tanque} = 2208\text{m}^2$$

Por lo tanto el flujo de permeado será:

$$F_P = 1,5 \times 20 = 30 \frac{\text{l}}{\text{m}^2\text{h}}$$

A partir del flujo del permeado obtenemos el caudal que nos permitirá calcular el volumen del tanque :

$$Q_P = 30 \frac{\text{l}}{\text{m}^2\text{h}} \times 2208\text{m}^2 \times \frac{1\text{m}^3}{1000\text{L}} \times \frac{24\text{h}}{1\text{d}} = 1589,76 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Considerando un tiempo de permanencia del agua tratada en el tanque de 60 minutos y a partir de la definición del THR obtendremos el volumen del tanque:

$$THR = \frac{V_{TANQUE}}{Q_P} \quad \Longrightarrow \quad V_{TANQUE} = THR \cdot Q_P$$

$$V_{TANQUE} = 1h \times 1589,76 \frac{m^3}{d} \times \frac{1d}{24h} = 66,24 m^3$$

□ *Cálculo de la potencia de la bomba de succión*

En los BRM con membranas sumergidas, la fuerza impulsora a través de la membrana es alcanzada presurizando el biorreactor o creando presión negativa en el lado de permeado de la membrana, o lo que es lo mismo mediante la aspiración a través de la propia membrana.

Para ello se utilizará una bomba de aspiración con una PTM de 0,5 bar ( dato de partida, anexo 1.2.2).

Esta bomba será la misma que impulsará nuestro caudal de permeado para la limpieza de las membranas.

El consumo de la potencia debido a la bomba de succión se calculará a partir de la ecuación:

$$P_C = \frac{\Delta P \cdot Q_P}{\eta}$$

Donde,

$\Delta P$  : PTM (bar)

$Q_P$  : Caudal de permeado (  $m^3/d$  )

$\eta$  : Eficiencia de la bomba

Por lo tanto, y considerando un eficiencia de la bomba del 70% (característica de la bomba de succión de la EDAR de Guéthary ) tendremos:

$$P = 11,35 \text{ Kw}$$

Puesto que el caudal de permeado está referido a un solo tanque de membrana y teniendo en cuenta que son dos los tanques sumergidos en el interior del tanque de aireación, la potencia final de la bomba será:

$$P = 11,35 \cdot 2 \text{ tanques} = \mathbf{22,7 \text{ KW}}$$

□ *Dimensiones finales del tanque de permeado*

Las dimensiones finales del tanque de permeado vendrán recogidas en la Tabla 2.7:

DIMENSIONES	
Volumen (m <sup>3</sup> )	67,5
Alto (m)	4,5
Largo (m)	3
Ancho (m)	5

Tabla 2.5 Dimensiones del Tanque de Permeado

### 2.3.8.2 Tanque químico

La limpieza química de las membranas se lleva a cabo una vez que el flujo del permeado haya disminuido un 20% respecto al original [ACA, 2003], esto viene a ser en la mayoría de los casos una vez cada 6 – 12 meses [Till y Mallia, 2001]

$$F = 20 \text{ l/m}^2\text{h}$$

$$F_p = 0,8 \cdot 20 = 16 \text{ l/m}^2\text{h}$$

$$\text{Area de filtración} = 368\text{m}^2 \cdot 6 \text{ cassettes /tanque} = 2208\text{m}^2$$

$$Q_p = 16 \frac{\text{l}}{\text{m}^2\text{h}} \times 2208 \text{ m}^2 \times \frac{1\text{m}^3}{1000 \text{ L}} \times \frac{24\text{h}}{1\text{d}} = 847,87 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

La dosis recomendadas de hipoclorito sódico según el tipo de agua, son :

Tipo de agua	Rango de concentración
Efluente precipitación química	2 – 6 mg/l
Efluente filtrado a continuación de Fangos Activos	1 – 5 mg/l

Tomando una dosis máxima de 5 mg/l, y teniendo en cuenta los caudales salientes de cada uno de los tanques de membrana de la unidad de depuración:

$$M_{NaOCl} = 5 \frac{mg}{l} \times \frac{1000L}{1m^3} \times \frac{1Kg}{10^6 mg} \times 847,87 \frac{m^3}{d} = 4,24 \frac{kg}{d}$$

Sabiendo que la disolución comercial de hipoclorito sódico tiene una densidad de 0,98 Kg/l,

$$Q_{NaOCl} = \frac{4,24 Kg / d}{0,98 Kg / l} = 4,36 \frac{L}{d} \times \frac{1m^3}{1000 L} = 4,36 \cdot 10^{-3} \frac{m^3}{d}$$

Adoptando un tiempo de autonomía de abastecimiento del reactivo de 6 meses, el volumen necesario para el tanque de almacenamiento es :

$$V_{TANQUE} = 4,36 \cdot 10^{-3} m^3 / d \times 365 d = 1,57 m^3$$

Puesto que son 2 los tanques de membranas, el volumen total del tanque de almacenamiento será:

$$V_{TANQUE} = 1,57m^3 \cdot 2 = 3,14 \approx 3,5 m^3$$

Adoptaremos un tanque rectangular con las siguientes dimensiones:

DIMENSIONES	
Volumen (m <sup>3</sup> )	3,5
Alto (m)	2
Largo (m)	1,4
Ancho (m)	1,2

Tabla 2.6 Dimensiones del Tanque químico

### 2.3.9 Diagrama final de flujo del BRM

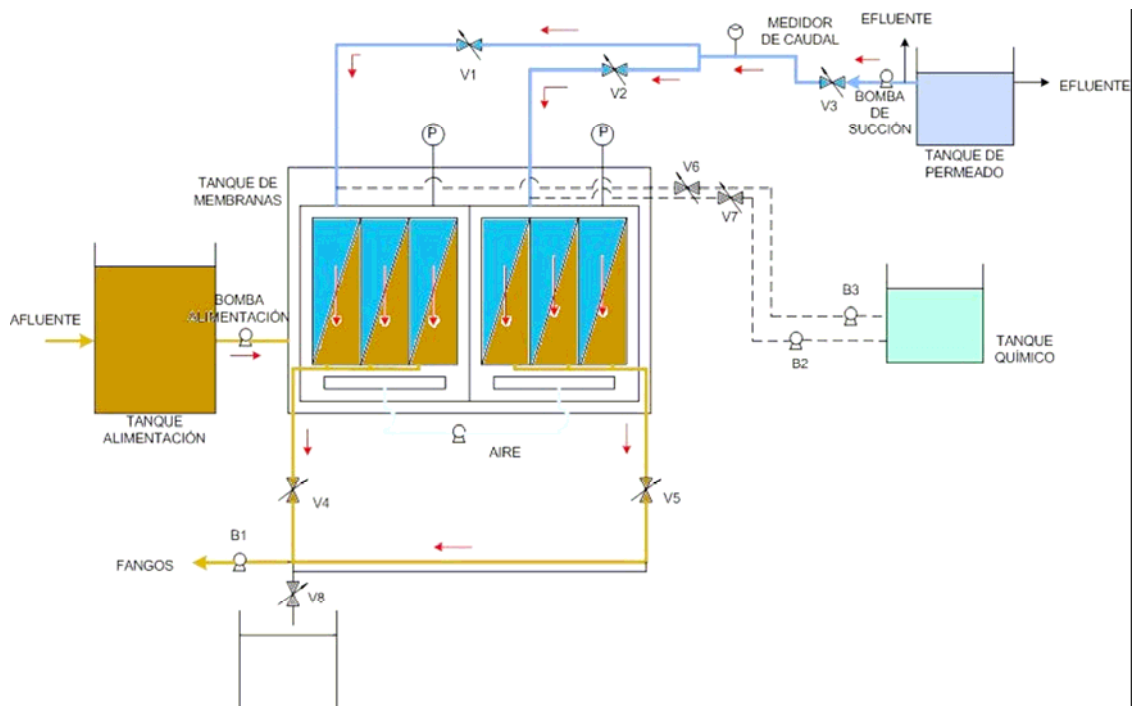
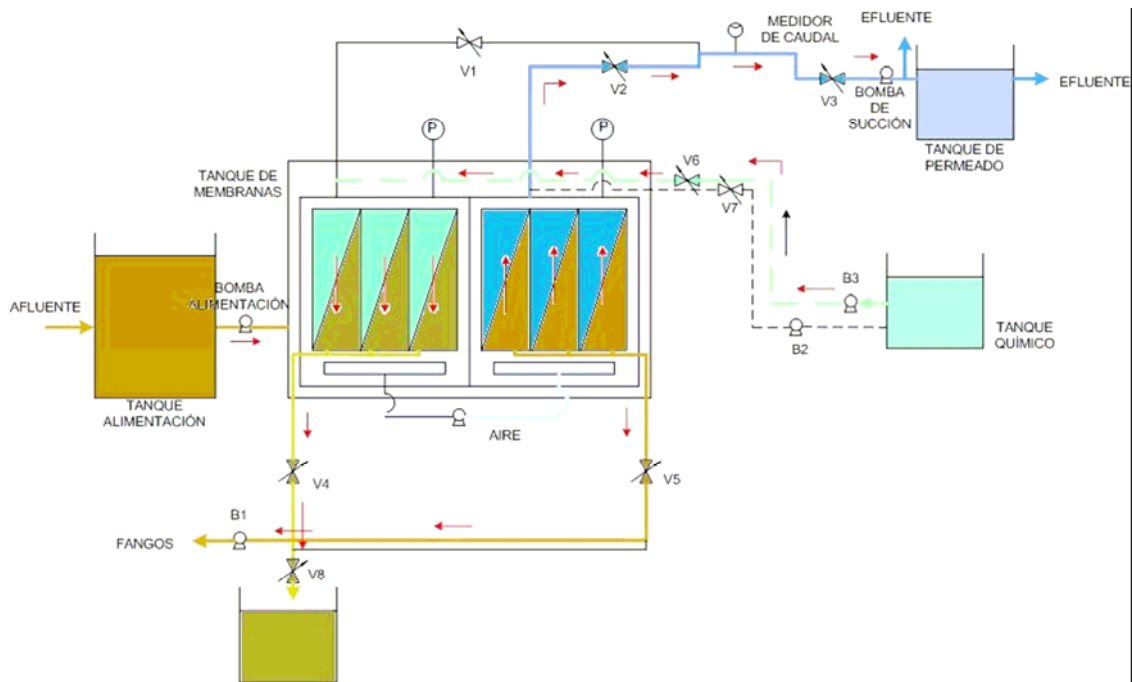


Figura 2.1 Diagrama de flujo de un BRM sumergido durante un proceso de retrolavado

A la hora de realizar el retrolavado la válvula V3 (ver Figura 2.1) se posiciona automáticamente de manera que la bomba de succión aspira el agua tratada del depósito de permeado y la introduce a presión en la membrana, eliminando los sólidos que habían quedado retenidos en su superficie. Durante el retrolavado se abre una válvula de rechazo (válvulas V4 y V5 de la Figura 2.1) para descargar el concentrado y agua de retrolavado, que puede recuperarse, tratarse, reciclarse y reutilizarse.



