

UNIVERSIDAD DE LA LAGUNA

**«Microfiltración de agua residual depurada. Mejora
del flujo de permeado por inyección de gas»**

**Autor: Luisa María Vera Peña
Director: Dr. D. Sebastián Delgado Díaz y
Dr. D. Samuel Elmaleh**

**Departamento de Ingeniería Química y Tecnología
Farmacéutica**

ÍNDICE

RESUMEN	10
---------------	----

Capítulo 1

LA REUTILIZACIÓN DE AGUAS RESIDUALES. EL CASO DE TENERIFE	5
1. LA REUTILIZACIÓN DE AGUAS RESIDUALES.	7
1.1 INTRODUCCIÓN	7
1.2 LA REUTILIZACIÓN DE AGUAS RESIDUALES EN CANARIAS. LA SITUACIÓN DE LA REUTILIZACIÓN EN TENERIFE	12
1.2.1 descripción del sistema de depuración y reutilización de las aguas residuales de santa cruz de tenerife	15
2. PROCESOS PARA LA REUTILIZACIÓN DE AGUAS RESIDUALES	20
2.1 CARACTERÍSTICAS DE UN AGUA RESIDUAL URBANA	20
2.2 COMPOSICIÓN TÍPICA DE LAS AGUAS RESIDUALES URBANAS	23
2.3 CARACTERIZACIÓN GRANULOMÉTRICA DE LAS AGUAS RESIDUALES URBANAS .	23
2.3.1 los coloides	26
2.4 TECNOLOGÍAS BÁSICAS DEL TRATAMIENTO PARA REUTILIZACIÓN DE AGUAS RESIDUALES URBANAS	28
2.4.1 tratamiento previo	29
2.4.2 tratamiento primario	29
2.4.3 tratamiento secundario	30
2.4.4 tratamiento terciario	31
2.4.5 desinfección	31
2.5 CALIDAD DEL AGUA RESIDUAL URBANA PARA SU REUTILIZACIÓN AGRÍCOLA ..	32
2.5.1 criterios de calidad del agua para riego	32
2.5.2 requisitos sanitarios del agua para riego	35

Capítulo 2

ELEMENTOS DE LA SEPARACION POR MEMBRANAS	45
1. PROCESOS DE SEPARACION POR MEMBRANAS	47
1.1 INTRODUCCIÓN	47
1.2 ANTECEDENTES HISTÓRICOS DE LOS PROCESOS DE MEMBRANAS	47
1.3 TIPOS DE MEMBRANAS	48

1.4 LOS DIFERENTES PROCESOS DE SEPARACIÓN POR MEMBRANAS	51
2. FILTRACION DE LIQUIDOS A TRAVES DE MEMBRANAS	52
2.1 FILTRACIÓN FRONTAL Y TANGENCIAL	53
2.2 LA MICROFILTRACIÓN	54
2.3 LA ULTRAFILTRACIÓN	56
3. CARACTERIZACION DEL PROCESO DE SEPARACION	58
3.1 CARACTERIZACIÓN DE LA MEMBRANA	58
4.MECANISMO DE LA TRANSFERENCIA DE MATERIA	61
4.1 LIMITACIÓN DE LA TRANSFERENCIA DE MATERIA	61
4.2 LA COLMATACIÓN O ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA	61
4.3 MODELO GENERAL DE MICROFILTRACIÓN TANGENCIAL	68
5. PROCESOS DE MEMBRANAS EN DEPURACION DE AGUAS	71
5.1 ANTECEDENTES HISTÓRICOS	71
5.2 LA MICROFILTRACIÓN Y ULTRAFILTRACIÓN TANGENCIAL COMO TRATAMIENTO TERCARIO	79
OBJETIVO DE LA PRESENTE INVESTIGACIÓN	83

Capítulo 3

TÉCNICA EXPERIMENTAL: FLUJO EN FILTRACIÓN FRONTAL	85
1. UNIDAD EXPERIMENTAL Y METODOLOGÍA	87
1.1 METODOLOGÍA	87
1.1.1 <i>unidad experimental</i>	87
1.1.2 <i>la alimentación</i>	89
1.1.3 <i>membrana</i>	89
1.1.3.1 <i>características de la membrana</i>	89
1.1.3.2 <i>la membrana de referencia o standard</i>	90
1.1.4 <i>velocidad de permeación</i>	92
1.1.5 <i>temperatura de operación</i>	93
1.1.6 <i>protocolo experimental</i>	93
2. MÉTODOS ANALÍTICOS	94

Capítulo 4

MICROFILTRACIÓN TANGENCIAL DE AGUA RESIDUAL DEPURADA	99
1. DATOS EXPERIMENTALES	101

1.1 INTRODUCCIÓN	101
1.2 EFECTO DE LA MFT SOBRE LA CALIDAD DEL AGUA RESIDUAL DEPURADA ..	102
1.3 EVOLUCIÓN DE LA DENSIDAD DE PERMEADO	108
2. MODELIZACIÓN	113
3. INTERPRETACIÓN POR ANÁLISIS DIMENSIONAL	114

Capítulo 5

LA MEJORA DEL FLUJO DE PERMEACIÓN. ELEMENTOS DEL FLUJO BIFÁSICO ..	123
1. METODOS PARA INCREMENTAR EL FLUJO DE PERMEACION	125
1.1 INTRODUCCIÓN	125
1.2 MEDIOS DE LUCHA CONTRA EL ENSUCIAMIENTO DE LA MEMBRANA	125
1.2.1 métodos físico-químicos	127
1.2.1.1 modificación de las propiedades físico-químicas de la membrana	127
1.2.1.2 cambio de las propiedades físico-químicas de la alimentación ..	128
1.2.2 métodos hidrodinámicos	135
1.2.2.1 aumento de la velocidad tangencial	135
1.2.2.2 modificación de los perfiles de velocidad	136
1.2.3 inestabilidades naturales del flujo	139
1.2.4 generación de flujos no estacionarios	142
1.2.4.1 flujos no estacionarios generados en el lado del rechazo	143
1.2.4.2 flujos no estacionarios generados desde el lado del permeado ..	150
1.3 LAS TÉCNICAS NO ESTACIONARIAS COMO MEDIOS DE LUCHA CONTRA LA	
COLMATACIÓN	153
2. LOS FLUJOS BIFÁSICOS GAS-LÍQUIDO	155
2.1 DESCRIPCIÓN DE LOS FLUJOS BIFÁSICOS GAS-LÍQUIDO ASCENDENTES EN UN	
CONDUCTO VERTICAL	155
2.2 ZONAS DE APARICIÓN DE LOS DIFERENTES REGÍMENES EN FLUJO ASCENDEN-	
TE	157
2.3 FLUJOS BIFÁSICOS GAS-LÍQUIDO A CO-CORRIENTE EN DIFERENTES CONFI-	
GURACIONES	159
2.3.1 flujos bifásicos gas-líquido en conducciones horizontales	160
2.3.2 flujos bifásicos gas-líquido en conducciones verticales	161
2.4 EL FLUJO TAPÓN	161
2.5 MODELIZACIÓN DEL FLUJO TAPÓN	163

2.5.1 el concepto de la celda unidad.....	164
2.5.2 operadores de la media	167
2.5.3 bases de cálculo del modelo	167
2.5.4 hipótesis simplificadoras del modelo	169
2.5.5 escritura de las ecuaciones	173
2.5.6 leyes de clausura	175
2.5.6.1 determinación de la velocidad de la bala	175
2.5.6.2 fracción de gas en los tapones de líquido.....	176
2.5.6.3 velocidad del gas en el tapón de líquido.....	177
2.5.6.4 determinación de los esfuerzos de cizalladura	178
2.5.6.5 fracción de gas en la burbuja de taylor	179
2.5.7 modificación del modelo para su aplicación a diámetros más pequeños	180

Capítulo 6

Engrosamiento o separación de partículas para mejorar el flujo
187

1. Medios físico-químicos empleados en microfiltración de agua residual depurada	189
1.1 introducción	189
1.2 ensayos previos de coagulación-floculación en jar-test	189
2. Floculación en línea	191
3. Floculación-flotación y mft de agua residual depurada	194

Capítulo 7

LA FILTRACIÓN BIFÁSICA	199
1. INTRODUCCIÓN GENERAL.....	201
2. CARACTERIZACIÓN DEL FLUJO BIFÁSICO GAS-LÍQUIDO	202
2.1 TÉCNICA EXPERIMENTAL.....	202
2.1.1 unidad experimental.....	202
2.1.2 fase líquida	204
2.1.3 la corriente gaseosa.....	205
2.2 RESULTADOS DE LA CARACTERIZACIÓN DEL FLUJO BIFÁSICO GAS-LÍQUIDO .	205
3. PROTOCOLO EXPERIMENTAL DE LOS ENSAYOS DE FILTRACIÓN BIFÁSICA	208

3.1 INTRODUCCIÓN	208
3.2 TÉCNICA EXPERIMENTAL	208
3.2.1 <i>unidad experimental</i>	208
3.2.2 <i>alimentaciones</i>	209
3.2.3 <i>membranas empleadas</i>	213
3.2.4 <i>regeneración de las membranas</i>	214
3.2.5 <i>métodos analíticos empleados en los estudios de la selectividad</i> ...	215
4. FILTRACIÓN TANGENCIAL CON GAS	216
4.1 LA SELECTIVIDAD	217
4.2 EVOLUCIÓN TEMPORAL DEL FLUJO DE PERMEACIÓN	223
4.3 EL FLUJO ESTACIONARIO EN FUNCIÓN DE LAS CONDICIONES OPERATIVAS ..	229
4.3.1 <i>influencia de la presión transmembranaria</i>	229
4.3.2 <i>influencia de la relación de velocidades</i>	236
4.4 CUANTIFICACIÓN DEL EFECTO DEL GAS	242
4.4.1 <i>influencia de la presión sobre el cociente de flujos estacionarios</i> ...	242
4.4.2 <i>influencia de la relación de velocidades y de la velocidad de la fase líquida sobre el cociente de los flujos estacionarios</i>	248
4.5 EVOLUCIÓN DE LA RESISTENCIA DE ENSUCIAMIENTO EN FUNCIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN	254
4.5.1 <i>filtración sin gas</i>	254
4.5.2 <i>filtración con gas</i>	260
4.6 INTERPRETACIÓN POR ANÁLISIS DIMENSIONAL	267
4.6.1 <i>el número de cizalladura bifásico</i>	267
4.6.2 <i>interpretación de los resultados</i>	268
CONCLUSIÓN GENERAL	277
BIBLIOGRAFÍA	283
NOMENCLATURA	311
ANEXO I: MICROFILTRACIÓN TANGENCIAL DE AGUA RESIDUAL DEPURADA. SELECTIVIDAD Y FLUJO DE PERMEADO	319
ANEXO II: FLOCULACIÓN EN LÍNEA Y FLOCULACIÓN-FLOTACIÓN PREVIA DE LA ALIMENTACIÓN	327

ANEXO III: FILTRACIÓN BIFÁSICA. FLUJOS DE PERMEADO	335
ANEXO IV: FILTRACIÓN BIFÁSICA. DATOS DE SELECTIVIDAD AL AGUA RESIDUAL DEPURADA (M14)	411
ANEXO V: FILTRACIÓN BIFÁSICA. DATOS DE SELECTIVIDAD AL DEXTRANO (M2, M9)	427
ANEXO VI: FILTRACIÓN BIFÁSICA. MICROFILTRACIÓN DE AGUA RESIDUAL DEPU- RADA CON INYECCIÓN DE NITRÓGENO Y AIRE	441
ANEXO VII: CALIBRADO DE ROTÁMETROS DE GAS	467

Este trabajo se enmarca dentro de la línea de Investigación sobre "*Tratamiento y Reutilización de Aguas Residuales*" del *Departamento de Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica* de la Universidad de La Laguna. En esta investigación se lleva a cabo un estudio sobre la microfiltración tangencial a través de membranas inorgánicas, como tratamiento terciario del agua residual depurada, procedente de la Estación Depuradora de Aguas Residuales de S/C de Tenerife. En la actualidad, este efluente no es sometido a ningún tipo de tratamiento avanzado y es reutilizado en riego agrícola gracias a una compleja infraestructura encargada de transportar, almacenar y distribuir este agua depurada a explotaciones agrícolas del sur de la isla.

En primer lugar, se ha caracterizado la evolución del flujo de permeado de agua residual depurada tomada del clarificador secundario y la selectividad de la membrana hacia los diversos parámetros analíticos estudiados. Se ha seguido la depuración del agua a través de la medida de concentración de coliformes fecales, así como de parámetros físico-químicos tales como la demanda química de oxígeno (DQO), materia en suspensión (MES), turbidez, amonio, fosfato, etc. Los resultados obtenidos han sido tratados mediante módulos o números adimensionales, más concretamente, por la relación entre el número de ensuciamiento y el número de cizalladura.

Posteriormente, se ha intentado, a través de métodos físico-químicos, incrementar el flujo obtenido en la microfiltración de agua residual. Estos métodos han consistido en una floculación en línea con la microfiltración y en una floculación-flotación previa de la alimentación. Asimismo, se ha realizado un estudio para incrementar el caudal de permeado, mediante la generación de flujos bifásicos gas-líquido en el interior de la membrana. Además, se ha estimado la importancia que puede tener el

gas a emplear, para lo cual se han realizado experiencias inyectando oxígeno y nitrógeno. En todos los casos, cualquiera que haya sido el gas empleado, se ha realizado el correspondiente estudio de selectividad de la membrana.

El estudio de la filtración en presencia de gas se ha extendido a la micro y ultrafiltración de otras alimentaciones de naturaleza diversa, con el fin de comprender el efecto del flujo bifásico sobre los fenómenos de ensuciamiento involucrados en cada caso. Las alimentaciones estudiadas han comprendido suspensiones de sólidos deformables ($\text{Fe}(\text{OH})_3$), disoluciones macromoleculares (dextrano) y disoluciones de mínima resistencia a la filtración (agua de la red). En el caso de la ultrafiltración de disoluciones de dextrano, el estudio de la filtración se ha acompañado de un análisis de la selectividad de las membranas, por medio de la medida del carbono orgánico total (COT).

Finalmente, los resultados correspondientes a las experiencias de filtración en presencia de gas se han interpretado a través del número de ensuciamiento y de un nuevo número de cizalladura, denominado bifásico.

Capítulo 1
LA REUTILIZACION DE AGUAS
RESIDUALES. EL CASO DE TENERIFE

1. LA REUTILIZACIÓN DE AGUAS RESIDUALES

1.1 Introducción

En la historia de la humanidad, la reutilización de aguas residuales ha sido practicada desde la antigüedad. El empleo de aguas residuales en riego agrícola se remonta a unos 5000 años atrás, así lo evidencia los desarrollados sistemas de alcantarillado presentes en los antiguos palacios y ciudades de la civilización minoica (Angelakis y Spiridakis, 1995). Asimismo, en China, India, Japón, Corea, Malasia e Indonesia la reutilización del agua residual es una costumbre aceptada desde muy antiguo. La ciudad de Windhoek, Namibia, ha empleado agua residual depurada sometida a tratamiento terciario como fuente de agua potable desde 1968, y actualmente un tercio del agua potable consumida por la población procede, seguramente, de agua residual tratada (Nkuchia, 1994).