**Figura 2.2** Diagrama de flujo de un BRM sumergido durante un proceso de limpieza química

Tal y como puede verse en la Figura 2.2, la limpieza química de las membranas se realiza parando el flujo de alimentación. Al disponer de 2 tanques de membranas, cuando en uno de los dos tanques es requerida la limpieza, se parará la alimentación de ese tanque, mientras el otro tanque seguirá con el ciclo normal de filtración del agua residual. Con ello evitaremos parar el funcionamiento de la planta.

## BIBLIOGRAFÍA

---

MARTA ALCARRIA ESCRIBANO. *Evaluación Tecnológica de la aplicación de reactores de membranas en procesos de tratamiento de aguas residuales*. Proyecto fin de carrera de la Escuela Superior de Ingeniería Industrial de Barcelona, abril del 2005

HERNÁNDEZ, A. *Depuración y Desinfección de Aguas Residuales*. Colección Senior nº 9. Colegio de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos. Madrid. 2001, p. 341-350/p.395-404

METCALF AND EDDY. *Ingeniería de Aguas Residuales. Tratamiento, vertido y reutilización*. Madrid. McGrawHill. cop1995 (3a ed), p.418-438/ p.605-629.

METCALF AND EDDY. *Tratamiento y Depuración de las Aguas Residuales*. Editorial Labor, S.A. Barcelona. 1977, p.407-409/p.523-565

RAMALHO, R.S. *Tratamiento de Aguas Residuales*. Barcelona. Editorial Reverté S.A. cop1996 (ed revisada), p.253/p.411-506/p.642-654.

## PAGINAS DE INTERNET CONSULTADAS

[http://www.miliarium.com/Proyectos/Depuradoras/proyectos/tipo/anejosmemoria/DECANTACION\\_SECUNDARIA.htm](http://www.miliarium.com/Proyectos/Depuradoras/proyectos/tipo/anejosmemoria/DECANTACION_SECUNDARIA.htm)

[http://www.zenonenv.com/inter/Spain/spain\\_index.html](http://www.zenonenv.com/inter/Spain/spain_index.html)

[http://www.zenonenv.com/MBR/reinforced\\_membranes.shtml](http://www.zenonenv.com/MBR/reinforced_membranes.shtml)



**“ ESTUDIO COMPARATIVO DE UN PROCESO  
BIOLÓGICO CONVENCIONAL Y UN PROCESO  
MEDIANTE BIOMEMBRANAS PARA EL TRATAMIENTO  
DE AGUAS RESIDUALES URBANAS ”**

**ANEXO Nº 2  
SELECCIÓN EQUIPO DE BOMBEO**



<b>INDICE.....</b>	<b>1</b>
<b>1.DETERMINACIÓN DEL EQUIPO DE BOMBEO PARA EL REACTOR DE FANGOS ACTIVOS.....</b>	<b>2</b>
1.1 SELECCION DE LA BOMBA DE RECIRCULACIÓN Y PURGA DEL LODO.....	3
<b>2.DETERMINACIÓN DEL EQUIPO DE BOMBEO PARA EL BIORREACTOR DE MEMBRANAS.....</b>	<b>5</b>
2.1 SELECCION DE LA BOMBA PURGA DEL LODO.....	5

## 1. DETERMINACIÓN DEL EQUIPO DE BOMBEO PARA EL REACTOR DE FANGOS ACTIVOS

Para la determinación del tipo de bomba necesaria para el reactor de fangos activos así como para el biorreactor de membranas, se ha utilizado el programa Pump Tutor Versión 2.2

### 1.1 Selección de la bomba de recirculación y purga del lodo

#### ■ Datos proyectados

Caudal	11,6 L / s
Altura de impulsión	4,5 m
Fluido	Aguas residuales
Tipo inst.	Bomba simple
Nº bombas	1

#### ■ Tipo de bomba seleccionada

Electrobomba sumergible KCMFH 01161NA-E con:

- cuerpo bomba, caja de aceite y carcasa de motor de hierro fundido.
- rodete monocanal de hierro fundido, encajado en el eje por medio de chaveta.
- anillo de cierre de goma.
- eje, tornillos y tapones del aceite de acero inoxidable.
- boca de descarga embridada, con junta estanca.
- doble cierre mecánico en el eje, lubricado por el aceite contenido en la cámara:
  - cierre mecánico lado bomba de carburo de silicio/óxido de alúmina;
  - cierre mecánico lado motor de grafito/esteatita.

- motor: asíncrono, trifásico, aislamiento clase F, protección IP68, rotor soportado por cojinetes de bolas lubricados con grasa.
- protecciones:
  - sondas térmicas conectadas en serie y acopladas en el bobinado motor
  - sonda de conductividad acoplada en la cámara de aceite para detectar posibles pérdidas del líquido bombeado.
- barnizado: homologada para agua potable.
- cable de alimentación NSSHÖU-J.

■ Diagrama



■ Datos de trabajo de la bomba

Caudal	11 l/s
Altura de impulsión	4,07 m
Potencia absorbida	0,887 hp
Rendimiento	66,3%
Altura H ( Q=0)	6,8 m
Boca de impulsión	80 mm

Instalación	Transportable Naßaufstellung
Rodete	Monocanal
Paso libre	73 mm

#### ■ Datos del motor

Frecuencia	50 Hz
Tensión nominal	400 V
Velocidad nominal	980 1/min
Nº de polos	6
Pot. Nominal 2	1,1.47 hp
Corriente nominal	5,2 A
Tipo de motor	3 ~
Clase de aislamiento	F
Tipo de protección	IP 68

#### ■ Limites operativos

Arranque / h máx.	20
Tª máx. líquido bombeado	40° C
Densidad máx.	998 Kg/m <sup>3</sup>
Máx. viscosidad	1 mm <sup>2</sup> /s

#### ■ Datos generales

Peso	65 Kg
------	-------

#### ■ Materiales

Cuerpo bomba	Fundición
Rodete	Fundición
Anillo/ alojamiento	Acero/ goma
Cuerpo aspiración	Fundición
Eje	Carburo Silicio/Ox.Alúmin.
Cierre mecánico de la bomba	Fundición
Caja aceite	Fundición
Carcasa motor	Sí

---

Sondas térmicas	Sí
Sondas de conductividad	Grafito/ Esteatita
Cierre mecánico lado motor	10m.

## 2. DETERMINACIÓN DEL EQUIPO DE BOMBEO PARA EL BIORREACTOR DE MEMBRANAS

### 2.1 Selección de la bomba de purga del lodo

#### ■ Datos proyectados

Caudal	0.032 l / s
Altura de impulsión	4,5 m
Fluido	Aguas residuales
Tipo inst.	Bomba simple
Nº bombas	1

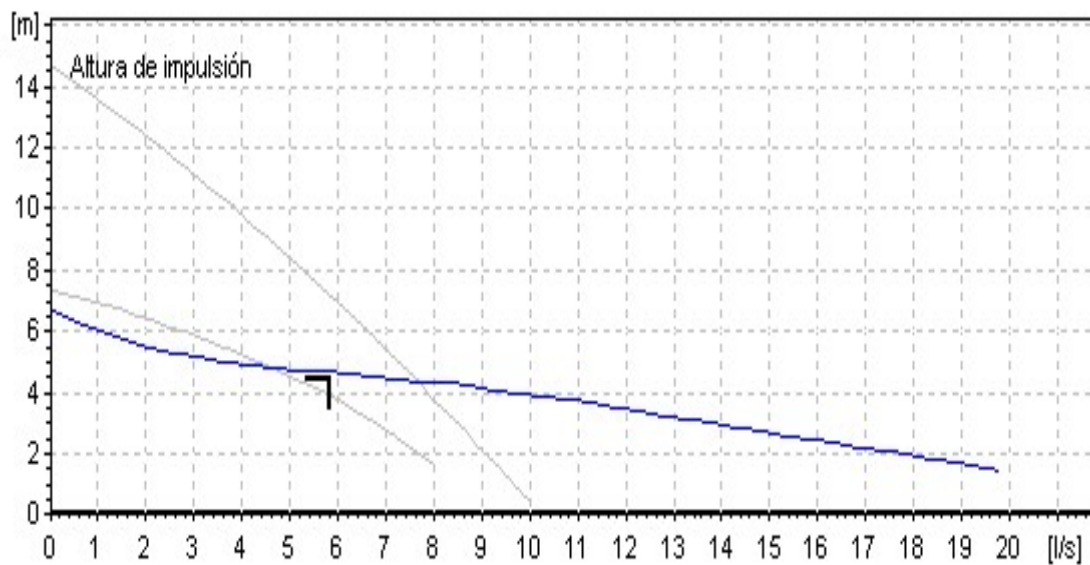
#### ■ Tipo de bomba seleccionada

Electrobomba sumergible KSMFH 01161NG-E con:

- cuerpo bomba, caja de aceite y carcasa de motor de hierro fundido.
- rodete monocanal de hierro fundido, encajado en el eje por medio de chaveta.
- anillo de cierre de goma.
- eje, tornillos y tapones del aceite de acero inoxidable.
- boca de descarga embridada, con junta estanca.
  
- doble cierre mecánico en el eje, lubricado por el aceite contenido en la cámara:
  - cierre mecánico lado bomba de carburo de silicio/óxido de alúmina;
  - cierre mecánico lado motor de grafito/esteatita.
  -

- motor: asíncrono, trifásico, aislamiento clase F, protección IP68, rotor soportado por cojinetes de bolas lubricados con grasa.
- protecciones:
  - sondas térmicas conectadas en serie y acopladas en el bobinado motor
  - sonda de conductividad acoplada en la cámara de aceite para detectar posibles pérdidas del líquido bombeado.
- barnizado: homologada para agua potable.
- cable de alimentación NSSHÖU-J.

### ■ Diagrama



### ■ Datos de trabajo de la bomba

Caudal	0,033 l/s
Altura de impulsión	4,64 m
Potencia absorbida	0,810 hp
Rendimiento	44,9%

---

Altura H ( Q=0)	6,72 m
Boca de impulsión	80 mm
Instalación	Permanent submersible installation DN80/PN 10
Rodete	Monocanal
Paso libre	73 mm

#### ■ Datos del motor

Frecuencia	60 Hz
Tensión nominal	460 V
Velocidad nominal	11201 1/min
Nº de polos	6
Pot. Nominal 2	1,06 hp
Corriente nominal	3,7 A
Tipo de motor	3 ~
Clase de aislamiento	F
Tipo de protección	IP 68

#### ■ Limites operativos

Arranque / h máx.	20
Tª máx. líquido bombeado	40° C
Densidad máx.	998 Kg/m <sup>3</sup>
Máx. viscosidad	1 mm <sup>2</sup> /s

#### ■ Datos generales

Peso	64 Kg
------	-------

#### ■ Materiales

Cuerpo bomba	Fundición
Rodete	Fundición
Anillo/ alojamiento	Acero/ goma
Cuerpo aspiración	Fundición
Eje	Carburo Silicio/Ox.Alúmin.
Cierre mecánico de la bomba	Fundición

---

Caja aceite	Fundición
Carcasa motor	Sí
Sondas térmicas	Sí
Sondas de conductividad	Grafito/ Esteatita
Cierre mecánico lado motor	10m





**“ ESTUDIO COMPARATIVO DE UN PROCESO  
BIOLÓGICO CONVENCIONAL Y UN PROCESO  
MEDIANTE BIOMEMBRANAS PARA EL TRATAMIENTO  
DE AGUAS RESIDUALES URBANAS ”**

**ANEXO Nº 3  
PRESUPUESTO DE LAS  
UNIDADES DE DEPURACIÓN**

<b>INDICE.....</b>	<b>1</b>
<b>1. PRESUPUESTO MEDIANTE EL PROCESO CONVENCIONAL DE FANGOS ACTIVOS.....</b>	<b>2</b>
1.1 PREPARACIÓN DEL TERRENO.....	2
1.2 REACTOR BIOLÓGICO.....	2
1.3 DECANTADOR SECUNDARIO.....	5
1.4 PRESUPUESTO TOTAL.....	6
<b>2. PRESUPUESTO DEL BIORREACTOR DE MEMBRANAS.....</b>	<b>7</b>
2.1 PREPARACIÓN DEL TERRENO.....	7
2.2 BIORREACTOR DE MEMBRANAS.....	7
2.3 PRESUPUESTO TOTAL.....	10

## 1. PRESUPUESTO DEL PROCESO CONVENCIONAL MEDIANTE FANGOS ACTIVOS

### 1.1 PREPARACION DEL TERRENO

Nº Orden	Descripción	Medición	Precio (€)	Importe(€)
11	<b>Despeje y desbroce</b>  Despeje y desbroce de la vegetación, desarbolado, destocoñado y retirada de productos a vertedero. Completamente terminado.	200m <sup>2</sup>	1,05€/m <sup>2</sup>	200€

**Total 1..... 200€**

### 1.2 REACTOR BIOLÓGICO

NºOrden	Descripción	Medición	Precio(€)	Importe(€)
121	<b>Excavación de zanjas, pozos y cimientos</b> Excavación en zanjas, pozos y cimientos en cualquier clase de terreno, incluso entibaciones, agotamientos, perfilado de fondos y laterales, así como acopio de la capa vegetal para su posterior reposición, incluso carga y transporte de los productos sobrantes de la excavación a vertederos apropiados. Completamente terminados	372m <sup>3</sup>	1,52€/m <sup>3</sup>	565,44€
122	<b>Hormigón H-175 de limpieza</b> Hormigón H-175, de limpieza, consistencia fluida, diámetro de árido máximo 20mm, colocado según EH-98, vibrado y compactado, medido el volumen de excavación teórica.			
	Tanque de aireación.....	8,25m <sup>3</sup>	31,82€/m <sup>3</sup>	262,15€
	Difusores.....	32m <sup>3</sup>	31,82€/m <sup>3</sup>	1018,24€
				1280,39€

NºOrden	Descripción	Medición	Precio(€)	Importe(€)
123	<b>Hormigón Armado Nivelado Fondo</b> Hormigón HA-50Kg/cm <sup>2</sup> T max.40mm.Elaborado en obra para limpieza y nivelado de fondos de cimentación, incluso vertido con pluma grúa, vibrado y colocación según EH-98.			
	Tanque de aireación..... Difusores.....	24,75m <sup>3</sup> 96m <sup>3</sup>	58,44€/m <sup>3</sup> 58,44€/m <sup>3</sup>	1446,4€ <del>5610,24€</del> 7056,64€
124	<b>Hormigón armado soleras</b> Hormigón HA-25, armado en soleras consistencia plástica, diámetro de árido de 20mm,colocado en obra, según EH-98, vibrado y compactado, medido el volumen de excavación teórica llena.			
	Tanque da aireación ..... Difusores.....	41,25m <sup>3</sup> 160m <sup>3</sup>	63,85€/m <sup>3</sup> 63,85€/m <sup>3</sup>	2633,81€ 10216€ <hr/> 12849,81€
125	<b>Hormigón armado en cajeros</b> Hormigón HA-25, armado en soleras consistencia plástica, diámetro de árido de 20mm,colocado en obra, según EH-98, vibrado y compactado, medido el volumen de excavación teórica llena.			
	Pared 1 Tanque da aireación..... Pared 2 Tanque da aireación .....	20,25m <sup>3</sup> 14,85 m <sup>3</sup>	72,56€/m <sup>3</sup> 72,56€/m <sup>3</sup>	1469,25€ 1077,5€ <hr/> 2546,75€
126	<b>Difusores de burbuja Fina</b> Difusor de burbuja fina, tipo disco, de 0.3 m de diámetro accionado por compresor de 14 c.v	40 ud.	725€/ud	29000€

Nºorden	Descripción	Medición	precio	Importe
127	<b>Encofrado y desencofrado cajeros</b> Encofrado y desencofrado de cajeros rectangulares de paneles fenólicos, con terminación de buena vista, incluso limpieza, humedecido, aplicación de desencofrante, medido sobre la superficie útil de encofrado.			
	Pared1 Tanque aireación.....	20,25m <sup>3</sup>	4,75€/m <sup>3</sup>	96,18€
	Pared2 Tanque aireación.....	14,85 m <sup>3</sup>	4,75€/m <sup>3</sup>	70,53€
				166,71€
128	<b>Encofrado y desencofrado soleras</b> Encofrado y desencofrado de soleras de madera de pino, incluso limpieza, humedecido, aplicación de desencofrante, medido sobre la superficie útil de encofrado			
	Tanque aireación.....	41,25m <sup>3</sup>	8,14m <sup>3</sup> /€	335,77€
	Difusores.....	145,8m <sup>3</sup>	8,14m <sup>3</sup> /€	1186,81€
				1522,58€
129	<b>Bomba sumergible de recirculación</b> Electrobomba sumergible para aguas residuales KCMFH01161NA-E, de 1.47 hp. Altura de impulsión: 4.07m	1 ud.	402€/ud	402€/ud

**Total 2 ..... 55390,32€**

## 1.3 DECANTADOR SECUNDARIO

NºOrden	Descripción	Medición	Precio	Importe
131	<b>Excavación de zanjas, pozos y cimientos</b> Excavación en zanjas, pozos y cimientos en cualquier clase de terreno, incluso entibaciones, agotamientos, perfilado de fondos y laterales, así como acopio de la capa vegetal para su posterior reposición, incluso carga y transporte de los productos sobrantes de la excavación a vertederos apropiados. Completamente terminados	518m <sup>3</sup>	1,52€/m <sup>2</sup>	787,36€
132	<b>Hormigón H-175 de limpieza</b> Hormigón H-175, de limpieza, consistencia fluida, diámetro de árido máximo 20mm, colocado según EH-98, vibrado y compactado, medido el volumen de excavación teórica.	9,04m <sup>3</sup>	31,82€/m <sup>3</sup>	287,65€
133	<b>Hormigón Armado Nivelado Fondo</b> Hormigón HA-50Kg/cm <sup>2</sup> T max.40mm.Elaborado en obra para limpieza y nivelado de fondos de cimentación, incluso vertido con pluma grúa, vibrado y colocación según EH-98.	27,14m <sup>3</sup>	58,44€/m <sup>3</sup>	1586€
134	<b>Hormigón armado soleras</b> Hormigón HA-25, armado en soleras consistencia plástica, diámetro de árido de 20mm,colocado en obra, según EH-98, vibrado y compactado, medido el volumen de excavación teórica llena. Losa Perimetral Pared	11m <sup>3</sup> 22,05m <sup>3</sup>	63,85€/m <sup>3</sup> 63,85€/m <sup>3</sup>	702€ 1407,9€
135	<b>Encofrado y desencofrado soleras</b> Encofrado y desencofrado a dos caras en muros con tablero de madera aglomerada de 25 mm hasta 2.00m de superficie, considerando 8 posturas, i/aplicación de desencofrante	31,5m <sup>2</sup>	8,14€/m <sup>2</sup>	256,41€
				2109,9€

Nºorden	Descripción	Medición	precio	Importe
136	<b>Mecanismo Rasquetas</b> Rasquetas curvas, diámetro 10,5m, altura del tanque 3,0m, tipo oscilante, según especificaciones técnicas, incluso campana deflectora, vertedero y demás accesorios.	1 ud	15000€/ud	15000€
137	<b>Relle. Y compac.Mecán.S/Aport.</b> Relleno, extendido y compactado de tierras propias, por medios mecánicos, en tongadas de 30 cm de espesor, i/regado de las mismas	259,77m <sup>3</sup>	5,38€/m <sup>3</sup>	1397,5m <sup>3</sup>
138	<b>Escalera metálica</b> Escalera metálica formada por perfiles laminados, peldaños de chapa estriados y barandilla tubular,incluso anclajes, imprimación de minio y dos capas de esmalte sintético. Totalmente colocada, medida la unidad terminada	1ud	94,52€/ud	94,52€

**Total 3..... 21519,34€**

#### 1.4 PRESUPUESTO TOTAL

Nº orden	Resumen	Importe (€)
1.1	Preparación del terreno.....	200€
1.2	Tratamiento biológico ..	55390,32€
1.3	Decantador secundario.....	21519,34€

**TOTAL EJECUCIÓN MATERIAL 77109,66€**

## 2. PRESUPUESTO DEL BIORREACTOR DE MEMBRANAS

### 2.1 PREPARACION DEL TERRENO

Nº Orden	Descripción	Medición	Precio (€)	Importe(€)
21	<b>Despeje y desbroce</b> Despeje y desbroce de la vegetación, desarbolado, destocoado y retirada de productos a vertedero. Completamente terminado.	200m <sup>2</sup>	1,05€/m <sup>2</sup>	200€

**Total 1..... 200€**

### 2.2 BIORREACTOR DE MEMBRANAS

NºOrden	Descripción	Medición	Precio(€)	Importe(€)
211	<b>Excavación de zanjas, pozos y cimientos</b> Excavación en zanjas, pozos y cimientos en cualquier clase de terreno, incluso entibaciones, agotamientos, perfilado de fondos y laterales, así como acopio de la capa vegetal para su posterior reposición, incluso carga y transporte de los productos sobrantes de la excavación a vertederos apropiados. Completamente terminados	58,5m <sup>2</sup>	1,52€/m <sup>2</sup>	88,92€
212	<b>Hormigón H-175 de limpieza</b> Hormigón H-175, de limpieza, consistencia fluida, diámetro de árido máximo 20mm, colocado según EH-98, vibrado y compactado, medido el volumen de excavación teórica.			
	Tanque de aireación.....	5,85m <sup>3</sup>	31,82€/m <sup>3</sup>	186,14€
	Difusores.....	112,7m <sup>3</sup>	31,82€/m <sup>3</sup>	3586,1€
				<b>3772,25€</b>