En épocas más recientes, durante el siglo XIX, la introducción de sistemas de canalización de agua residual a gran escala, para su descarga en aguas superficiales, condujo al uso del agua residual y de otros efluentes como aporte de agua potable a la población, de forma inconsciente. Esta reutilización no planeada, junto con la falta de tratamientos adecuados de las aguas blancas y de las aguas residuales, provocó la aparición de epidemias catastróficas relacionadas con el agua, como el cólera asiático y el tifus, desde 1840 hasta 1850. Sin embargo, la aportación de soluciones ingenieriles, entre las que se incluyó el desarrollo de tanques de almacenamiento y acueductos, y la ubicación de las tomas de agua para uso doméstico en localizaciones anteriores a los puntos de descarga de aguas residuales, condujo a un suministro de agua adecuado y sin peligros para la población. Este fue el caso de la ciudad de Londres entre los años 1850 a 1860

(Young, 1985).

Por lo general, hay situaciones donde la reutilización del agua residual se hace necesaria:

- zonas con disponibilidades escasas;
- ciudades grandes, donde la demanda de agua excede los recursos convencionales.

En la actualidad, la reutilización de agua residual depurada es un recurso ampliamente extendido como lo demuestra el hecho de que el río Támesis, en Inglaterra, que constituye la fuente principal de agua de la ciudad de Londres, contiene alrededor de un 14 % de agua residual tratada. También el río Rin, que suministra agua a unos 6 millones de europeos, contiene hasta un 40 % de agua residual depurada (Nkuchia, 1994).

Los primeros programas de reutilización de agua residual en Estados Unidos datan de principios del siglo XX, siendo el estado de California el pionero en promover la recogida y reutilización de las aguas residuales y en promulgar en 1918 las primeras regulaciones a este respecto. Algunos de los primeros sistemas de reutilización de agua se desarrollaron en los años veinte para proporcionar agua de riego en Arizona y California (Asano y Levine, 1995). En la década de los cuarenta se empleó aguas residuales cloradas en el procesado de acero, y en los años sesenta se desarrollaron por completo sistemas de reutilización de agua residual urbana en Colorado y Florida.

El tipo de reutilización de aguas residuales más extendido y común es el riego de cultivos. Las ventajas que conlleva la reutilización agrícola del agua depurada son esencialmente: evitar la práctica de tratamientos terciarios, como la

desnitrificación, desfosforación y así disminuir los costes energéticos; reducir los vertidos al mar y disminuir el consumo de abonos químicos (Sanz, 1993).

En California se emplea alrededor de un millón de m³/día de agua depurada, la mayoría en riego. Asimismo, entre los países del Mediterráneo, el empleo de aguas residuales depuradas en riego agrícola es actualmente una práctica habitual. Aunque Israel ha sido el pionero en este campo, pronto han seguido su ejemplo otros países de la zona como Túnez, Chipre y Jordania. En 1989, en Israel se recogían aproximadamente el 92 % de las aguas residuales por medio de las redes de alcantarillado, de las cuales el 72 % se reutilizaban para riego (42 %) o bien para recargar aguas subterráneas (30 %). La reutilización constituía entonces el 10 % de los recursos hídricos de Israel, y se espera que en el año 2010 este porcentaje aumente hasta situarse en el 20 %. Estas cantidades son apreciables si se considera que prácticamente el 33 % de los recursos totales de agua de Israel son dedicados a la agricultura (Argaman, 1989).

Por su parte, en Túnez, el efluente de cuatro plantas de tratamiento, con un caudal total de 250.000 m³/día, es empleado en el riego de aproximadamente 4.500 ha de huertos, cultivos para forraje, algodón, cereales, campos de golf y césped; lo que ha permitido que el 70 % de las zonas regadas alrededor de la capital del país empleen para este fin el 60 % del agua residual disponible (Papadopoulos, 1995).

En Chipre se espera que, en el futuro, el agua residual generada por las principales ciudades alcance los 25 millones de m³/año. Esta agua, tras ser recogida y seguir un tratamiento terciario, será usada para riego. Se espera asimismo, que con esta medida la agricultura de regadío experimente un aumento de entre el 8 al 10 % o bien, que una cantidad de agua equivalente pueda ser conservada para otros sectores productivos.

No obstante, a pesar de todos los ejemplos anteriores, el riego agrícola no es la única aplicación real de la reutilización de aguas residuales. En China, los nutrientes de las aguas residuales se han empleado durante siglos en piscifactorias y actualmente se emplean para fertilizar 30.000 balsas. El empleo del agua residual en piscicultura también es una práctica común en la India, Perú e Indonesia. Por su parte, en Japón la reutilización del agua residual para su uso en las cisternas de los urinarios de edificios importantes es una práctica obligada por la ley.

Durante el último cuarto del siglo XX, los beneficios de fomentar la reutilización de agua residual como medio de complementar los recursos de agua han sido reconocidos por la mayoría de los gobiernos estatales de los Estados Unidos así como por la Unión Europea. Por ejemplo, en 1970, la normativa del agua del estado de California estableció, como principio básico de la misma, conseguir que el estado estableciera todas las vías posibles que asegurasen el desarrollo de las instalaciones de reutilización del agua necesarias para satisfacer las futuras necesidades de agua del Estado (California State of Administrative Code, 1978).

En lo que se refiere a las técnicas de depuración de aguas, éstas se desarrollaron en su mayoría durante los años cincuenta y sesenta y casi todas las soluciones técnicas hoy empleadas proceden de investigaciones hechas entonces (ASCE, 1969). En la última década se ha progresado especialmente en la solución de problemas concretos, como, por ejemplo, los relacionados con la contaminación industrial, las técnicas de desinfección o las normativas legales para la reutilización de las aguas depuradas (Baker, 1981; Crook, 1985; Montgomery Inc., 1985).

Sin duda, el desarrollo del proceso de lodos activos en 1904 fue un paso importante hacia los tratamientos avanzados de agua residual y al desarrollo de los

sistemas de tratamiento biológicos. En 1965, el Ministerio de Salud de Israel estableció las regulaciones para la reutilización de los efluentes secundarios en el riego de cultivos con la excepción de aquellos vegetales que se empleaban sin ser cocinados previamente (Asano y Levine, 1995).

Asimismo, los avances realizados en el campo de la microbiología a partir de los últimos años del siglo XIX han permitido el desarrollo de las técnicas de desinfección y la eliminación de las fuentes de cólera, tifus y disentería que en el pasado habían infectado ciudades completas por el empleo de aguas contaminadas (Asano y Levine, 1995). En la actualidad, los contenidos en coliformes fecales y totales son empleados como parámetros indicadores de la calidad microbiológica del agua para beber. Las normativas internacionales dadas por la Organización Mundial de la Salud consideran libre de patógenos aquellas aguas que presenten menos de 1 coliforme/100 ml.

Las tecnologías de depuración de aguas han avanzado tanto en los últimos años que, en comunidades donde el agua residual depurada se ha añadido a las fuentes de agua potable, no se han encontrado efectos adversos para la salud. Este es el caso del condado de Los Ángeles, donde desde 1962 se ha empleado agua depurada para recargar pozos de agua subterránea. El estudio realizado en 1984 por las autoridades sanitarias de este condado, determinó que los riesgos asociados al empleo de agua depurada con esta finalidad eran análogos a los que se presentan si se emplea agua de lluvia con esta misma finalidad (Nkuchia, 1994).

En España, los proyectos de reutilización datan de los años sesenta, pero la mayoría de los planes de depuración y de reutilización se han realizado en las décadas 70 y 80.

1.2 La reutilización de aguas residuales en Canarias. La situación de la reutilización en Tenerife

El agua en Canarias es un recurso natural escaso y muy valioso. El crecimiento demográfico y el desarrollo económico, basado este último en la agricultura de exportación y el turismo, han provocado un aumento considerable de la demanda de agua.

Los recursos hídricos de Canarias proceden en su mayoría de los acuíferos subterráneos, esencialmente en el caso de Tenerife, Gran Canaria y La Palma. Explotar las reservas subterráneas supone captar volúmenes de agua que se van agotando. En consecuencia, su aprovechamiento equivale a depender de caudales que, en un plazo más o menos largo, desaparecerán. Esto es lo que está ocurriendo en Canarias en los últimos tiempos, donde la situación en cuanto a la disponibilidad de agua se está agravando paulatinamente. Además, la calidad de estas aguas subterráneas se encuentra en constante degradación, especialmente en lo que se refiere a su salinidad, lo que dificulta su uso para agua potable y para el riego de algunos cultivos específicos.

Los problemas planteados por la explotación de los recursos hídricos en Canarias son esencialmente la sobreexplotación de los acuíferos, la intrusión marina, la progresiva salinización de las aguas fósiles explotadas, el deterioro de la flora y la fauna por el agotamiento de las reservas hídricas, la contaminación de los acuíferos por vertidos líquidos y sólidos, la explotación indiscriminada de cauces, el vertido de salmueras y otros (DEREA, 1996).

El balance hidrológico de Canarias se caracteriza por presentar pocas precipitaciones, una alta evapotranspiración, una baja escorrentía superficial y una

relativamente alta escorrentía subterránea debida a lo permeable del terreno. Así por ejemplo, en Tenerife, la precipitación media insular es de 425 mm/año, existiendo gran disparidad entre la vertiente norte y sur de la isla en cuanto a pluviometría. Por termino medio, de los 425 mm/año precipitados, 10 mm/año escurren superficialmente, 117 se infiltran y el resto se vuelve a la atmósfera. El volumen anual de aguas superficiales aprovechado se estima en 1 hm³, debido a la alta permeabilidad de los suelos, que ofrece condiciones muy poco favorables para la construcción de embalses. Los recursos hídricos convencionales en la isla de Tenerife quedan reducidos, prácticamente, a la explotación de los acuíferos subterráneos por medio de más de un millar de galerías, con más de 1.600 kilómetros perforados que producen un caudal de unos 150 hm³/año. Sin embargo, Tenerife está sufriendo como otras islas un proceso de agotamiento de sus reservas.

Esta preocupante situación de las islas ha convertido en una práctica necesaria la utilización de recursos hídricos no convencionales, como la desalación del agua de mar y la reutilización de aguas residuales tratadas.

La reutilización de las aguas residuales tratadas representa un aspecto muy importante en el desarrollo económico de Canarias. Los caudales sometidos a tratamientos secundarios se estiman para el año 2006 en 125 hm³/año. Para mejorar la calidad de dichos efluentes es necesario acoplar unidades de tratamientos terciarios avanzados a la infraestructura de las depuradoras ya existentes, lo que implicaría una inversión futura de aproximadamente 10.000 millones de pesetas. El principal uso del agua reutilizada será, como lo está siendo en la actualidad, el riego agrícola. A pesar del aumento de la demanda de agua experimentada por sectores como el turismo, la agricultura continua siendo la principal consumidora de agua, con alrededor de un 60 % de la demanda total. Así, el 50 % del volumen anual de

los recursos hídricos totales de Tenerife en el año 1991 se destinaron al riego agrícola. La mayor disponibilidad de recursos hídricos no convencionales ha modificado sustancialmente la situación que se daba en 1989. En esas fechas se vertían al mar unos 45 hm³/año de aguas residuales urbanas, lo que representaba el 20 % del consumo total de agua en la Isla. De estos 45 hm³ sólo alrededor de 19 hm³ eran recuperables por razones de infraestructura y se depuraban 2,6 hm³/año, de los cuales se utilizaban tan sólo 0,6 hm³/año en agricultura, jardinería y limpieza pública (Plan Hidrológico de Tenerife, 1989). Sin embargo, en la actualidad la evolución del riego agrícola con aguas depuradas está en constante crecimiento y se espera que a medio plazo se pueda cubrir el 80 % de la demanda agrícola mediante este sistema.

La reutilización de las aguas residuales depuradas en regadíos presenta problemas principalmente relacionados con la salud pública, la calidad del agua, la fertilización de las tierras cultivables y la legislación.

Los problemas de reutilización de agua residual depurada con fines agrícolas adquieren un carácter muy particular en Tenerife ya que este empleo implica un alto grado de contacto entre las personas y el agua depurada, dada la alta densidad de población y el minifundio en la propiedad agrícola. Además, los cultivos intensivos hacen que la fertilización y el manejo de los suelos sean temas críticos. También es necesario destacar la importancia de los problemas medioambientales (olores, suciedad, etc.) que se puedan producir en una localización turística como Tenerife.

1.2.1 Descripción del sistema de depuración y reutilización de las aguas residuales de Santa Cruz de Tenerife

En los últimos años se ha desarrollado una importante infraestructura de reutilización de las aguas residuales depuradas de Santa Cruz de Tenerife en zonas agrícolas del sur de la isla. De hecho, mediante la reutilización de unos 25 hm³ /año de aguas residuales depuradas, el Plan Hidrológico Insular prevé cubrir la demanda del sector agrícola isleño en el año 2000.

En la actualidad, el sistema de depuración y reutilización de las aguas residuales de Santa Cruz de Tenerife se compone de los elementos que se presentan esquemáticamente en la Figura 1.1.

En la Figura 1.2 se puede ver la ubicación en la isla de los distintos elementos que integran el sistema de reutilización.

La estación depuradora de Santa Cruz de Tenerife permite tratar las aguas residuales y pluviales del núcleo urbano, así como la mayor parte de las producidas en los municipios periféricos de El Rosario y La Laguna.

La estación de pretratamiento, situada en Los Llanos, recibe un caudal aproximado de 20.000 m³/día. Dispone de un sistema de desbaste de gruesos y otro de finos, constituido por rejillas de limpieza automática, y de un desarenador, además de un aliviadero de crecidas y “bypass” general de la planta, con envío al agua de mar mediante emisario submarino.

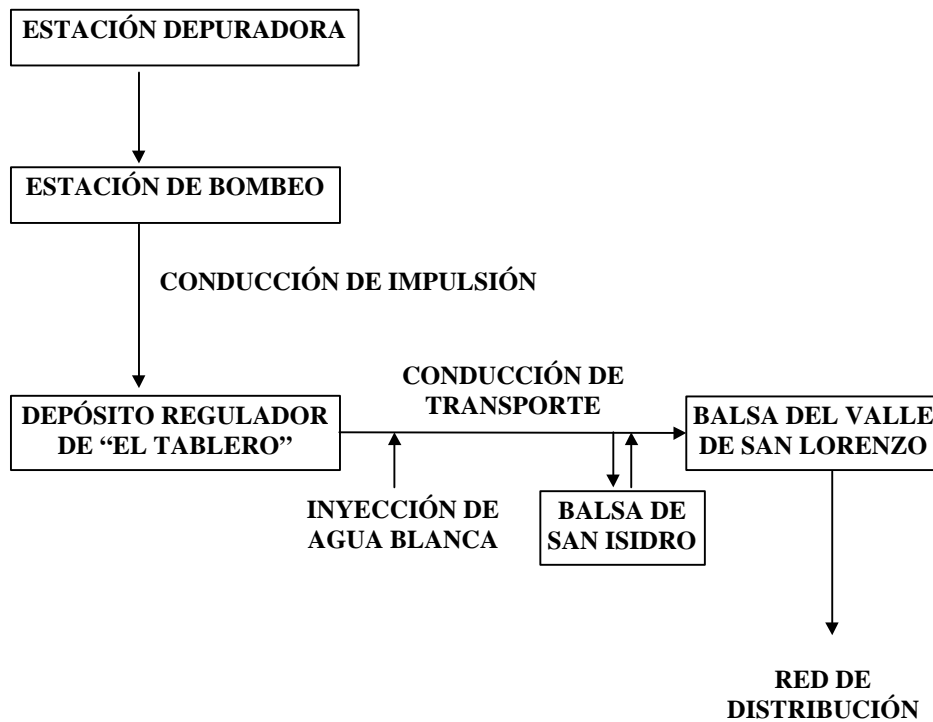


Figura 1.1 Esquema de los diferentes elementos que componen el sistema de depuración y reutilización de aguas residuales de Santa Cruz de Tenerife.