213	<b>Hormigón Armado Nivelado Fondo</b> Hormigón HA-50Kg/cm <sup>2</sup> T max.40mm.Elaborado en obra para limpieza y nivelado de fondos de cimentación, incluso vertido con pluma grúa, vibrado y colocación según EH-98.			
		Tanque de aireación..... Difusores.....	17,55m <sup>3</sup> 338,1m <sup>3</sup>	58,44€/m <sup>3</sup> 58,44€/m <sup>3</sup>
214	<b>Hormigón armado soleras</b> Hormigón HA-25, armado en soleras consistencia plástica, diámetro de árido de 20mm,colocado en obra, según EH-98, vibrado y compactado, medido el volumen de excavación teórica llena.			
		Tanque da aireación..... Difusores.....	29,25m <sup>3</sup> 563,5m <sup>3</sup>	63,85€/m <sup>3</sup> 63,85€/m <sup>3</sup>
215	<b>Hormigón armado en cajeros</b> Hormigón HA-25, armado en soleras consistencia plástica, diámetro de árido de 20mm,colocado en obra, según EH-98, vibrado y compactado, medido el volumen de excavación teórica llena.			
		Pared 1 Tanque da aireación..... Pared 2 Tanque da aireación.....	17,55m <sup>3</sup> 12,15 m <sup>3</sup>	72,56€/m <sup>3</sup> 72,56€/m <sup>3</sup>
216	<b>Encofrado y desencofrado soleras</b> Encofrado y desencofrado de soleras de madera de pino, incluso limpieza, humedecido, aplicación de desencofrante, medido sobre la superficie útil de encofrado			
		Tanque aireación ..... Difusores.....	29,25m <sup>3</sup> 563,5m <sup>3</sup>	8,14m <sup>3</sup> /€ 8,14m <sup>3</sup> /€

NºOrden	Descripción	Medición	Precio(€)	Importe(€)
217	<b>Encofrado y desencofrado cajeros</b> Encofrado y desencofrado de cajeros rectangulares de paneles fenólicos, con terminación de buena vista, incluso limpieza, humedecido, aplicación de desencofrante, medido sobre la superficie útil de encofrado.			
	Pared 1Tanque aireación.....	17,55m <sup>3</sup>	4,75€/m <sup>3</sup>	83,36€
	Pared 1Tanque aireación .....	12,15 m <sup>3</sup>	4,75€/m <sup>3</sup>	57,71€
				141,07€
218	<b>Difusores de burbuja Gruesa</b> Difusor de burbuja gruesa, tipo Brandol, de 0,2m de longitud ,acoplado mediante varillas y accionado por compresor.	69 ud.	300€/ud	20700€
219	<b>Cassettes de Membranas</b> Membranas del tipo ZeeWeed®serie 500 de fibras huecas de 1,9 mm de diámetro exterior y tamaño de poro nominal de 0,4µm	2208m <sup>2</sup> / tanque	10€/m <sup>2</sup>	22080€
220	<b>Tanque de permeado</b> Tanque de permeado de 67,5 m <sup>3</sup> de capacidad, espesor 12,5mm	1 Ud.	1871,37€	1871,37€
221	<b>Bomba de Succión</b> Bomba de aspiración con presión transmembranal de 0,5 bar y potencia de 15Cv	1 Ud.	625€	625€

NºOrden	Descripción	Medición	Precio(€)	Importe(€)
<b>222</b>	<b>Depósito de Hipoclorito Sódico</b>  Depósito de almacenaje de hipoclorito sódico, capacidad de 3,5 m <sup>3</sup>	1 Ud.	2000€	2000€
<b>223</b>	<b>Bomba dosificadora</b>  Bomba dosificadora para cloración, regulable en marcha o parada con capacidad de 10l/h, con motor eléctrico de 0,5 cv, colocada e instalada mediante unidad terminada	2 Ud	850€	1700€

**Total 2..... 118589,81€**

### 2.3 PRESUPUESTO TOTAL

Nº orden	Resumen	Importe (€)
1.	Preparación del terreno.....	200€
2.	Biorreactor de membranas ..	118589,81€
<b>TOTAL EJECUCIÓN MATERIAL .....</b>		<b>118789,81€</b>





**“ ESTUDIO COMPARATIVO DE UN PROCESO  
BIOLÓGICO CONVENCIONAL Y UN PROCESO  
MEDIANTE BIOMEMBRANAS PARA EL TRATAMIENTO  
DE AGUAS RESIDUALES URBANAS ”**

**ANEXO Nº 4  
PLIEGO DE CONDICIONES DE LAS  
UNIDADES DE DEPURACIÓN**

<b>INDICE.....</b>	<b>1</b>
<b>1. OBJETO.....</b>	<b>2</b>
1.1 DEFINICIONES.....	2
<b>2. CONDICIONES GENERALES.....</b>	<b>3</b>
2.1 OBLIGACIONES SOCIALES VARIAS.....	3
2.2 SUBCONTRATISTA O DESTAJISTA.....	3
2.3 PERMISOS Y LICENCIAS.....	3
2.4 PERSONAL DE OBRA.....	3
2.5 COMIENZO DE LAS OBRAS.....	5
2.6 OBRA DEFECTUOSAS O MAL EJECUTADAS.....	5
2.7 DESARROLLO Y CONTROL DE LAS OBRAS.....	5
2.8 LIBRO DE ORDENES.....	6
2.9 PRUEBAS.....	6
2.10 CONTROL DE CALIDAD.....	7
2.11 GASTOS CON CARÁCTER GENERAL A CUENTA DEL CONTRATISTA.....	7
2.12 MEDIDAS DE SEGURIDAD Y RESPONSABILIDAD POR DAÑOS Y PERJUICIOS.....	8
<b>3. PRESCRIPCIONES TÉCNICAS.....</b>	<b>9</b>
3.1 DEFINICION Y ALCANCE.....	9
3.1.1 Objeto.....	9
3.1.2 Documentación que define las obras.....	9
3.1.2.1 Documentación contractuales.....	9
3.1.2.2 Documentos informativos.....	10
3.1.2.3 Compatibilidad y relación entre documentos.....	10
3.1.3 Representación del contratista.....	11
3.2 CONSIDERACIONES SOBRE LOS MATERIALES.....	11
3.2.1 Procedencia.....	11
3.2.2 Ensayos.....	12
3.3.3 Acopio.....	13
3.3.4 Materiales.....	14
3.3.4.1 Conglomerantes.....	14
3.3.4.2 Áridos para morteros y hormigones.....	15
3.3.4.3 Prefabricados de hormigón .....	15
3.3.4.4 Materiales siderúrgicos.....	16
3.3.4.4.1 Acero para armaduras.....	16
3.3.4.5 Tierra para relleno de zarzas.....	16
3.3.4.6 Materiales no incluidos en el siguiente pliego.....	17

## 1. OBJETO

El objeto del pliego de condiciones es regular las relaciones entre las partes contratantes desde el punto de vista Técnico, Facultativo, Económico y Legal, y podrá ser aplicable a todas las obras incluidas en dicho proyecto.

### 1.1 Definiciones

Los términos siguientes que aparezcan en el presente documento, se entenderán como sigue:

- Propietario

Compañía que proyecta la ejecución de las unidades de depuración cuya autoridad representa su Director General o el representante autorizado de éste.

- Contratista principal o general

Empresa de Ingeniería responsable del diseño, puesta en marcha y supervisión total de las unidades de depuración expuestas en este proyecto.

- Subcontratista

Empresas que prestan los servicios y los suministros requeridos para la construcción de las unidades de depuración.

Queda entendido que cualquier desacuerdo que ocurra en o entre una o varias partes de este contrato, será el propietario quien determine cual de estas se seguirá.

- Ingeniero

Persona designada por el propietario y / o el contratista Principal y / o los Subcontratistas para actuar como tales en relación con el presente contrato, incluyendo ingenieros particulares según contrato.

- Proveedores

Cualquier persona, empresa o entidad excepto empleados del Contratista Principal, que contrate con el Contratista Principal o cualquier Subcontratista, la fabricación o entrega de maquinaria, materiales o equipo de incorporar al trabajo o que realmente realice dicha fabricación o entrega.

## **2. CONDICIONES GENERALES**

### **2.1 Obligaciones sociales varias**

El contratista vendrá obligado al cumplimiento de lo dispuesto en la Ley 31/1995, de 8 de Noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales, en el Real Decreto 1627/1997, de 24 de Octubre, por el que se establecen disposiciones mínimas de seguridad y de salud en las obras de construcción y en cuantas disposiciones legales de carácter social, de protección a la Industria Nacional, etec., rijan en la fecha en la que se ejecuten las obras.

### **2.2 Subcontratista o Destajista**

El Adjudicatario o Contratista general, podrá dar a destajo en subcontrato, cualquier parte de la obra, pero con la previa autorización de la Dirección Facultativa, estando facultados para decidir la exclusión de un destajista, por ser el mismo incompetente o no reunir las condiciones necesarias. Comunicada esta decisión al contratista, éste deberá tomar las medidas precisas e inmediatas para la rescisión de este contrato.

El contratista será siempre responsable de todas las actividades del destajista y de las obligaciones derivadas del cumplimiento de las condiciones expresadas en este Pliego.

### **2.3 Permisos y Licencias**

El contratista principal conseguirá todos los permisos y licencias exigidas por la Ley, pagará los cargos, gastos e impuestos, y dará los avisos necesarios e incidentales para la debida prosecución de la obra.

### **2.4 Personal de obra**

La correcta ejecución de la obra contratada estará sometida permanentemente a la inspección, comprobación y vigilancia del Director de Obra, designado al efecto por el Propietario. Para desempeñar su función, el Director de obra podrá contar con colaboradores que, junto con este, integrarán la Dirección Facultativa de la obra.



La Dirección Facultativa de las obras tendrán las siguientes funciones:

- Verificar el replanteo y cuidar que las obras se realicen con estricta sujeción al proyecto aprobado o modificaciones debidamente autorizadas, así como el cumplimiento del programa del trabajo.
- Resolver las contingencias que se produzcan en la obra y consignar en el libro de órdenes y asistencias las instrucciones precisas para la correcta interpretación del proyecto.
- Elaborar, a requerimiento del Propietario o su conformidad, eventuales modificaciones del proyecto, que vengan exigidas por la marcha de la obra, adaptadas a las disposiciones normativas contempladas en el proyecto.
- Suscribir el acta de recepción de la obra, así como conformar las certificaciones parciales y la liquidación final de las unidades de obra ejecutadas.