El agua residual ya pretratada, que no es enviada al mar, llega a la estación depuradora propiamente dicha, situada en el Barrio de Buenos Aires, por una tubería de impulsión de fundición dúctil de 1,1 m de diámetro, salvando un desnivel de 100 m y una longitud de 2.500 m, aproximadamente. A este punto de la Estación Depuradora llegan las aguas procedentes de la parte alta de Santa Cruz de Tenerife, El Rosario y La Laguna, con un caudal medio de 17.000 m³/día.



Figura 1.2 Mapa de la isla de Tenerife con los elementos del sistema de reutilización del agua residual depurada.

La estación depuradora dispone de un tratamiento primario y de un tratamiento secundario biológico de lodos activados, con tres líneas en paralelo idénticas con capacidad de 30.000 m³/día cada una (Figura 1.3). La Estación Depuradora trata actualmente unos 18.000 m³/día de los que unos 2.500 m³/día son utilizados para riego de parques y jardines de la ciudad de Santa Cruz de Tenerife.

A pocos metros de la Estación Depuradora se encuentra el Depósito Regulador de Bombeo, de hormigón armado y dos vasos descubiertos de 6.900 y 8.100 m³ para una altura de agua de 5 m. La función de este depósito es regular los caudales de los efluentes procedentes de la depuradora, con el fin de que el bombeo hacia el depósito regulador de El Tablero, a una cota de 300 m, pueda realizarse en horas valle.

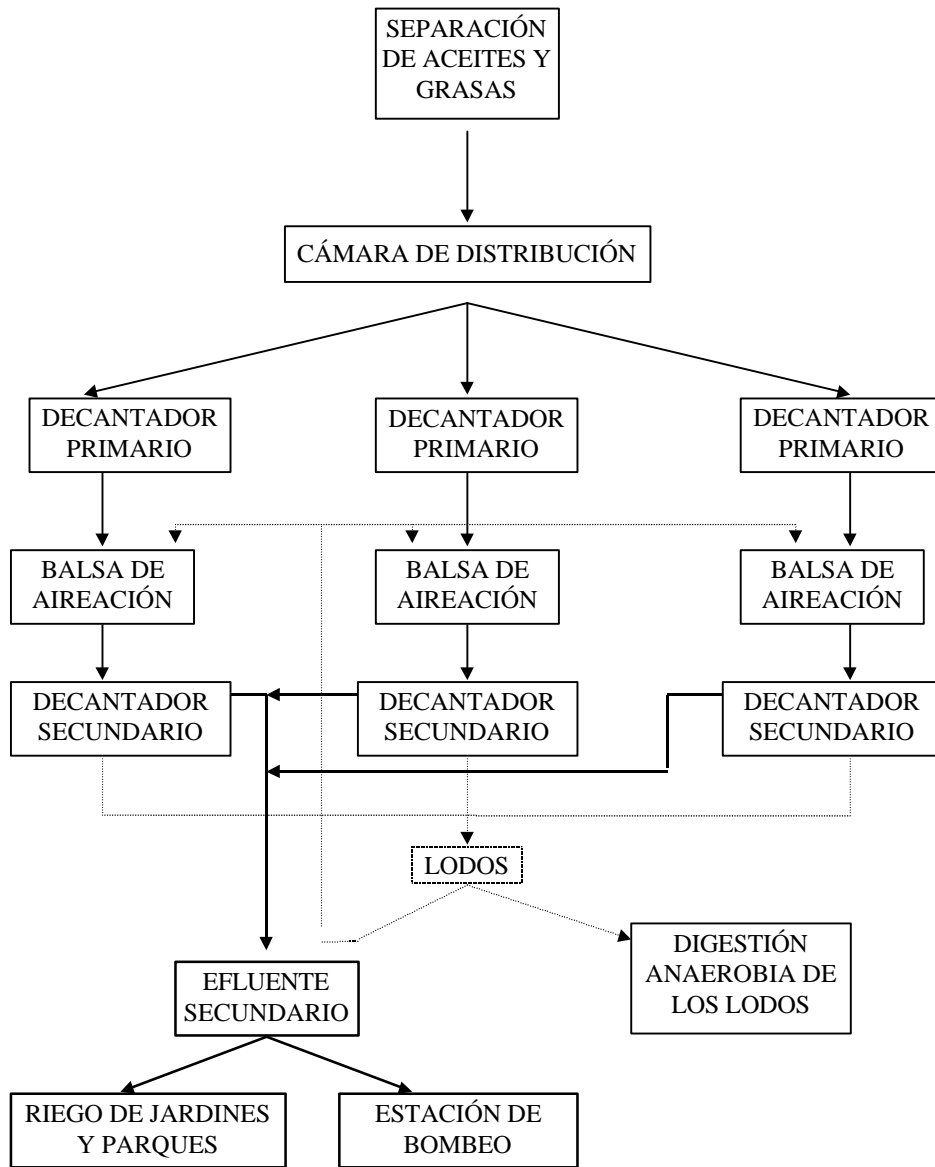


Figura 1.3 Esquema de los principales elementos de la estación depuradora de Santa Cruz de Tenerife.

La cámara de bombas se encuentra junto al depósito regulador, y consta de 4 grupos motobombas de 800 kW de potencia nominal a 6.000 V, capaces de bombear a una altura manométrica de 230 m.c.a., 230 l/s con un rendimiento del 81 %.

Desde la estación de bombeo el agua residual depurada es enviada al Depósito Regulador de Transporte, situado en El Tablero. Este depósito regulador está formado por dos vasos de 7.500 m³ de capacidad cada uno, para una altura de agua de 4,85 m, dotados de cubierta. Su función es permitir un caudal continuo en la conducción de transporte por gravedad hasta el sur de la isla.

En su camino hacia el sur de Tenerife, el agua residual depurada es transportada por medio de una tubería de 60 cm de diámetro, que con una longitud de 60 km parte desde el depósito de El Tablero y termina en la Balsa del Valle de San Lorenzo. A lo largo de la conducción existen varias derivaciones, así como un punto de inyección de agua blanca procedente del pozo Chacorche, situado a 10 km del depósito regulador de El Tablero. La mezcla del agua blanca con el agua depurada permite reducir la conductividad del agua depurada.

La Balsa de San Isidro, situada en el municipio de Granadilla, tiene como principal función almacenar el agua para su posterior empleo, y su capacidad es de 50.000 m³.

Finalmente, el agua residual depurada es descargada en la Balsa del Valle de San Lorenzo, dotada con una capacidad de 250.000 m³. Desde esta balsa parte una red primaria de distribución, que cuenta con 6 centros de distribución.

Asimismo, junto a la balsa del Valle de San Lorenzo se encuentra una estación de electrodiálisis que consiste en una desaladora IONICS-AQUAMITE 100, capaz de tratar 4.500 m³/día, compuesta por dos módulos independientes, cada uno con 9 pilas dispuestas en tres líneas paralelas, cada una de ellas con tres etapas en serie.

Por último, dentro de las instalaciones de la Balsa del Valle de San Lorenzo, se dispone de una Estación de Filtrado, formada por 15 unidades de filtros de lecho de arena, con una capacidad máxima de filtración de 1.840 m³/h.. La superficie de filtración de cada uno de ellos es de 4,9 m², operan a una velocidad comprendida entre 15 y 25 m/h a una presión máxima de 4 bares. El sistema de lavado se realiza con recirculación de agua filtrada en contracorriente, con aire, de forma que cuando un filtro está en fase de lavado, los 14 restantes están en operación de filtración.

También existe una red de distribución de las aguas que abarca una gran zona del Valle de San Lorenzo.

2. PROCESOS PARA LA REUTILIZACIÓN DE AGUAS RESIDUALES

2.1 Características de un agua residual urbana

La composición y el caudal de un agua residual depende de su origen, que puede ser doméstico (urbano o rural), industrial o mixto, y dentro de cada uno de estos tipos varía en función del tamaño de la comunidad, de la estación del año, del tipo de industria, de las actividades de la población y de la proporción entre el agua doméstica e industrial. La contaminación del agua por uso doméstico implica

alteraciones físicas, químicas y biológicas. Las alteraciones físicas influyen sobre el aspecto del agua, afectando la medida del contenido en sólidos, a la turbidez, al olor y al color.

Las alteraciones químicas del agua son consecuencia del aporte de sustancias, solubles e insolubles. Las alteraciones de este tipo se clasifican en dos categorías, según la naturaleza de las especies contaminantes:

- *Contaminación por materia orgánica*: la mayor parte de la materia orgánica que aparece en las aguas residuales sin tratar es de origen natural, constituida por proteínas, carbohidratos, lípidos de origen animal y vegetal. Sin embargo, existe una parte de contaminación orgánica de tipo sintético que engloba los detergentes, los pesticidas, las pinturas, los disolventes, etc.
- *Contaminación por materia inorgánica* que incluye metales, sales disueltas, partículas dispersas.

Las alteraciones biológicas del agua resultan tanto del uso humano como de los contaminantes presentes en la red de alcantarillado. Entre los microorganismos que aparecen en el agua residual se distinguen: algas, bacterias, protozoos, helmintos, hongos, virus, etc.

Para caracterizar el agua residual se emplean métodos analíticos que miden un conjunto de parámetros físicos-químicos y biológicos.

Las alteraciones físicas más importantes se establecen por parámetros como el contenido en sólidos totales, que engloba la materia en suspensión, la materia

sedimentable, la materia coloidal y la materia disuelta. Los sólidos totales se clasifican analíticamente en sólidos disueltos y sólidos en suspensión, y a su vez en fijos y volátiles. También se puede medir el color a una determinada longitud de onda, así como la turbidez y alguna especie responsable del olor de las aguas residuales.

Las alteraciones de tipo químico son cuantificadas por parámetros que analizan el contenido mineral y orgánico de un agua residual. El contenido en sustancias inorgánicas se realiza a través de parámetros globales como el pH, la conductividad eléctrica, la alcalinidad, la dureza, etc. o bien por la medida directa de aniones, cationes, metales pesados, etc.

El contenido en materia orgánica se mide por técnicas de oxidación química y biológica. La Demanda Química de Oxígeno (DQO) y la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO) son las más conocidas, aunque cada vez con más insistencia se está empleando la medida del Carbono Orgánico Total (COT). También puede ser interesante la medida del contenido en aceites y grasas, el amoníaco, el fósforo, etc.

Las alteraciones biológicas del agua son de gran interés desde el punto de vista sanitario, siendo los parámetros de medida muy variables. Esta contaminación produce otro tipo de problemas en las instalaciones propias del tratamiento del agua como la corrosión, la obstrucción de filtros, y la formación de lamas bacterianas, además de originar alteraciones físicas en el olor y color del agua. La concentración y el tipo de microorganismos depende, entre otras razones, de la procedencia del agua residual y de las condiciones medioambientales.

2.2 Composición típica de las aguas residuales urbanas

Los valores típicos de concentración de los principales constituyentes de las aguas residuales urbanas se presentan en la Tabla 1.1.

2.3 Caracterización granulométrica de las aguas residuales urbanas

La distribución granulométrica de las especies presentes en las aguas residuales puede ser un factor importante en la elección del tratamiento de depuración a emplear; pues, el grado de sedimentación y de adsorción, la difusión y la transferencia de materia y las reacciones bioquímicas son factores influenciados por el tamaño de las partículas (Levine *et al.*, 1985). Así lo demuestran los trabajos de Adin y Alon (1993) donde se ha puesto de manifiesto la importancia de la distribución granulométrica de las partículas sobre la eficacia de la filtración.

Por su parte, y como fruto de sus trabajos, Rickert y Hunter (1972) han establecido la existencia de cuatro grandes grupos de partículas que constituyen los diferentes contaminantes de un agua residual urbana:

- la fracción soluble compuesta de partículas de tamaño inferior a $0,001\mu\text{m}$;
- la fracción coloidal compuesta de partículas de tamaño comprendido entre $0,001$ y $1\mu\text{m}$;
- la fracción supracoloidal compuesta de partículas entre 1 y $100\mu\text{m}$;
- la fracción decantable compuesta de partículas de tamaño superior a $100\mu\text{m}$.

Tabla 1.1 Composición típica de aguas residuales domésticas sin tratar.
(Metcalf y Eddy, 1995).

Contaminantes	Unidades	Concentración		
		Fuerte	Media	Débil
Sólidos totales (ST):	mg/l	1200	720	350
Disueltos (SDT)	mg/l	850	500	250
Fijos	mg/l	525	300	145
Volátiles	mg/l	325	200	105
Sólidos en suspensión (SS):	mg/l	350	220	100
Fijos	mg/l	75	55	20
Volátiles	mg/l	275	165	80
Sólidos sedimentables	mg/l	20	10	5
Demanda bioquímica de oxígeno, (DBO ₅)	mg/l	400	220	110
Carbono orgánico total (COT)	mg/l	290	160	80
Demanda química de oxígeno (DQO)	mg/l	1000	500	250
Nitrógeno total (en la forma N)	mg/l	85	40	20
Orgánico	mg/l	35	15	8
Amoníaco libre	mg/l	50	25	12
Nitritos	mg/l	0	0	0
Nitratos	mg/l	0	0	0
Fósforo total (como mg/l de P)	mg/l	15	8	4
Orgánico	mg/l	5	3	1
Inorgánico	mg/l	10	5	3
Cloruros ^a	mg/l	100	50	30
Sulfato ^a	mg/l	50	30	20
Alcalinidad (como CaCO ₃)	mg/l	200	100	50
Grasa	mg/l	150	100	50
Coliformes totales	nº. /100 ml	10 ⁷ -10 ⁹	10 ⁷ -10 ⁸	10 ⁶ -10 ⁷
Compuestos orgánicos volátiles (COVs)	µg/l	> 400	100-400	< 100

^a Los valores se deben aumentar en la cantidad en que estos compuestos se hallen

presentes en las aguas de suministro.

Las técnicas que pueden ser empleadas para caracterizar las diferentes fracciones de partículas en las aguas son numerosas. Levine *et al.* (1985) han hecho una síntesis de las técnicas utilizadas en la identificación de las partículas no decantables (Figura 1.4). Asimismo, Levine *et al.* (1991) han recopilado los estudios de numerosos autores sobre la distribución granulométrica exhibida por la materia orgánica de aguas residuales urbanas, obteniendo como conclusión que, por término medio, el 32 % de la materia orgánica es decantable, el 23 % lo compone materia supracoloidal, el 14 % es materia coloidal y el 31 % es materia soluble. No obstante, estos porcentajes varían según la procedencia de las aguas residuales urbanas.

Las partículas orgánicas inferiores a 0,1 μm son fundamentalmente fragmentos de células, de virus, de macromoléculas, etc., siendo los polisacáridos, las proteínas, los lípidos y los ácidos nucleicos los principales grupos de macromoléculas presentes en las aguas brutas.

En la fracción soluble predominan los compuestos orgánicos de baja masa molecular (Gloor *et al.*, 1981), en unas concentraciones del siguiente orden de magnitud (Metcalf y Eddy, 1985):

- Aminoácidos: 100-200 mg/l;
- Grasas: 40-100 mg/l;
- Hidratos de carbono: 90-180 mg/l.