El contratista es la parte contratante que asume el compromiso de ejecutar las obras con medios humanos y materiales, propios o ajenos, con sujeción al proyecto y al contrato.

Sin perjuicio de lo establecido en el RDL 2/2000, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Contratos de las Administraciones Públicas y en el Pliego de Cláusulas Administrativas Generales para la Contratación de Obras del Estado, serán obligaciones del constructor:

- Ejecutar la obra con sujeción al proyecto, a la legislación aplicable y a las instrucciones de la dirección Facultativa de la Obra.
- Mantener permanentemente en la obra un delegado o encargado suficientemente capacitado a juicio de la Dirección Facultativa.
- Redactar el plan de Seguridad y Salud, antes del inicio de las obras, y notificar a la autoridad laboral competente la apertura del centro de trabajo.
- Asignar los medios humanos y materiales que la obra requiera.
- Firmar el acta de comprobación del replanteo y el acta de recepción de la obra.

- Realizar, a su costa, cuantos replanteos sean necesarios para la correcta ejecución de sus obras.
- Facilitar a la Dirección Facultativa de la obra los datos necesarios para la elaboración de la documentación que se considere oportuna por parte del propietario.

Además, el Contratista adjudicatario estará obligado a dar a la Dirección Facultativa, toda clase de facilidades para el desarrollo de su función de comprobación, coordinación y vigilancia de la correcta realización de los trabajos contratados.

### **2.5 comienzo de las obras**

Las obras objeto del presente proyecto, se iniciarán al día siguiente de la fecha del Acta de Replanteo, empezando a contar el plazo a partir de dicha fecha.

En el periodo comprendido entre la adjudicación definitiva y la de replanteo de las obras, el Contratista podrá, bajo su responsabilidad, proceder a la organización general de las mismas, gestión de suministros de materiales y medios auxiliares necesarios y , en general, a todos los trámites previos necesarios para una vez comenzada la obra, no se vea interrumpida por los obstáculos derivados de una deficiente programación.

### **2.6 Obras defectuosas o mal ejecutadas**

Una vez comenzada la obra, el Director de Obra comprobará el cumplimiento del programa de Puntos de Inspección y lo registrará en las Hojas de control de calidad. Si el resultado del punto de control no fuera conforme, el Director de Obra ordenará la ejecución de las medidas correctoras pertinentes y controlará su correcta ejecución en la correspondiente Hoja de Control de Ejecución.

Si el director de Obra estimara aceptar la parte de la obra controlada y no conforme por cualquier causa justificada, lo propondrá razonablemente al Comité de control de calidad del propietario, que resolverá sobre el particular. Si la resolución resulta positiva, la Dirección Facultativa fijará el precio a abonar por la misma en función del grado de deficiencia. El Contratista podrá optar por

aceptar la decisión de aquella o atenerse a lo especificado en el parrafo 1º de este apartado.

### **2.7 Desarrollo y control de las obras**

El Contratista, antes del comienzo de las obras, deberá someter a la aprobación del propietario un plan de trabajo con indicación de los plazos parciales y fechas de terminación de las unidades de obra, compatible con el plazo total fijado para ellas. Este plan se someterá a la aprobación de la Dirección facultativa y si, esta se produce, adquirirá carácter contractual.

Asimismo, el Contratista presentará una relación completa de los servicios y maquinaria y su compromiso de utilización en cada una de las etapas del plan. Los medios quedarán adscritos a las obras sin que, en ningún caso, el contratista pueda retirarlos sin autorización de la Dirección facultativa.

El contratista está obligado a aumentar los medios auxiliares propuestos siempre que la Dirección Facultativa compruebe que ello es necesario para cumplir con los plazos previstos.

La aceptación del plan y de los medios auxiliares propuestos no implicará exención de la responsabilidad del cumplimiento de los plazos convenidos.

### **2.8 Libro de órdenes**

El libro de órdenes será diligenciado por el Propietario, se abrirá en la fecha de comprobación del replanteo y se cerrará en la de la recepción de la obra.

Durante dicho espacio de tiempo estará a disposición de la Dirección Facultativa, que cuando considere procedente u oportuno, anotará en el de las ordenes o instrucciones y comunicaciones que estime, autorizándolas con su firma.

### **2.9 Pruebas**

El contratista o su representante, deberá presenciar los ensayos, para lo cual se le avisará con suficiente antelación.

Los materiales serán reconocidos y aceptados por la Dirección facultativa, quedando a su criterio rechazarlos si no cumplieran con las condiciones

exigidas, que se comprobarán en el Laboratorio de Materiales que ella designe. Los proveedores deberán aportar el “ Certificado de prueba de fábrica”, y todo aquello que certifique la idoneidad de los materiales a utilizar ( homologaciones, timbres, sellos de conformidad..)

El resultado de las pruebas de la obra, que deben ser ejecutadas en presencia de representantes de la Dirección Facultativa y del Contratista, se recogerá en la correspondiente Hoja de Control de Ejecución.

El Propietario visará las “Hojas de Control de Ejecución” una vez cumplimentadas por el Director de la Obra. Dicho visado será imprescindible para la recepción de las obras.

### **2.10 Control de calidad**

Con independencia de las pruebas, ensayos y control que el Contratista deba realizar, de acuerdo con los documentos de este proyecto, la dirección Facultativa efectuará un control de calidad de los materiales empleados y de la ejecución de las distintas unidades de la obra, siguiendo un programa de puntos de inspección elaborado expresamente para esta obra por el Director de la Obra y aprobado por el propietario. El cumplimiento de dicho plan será registrado en las “Hojas de Control de Ejecución”.

Las inspecciones, mediciones, controles, pruebas, ensayos y análisis pueden ser realizados directamente por el director de Obra, por el personal a su servicio, o por empresa o laboratorio externo contratado al efecto. El técnico que la dirección Facultativa designe como a las factorías e instalaciones fijas ó móviles que el Contratista emplee para la fabricación de los materiales a emplear.

### **2.11 Gastos con carácter general a cuenta del contratista**

Sin perjuicio de los gastos recogidos en el Pliego de Prescripciones Administrativas Particulares, aprobado por el propietario, que rigen la contratación de la obra, el contratista está obligado a costear los siguientes gastos de obra:

- Instalaciones y medios auxiliares
- Construcción, desmontaje y retirada de toda clase de construcciones auxiliares
- Alquiler o adquisición de terrenos para el acopio de maquinarias o materiales
- Daños por incendio, cumpliendo todos los requisitos vigentes para el almacenamiento de carburantes
- Evacuación y limpieza de desperdicios y basuras
- Señalización y equipos de seguridad aplicables a la obra
- Retirada de materiales, herramientas, instalaciones auxiliares...

Igualmente, está obligado a costear otros gastos que a continuación se relacionan:

- Los que origine el replanteo general de la obra y su comprobación
- Los que originen los replanteos parciales de las obras
- Los de ensayos y control de obras que ordene la Dirección facultativa
- Los del cartel informativo conforme al programa de identidad corporativa u otros modelos, a indicación de la Dirección facultativa.

### **2.12 Medidas de seguridad y responsabilidades por daños y perjuicios**

Antes del inicio de la obra, el Contratista elaborará un plan de seguridad y salud en el que se analicen, estudien, desarrollen y complementen las previsiones contenidas en el estudio Básico de seguridad y salud, en función de su propio sistema de ejecución de la obra.

El Contratista estará obligado a contratar un seguro de responsabilidad civil que cubra todos los posibles accidentes que puedan ocurrir en la obra, incluidos los originados por la defectuosa ejecución de la obra. Por el hecho de comenzar los trabajos el Contratista reconoce haber cumplido esa exigencia. Por su parte la Dirección facultativa podrá solicitar el justificante del seguro en cualquier momento.

Además, será de cuenta del Contratista las indemnizaciones a que hubiera lugar perjuicios ocasionados a terceros como consecuencia de accidentes por señalización defectuosa o insuficiente.

Asimismo, será de cuenta del Contratista las indemnizaciones a que hubiera lugar perjuicios ocasionados a terceros por interrupción de servicios públicos o privados, daños causados en sus bienes por aperturas de zanjas, explanaciones, desvíos de cauce, explotación para obtención de préstamos, depósito de maquinarias o materiales, siempre que no sea objeto de abono en el presente proyecto.

### **3. PRESCRIPCIONES TÉCNICAS**

#### **3.1 Definición y alcance**

##### **3.1.1 Objeto**

Estas prescripciones técnicas particulares tiene por objeto definir las prescripciones que han de regir en la ejecución de las obras comprendidas en el Proyecto de Dimensionamiento de las unidades de depuración.

Serán también de la aplicación los Pliegos, Instrucciones, Normas y Prescripciones oficiales o no, que se citan en los distintos apartados de este pliego, en la forma que para cada uno de ellos se establece.

##### **3.1.2 Documentación que define las obras**

###### **3.1.2.1 Documentación contractuales**

Los documentos que se incorporan en el Contrato como documentos contractuales son los siguientes:

- Pliego de prescripciones Técnicas particulares
- Cuadro de precios
- Pliego de condiciones
- Planos

### 3.1.2.2 *Documentos informativos*

Los datos sobre la procedencia de materiales, diagramas, justificación de precios y en general, todos los que se incluyen en esta Memoria, y además documentos no contractuales del Proyecto, son documentos informativos.

Dichos documentos representan una opinión fundada del autor del proyecto. Sin embargo, ello no supone que el mismo se responsabilice de la certeza de los datos que se suministran y, en consecuencia, deberán aceptarse tan solo como complemento de la información que el Contratista adquirirá directamente.

### 3.1.2.3 *Compatibilidad y relación entre documentos*

Los errores materiales que pudieran contener el Proyecto o presupuesto elaborado por el propietario no anulará el contrato, salvo que sean efectuadas las oportunas reservas por cualesquiera de las partes en un plazo no mayor de ( 2 ) meses, computados a partir de la firma del acta de comprobación de replanteo y , además, afecten al importe del presupuesto de la obra en el porcentaje que establezca el pliego de condiciones administrativas o particulares.

Caso contrario, los errores solo darán lugar a su rectificación.

Lo mencionado en este pliego y omitido en los planos o viceversa, habrá de ser ejecutado como si estuviera expuesto en ambos documentos. En caso de contradicción ambos prevalecerá lo establecido en el pliego de prescripciones técnicas.

Los precios de las unidades de obra así como de los materiales o mano de obra que no figuren en los contratados, se fijarán contradictoriamente ente la Dirección Facultativa y el Contratista. Estos precios se harán sobre la base de los precios utilizados en el proyecto, con la aplicación de la baja que hubiera realizado el Contratista y fuera condición del contrato.

En todo caso, la Dirección Facultativa resolverá unilateralmente las dudas que pudieran surgir de la interpretación de los posibles documentos del proyecto.

### *3.1.3 Representación del contratista*

El contratista designará a una persona que asuma la dirección de los trabajos que se ejecutan como delegado suyo ante la administración, a todos los efectos, durante la ejecución de las obras y periodo de garantía.

El delegado del contratista tendrá una titulación técnica con experiencia profesional suficiente para el cumplimiento de su misión. Deberá residir en población próxima a la zona en que se desarrollan los trabajos y no podrá ser sustituido sin previo aviso conocimiento de la administración.

## **3.2 CONSIDERACIONES SOBRE LOS MATERIALES**

### **3.2.1 Procedencia**

Los materiales que hayan de constituir parte integrantes de las unidades de la obra definitiva, los que el Contratista emplee en los medios auxiliares para su ejecución, así como los materiales de aquellas instalaciones y obras auxiliares que total o parcialmente hayan de formar parte de las obras objeto del contrato, tanto provisionales como definitivas, deberán cumplir las especificaciones establecidas en este Pliego de Condiciones.

El Director definirá, de conformidad con la normativa oficial vigente, las características de aquellos materiales para los que no figuren especificaciones correctas en este Pliego de Condiciones de forma que puedan satisfacer las condiciones de funcionalidad y de calidad de la obra a ejecutar establecidas en contrato.

El Contratista notificará a la Dirección con la suficiente antelación la procedencia y características de los materiales que se propone utilizar a fin de que la Dirección determine su idoneidad.

La aceptación de las procedencias propuestas será requisito indispensable para que el Contratista pueda iniciar el acopio de los materiales en la obra, sin perjuicio de la potestad de la Administración, para comprobar en todo momento de manipulación, almacenamiento o acopio que dicha idoneidad se mantiene.



Cualquier trabajo que se realice con materiales de procedencia no autorizada podrá ser considerado como defectuoso.

Si durante las excavaciones de las obras se encontraran materiales que pudieran emplearse con ventaja técnica o económica sobre los previstos, la Dirección podrá autorizar el cambio de procedencia.

En los casos en que el Pliego de Condiciones no fijara determinadas zonas o lugares apropiados para la extracción de materiales a emplear en la ejecución de las obras el Contratista los elegirá bajo su única responsabilidad y riesgo.

Los productos industriales de empleo en la obra se determinaran por sus calidades y características, sin poder hacer referencia a marcas, modelos o denominaciones específicas.

Si en los documentos contractuales figurase alguna marca de un producto industrial para designar a este, se entenderá que tal mención se constriñe a las calidades y características de dicho producto, pudiendo el Contratista utilizar productos de otra marca o modelo que tengan las mismas.

El Contratista deberá presentar, para su aprobación, muestras, catálogos y certificados de homologación de los productos industriales y equipos identificados por marcas o patentes.

Si la Dirección considerase que la información no es suficiente, el Director podrá exigir la realización, a costa del contratista, de los ensayos y pruebas que estime convenientes. Cuando se reconozca o demuestre que los materiales o equipos no son adecuados para su objeto, el Contratista los reemplazará, a su costa, por otros que cumplan satisfactoriamente el fin a que se destinan.

### 3.2.2 Ensayos

Previamente a la ejecución de la obra deberá desarrollarse un Programa del Control de Calidad de la misma, de acuerdo con sus características particulares. Servirá de base para su confección lo indicado al respecto en el presente Pliego de Condiciones.

La calidad de los materiales que hayan sido almacenados o acopiados deberá ser comprobada en el momento de su utilización para la ejecución de la obras, mediante las pruebas y ensayos correspondientes, siendo rechazados los que en ese momento no cumplan las prescripciones establecidas.

### 3.3.3 Acopio

El Contratista está obligado a acopiar en correctas condiciones los materiales que requiera para la ejecución de la obra en el ritmo y calidad exigidos por el Contrato.

El Contratista deberá prever el lugar, forma y manera de realizar los acopios de los distintos tipos de materiales y de los productos procedentes de excavaciones para posterior empleo, siguiendo las indicaciones que pudiera hacer el Director.

La Administración se reserva el derecho de exigir del Contratista el transporte y entrega en los lugares que aquel indique de los materiales procedentes de excavaciones, levantados o demoliciones que considere de utilidad.

El Contratista propondrá al Director, para su aprobación, el emplazamiento de las zonas de acopio de materiales, con la descripción de sus accesos, obras y medidas que se propone llevar a cabo para garantizar la preservación de la calidad de los materiales.

Las zonas de acopio deberán cumplir las condiciones mínimas siguientes:

- No se podrán emplear zonas destinadas a las obras.
- Deberán mantenerse los servicios públicos o privados existentes.
- Estarán provistos de los dispositivos y obras para la recogida y evacuación de las aguas superficiales.
- Los acopios se dispondrán de forma que no se merme la calidad de los materiales, tanto en su manipulación como en su situación de acopio.
- Se adoptarán las medidas necesarias en evitación de riesgo de daños a terceros.

Todas las zonas utilizadas para acopio deberán quedar al término de las obras, en las mismas condiciones que existían antes de ser utilizados como tales. Será de cuenta y responsabilidad del Contratista, la retirada de todos los excedentes de material acopiado.

Será de responsabilidad y cuenta del Contratista, la obtención de todos los permisos, autorizaciones, pagos, arrendamiento, indemnizaciones y otros que deba efectuar por concepto de uso de zonas destinadas para

acopios y que no correspondan a terrenos puestos a disposición del Contratista por la Administración.

Todos los gastos de establecimiento de las zonas de acopio y sus accesos, los de su utilización y restitución al estado inicial, serán de cuenta del Contratista. El Director podrá señalar al Contratista un plazo para que retire de los terrenos de la obra los materiales acopiados que ya no tengan empleo en la misma. En caso de incumplimiento de esta orden podrá proceder a retirarlos por cuenta y riesgo del Contratista.

### 3.3.4 Materiales

#### 3.3.4.1 Conglomerantes

##### *Definición*

Se denomina cemento o conglomerante hidráulicos a aquellos productos que amasados con agua, fraguan y endurecen sumergidos en este líquido y son prácticamente estables en contacto con él.

##### *Condiciones generales*

El cemento deberá cumplir las condiciones exigidas por el pliego de Condiciones para la recepción de Conglomerantes Hidráulicos en las Obras de carácter oficial ( P.R.C.H) vigente.

##### *Aguas para amasado*

En la ejecución de fábricas de hormigón, se atenderá el Contratista a todo lo dispuesto en la vigente Instrucción y a las órdenes concretas que, para la aplicación de los artículos correspondientes, dicte en cada caso el Director.

El hormigón se hará forzosamente con máquina. Si el hormigonado ha de ser amasado a pie de obra, el Contratista instalará en el lugar de trabajo una hormigonera de tipo aprobado equipada con dispositivo para regularización y medición del agua, capaz de producir una mezcla de hormigón homogéneo de color uniforme. El volumen de material mezclado por amasado no ha de exceder de la capacidad nominal de la hormigonera.

El hormigón puede amasarse en una instalación central y ser transportado al lugar de la obra en un camión o amasador, funcionado a la velocidad del batido.

El amasador puede ser también mixto, amasando parcialmente en hormigonera fija a la instalación, completándose esta operación en el camión amasador.

Por último, el amasado puede efectuarse totalmente durante el transporte.

#### 3.3.4.2. Áridos para morteros y hormigones

##### *Definición y condiciones generales*

Los áridos que se empleen en la fabricación de morteros y hormigones deberán cumplir con carácter general las condiciones señaladas en la Instrucción de Hormigón EHE, y harán de proceder de graveras o yacimientos naturales próximos al lugar de las obras.

Sus características mecánicas y peso específico serán las adecuadas para conseguir en el hormigón las resistencias y densidades mínimas exigibles por el presente P.P.T o en su defecto por la Instrucción EHE. Estarán exentos de cualquier sustancia que pudiera reaccionar perjudicialmente con los “álcalis” del cemento y las armaduras.

#### 3.3.4.3 Prefabricados de hormigón

##### *Definición*

Se definen como piezas prefabricadas de hormigón aquellos elementos constructivos de hormigón que se colocan o montan una vez fraguados. Incluye, entre otros, vigas, tubos, y conductos de hormigón armado o pretensado y cualesquiera otros elementos que hayan sido proyectados como prefabricados o cuya fabricación haya sido propuesta por el Contratista y aceptada por la Dirección.

##### *Características geométricas y mecánicas*

Los elementos prefabricados se ajustarán totalmente a la forma, dimensiones y características mecánicas especificadas en los planos y en el P.P.T

### *Materiales*

Los materiales empleados en la fabricación deberán cumplir las condiciones establecidas en el presente P.P.T para los materiales básicos.

### *Control y pruebas*

La Dirección facultativa efectuará los ensayos que considere necesarios para comprobar que los elementos prefabricados de hormigón cumplen las características exigidas. Las piezas deterioradas en los ensayos de carácter destructivo por no haber alcanzado las características previstas, serán de cuenta del contratista.

#### 3.3.4.4 Materiales siderúrgicos

##### 3.3.4.4.1 Acero para armaduras

### *Condiciones generales*

El acero a emplear en armaduras cumplirá las condiciones de la Instrucción EHE.

A la llegada a obra de cada partida, se realizará una toma de muestras y sobre éstas, se procederá a efectuar el ensayo de plegado, doblando los redondos ciento ochenta grados sobre otro redondo de diámetro doble y comprobando que no se aprecien fisuras ni pelos en la barra plegada.

Independiente a esto, la Dirección Facultativa determinará las series de ensayos necesarios para la comprobación de las características del acero,

### *Almacenamiento*

Las armaduras de acero se almacenarán de forma que no estén expuestas a una oxidación excesiva, ni se manchen de grasa, ligante o aceites.

#### 3.3.4.5 Tierra para rellenos de zanjas

El material de relleno de las zanjas para las conducciones será suelo seleccionado. Podrá ser el mismo producto de la excavación, siempre que cumpla las características exigidas, y no contenga piedras o terrones del tamaño máximo superior a diez centímetros, fangos, raíces, tierras yesosas,

contenido apreciable de materia orgánica , o cualquier otro elemento pueda atacar a los materiales de dichas conducciones.

Cuando el material procedente de las excavaciones no fuera el adecuado, se tomarán materiales de préstamos propuestos por el Contratista y aprobados por la Dirección facultativa.

#### 3.3.4.6 Materiales no incluidos en el siguiente pliego

Los materiales no incluidos en el presente pliego, serán de reconocida calidad, debiendo presentar el contratista para recabar la aprobación de la Dirección Facultativa, cuantos catálogos, muestras , informes y certificados de los correspondientes fabricantes, estime necesarios. Si la información no se considera suficiente, podrán exigirse los ensayos oportunos de los materiales a utilizar.

La dirección Facultativa podrá rechazar aquellos materiales que no reúnan , a su juicio, la calidad y condiciones necesarias para el fin a que han de ser destinados, e igualmente, podrá señalar al Contratista un plazo breve para que retire de los terrenos de la obra los materiales desechados.