Por otra parte, la materia mineral de las aguas residuales urbanas (Heukelekian y Balmat, 1959) presenta un 87 % de componentes solubles (cloruros

de sodio, de magnesio y de azufre), un 3 % bajo forma coloidal (calcio y fósforo), 3 % de materia supracoloidal (fósforo) y 7 % de materia decantable (sílice).

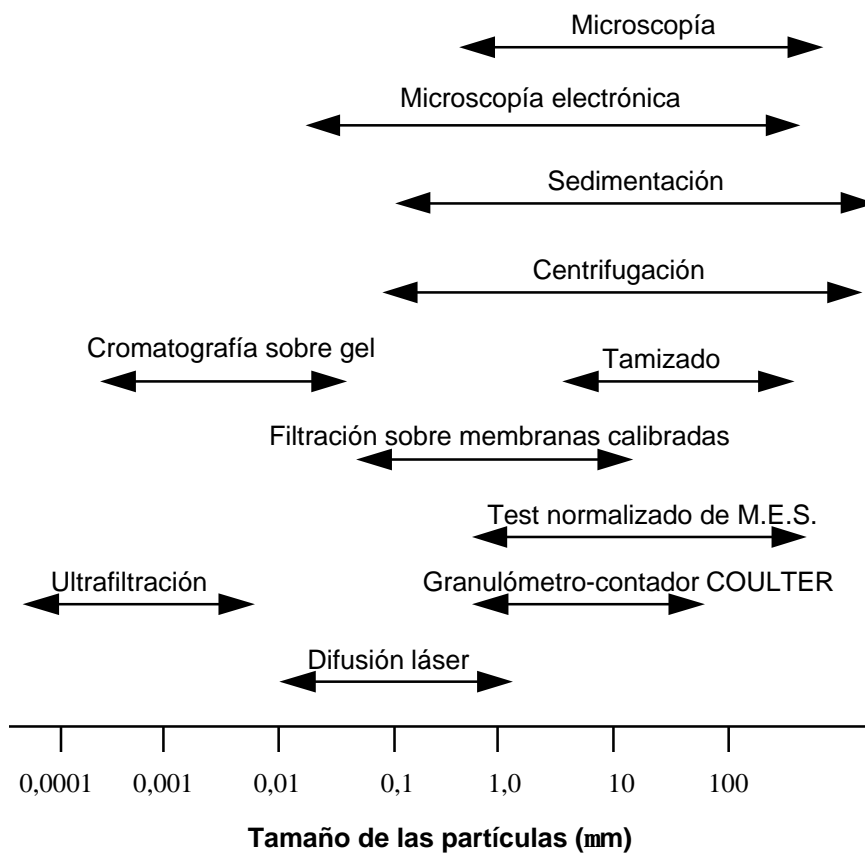


Figura 1.4 Técnicas empleadas en la caracterización de las fracciones de partículas presentes en las aguas residuales urbanas. (Levine *et al*, 1985).

2.3.1 Los coloides

Los coloides pueden alcanzar hasta el 40 % de la contaminación global (fracción coloidal y supracoloidal) por lo que son los constituyentes claves de las

etapas de separación sólido-líquido. Audinos e Isoard. (1986) han clasificado los coloides en función de sus dimensiones diferenciando:

- los coloides moleculares
- los coloides macromoleculares
- los coloides miscelares, y
- las dispersiones.

Una de las características más importante de los coloides es que suelen poseer carga eléctrica superficial, generalmente negativa, debida a la ionización parcial de los agrupamientos que constituyen la materia coloidal. Se establece entonces un equilibrio físico-químico entre los iones de superficie y los contenidos en el líquido intersticial. La carga eléctrica superficial determina un potencial Ψ de la fase sólida, y su contacto con una disolución electrolítica provoca el movimiento de los iones bajo el efecto del campo electrostático superficial. Los iones cargados del mismo signo que la pared de la partícula serán rechazados por éstos, con lo que se establece así una distribución espacial de los iones por la acción combinada de fuerzas electrostáticas y de agitación térmica.

Las síntesis de las teorías de Helmholtz y Gouy-Chapman han permitido proponer la teoría de la doble capa según el modelo de Stern que permite localizar la distribución de los iones en la fase sólida. En la zona próxima a la superficie del sólido y según se avanza hacia el líquido donde se encuentra el sólido coloidal, se encuentra una primera capa de aniones adsorbidos, llamada capa interior de Helmholtz constituida de iones hidratados y luego una segunda capa donde se colocan los cationes. Las dos capas anteriores constituyen la capa fija de Stern cuya estructura y espesor depende del estado de hidratación de los distintos iones

adsorbidos. Entre esta capa fija y la fase líquida se produce la transferencia de iones; esta capa de transferencia constituye un aerosol denominado capa difusa o de Gouy.

Por su parte, la teoría desarrollada por Deryaing y Landau (1941) y Verwey y Overbeek (1948) relaciona la carga de superficie con la estabilidad de las suspensiones coloidales. Esta teoría considera dos clases de fuerza: las fuerzas de atracción de London-Van der Waals ligadas a la estructura de los coloides y las fuerzas electrostáticas de repulsión de Coulomb ligadas con las cargas superficiales. La suma de estas fuerzas determinan la energía potencial total del sistema coloidal que es función de la distancia entre partículas. La energía de repulsión disminuye exponencialmente en función de la distancia entre partículas mientras las fuerzas de atracción de London-Van der Waals son inversamente proporcionales al cuadrado de la distancia entre partículas. Para que las fuerzas de atracción sean predominantes y que, por tanto, la agregación entre partículas sea posible, es necesario superar una barrera energética. Superar esta barrera energética es el objeto de algunos tratamientos tales como la electrocoagulación o la coagulación química, que permiten transformar la fracción coloidal en fracción supracoloidal o particular (Pouet, 1994).

2.4 Tecnologías básicas del tratamiento para reutilización de aguas residuales urbanas

El agua que ha sido alterada por el uso doméstico puede ser reutilizada siempre que se someta a un conjunto de tratamientos que permita alcanzar las características de calidad adecuadas a su posterior uso. Este conjunto de tratamientos es lo que se denomina depuración.

Cuando el agua residual va destinada a la reutilización, los objetivos de la depuración dependen del destino que se desee dar al agua depurada. Si el destino es solamente el vertido controlado, los objetivos básicos de la depuración serán la protección de la salud pública y la protección del medio ambiente. Si el destino es la reutilización en riego agrícola, los sistemas de depuración han de prevenir daños a los cultivos, a los terrenos, a los acuíferos, a los sistemas de regadío, etc.

Los métodos de depuración consisten en una combinación de procesos físicos, químicos y biológicos. Estos métodos son clasificados tradicionalmente en diferentes etapas de tratamiento denominadas: tratamiento previo, primario, secundario, terciario y de desinfección. No obstante, es necesario destacar que esta clasificación es demasiado estricta en lo que respecta a las características que se consideran como propias de cada tipo de tratamiento y que permiten tal estructuración del proceso de depuración. Puesto que puede observarse por ejemplo, la eliminación de partículas o bien, un proceso de nitrificación durante el tratamiento secundario.

2.4.1 Tratamiento previo

Esta etapa permite la eliminación de los constituyentes de las aguas residuales cuya presencia puede provocar problemas de mantenimiento y funcionamiento de los diferentes procesos. En esta etapa se eliminan los sólidos gruesos, los trapos, las maderas y los plásticos por la acción de las rejillas. Las aceites y grasas se separan por medio de la flotación, y la materia en suspensión gruesa por medio del desarenado.

2.4.2 Tratamiento primario

En esta etapa se elimina una fracción de los sólidos en suspensión no retenidos por el tratamiento previo, y parte de la materia orgánica del agua residual. También se suelen retener en esta etapa grasas y aceites remanentes. Las operaciones que se llevan a cabo son: la sedimentación, que separa en una suspensión un líquido claro sobrenadante y un lodo con una concentración elevada de materias sólidas; la coagulación y la floculación, operaciones que ayudan a sedimentar las partículas de pequeño tamaño en suspensión; la flotación, que se emplea para conseguir una separación sólido-líquido o de líquidos no miscibles y de baja densidad, que se encuentran en suspensión en el agua residual; y la filtración, que retiene partículas sólidas presentes en el fluido sobre un material filtrante.

Tras el tratamiento primario se obtiene un efluente y unos lodos primarios. El efluente del tratamiento primario suele contener una cantidad considerable de materia orgánica y una DBO alta. El principal papel del tratamiento primario es el de previo al tratamiento secundario.

2.4.3 Tratamiento secundario

Este tratamiento está encaminado principalmente a la eliminación de los sólidos en suspensión y de los compuestos orgánicos biodegradables. Todo esto se consigue generalmente por la acción de una variedad de microorganismos, principalmente bacterias. Los microorganismos se utilizan para convertir la materia orgánica carbonosa coloidal y disuelta en diferentes gases y tejido celular. Dado que el tejido celular tiene una densidad ligeramente superior a la del agua, se puede eliminar por decantación.

Los procesos biológicos se clasifican en procesos aerobios y anaerobios, siendo los organismos que intervienen en estas transformaciones: las bacterias, los hongos, las levaduras y las microalgas.

Los procesos biológicos mencionados anteriormente se ven afectados por factores que influyen sobre el mecanismo de oxidación como son: la concentración de materia orgánica, la concentración de oxígeno, la presencia de nutrientes, la temperatura, el pH, y el contenido en sales y en sustancias tóxicas.

Los tratamientos secundarios más utilizados son: las balsas de estabilización, las lagunas aireadas, los filtros percoladores, los lodos activos y los digestores anaerobios. El efluente secundario suele ser un agua relativamente bien depurada, con baja contaminación orgánica, que tras un proceso de desinfección posterior puede ser reutilizada como agua no potable.

2.4.4 Tratamiento terciario

Si se necesita un tratamiento más allá de un tratamiento secundario convencional para la eliminación de nutrientes, compuestos tóxicos y excesos de materia orgánica o sólidos en suspensión es necesario recurrir a un tratamiento terciario específico.

Las principales tecnologías utilizadas son biológicas o físico-químicas como: la adsorción, el intercambio iónico, la ósmosis inversa, la precipitación química y la filtración.

2.4.5 Desinfección

Por medio de este proceso, se eliminan los gérmenes presentes en el agua residual. Se suele realizar por medios físicos, como la elevación de temperatura, los rayos ultravioletas, etc. o bien, por medio de la adición de productos químicos, como cloro, bromo, ozono, etc.

2.5 Calidad del agua residual urbana para su reutilización agrícola

2.5.1 Criterios de calidad del agua para riego

La preocupación por establecer los parámetros que determinan la aptitud de un agua para su uso en riego, es un tema propio de este siglo, a pesar de que los sistemas de riego se han empleado en todo el mundo durante siglos. Los indicadores de calidad de un agua para riego dependen del tipo de cultivo, del terreno, etc. En la Tabla 1.2 se recogen valores indicativos de calidad desarrollados por la Universidad de California, posteriormente ampliados por Westcotts y Ayers (1989). Por otra parte, aparecen reflejadas las concentraciones máximas de elementos trazas recomendadas para aguas de riego por Westcotts y Ayers (1989) así como, los valores máximos permitidos por las leyes españolas (MOPTMA, 1995) (Tabla 1.3). En aquellos casos en que el agua utilizada para riego presenta concentraciones superiores a los niveles indicados, los elementos pueden acumularse en las plantas y en el terreno, lo que puede suponer riesgos para la salud del hombre y de los animales, así como problemas de fitotoxicidad en las plantas.

Tabla 1.2 Criterios orientativos de la calidad de agua para riego.
(Westcotts y Ayers, 1989)

Problema potencial	Grado de restricción		
	Ninguno	Moderado	Severo
<i>Salinidad (afecta a la disponibilidad de agua para cultivo)</i>			
Conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	<700	700-3000	>3000
Sólidos disueltos totales (mg/l)	<450	450-2000	>2000
<i>Toxicidad específica de iones (afecta a cultivos sensibles)</i>			
Absorción radicular (manta y goteo)			
Sodio (Na^+) (SAR)	<3	3-9	>9
Cloro (Cl^-) (mg/l)	<140	149-350	>350
Boro (B^{3+}) (mg/l)	<0,7	0,7-3,0	>3,0
NH_4^+ (N, mg/l)	<5	5-30	>30
Absorción foliar (aspersión)			
Sodio (Na^+) (mg/l)	<70	>70	
Cloruro (Cl^-) (mg/l)	<106	>106	
NO_3^- (N, mg/l)	<90	90-520	>520
HCO_3^- (mg/l)	<90	90-500	>500
Cloro residual (mg/l)	<1	1-1,5	>5

Tabla 1.3 Concentración máxima de algunos elementos trazas recomendadas para las aguas de riego (Westcotts y Ayers, 1989; MOPTMA, 1995)

Elemento	Concentración, mg/l		Efecto de altas concentraciones en el agua de riego
	Westcotts y Ayers (1989)	MOPTMA (1995)	
Aluminio	3,4	2,0	Puede reducir la cosecha en suelos con pH<5,5.
Arsénico	0,07	1,0	Toxicidad muy variable.
Berilio	0,07	-	Tóxico para judías a 0,5 mg/l
Cadmio	0,007	0,05	Tóxico para judías, remolacha y nabo. Se acumula en el suelo y en las plantas.
Cobre	0,14	5	Tóxico para una serie de plantas a 0,1-1,0 mg/l en solución nutritiva.
Flúor	0,7	-	Inactivado en suelos neutros y alcalinos
Hierro	0,35	10	No es tóxico para las plantas aunque puede llegar a acidificar el suelo.
Litio	1,69	-	Tolerable por la mayoría de los cultivos hasta 5 mg/l, móvil en el suelo. Tóxico para cítricos a niveles bajos (> 0,075 mg/l)
Manganeso	0,14	10	Tóxico generalmente en suelos ácidos.
Molibdeno	0,007	-	No es tóxico para las plantas en las concentraciones normales de las aguas
Níquel	0,14	2,0	Tóxico para una serie de plantas entre 0,5 y 1 mg/l; menos tóxico en suelos alcalinos.
Plomo	0,35	0,5	Tóxico para las plantas a fuertes concentraciones.
Selenio	0,014	0,02	Tóxico para algunas plantas a concentraciones hasta de 0,025 mg/l.
Estaño	-	10,0	No absorbido por las plantas. Se desconoce la tolerancia.
Vanadio	0,07	-	Tóxico para muchas plantas a relativamente bajas concentraciones
Zinc	0,14	10,0	La toxicidad para las plantas varía ampliamente. La toxicidad es menor a pH>6 y en suelos de textura fina o ricos en materia orgánica.

El 95% del conjunto de las determinaciones, no debe exceder el valor límite de los parámetros. Las determinaciones que excedan el valor límite no deben hacerlo en más del 50% de dicho límite, siendo éste el criterio inmediato de conformidad.

2.5.2 Requisitos sanitarios del agua para riego

Los aspectos sanitarios relacionados con la reutilización del agua residual depurada en riego incluyen:

- los agentes bacteriológicos y la posible transmisión de enfermedades a formas biológicas superiores, incluyendo los seres humanos
- los productos químicos que pueden llegar hasta el agua subterránea y plantean riesgos para la salud si se ingieren, y
- la calidad de los cultivos cuando éstos se riegan con efluentes de agua residual.

Por lo general, las normas aplicables a aguas residuales depuradas para usos específicos de riego se basan en la estimación del grado de contacto del hombre con el agua residual depurada y en el destino previsto de los cultivos.