Asimismo se podrán rechazar los materiales, elementos, instalaciones, o cualquier otro componente que no haya sido aceptado previamente por el Propietario.

Igualmente, la Dirección Facultativa podrá rechazar materiales que aunque de calidad aceptable, puedan presentar problemas de disponibilidad para el caso de una eventual sustitución, con objeto de impedir un incremento innecesario en el depósito de repuestos.



**“ ESTUDIO COMPARATIVO DE UN PROCESO  
BIOLÓGICO CONVENCIONAL Y UN PROCESO  
MEDIANTE BIOMEMBRANAS PARA EL TRATAMIENTO  
DE AGUAS RESIDUALES URBANAS ”**

**DOCUMENTO Nº 2**

**PLANOS**

**LAURA GONZÁLEZ GÁLVEZ**

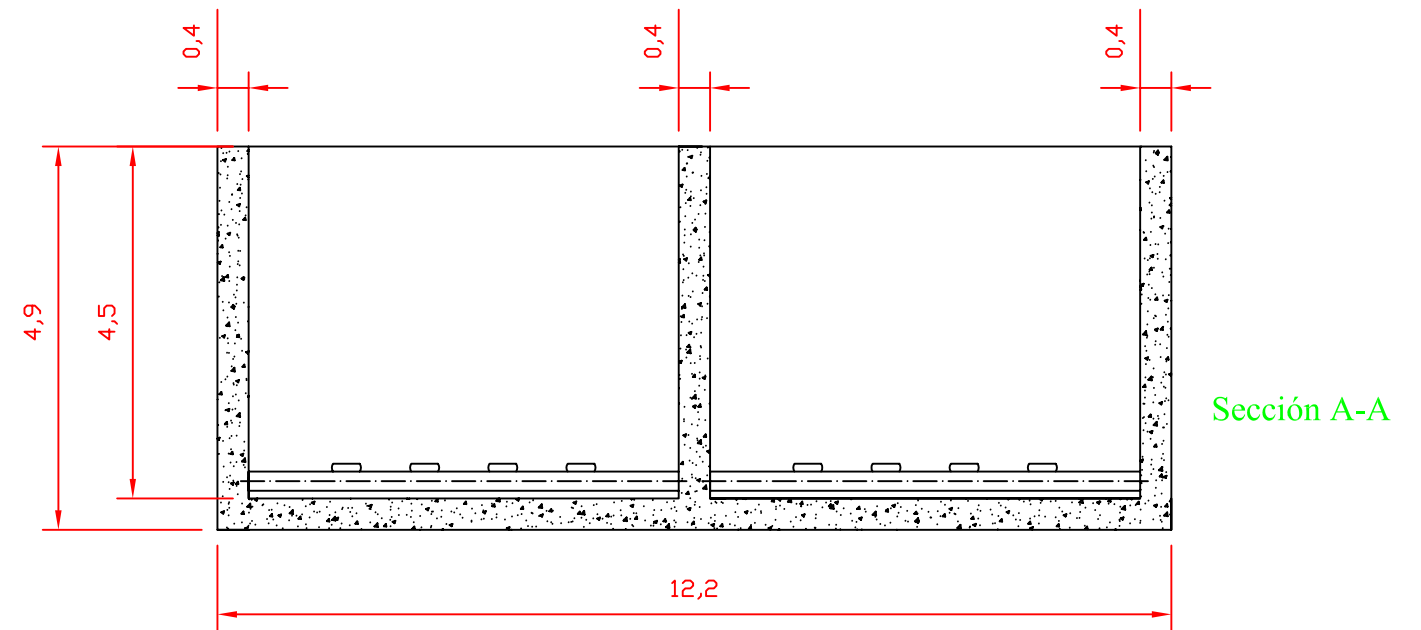
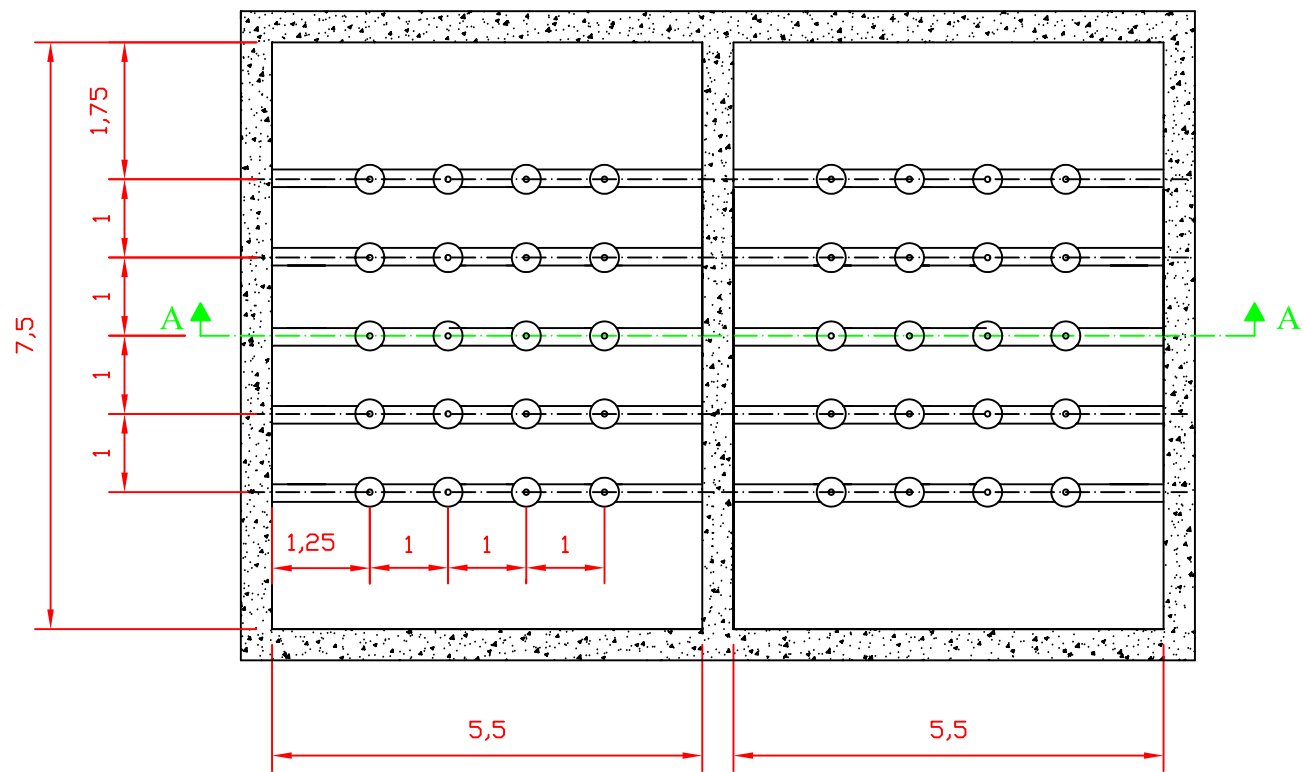
**SEPTIEMBRE 2007**

## INDICE

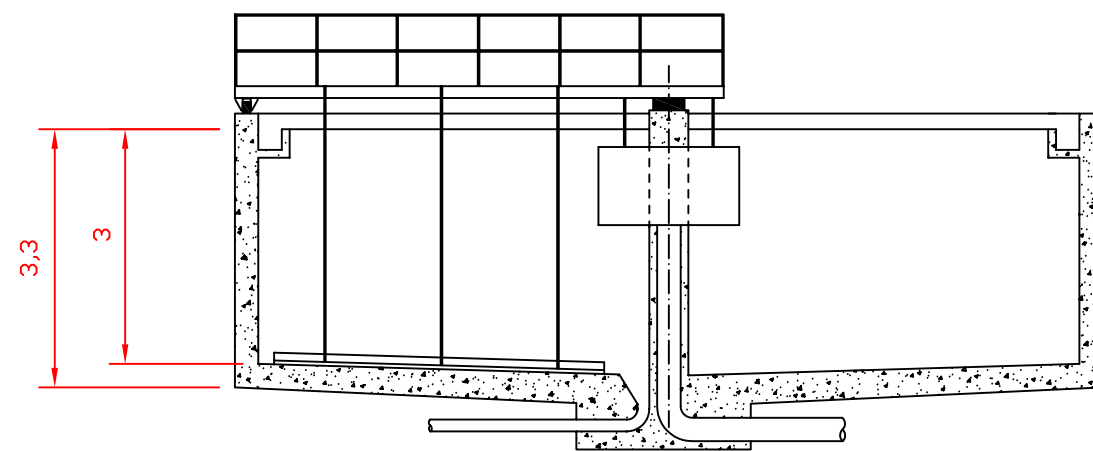
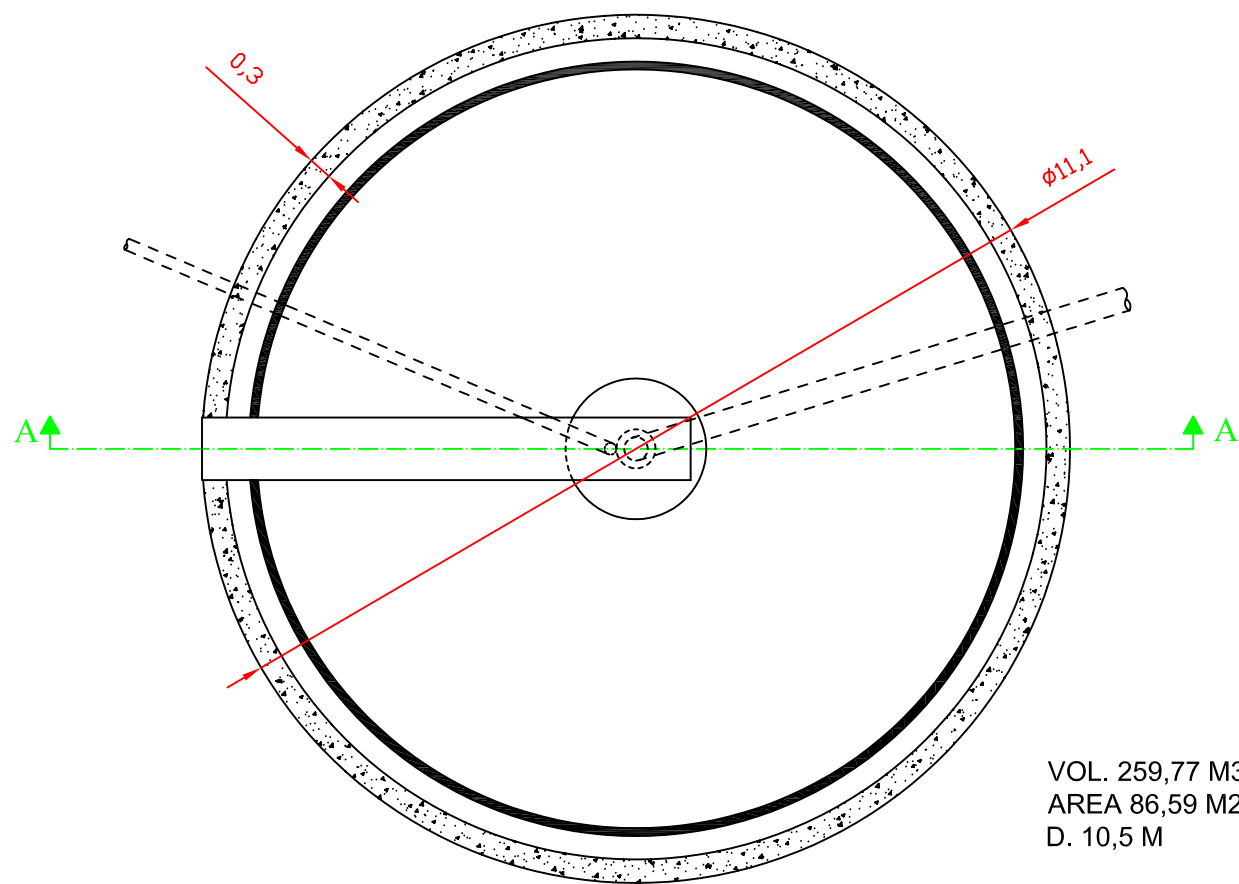
---

Nº	DESCRIPCION
1	Reactor de Fangos Activos
2	Decantador secundario
3	Biorreactor de Membranas



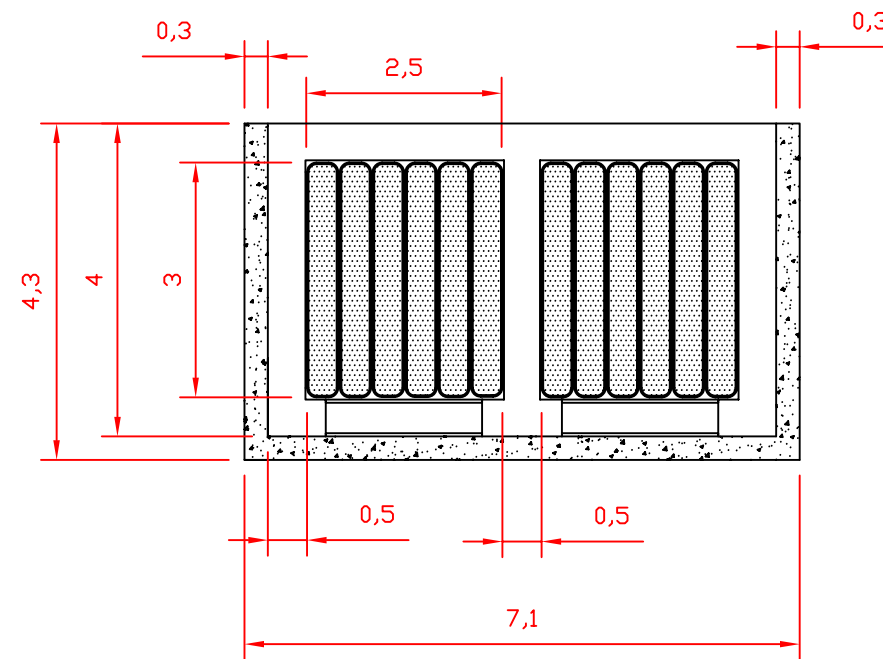
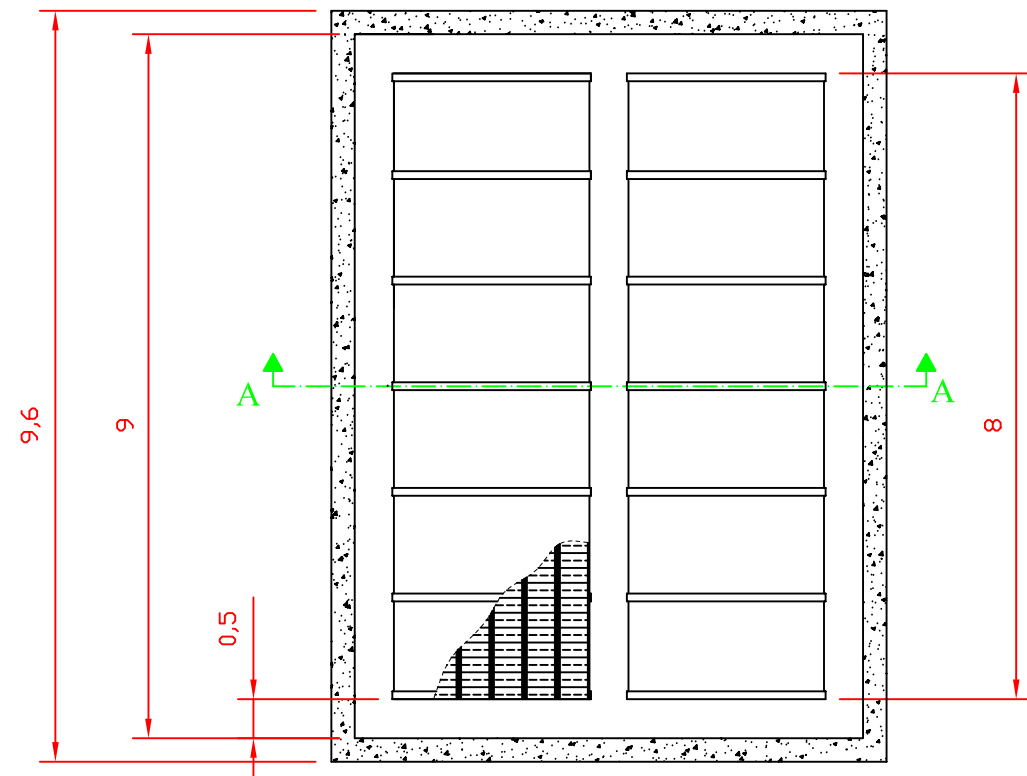


	Fecha	Nombre	UNIVERSIDAD DE CADIZ FACULTAD DE CIENCIAS	
Dibujado	SEPTIEMBRE 2007	LAURA GONZALEZ GALVEZ		
Comprobado				
Id.s.norma				
ESCALA :	DETALLE DEL REACTOR DE FANGOS ACTIVOS		PLANO:	01
1/100			Alumno:	LAURA GONZALEZ GALVEZ
		Especialidad:	ING. QUIMICA	



Sección A-A

	Fecha	Nombre	UNIVERSIDAD DE CADIZ FACULTAD DE CIENCIAS	
Dibujado	SEPTIEMBRE 2007	LAURA GONZALEZ GALVEZ		
Comprobado				
Id.s.norma				
ESCALA :	DETALLE DEL DECANTADOR SECUNDARIO		PLANO:	02
1/100			Alumno:	LAURA GONZALEZ GALVEZ
			Especialidad:	ING. QUIMICA



Sección A-A

	Fecha	Nombre	UNIVERSIDAD DE CADIZ FACULTAD DE CIENCIAS	
Dibujado	SEPTIEMBRE 2007	LAURA GONZALEZ GALVEZ		
Comprobado				
Id.s.norma				
ESCALA :	DETALLE DEL BIORREACTOR DE MEMBRANA		PLANO:	03
1/100			Alumno:	LAURA GONZALEZ GALVEZ
		Especialidad:	ING. QUIMICA	



**“ ESTUDIO COMPARATIVO DE UN PROCESO  
BIOLÓGICO CONVENCIONAL Y UN PROCESO  
MEDIANTE BIOMEMBRANAS PARA EL TRATAMIENTO  
DE AGUAS RESIDUALES URBANAS ”**

**DOCUMENTO Nº 3  
PRESUPUESTO**

<b>INDICE.....</b>	<b>1</b>
<b>1. COSTES DE BIENES Y SERVICIOS.....</b>	<b>2</b>
1.1 COSTES AMORTIZABLES.....	2
1.2 COSTES GENERALES.....	2
1.3 COSTES TOTALES DE BIENES Y SERVICIOS.....	2
<b>2. COSTES DE PERSONAL.....</b>	<b>3</b>
<b>3. PRESUPUESTO TOTAL.....</b>	<b>3</b>

## 1.COSTES DE BIENES Y SERVICIOS

### 1.1 COSTES AMORTIZABLES

<b>COSTES (*)</b>	<b>PRECIO</b>
Ordenador Personal	1.250 €
Programas y licencias informáticos	800 €
Escáner	60 €
Impresora	40 €
Línea Internet	480 €
<b>TOTAL.....</b>	<b>2630€</b>
(*) Costes a amortizar en una media de 3 años	

Tabla 1. Costes Amortizables

### 1.2 COSTES GENERALES

<b>COSTES (*)</b>	<b>PRECIO</b>
Instalaciones básicas (agua, luz, teléfono...)	350 €
Material de oficina	100 €
Fotocopias	30 €
Desplazamientos	40 €
Varios	50 €
<b>TOTAL .....</b>	<b>570€</b>
(*) Coste anual	

Tabla 2. Costes generales

### 1.3 COSTES TOTALES DE BIENES Y SERVICIOS

COSTES AMORTIZABLES ⇒ 3110€/ 3 AÑOS .....877€

COSTES GENERALES.....570€

1447€

Margen de error del 10%..... 144,7€

**TOTAL..... 1592€**

## 2. COSTES DE PERSONAL

<b>COSTES</b>	<b>HORAS EMPLEADAS (h)</b>	<b>PRECIO HORA INGENIERO (€/h)</b>	<b>PRECIO TOTAL</b>
Búsqueda de Información	30	20	<b>600 €</b>
Procesado de Información	50	20	<b>1000 €</b>
Elaboración del documento	160	20	<b>3200 €</b>
Gestión Administrativa	20	20	<b>400 €</b>
<b>TOTAL</b>	<b>440</b>	<b>20</b>	<b>5200 €</b>

Tabla 3. Costes personales

## 3. PRESUPUESTO TOTAL

Nº Orden	Resumen	Importe (€)
1	Costes de bienes y servicio.....	1592€
2	Coste de personal.....	5200€
<b>Total Presupuesto Ejecución de Material (PEM).....</b>		<b>6792€</b>
	13% Gastos Generales.....	882,96€
	6% Beneficio Industrial.....	407,52€
	<b>SUMA G.I Y B.I</b>	<b>8082,48€</b>
	16% I.V.A.	1293,20€
<b>Total Presupuesto Contrata (PEC).....</b>		<b>9375,68€</b>

El presupuesto total asciende a la cantidad de **NUEVE MIL TRESCIENTOS SETENTA y CINCO EUROS con SESENTA y OCHO CENTIMOS**

Puerto Real, Junio de 2007

La ingeniero Químico

Laura González Gálvez