En los Estados Unidos no existe un conjunto de normas federales que regule la recuperación y reutilización del agua residual, no obstante algunos estados han desarrollado normas particulares integradas generalmente en normas que regulan el tratamiento y la evacuación de aguas residuales al terreno. En las Tablas 1.5 a 1.10 se recogen de forma resumida las normas de los estados de California (1978) y de Florida (1995), de la Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU. (USEPA) (1992), de la Organización mundial de la Salud (OMS) (1989), de la isla de Chipre (1995), y de España (MOPTMA,1995).

Tabla 1.5 Criterios del Estado de California para el empleo de agua residual depurada en usos recreativos y riego (1978)

Uso del agua residual depurada	Tipo de tratamiento mínimo exigido			Mediana de la presencia de coliformes, NMP/ 100 ml (muestreo diario)
	Primario	Secundario y desinfección	Secundario, coagulación, filtración y desinfección	
<i>Riego</i>				
Fibras	x			Sin valor exigido
Cultivos de forraje	x			Sin valor exigido
Cultivo de siembra	x			Sin valor exigido
Productos de consumo directo; riego superficial		x		2,2
Productos de consumo directo; riego con rociadores			x	2,2
Productos procesados; riego superficial	x			Sin valor exigido
Productos procesados; riego con rociadores		x		23
<i>Espacios verdes</i>				
campos de golf, cementerios, medianas		x		23
parques, jardines, patios de colegios			x	2,2
<i>Embalses recreacionales</i>				
Sin contacto con el público		x		23
Navegación y pesca		x		2,2
De contacto directo (baño)			x	2,2

Tabla 1.6 Criterios del Estado de Florida para la aplicación de agua residual reutilizada para riego. (1995)

Uso del agua residual depurada	Límites de calidad	Tratamiento exigido
Zonas ¹ restringidas al acceso público, usos industriales	200 CF/ 100 ml 20 mg/l SST 20 mg/l DBO ₅	Secundario y desinfección
Zonas ² de acceso público, riego de cultivo de alimentos de consumo después de procesados, usos sanitarios ³ , lagos y estanques ⁴ , protección de incendios	No detectable CF/100 ml 5 mg/l SST 20 mg/l DBO ₅	Secundario, filtración y desinfección

NOTA: CF: coliformes fecales; SST: sólidos suspendidos totales

¹ Zonas verdes, bosques, tierras de pastos, zona para crecimiento de árboles y forraje, fibra y cereales.

² Zonas verdes residenciales, campos de golf, cementerios, parques, jardines y medianas de autopistas.

³ Permitido sólo donde los residentes no tienen acceso a los sistemas de tuberías. No está permitido en residencias unifamiliares.

⁴ Si existe contacto con humanos, el agua residual debe cumplir los criterios bacteriológicos del agua potable si constituye más del 50% del aporte al lago o estanque.

Tabla 1.7 Criterios para reutilización de agua según la USEPA (Agencia de Protección Ambiental de los EE.UU.) (1992)

Uso del agua residual depurada	Calidad del agua depurada	Tratamiento
Usos urbanos, riego de cultivos de alimentos de consumo directo, lagos o estanques	pH= 6-9 ≤ 10 mg DBO ₅ /l ≤ 2 NTU ¹ CF/100 ml no detectable ² ≥ 1 mg/l Cl ₂ residual ³	Secundario, filtración y desinfección
Riego de zonas de acceso restringido y cultivos de alimentos de consumo después de procesado, refrigeración industrial ⁴ , reutilización medioambiental	pH= 6-9 ≤ 30 mg DBO ₅ /l ≤ 30 mg/l SS ≤ 200 CF/100 ml ⁵ ≥ 1 mg/l Cl ₂ residual ³	Secundario y desinfección
Recarga de acuíferos no potables por inundación	Depende del uso y del lugar	Depende del uso y del lugar, primario (mínimo)
Recarga de acuíferos no potables por inyección	Depende del uso y del lugar	Depende del uso y del lugar, secundario (mínimo)
Recarga de acuíferos potables por inundación	Depende del lugar. Al menos debe cumplir los criterios del agua potable por percolación	Depende del sitio, secundario y desinfección (mínimo)
Recarga de acuíferos potables por inyección, aumento de suministro superficial	pH= 6,5-8,5 ≤ 2 NTU ¹ CF/100 ml no detectable ² ≥ 1 mg/l Cl ₂ residual ³ Debe cumplir los criterios de agua potable	Secundario, filtración, desinfección, tratamiento avanzado (terciario)

¹ Valor medio de 24 h. No debe exceder en ningún caso de 5 NTU. Este valor se debe alcanzar antes de la desinfección.

² Media de 7 días. Ninguna muestra puede exceder de 14 col. fec/100 ml.

³ Tiempo mínimo de contacto 30 min.

⁴ Recirculación en torres de refrigeración.

⁵ Media de 7 días. Ninguna muestra puede exceder de 800 col. fec/100 ml.

Tabla 1.8 Criterios de calidad de agua para regadío (OMS) (1989)

Uso del agua residual depurada	Grupo expuesto	Nemátodos intestinales¹ (media aritmética² nº huevos/l)	Coliformes fecales (media geométrica² nº/ 100 ml)	Tratamiento necesario
Riego de cultivos consumidos sin previa cocción, campos de deporte y parques públicos ³ .	Trabajadores, consumidores, público	≤ 1	≤ 1000 ³	Balsas de estabilización en serie, diseñadas para lograr la calidad microbiológica indicada, o tratamiento equivalente
Riego de cultivos de cereales, industriales y forrajes, árboles ⁴ .	Trabajadores	≤ 1	No se recomienda ninguna norma	Retención en balsas de estabilización durante 8-10 días o eliminación equivalente de helmintos y coliformes fecales
Riego localizado de cultivos del tipo anterior, cuando no tiene lugar exposición de trabajadores y del público en general.	Ninguno	No es aplicable	No es aplicable	Tratamiento previo según lo exija la tecnología de riego, al menos sedimentación primaria

¹ Especies Ascaris y Trichuris y anquilostomas.

² Durante el período de riego.

³ Una normativa más exigente (< 200 coliformes fecales / 100 ml) es apropiado para el riego de prados públicos, así como el de hoteles, con el que el público puede tener un contacto más directo.

⁴ En el caso de árboles frutales, el riego debe cesar dos semanas antes de la recogida del fruto, y el fruto no debe ser tomado del suelo. El riego por aspersión no debe ser empleado.

Tabla 1.9 Criterios de calidad para reutilización de agua residual depurada en Chipre (Papadopoulos, 1995)

Uso del agua residual depurada	Calidad del agua depurada	Tratamiento
Zonas de esparcimiento con acceso limitado	< 15 mg/l DBO ₅ ¹ < 15 mg/l SST ¹ < 100 CF/100 ml ¹	Secundario, terciario y desinfección
Riego de alimentos de consumo humano. Zonas de esparcimiento con acceso limitado.	< 30 mg/l DBO ₅ ¹ < 45 mg/l SST ¹ < 1000 CF/100 ml ¹	Secundario y almacenamiento > 1 semana y desinfección o terciario y desinfección. Balsas de estabilización > 30 días o secundario y almacenamiento > 30 días
Riego de forrajes	< 30 mg/l DBO ₅ ¹ < 45 mg/l SST ¹ < 1000 CF/100 ml ¹	Secundario y almacenamiento > 1 semana o terciario y desinfección. Balsas de estabilización > 30 días o secundario y almacenamiento > 30 días
Riego de cultivos industriales	< 70 mg/l DBO ₅ ¹ < 10000 CF/100 ml ¹	Secundario y desinfección. Balsas de estabilización > 30 días o secundario y almacenamiento > 30 días

¹ Valor máximo permitido

Tabla 1.10 Criterios de calidad de aguas residuales y depuradas para su reutilización en España (Ministerio de Obras Públicas (MOPTMA), 1995)

Uso del agua depurada	Calidad del agua	Tratamiento indicado
Riego de césped y plantas ornamentales con contacto directo con el público.	pH= 6-9 MES < 10 mg/l DBO ₅ < 10 mg/l < 10 CF/ 100 ml	Secundario, filtración o tratamiento equivalente, desinfección
Riego de cultivos para consumir crudos.	> 0,6 mg/l Cl ₂ residual < 1 NI/l	
Riego de césped, zonas arbóreas y otras áreas con restricción de acceso al público.	pH= 6-9 MES < 30 mg/l DBO ₅ < 30 mg/l < 200 CF/ 100 ml > 0,3 mg/l Cl ₂ residual	Secundario y desinfección
Riego de huertos y frutales así como , hortalizas para consumir cocidas	< 1 NI/l	
Riego de cereales, cultivos industriales, forraje y pastos ¹	pH= 6-9 MES < 45 mg/l DBO ₅ < 45 mg/l < 500 CF/ 100 ml > 0,1 mg/l Cl ₂ residual < 1 NI/l	Secundario y desinfección
Usos recreativos con posible contacto del público con las aguas (pesca, navegación,...)	pH= 6-9 MES < 10 mg/l DBO ₅ < 10 mg/l < 200 CF/ 100 ml < 1 NI/l	Secundario, filtración o tratamiento equivalente
Uso recreativo sin posible contacto del público con las aguas	pH= 6-9 MES < 30 mg/l DBO ₅ < 30 mg/l < 100 CF/ 100 ml < 1 NI/l	Secundario
Refrigeración en circuito semicerrado	< 10 CF/ 100 ml	-
Refrigeración en circuito cerrado	< 10 CF/ 100 ml	-

NOTA: NI: huevos de nemátodos intestinales

¹ Cuando el riego se realiza por aspersión, en el condicionado de la concesión se fijarán las distancias mínimas de las áreas de riego a las zonas pobladas y a las vías públicas.

Del análisis de las diferentes regulaciones sobre la calidad exigible a un agua residual reutilizada en riego, se puede concluir que éstas se vuelven más exigentes cuanto más jóvenes son, tanto en el aspecto microbiológico como en la calidad físico-química. Así por ejemplo, la normativa del Estado de California, publicada en 1978, considera que el agua residual destinada al riego de cultivos de consumo directo sólo ha de ser sometida a un tratamiento secundario, seguido de una coagulación, una filtración y desinfección final, si el riego se realiza por medio de aspersores. Por su parte la regulación publicada por la OMS en 1989, considera necesario para este tipo de agua un tratamiento secundario por medio de balsas de estabilización en serie. En cambio, las normativas más recientes (USEPA, 1992; Chipre, 1995 o MOPTMA, 1995) son más restrictivas, considerando que este tipo de agua requiere una depuración consistente en un tratamiento secundario, una filtración y una desinfección. Asimismo, las normativas más modernas también consideran el seguimiento de numerosos parámetros como el pH, o el contenido en sólidos totales, que las regulaciones más antiguas no consideraban, a pesar de su importancia.

En general, cuanto mayor es el contacto entre el agua residual reutilizada y el ser humano, mayor es el grado de depuración que las normativas exigen a dicha agua antes de su uso. No obstante, muchas de las sustancias halladas en el agua residual se ven poco o nada afectadas por los tratamientos de depuración convencionales; por tanto, es natural que el interés por los tratamientos avanzados haya aumentado de manera importante en los últimos tiempos. Esta preocupación por realizar tratamientos más exigentes al agua residual ha sido consecuencia directa de los avances experimentados en el campo de la microbiología y de la química analítica, que permiten en la actualidad el seguimiento de virus. Actualmente, se sabe que los virus, cuyo tamaño les ha mantenido en el anonimato

hasta hace poco tiempo, no son eliminables por las depuradoras convencionales y son responsables de ciertas enfermedades estomacales, que en algunas ciudades de los Estados Unidos han provocado graves problemas sanitarios y por tanto se plantea el problema de su eliminación (Anderbauhr, 1998).

La filtración frontal en lecho es la respuesta convencional cuando surge la necesidad de un tratamiento terciario. Sin embargo, este proceso tiene algunas limitaciones obvias: un lecho granular clásico no puede ser un filtro absoluto. Por otra parte, la turbidez residual está relacionada con las condiciones de operación, y resulta prácticamente imposible asegurar una operación continua a bajos niveles de turbidez tales como 0,1 o 0,2 NTU. Incluso, si se analiza la relación entre eficacia y tamaño de partícula, se observa una eficacia mínima en el rango de los micrometros, al que pertenece el tamaño de los microorganismos. Además, se ha observado que este proceso tampoco es adecuado para tratamiento de aguas que presentan fuertes variaciones de la turbidez y del contenido en sólidos en suspensión (Bourdon *et al.*, 1988). Otra posible técnica empleada como tratamiento terciario es la radiación ultravioleta, pero su utilización requiere la eliminación previa de los sólidos presentes en la alimentación.

Por lo tanto, no es extraño que las técnicas de separación por medio de membranas se estén convirtiendo en la actualidad, en una de las opciones más empleadas y prometedoras para el tratamiento terciario de aguas residuales. A esta expansión ha contribuido esencialmente la capacidad de las membranas, según su tipo, para poder retener bacterias, virus y especies macromoleculares.

Con el fin de profundizar en los procesos de separación por membranas y su empleo en el campo de la depuración avanzada, el siguiente capítulo es dedicado a

los procesos membranarios y su aplicación a la reutilización de aguas.

Capitulo 2
ELEMENTOS DE LA SEPARACION POR
MEMBRANAS

1. PROCESOS DE SEPARACIÓN POR MEMBRANAS

1.1 Introducción

Por su alta selectividad, las membranas ocupan un lugar especial dentro de las operaciones de separación. De hecho, en los últimos años se han incorporado con éxito en diferentes procesos industriales como alternativas a los métodos de separación convencionales, principalmente en aplicaciones relacionadas con el medio ambiente, la química fina, la industria farmacéutica o la ingeniería bioquímica.

Una membrana puede definirse de forma general como una barrera selectiva entre dos fases homogéneas, constituyendo la propia membrana una tercera fase; aunque quizás, resulta más apropiado referirse a ésta con el término de interfase. La membrana puede ser un cuerpo único o bien resultar de la combinación de varias especies. El intercambio de materia entre las dos fases homogéneas es controlado por la membrana, donde una de las especies presentes en la mezcla se intercambia preferentemente a las otras. De esta manera, una de las fase se enriquece en uno de los componentes mientras la otra se empobrece. En definitiva, un proceso de membranas permite la transferencia selectiva de una especie desde una fase a otra.

1.2 Antecedentes históricos de los procesos de membranas

El desarrollo de los procesos de membranas es relativamente reciente. En los últimos años de la década de los 50, Reid y Breton (Applegate, 1984) descubrieron que las membranas de acetato de celulosa tenían la capacidad de rechazar sales. Sin embargo, el flujo de agua a través de estas membranas muy densas era demasiado bajo. A principios de la década de los 60, Loeb y Sourirajan

consiguieron desarrollar las membranas asimétricas de acetato de celulosa para ósmosis inversa que permiten producir agua dulce a partir de agua de mar o de agua salobre (Applegate, 1984). Estas membranas de primera generación, tenían dos limitaciones principales. Primero, eran muy sensibles al ataque biológico y a los cambios de pH, además de no soportar bien los oxidantes y las temperaturas elevadas (Applegate, 1984).

Las membranas de segunda generación aparecieron en el mercado tras los trabajos de Michaels (1968). Fabricadas a partir de polímeros, eran anisótropas y presentaban resistencias química, mecánica, térmica y bacteriológica superiores a las de primera generación. Sin embargo, resultaban todavía muy sensibles al pH, a las temperaturas extremas, al cloro y a las presiones elevadas.

La tercera generación de membranas nació como consecuencia de la crisis energética de los años 70 y del desarrollo de la energía nuclear en Francia para enriquecer isotópicamente el hexafluoruro de uranio por difusión gaseosa. Estas membranas son asimétricas, de estructura compuesta con una fuerte cohesión interatómica que le confiere gran resistencia a la temperatura y a los agentes químicos.

1.3 Tipos de membranas

Las membranas se dividen en dos grandes grupos: las membranas orgánicas y las inorgánicas.

Las membranas orgánicas han sido las primeras aparecidas en el mercado y actualmente se encuentran extraordinariamente desarrolladas. Sin embargo, en los últimos años ha resurgido el interés por las membranas inorgánicas por su creciente

aplicación en sectores como la biotecnología, el control ambiental, la separación de gases cuyos controles de calidad, regulaciones legales, costes y requerimientos técnicos son cada vez más estrictos y exigentes, etc. (Burgraaf y Keizer, 1990). El empleo de membranas cerámicas en procesos de separación presenta ciertas ventajas en relación con las membranas de tipo orgánico (polisulfonatos, acetatos de celulosa, aramidas, nylon, etc.), entre las que destacan:

- Su mayor resistencia a los medios agresivos.
- Mayor estabilidad a altas temperaturas.
- Resistencia aceptable a la presión y a la abrasión.
- Rigidez estructural.
- Insensibilidad a la acción bacteriana.
- Mayor duración, etc.

Sin embargo, el empleo de membranas cerámicas es aún limitado debido a ciertos factores tales como:

- Elevado coste de fabricación (3 a 6 veces más caras que las poliméricas).
- Cuestionable control de la distribución de tamaño de poro.

En teoría, la membrana óptima es aquella capaz de cumplir un cúmulo de exigencias altamente contradictorias entre si como son:

- Realizar una buena separación entre las especies deseadas; lo que supone una distribución de poros adaptada.
- Presentar elevada resistencia química, mecánica y térmica, lo que requiere un espesor suficiente.

- Asegurar un caudal de permeación compatible con las exigencias económicas.

Si se analizan las sentencias anteriores, se observa que es realmente complicado disponer de una membrana que presente todas estas características al unísono, pues la producción de caudales de permeación altos suele estar reñida con la obtención de una buena separación. Estas incompatibilidades se han resuelto, parcialmente, con la aparición en el mercado de las membranas asimétricas minerales. Estas membranas están constituidas de una capa superficial muy fina, llamada capa activa, donde tiene lugar realmente el proceso de separación, y de un soporte poroso que asegura las características mecánicas deseadas.

Las membranas inorgánicas presentan numerosas ventajas, respecto a otro tipo de membranas:

- Vida casi ilimitada.
- Fácil limpieza y desinfección, permitiendo incluso la posibilidad de esterilización.
- Resistencia química a todos los productos, a pesar de los cambios de pH, a los disolventes y a los oxidantes.
- Resistencia térmica muy elevada.

Actualmente las membranas son comercializadas bajo tres tipos de configuraciones distintas: tubular, espiral y fibras huecas.

- *Tubular*: esta disposición se ha comercializado desde mediados de los años 60, tratándose en aquella época de membranas de acetato de celulosa. La membrana se encuentra alojada en un dispositivo tubular diseñado para operar

bajo presión, la alimentación entra por el interior del tubo y el permeado atraviesa la pared porosa de la membrana. El coste de este sistema, ante la baja área de filtración de que dispone, ha limitado su uso cuando es necesario tratar grandes volúmenes. Sin embargo, este inconveniente ha desaparecido con la incorporación en el mercado de las membranas multitubulares.

- *Espiral*: las láminas membranas son arrolladas entre sí en forma de espiral; entre ellas se coloca un plano que recoge el permeado producido para llevarlo hasta el exterior del dispositivo. Este sistema consiguió un elevado desarrollo debido a que permitía superficies de filtración altas, pero puede limitar el caudal de permeación.
- *Fibras huecas*: es una estructura asimétrica, en el que la alimentación entra presurizada a través de un distribuidor que la conduce hacia el centro de la unidad y fluye luego radialmente a través de la pared, de manera que el permeado obtenido se recoge en el exterior de la unidad.

1.4 Los diferentes procesos de separación por membranas

El movimiento de una especie a través de una membrana es causado por la acción de una fuerza impulsora que puede resultar de un gradiente de potencial químico hasta de un potencial eléctrico. Un gradiente de potencial químico puede deberse a un gradiente de concentración, de presión o a ambos (Tabla 2.1).

Tabla 2.1 Procesos de separación por membranas más usuales.

Proceso de separación	Alimentación	Tamaño de las especies retenidas
Microfiltración	Líquida o gas	0,02-10 μm
Ultrafiltración	Líquida	100-1000 Å
Diálisis	Líquida	>0,02 μm
Nanofiltración	Líquida	10-100 Å
Ósmosis inversa	Líquida	1-10 Å

2. FILTRACIÓN DE LÍQUIDOS A TRAVÉS DE MEMBRANAS

Las diferentes técnicas de membranas, utilizadas con líquidos son la microfiltración (MF), la ultrafiltración (UF), la ósmosis inversa, la diálisis y la electrodiálisis. Estas técnicas de separación son clasificadas, generalmente, en función de la fuerza impulsora responsable del proceso y del tamaño de las especies retenidas por el filtro.

La microfiltración, la ultrafiltración y la ósmosis inversa utilizan como criterio de separación la diferencia de tamaño de los solutos, y la fuerza impulsora de estos procesos es la diferencia de presión. El mecanismo de selectividad es análogo a un efecto tamiz; es decir, existe un tamaño aproximado de moléculas o partículas al cual las moléculas son retenidas por la membrana (rechazo), mientras aquellas especies de tamaño inferior la atraviesan acompañadas por el disolvente (filtrado o permeado). Es preciso destacar que la selectividad cambia cuando una capa dinámica se deposita sobre la membrana. Esta capa puede ser mucho más selectiva que la propia capa activa, por lo que es común operar con una membrana de microfiltración con una selectividad de ultrafiltración (Elmaleh y Naceur, 1991).

La microfiltración y la ultrafiltración son procesos muy similares en sus principios, y solo se diferencian por el tamaño de poro y por el tipo de compuestos que son capaces de separar. A título orientativo, cabe decir que las membranas empleadas en ultrafiltración pueden tener poros en el rango de 1 a 500 nm mientras en el caso de la microfiltración el intervalo está situado entre 0,05 y 10 μm . En la

práctica, existe una cierta indeterminación en lo referente a los límites de cada operación dado los fenómenos de selectividad de la capa dinámica. En ósmosis inversa la separación se efectúa gracias a la diferencia de afinidad entre los compuestos de la alimentación por la diferencia de difusividades a través del filtro (Van den Berg y Smolders, 1988).

La fuerza impulsora en el caso de la diálisis, radica en una diferencia de concentración que permite, por un mecanismo de difusión-exclusión, separar el agua y las sales con la ayuda de una membrana de diámetro de poros inferior a 1 nm. La electrodiálisis utiliza membranas selectivas a los aniones y a los cationes para separar las moléculas según la naturaleza de su carga. Los iones son transportados como respuesta a la aplicación de una diferencia de potencial eléctrico.

Además de los anteriores, existe un proceso suplementario de fraccionamiento de mezclas líquidas: la pervaporación. En esta técnica, el permeado es evacuado bajo la forma de vapor, creando y manteniendo un vacío. La fuerza impulsora en este caso es una diferencia de tensión de vapor a través de la membrana. Este proceso es empleado actualmente para la separación de compuestos orgánicos o mezclas azeotrópicas.

La filtración membranaria es empleada en la actualidad a gran escala, para clarificar efluentes biológicos (eliminación de precipitados en suspensión o retención de microorganismos), fraccionar, concentrar o purificar las soluciones macromoleculares en las industrias alimenticia y farmacéutica, tratar efluentes industriales (producción de agua potable, separación de aceite-agua, recuperación de pinturas). Este capítulo está esencialmente dedicado a la micro y ultrafiltración.

2.1 Filtración frontal y tangencial

El proceso de filtración puede ser realizado bajo dos configuraciones diferentes, la frontal y la tangencial. En la frontal, la fuerza impulsora es la caída de presión a través de la membrana que resulta de la presión hidrostática de la suspensión de la alimentación y de la succión aplicada desde el lado del permeado o bien de la presión ejercida desde el lado de la alimentación o de ambas. Las especies retenidas se acumulan en la interfase membrana-solución en una capa cuya resistencia se opone a la fuerza impulsora. En consecuencia, el flujo de permeación disminuye si la diferencia de presión se mantiene constante o causa el aumento de la diferencia de presión si el flujo de permeación se mantiene constante. Como resultado, el proceso de filtración frontal debe ser parado periódicamente para el lavado de la membrana. Por naturaleza, la filtración frontal es un proceso que opera por cargas (Figura 2.1).

La filtración tangencial ha sido propuesta intentando paliar el inconveniente de la filtración frontal. En este modo la suspensión es obligada a fluir tangencialmente a la superficie de la membrana. El movimiento del fluido permite disminuir la acumulación de materia sobre la pared (Figura 2.1). La resistencia al flujo del filtrado aumenta entonces hasta un límite menor que en frontal. Esta mejora justifica, en parte, el coste energético suplementario para poner en movimiento el fluido pero no permite mantener siempre un flujo constante. De hecho, numerosos autores señalan una caída del flujo en el curso de la operación (Tarleton y Wakeman, 1993; Rjimati y Grasmick, 1991; Gupta *et al.*, 1992).

2.2 La microfiltración

La microfiltración (MF) es una técnica de filtración por membrana que

permite retener partículas en el rango de 0,02-10 μm (Bailey *et al.*)(1994). El proceso puede ser llevado a cabo al igual que la ultrafiltración, en dos tipos de configuraciones: frontal y tangencial (Figura 2.2). Las presiones suelen ser mucho más bajas que hace unos años, no superando los 2 bares y, a menudo, están alrededor de 0,5 bar (Elmaleh y Abdelmoumni, 1997). La MF separa esencialmente partículas en suspensión que forman una torta sobre la pared de la membrana.

El desarrollo industrial de la microfiltración en el tratamiento de aguas está íntimamente ligado al valor del flujo específico de permeado y al grado de dificultad que presente la regeneración de la membrana. La principal limitación reside en los problemas de colmatación difícilmente reversibles que dependen a la vez del tipo de membrana utilizada y de la naturaleza de las aguas a tratar.

Por otro lado, es necesario destacar que el rango de tamaño de partículas afectado en un proceso de microfiltración tangencial (0,02-10 μm) no puede ser considerado estrictamente. Por un lado, por la distribución de tamaño de poros que presentan las membranas y por otro, porque la propia torta que se pueda formar presenta una estructura porosa que se suma a la propia membrana, con lo cual una membrana de microfiltración tangencial puede actuar en el rango propio de la ultrafiltración.

2.3 La ultrafiltración

Como se ha comentado anteriormente, la ultrafiltración (UF) es un proceso de separación por membrana que emplea como fuerza impulsora la presión. Esta técnica de separación permite purificar o concentrar las suspensiones o las

soluciones macromoleculares. Las primeras utilizaciones de estas membranas datan de la década de los 60 con la aparición de procesos industriales rentables para fabricar membranas sintéticas con porosidades controladas. Las membranas de UF (ultrafiltración) presentan tamaños de poros en el rango de 10 a 1.000 Å. Esta técnica opera con presiones transmembranarias no superiores a 10 bares. La ultrafiltración permite separar sustancias cuyas masas moleculares están comprendidas entre $3 \cdot 10^2$ y $3 \cdot 10^5$ Daltons. Las especies rechazadas generalmente son: azúcares, biomoléculas, polímeros y partículas coloidales; por tanto, la principal aplicación de la ultrafiltración comprende la separación de moléculas medias, macromoléculas y coloides. La mayoría de las membranas de UF son caracterizadas y clasificadas en función de su corte nominal (cut-off) de masa molecular (MWCO), que se define como el más pequeño de las masas moleculares de las especies rechazadas para el cual la membrana presenta un rechazo superior al 90 %.

La UF es el proceso de membranas más ampliamente utilizado, y puede ser empleado para las siguientes funciones:

- clarificación de alimentos
- concentración de solutos rechazados
- fraccionamiento de solutos.

Por lo general, los procesos de UF son empleados en las industrias alimentarias, para el tratamiento de efluentes y para aplicaciones biotecnológicas y médicas.

En sistemas de ultrafiltración, la separación se considera eficaz cuando existe al menos una diferencia de diez veces en el tamaño de las especies presentes

en alimentación y permeado. La acumulación de materia tiene consecuencias diferentes según la naturaleza de las especies retenidas. Así, cuando las moléculas son retenidas quedando en la fase líquida se habla de polarización de la concentración y la principal consecuencia de este fenómeno es la disminución del potencial químico del agua en la interfase membrana-solución. Por otro lado, cuando las partículas son retenidas o cuando las moléculas se adsorben sobre el material que constituye la membrana, se origina un depósito de materia sólida que modificará las propiedades filtrantes de la membrana.

La idea inicial que se puede tener de que la UF está basada sobre los tamaños moleculares relativos es solamente una primera aproximación. La química de las interacciones soluto/membrana también es importante. La MWCO de cualquier membrana puede variar con los cambios químicos de la alimentación, así como con factores como la orientación molecular, la configuración molecular, las condiciones de operación, etc. Desde el punto de vista de los fundamentos de transporte, la distinción entre ósmosis inversa (OI) y ultrafiltración es puramente artificial, como ya defendiera Sourirajan (1977). Sin embargo, la naturaleza de las moléculas mayores que son separadas generalmente por la UF conduce a diferencias significativas a nivel práctico entre UF y OI. Como consecuencia de la mayor masa molecular de las especies separadas en procesos de UF, los diferenciales de presión osmótica son menores. Simultáneamente, la difusividad de la fase líquida de estas especies es también menor; por tanto, el ensuciamiento de la membrana y los problemas de polarización de concentración son más significativos en UF.

3. CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE SEPARACIÓN

3.1 Caracterización de la membrana

Una membrana está caracterizada generalmente por dos parámetros: la permeabilidad y la selectividad. Ambos están relacionados con la textura de la membrana y con las interacciones entre ésta y las especies que se desean separar.

La permeabilidad

La permeabilidad está ligada a la cantidad de disolvente que atraviesa la membrana. Este parámetro es cuantificado por medio de la densidad de flujo de permeado, que se define como el caudal volumétrico por unidad de superficie que atraviesa la membrana. Para facilitar la lectura, se empleará la palabra flujo para sustituir el término densidad de flujo. Este abuso del lenguaje es comúnmente aceptado en la literatura especializada. Cuando se somete a filtración un disolvente puro se observa una variación lineal del flujo J con la diferencia de presión, lo que permite ver la membrana como un medio poroso al que se le puede aplicar la ley de Darçy:

$$J = \frac{B_o \Delta P}{\mu Z} \quad (2.1)$$

donde: J = densidad de flujo de permeado,	$L T^{-1}$
B_o = permeabilidad,	L^2
ΔP = presión transmembranaria,	$M L^{-1} T^{-2}$
μ = viscosidad dinámica,	$M L^{-1} T^{-1}$
Z = espesor de la capa activa,	L

La ley de Darçy hace intervenir el espesor de la capa activa, pero a menudo esta magnitud es difícil de medir, por lo que se introduce la permeabilidad

específica: $F = B_0/Z$, siendo su inversa la resistencia a la transferencia de materia: $R = Z/B_0$. De manera que la expresión de Darçy queda:

$$J = \frac{\Delta P}{mR} \quad (2.2)$$

La selectividad

La selectividad de la membrana con respecto a una especie es cuantificada por la tasa de rechazo (T_r), que relaciona las concentraciones de esa especie en la alimentación y en el permeado:

$$T_r = 1 - \frac{C_p}{C_o} \quad (3.3)$$

donde: C_p = concentración en el permeado, ML^{-3}

C_o = concentración en la alimentación, ML^{-3}

Los valores extremos de T_r corresponden a: $T_r = 1$; $C_p = 0$, barrera total y $T_r = 0$; $C_p = C_o$, retención nula.

La selectividad de una membrana es también cuantificada, como ya se ha comentado anteriormente, por su umbral de corte que corresponde a la masa molecular de la molécula más pequeña retenida al 90 %. Este parámetro se calcula trazando la tasa de rechazo en función de la masa molecular. En general, se habla de zona de corte y no de umbral, pues la dispersión de tamaño que presentan los poros de la membrana, la amplia gama de masas moleculares con las que se puede tropezar, etc., hace que las partículas sean parcialmente retenidas en una zona más o menos grande y que no se pueda hablar puntualmente de un umbral de corte. En

ultrafiltración la zona de corte se determina con la ayuda de proteínas patrón de masa molecular conocida mientras que en microfiltración se habla, preferentemente, de diámetro medio de poros.

No obstante, es necesario destacar que estos parámetros: la tasa de rechazo, el flujo de permeación y la zona o el umbral de corte no definen por si solos el comportamiento de un sistema en funcionamiento. En la realidad, en esta definición intervienen todo un conjunto de propiedades como son las características de la membrana (material, porosidad, tamaño de poros, carga de superficie), la naturaleza y la composición de las especies presentes, las condiciones de operación (presión aplicada, concentración, temperatura, pH y fuerza iónica) o la hidrodinámica del sistema. Por tanto, son imprescindibles ensayos con la suspensión real para una correcta selección de la membrana adecuada y encontrar un compromiso satisfactorio entre las exigencias de rentabilidad de la operación y los criterios de calidad del producto final.

4. MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE MATERIA

4.1 Limitación de la transferencia de materia

Cuando en el fluido a tratar se encuentran especies potencialmente retenibles por la membrana, el flujo de permeado es más bajo que el que se obtiene cuando se somete a filtración el disolvente puro; además, el flujo varía linealmente a baja presión y tiende hacia un valor límite (Figura 2.3). Este comportamiento del flujo puede explicarse por la intervención de varios fenómenos cuya importancia relativa depende de las características de la membrana, del fluido a tratar y de la hidrodinámica del sistema. La acumulación de materia en la superficie o en el

interior de la estructura porosa se traduce en una alteración de las propiedades filtrantes de la membrana. Esta variación de la permeabilidad de la membrana se encuentra relacionada con una modificación de la selectividad de la membrana. El fenómeno se llama colmatación o ensuciamiento.

4.2 La colmatación o ensuciamiento de la membrana

La noción de colmatación es algo ambigua y engorrosa ya que la mayor parte de los autores no se ponen de acuerdo en emplear una definición común de este proceso, válido cualquiera que sea el fluido, la membrana y las condiciones de operación. Ben Amar y Jaffrin, (1989) consideran la colmatación como un fenómeno a largo plazo de carácter irreversible que no puede ser eliminado por un lavado químico de la membrana, ni por la simple modificación de las condiciones de operación (Fane y Fell, 1987). Por su parte, Patel *et al.* (1987) afirman que la colmatación es provocada por la adsorción físico-química de ciertos compuestos de la solución de la alimentación o por el bloqueo mecánico de los poros de la membrana, provocando la disminución de su tamaño o de su número. En cambio, Bouzaza (1989) diferencia entre la colmatación física (obturación de los poros) y la colmatación química (adsorción sobre la membrana).

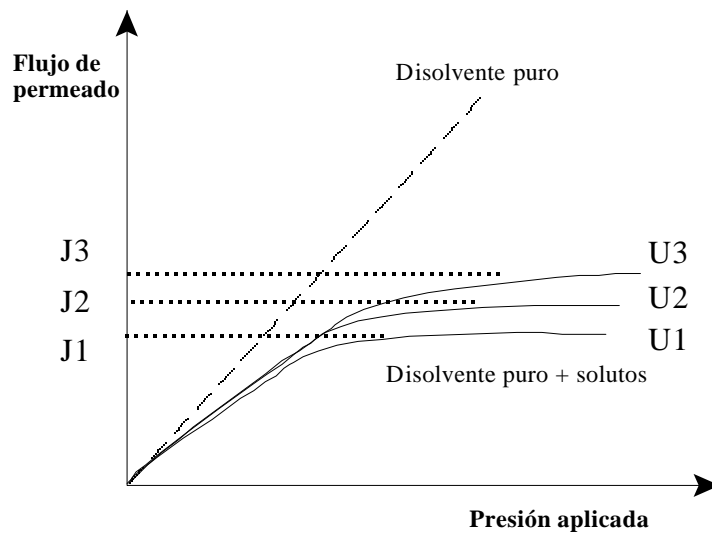


Figura 2.3 Evolución del flujo estacionario de permeación en función de la presión transmembranaria, para diferentes velocidades tangenciales y diferentes alimentaciones.

Para Mercier (1997), la colmatación se define como el conjunto de fenómenos que obstaculizan el proceso de filtración, tanto en la interfase membrana-fluido (colmatación externa) como en el seno de la propia estructura porosa (colmatación interna). Lojkin *et al.* (1992), realizan una recopilación de todas las posibles causas de colmatación, considerando los fenómenos limitantes siguientes: las interacciones físico-químicas de superficie o adsorción, la formación de una capa de polarización seguida de su consolidación por interacción química o compactación física, la deposición de partículas o el bloqueo de poros.

En resumen, se puede considerar dos tipos de ensuciamiento: uno reversible por medio mecánico y otro irreversible en el cual se puede recuperar la membrana solamente por una limpieza química.

La colmatación de una membrana de micro o de ultrafiltración presenta varios aspectos:

- *mecánica*: las partículas se depositan simplemente cubriendo los intersticios;
- *físico-química*: se forma un depósito con una estructura más compleja, como la formación de un gel o la adsorción en la superficie;
- *química*: reacción química con la membrana;
- *biológica*: intervención de microorganismos que pueden formar una biopelícula o bloquear los poros en superficie o en profundidad.

A lo largo de la presente memoria se hablará indistintamente de los procesos de colmatación o de ensuciamiento para hacer mención al mismo fenómeno, dejando a un lado las clasificaciones más antiguas, para diferenciar solamente dos procesos causantes de la colmatación:

- la interacción entre las especies presentes en la alimentación y la membrana, y
- la acumulación de materia en las proximidades de la membrana.

La interacción entre las especies presentes en la alimentación y la membrana puede estar motivada por fuerzas de carácter electrostático, por efectos hidrófobos, por transferencia de cargas (puente de hidrógeno, enlace p-p), etc., y pueden provocar:

- la adsorción de materia sobre y en la membrana (Fane y Fell, 1987; Van den Berg y Smolders, 1988; Jonsson *et al.*, 1996; Aimar, 1987),
- el bloqueo externo de los poros, y
- el bloqueo interno de los poros (Visvanathan, 1988).

Por su parte, la acumulación de materia en las proximidades de la membrana puede producir:

- la polarización de concentración (Chudaceck y Fane, 1984; Porter, 1972; Belfort *et al.*, 1994), y
- la formación de una torta (Bowen y Gan, 1991; Belfort *et al.*, 1994).

La polarización de concentración ha sido un término empleado cuando las partículas acumuladas sobre la membrana han sido proteínas o especies macromoleculares de pequeño tamaño. Por el contrario, la torta se ha empleado para definir la acumulación de partículas de mayor tamaño. En definitiva, la diferencia entre ambos fenómenos radica en el rango de las especies a que hacen referencia. No obstante, esta diferenciación carece de sentido cuando se analiza desde un punto de vista general. El término de capa de Stefan define una capa en la cual existe acumulación de materia que limita la transferencia. El término de capa de Stefan será utilizado para cualificar una capa de polarización tanto como una torta. Se hablará también de partículas generalizadas que serán partículas sólidas, macromoléculas o agregados moleculares. El medio a filtrar constituiría una suspensión generalizada.

Los estudios realizados por Song y Elimelech (1995) no hacen sino confirmar que los fenómenos de polarización y de formación de torta son dos aspectos de una única situación. Estos autores han introducido el número de filtración N_F , definido como la relación entre la energía necesaria para llevar las partículas desde la superficie membranaria hasta la suspensión y la energía de agitación de las partículas:

$$N_F = \frac{4pr_p^3 \Delta P}{3k_B T} \quad (4.1)$$

donde: k_B = la constante de Boltzmann

r_p = el radio de la partícula,

L

ΔP = la presión transmembranaria,

$M L^{-1} T^{-2}$

T = la temperatura.

Cuando la concentración de las partículas cerca de la superficie de la membrana es máxima, N_F presenta un valor crítico (N_{Fc}), igual a 15:

- si $N_F < N_{Fc}$, la limitación de la transferencia de materia se debe a una polarización de la concentración.
- si $N_F > N_{Fc}$, la limitación es debida a la formación de un depósito o torta sobre la membrana.

Por tanto, a través del número de filtración se puede estimar a priori, cuando la capa de Stefan es debida a especies macromoleculares (polarización de concentración) y cuando son las especies de mayor tamaño las que predominan (torta).

Los modelos empleados tradicionalmente para explicar el comportamiento de la microfiltración y ultrafiltración, tanto en régimen transitorio como estacionario, no han podido cuantificar suficientemente el proceso que ocurre. Además, la mayor parte de estos modelos no son aplicables sino para condiciones operatorias muy particulares y no tienen en cuenta sino un sólo tipo de colmatación, lo cual no es estrictamente cierto en la mayor parte de los casos, tal y como lo demuestran experiencias como las de Tracey y Davis (1994) sobre la microfiltración de proteínas bajo condiciones convectivas. En estos estudios se han empleado disoluciones de suero de albúmina bovina (BSA), y se ha podido observar

una fuerte disminución en el flujo debida, probablemente, a la agregación de proteínas, provocando un ensuciamiento principalmente concentrado en la entrada a los poros. También se ha encontrado que para disoluciones de BSA de 0,1 g/l, el ensuciamiento de la membrana ha sido de carácter interno, mientras para una mayor concentración de proteínas (1 g de BSA/l) se observó un ensuciamiento externo, lo que sugiere que los agregados presentes son mayores a concentraciones superiores y quedan en la superficie de la membrana. Los mecanismos propuestos por Tracey y Davis (1994) consideran dos etapas consecutivas. La primera etapa implica la adsorción o deposición de proteínas, principalmente sobre las paredes y entradas de los poros, por lo que se denomina ensuciamiento interno. Durante la segunda etapa, llamada de ensuciamiento externo, se supone que se construye una torta sobre la superficie de la membrana debido a la deposición y crecimiento de agregados de proteínas. Aunque los tamaños de las proteínas son de uno a dos órdenes de magnitud de los diámetros de poros más pequeños de las membranas empleadas generalmente, se sospecha que contribuyen significativamente al ensuciamiento de la membrana. La mayoría de los estudios han sido realizados empleando disoluciones de una sola proteína, mientras que las disoluciones que se presentan en aplicaciones industriales alimenticias contienen mezclas complejas de proteínas. Por ello, Güell y Davis (1996) han analizado la tendencia al ensuciamiento que sufren cuatro membranas orgánicas de 0,2 μm frente a mezclas de proteínas de BSA, lisozima y ovoalbúmina. Durante la filtración de proteínas simples empleando las membranas de polisulfona y policarbonato, la BSA y la lisozima provocaron ensuciamiento interno para un período de 3 horas, en cambio, la ovoalbúmina exhibió una fase inicial de ensuciamiento interno seguido de un ensuciamiento superficial. Cuando diferentes mezclas binarias de proteínas fueron filtradas a través de las mismas membranas, el mayor ensuciamiento fue producido por aquellas mezclas que contenían ovoalbúmina. Finalmente, la filtración de la mezcla

ternaria de proteínas mostró una tendencia al ensuciamiento diferente, dependiendo de las porosidades de superficie de las membranas, pues a menor porosidad, el ensuciamiento externo se observaba más rápidamente.

Por otra parte, los modelos clásicos de filtración como los de bloqueo parcial o total de los poros, de colmatación interna, de filtración sobre torta o de película para explicar la polarización de concentración (Hermia, 1982), no sólo intentan dar una explicación muy simple a un proceso que puede ser extremadamente complejo sino que además, muchos de ellos presentan incongruencias en el desarrollo matemático de los mismos (Elmaleh y Abdelmoumni, 1997). Por lo tanto, no es extraño que estos modelos empleados tradicionalmente estén siendo relegados en la actualidad por visiones más correctas del proceso de filtración. Este es el caso de los trabajos realizados por Bowen *et al.* (1996), cuyo modelo es capaz de predecir a priori el caudal de permeación sin parámetros de ajuste como una función del tamaño de las partículas, del potencial zeta o carga de superficie y de la fuerza iónica. No obstante, el éxito de este modelo sólo ha podido ser contrastado en el caso de ultrafiltración de suspensiones poco complejas, donde las propiedades fisico-químicas requeridas en los cálculos se conocen enteramente o pueden calcularse con relativa facilidad. Más recientemente, y con el fin de describir la filtración de suspensiones más complejas, algunos autores han intentado hallar en el análisis dimensional un modo de predecir, a priori, el flujo de permeación estacionario en función de las condiciones de operación (Elmaleh *et al.*, 1998).

A continuación, se presenta brevemente el modelo general de microfiltración tangencial desarrollado por Liu (1992) que se puede extender a la ultrafiltración de partículas generalizadas. Este modelo presenta, como

característica primordial, que fue el primer intento de aglutinar modelos más simples para obtener una visión más global de la filtración.

4.3 Modelo general de microfiltración tangencial

El modelo desarrollado por Liu (1992) considera tres tipos de partículas:

- las partículas que se depositan,
- las partículas que contribuyen a la colmatación interna,
- las partículas implicadas en el retroflujo.

La noción de retroflujo es muy importante, pues permite explicar la estabilización del caudal de permeado. Este fenómeno tiene sentido opuesto al flujo convectivo y es debido a las fuerzas asociadas al gradiente de velocidad tangencial. El flujo estacionario correspondería al momento en el cual el flujo convectivo de las partículas y el retroflujo son iguales. Porter (1972) atribuyó este fenómeno a la concentración de partículas, en una zona situada a $0,6 r_d$ (r_d : radio del conducto [L]) del centro del conducto bajo el efecto de un campo de velocidades no uniforme.

Relacionando las ecuaciones de conservación de la materia y la utilización del teorema del valor medio se obtiene una expresión que permite calcular el caudal transitorio:

$$\frac{Q_o}{Q} = k_d (V - k_r t) + \frac{1}{(1 - k_i (V - k_r t))^2} \quad (2.4)$$

donde: k_d está ligado solamente al depósito de las partículas, L^{-3}

k_i considera la importancia de la colmatación interna, $L^3 T^{-1}$

k_r está ligado al retroflujo que afecta a las partículas,	L^{-3}
t es el tiempo de operación,	T
Q_o es el caudal de permeado en el instante inicial,	$L^3 T^{-1}$
Q es el caudal de permeado en el instante t ,	$L^3 T^{-1}$
V es el volumen acumulado de permeado en el instante t ,	L^3

$$k_d = \frac{\alpha X_o}{A R_m} \quad (2.5)$$

donde: α = resistencia específica por unidad de longitud del depósito,

X_o = fracción de volumen ocupado por las partículas,	L^{-2}
A = área de filtración,	L^2
R_m = resistencia de la membrana,	L^{-1}

$$k_r = \frac{Q_r}{X_o} \quad (2.6)$$

donde: Q_r = caudal de retroflujo, $L^3 T^{-1}$

$$k_i = \frac{1 - \theta}{N \rho l r_o^2} T_r^* X_o \quad (2.7)$$

donde: θ = fracción de partículas depositadas,

N = número de poros activos,	
l = longitud de los poros,	L
r_o = radio de un poro,	L
T_r^* = rechazo en estado estacionario.	

La ecuación (2.4) permite prever un flujo estabilizado Q^* de filtrado que aparece cuando el término $(V - k_r t)$ es constante:

$$Q^* = Q_o \left[k_d V^* + \frac{1}{(1 - k_i V^*)^2} \right] \quad (2.8)$$

Si el término $(V - k_r t)$ es constante a un tiempo suficientemente largo, su derivada temporal es nula:

$$(V - k_r t) \rightarrow cte; \text{ cuando } t \rightarrow \infty \Rightarrow \frac{d(V - k_r t)}{dt} = 0 \quad (2.9)$$

Por tanto, el coeficiente ligado al retroflujo debería ser igual al caudal estabilizado:

$$Q^* = \frac{dV}{dt} = k_r \quad (2.10)$$

Este modelo ha sido aplicado con éxito por Elmaleh y Ghaffor (1996) para describir la ultrafiltración de emulsiones mixtas de hidrocarburos y sólidos biológicos, así como en la ultrafiltración de bacterias anaerobias (Elmaleh y Abdelmoumni, 1997). En ningún caso los autores han podido encontrar la igualdad entre el coeficiente de retroflujo y el flujo estabilizado.

En definitiva, este modelo representa un paso hacia delante en el intento de globalizar los fenómenos implicados en la filtración tangencial si bien presenta

incongruencias al igual que los modelos clásicos.

Hasta el momento, en este capítulo se ha analizado en que consisten los procesos de separación por membranas, las variables de operación que pueden actuar sobre ellos y como pueden describirse de forma matemática. En las líneas que siguen se intentarán mostrar algunos de los ejemplos más representativos de las técnicas membranarias, en particular de la microfiltración y ultrafiltración, aplicadas a la depuración de aguas residuales.

5. PROCESOS DE MEMBRANAS EN DEPURACIÓN DE AGUAS

5.1 Antecedentes históricos

Como ya se ha indicado, los criterios de calidad del agua son cada vez más exigentes. Las normativas hacen gran hincapié en el control de la turbidez, el contenido de materia orgánica y los microcontaminantes. En la mayoría de los casos, el contenido de partículas (incluyendo los microorganismos) del agua residual tratada por medio de procesos biológicos convencionales es demasiado alto para su vertido o su reutilización.

Los procesos de membranas ofrecen numerosas ventajas respecto a los procesos convencionales como son:

- la obtención de criterios de calidad más exigentes,
- la reducción del impacto ambiental de los efluentes,
- la reducción de la superficie requerida, y
- la versatilidad que le dan las unidades de tratamiento modulares.

Las técnicas de membranas en depuración de agua y de agua residual son numerosas. En las Tablas 2.3 y 2.4 se describe como los procesos de membranas pueden actuar sobre los contaminantes. Asimismo, en las Tablas 2.5 y 2.6 se compara la retención que sufren ciertos parámetros analíticos cuando la depuración se hace por medios convencionales o membranarios.

Tabla 2.3 Aplicaciones de algunos procesos de membranas según el tipo de contaminante (Fane, 1996)

Especies a retener	Procesos de membranas			
	MF	UF	NF	OI
Partículas	C	C	C	C
Coloides	C	C	C	C
Moléculas orgánicas de masa molecular elevada	P	C	C	C
Moléculas orgánicas de masa molecular media	N	P	C	C
Moléculas orgánicas de masa molecular baja	N	N	N	C
Gas disuelto	N	N	N	C
Iónicos (sales)	N	N	P	C

NOTA: C: retención completa; P: retención parcial; N: no existe retención.
MF: microfiltración; UF: ultrafiltración; NF: nanofiltración; OI: ósmosis inversa.

Tabla 2.4 Aplicaciones de algunos procesos de membrana en el tratamiento de agua según el tipo de contaminantes (Fane, 1996)

Especies a retener	Tamaño	Procesos de membranas			
		MF	UF	NF	OI
Protozoos	> 10 μ m	C	C	C	C
Coliformes	> 1 μ m	C	C	C	C
Turbidez	1-0,1 μ m	P	C	C	C
Virus	0,01-0,1 μ m	P	C	C	C
Color	< 10 kD	P	P	C	C
Iones	< 0,1 kD	N	N	P	C

NOTA: C: retención completa; P: retención parcial; N: no existe retención.
MF: microfiltración; UF: ultrafiltración; NF: nanofiltración; OI: ósmosis inversa

Tabla 2.5 Comparación del grado de retención para algunos parámetros, que se consigue por medios convencionales y técnicas de membranas en la depuración de aguas potables (Fane, 1996)

Depuración de agua potable				
Párametro a retener	Tipo de tratamiento			
	Proceso Convencional	Técnica de membranas		
		Filtración	MF	UF
<i>S.S./Turbidez</i>	C	C	C	C
<i>Color</i>	P	P	P	C
<i>Metales</i>	N	N	N	C
<i>Nitrato</i>	N	N	N	C
<i>Microcontaminantes orgánicos</i>	N	N	P	C
	Desinfección (Cl ₂ , O ₃ , etc.)	MF	UF	OI/NF
<i>Bacterias</i>	C	C	C	C

Virus C P C C

NOTA: C: retención completa; P: retención parcial; N: no existe retención.
MF: microfiltración; UF: ultrafiltración; NF: nanofiltración; OI: ósmosis inversa

Tabla 2.6 Comparación del grado de depuración para algunos parámetros analíticos, que se consigue por medios convencionales y técnicas de membranas (Fane, 1996)

Depuración de aguas residuales				
Parámetro a retener	Tipo de tratamiento			
	Proceso Convencional	Técnica de membranas		
	<i>Primario</i>	<i>MF</i>	<i>UF</i>	<i>OI/NF</i>
<i>S.S.</i>	P	C	C	C
<i>DBO</i>	P	P	P	C
	<i>Secundario</i>	<i>MF</i>	<i>UF</i>	<i>OI/NF</i>
<i>S.S.</i>	P			
<i>DBO</i>	P			
<i>N</i>	P			
	<i>Terciario</i>	<i>MF</i>	<i>UF</i>	<i>OI/NF</i>
<i>S.S.</i>	C	C	C	C
<i>N</i>	C	N	N	P
<i>P</i>	C	P	P	P
<i>Bacterias</i>	C	C	C	C
<i>Virus</i>	C	P	C	C

NOTA: C: retención completa; P: retención parcial; N: no existe retención.
MF: microfiltración; UF: ultrafiltración; NF: nanofiltración; OI: ósmosis inversa

Como puede observarse en las Tablas 2.5 y 2.6, los procesos de separación por membranas pueden eliminar y reducir contaminantes presentes en las aguas con mejores rendimientos que los procesos convencionales; la cuestión se reduce a elegir la técnica de membrana adecuada para cada caso concreto. Así lo demuestran los ensayos realizados por Oe *et al.* (1996) dentro del proyecto “ La investigación y el

desarrollo de los sistemas de filtración por membranas empleados en el tratamiento de agua”, financiado por el Ministerio de Sanidad de Japón. Estos autores emplearon una unidad de ultrafiltración y un tratamiento posterior por carbón activado para sustituir un sistema convencional de filtración en lecho de arena para eliminar la turbidez de un agua de río empleada para el abastecimiento público. Este sistema alternativo permitió obtener agua de una calidad muy superior, pues la turbidez, los coliformes y las bacterias totales fueron eliminados completamente.

En las últimas décadas se han puesto en marcha numerosos proyectos a gran escala de técnicas de membranas para producir agua de abastecimiento público (Francia, o Japón). El proyecto japonés, denominado Membrane Aqua Century 21, ha demostrado que el agua puede tratarse invirtiendo el mismo coste energético que un proceso convencional de tratamiento como la coagulación-filtración (Morin, 1994). Por su parte, en los Estados Unidos, la mayoría de las aplicaciones en el tratamiento de agua potable emplean la ósmosis inversa y la nanofiltración (Morin, 1994), aunque no se descarta la aplicación de otras técnicas como la ultra o la microfiltración.

En lo que se refiere a la ósmosis inversa, esta constituye el campo de aplicación más antiguo de los procesos de membranas. El rango de presiones a las que se opera, cuando se emplean membranas de acetato de celulosa para desalinización, es de 30-70 bares. Sin embargo, el desarrollo de nuevas membranas y módulos ha ampliado este rango desde presiones inferiores a 5 bares hasta superiores a 100 bares. Otro aspecto de los procesos de membranas desarrollado recientemente es la ósmosis inversa de baja presión para tratamiento de contaminantes diluidos. Las membranas usadas para esta aplicación se denominan de nanofiltración y pueden subdividirse en membranas de ósmosis inversa de baja

presión y alto rechazo o bien, de alta presión con bajo rechazo. La operación a baja presión es ventajosa esencialmente para el tratamiento de agua, pues mantiene los costes de operación bajo un mínimo. Se espera que se pueda operar en el futuro con membranas de nanofiltración a presiones de 1 bar e incluso inferiores gracias al empleo de un sistema de succión (Morin, 1994).

Una característica interesante de las membranas de nanofiltración es la selectividad a los solutos; generalmente, las membranas de este tipo actúan como membranas cargadas con lo que la retención de los iones aumenta respecto a la de las especies cargadas. Las membranas de nanofiltración son también empleadas en el tratamiento de aguas subterráneas, que pueden contener contaminantes como nitratos, metales pesados, organoclorados, etc. Estas membranas pueden producir agua potable a partir de las aguas subterráneas con un bajo coste energético y sin necesidad de mucho personal para su cuidado.

En lo que se refiere a la reutilización de aguas residuales, durante los últimos años se han promovido numerosos proyectos encaminados al desarrollo de técnicas membranarias. El proyecto denominado Aqua Renaissance'90, que se realizó en Japón, tenía como objetivo lograr la eficaz reutilización del agua residual recuperando la energía, usando biotecnología y los procesos de membranas (Morin, 1994). Como resultado se han desarrollado nuevas membranas tanto orgánicas como inorgánicas más resistentes a los contaminantes. Otro aspecto en que se está aplicando y desarrollando la tecnología de membranas es en la combinación con los tratamientos biológicos. El uso de esta combinación en el tratamiento de excrementos como abono y en la reutilización de agua residual a escala de edificios individuales en Japón son ejemplos que han tenido éxito. El tratamiento de excrementos para abono mediante un proceso acoplado con membranas es muy

importante al tratarse de agua residual concentrada siendo la concentración de DBO de los colectores de las excreciones humanas superior a 10.000 mg/l. El tratamiento consiste en un lodo activado combinado con ultrafiltración y desnitrificación biológica. Para este caso, los sólidos suspendidos en el líquido mezcla se mantienen en el rango de 10.000-15.000 mg/l y se ha conseguido optimizar la degradación biológica de la DBO y del nitrógeno (Magara e Ito, 1991).

También en Malasia se ha empleado un proceso combinado con membranas en el tratamiento secundario del efluente de una balsa de oxidación (Johari *et al.*, 1996), junto con un pretratamiento con un polielectrolito (Nalco Ultrion 8109 W). La combinación de estas técnicas ha permitido aumentar considerablemente el flujo estacionario de permeación cuando la concentración de polielectrolito empleada ha sido el triple de la estimada como la óptima en el estudio previo en Jar-Test.

El biorreactor de membrana es una modificación del proceso convencional de lodos activos donde el clarificador es reemplazado por un sistema de membrana para separar el líquido mezcla del efluente. El empleo de un biorreactor de membranas para el tratamiento de agua residual a escala piloto (Ueda *et al.* , 1996) se ha realizado en Japón en pequeños asentamientos rurales, empleando fibras huecas de 0,1 μm de diámetro de poro. En estas aplicaciones se ha eliminado con éxito el 90 % de la materia orgánica, los sólidos suspendidos y las bacterias.

Por su parte, Winnen *et al.* (1996) han empleado un agua residual sintética como alimentación a un sistema de biorreactor de membrana, a escala piloto, produciendo en el estado estacionario un efluente de gran calidad, sin presencia de virus. Côte *et al.* (1997) han realizado dos estudios pilotos de biorreactores de

membranas. Estos estudios fueron realizados en California, durante cinco meses, y en Francia, durante un año, con el objetivo de demostrar la viabilidad de este tipo de tratamiento para altas concentraciones de biomasa (entre 5 a 15 g/l) y para edades de lodos de 10 a 15 días. Con este proceso se han obtenido elevados porcentajes de depuración, de un 100 % en el contenido de sólidos suspendidos y superior al 96 % en la demanda química de oxígeno (DQO). Cuando se ha operado en el modo de nitrificación-desnitrificación, la eliminación del amonio ha sido del 99 % y del nitrógeno total de un 80 %. Asimismo, la reducción del contenido en coliformes totales ha sido elevada. En definitiva, estos estudios pilotos han permitido operar eficazmente sin limpieza química de la membrana, sin paradas de la unidad y con unos gastos energéticos de $0,3 \text{ kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$ de agua residual tratada.

Chiemchaisri *et al.* (1993) han investigado la separación sólido-líquido por medio de membranas de fibras huecas sumergidas en el tanque de aireación de un proceso de lodos activos. Este sistema proporcionó un alto índice de estabilización orgánica y un grado de nitrificación que dependía de la concentración de oxígeno disuelto durante el período de aireación, encontrándose que las aireaciones intermitentes conseguían eliminar el nitrógeno total en un 80 %, o más, por nitrificación-desnitrificación secuenciales.

Mientras, Shimizu *et al.* (1996) han empleado la microfiltración tangencial de lodos activados, aireados intermitentemente, como parte del proceso de separación sólido-líquido en el biorreactor. La membrana tubular de alúmina, con un tamaño de poro de $0,5 \mu\text{m}$ fue sumergida en el lodo activado. Una corriente tangencial sobre la superficie de la membrana era producida por burbujeo de aire, generado por un difusor situado debajo de la membrana.

Por su parte, Kishino *et al.* (1996) han empleado el biorreactor de membranas en procesos de nitrificación-desnitrificación. Para ello han sumergido membranas de microfiltración en el interior de un tanque de nitrificación que es aireado intermitentemente. Con este sistema los autores han conseguido reducir en un 98% la DBO y el N-NH₄ en un 95 %.

En definitiva, el rango de áreas potenciales de aplicación de las técnicas de membrana en depuración de aguas es muy amplio; comprende desde la deshidratación de lodos, la desinfección de agua residual, la eliminación de sólidos suspendidos y patógenos de aguas potables hasta la desalinización por ósmosis inversa. Sin embargo, con la excepción de la desalinización, las técnicas de membranas no han sido aplicadas a gran nivel en la industria del agua. Las principales razones de ello han sido: su elevado coste inicial y los altos costes de operación asociados; el hecho de que las normas de regulación actuales se podían alcanzar por medios convencionales; las dificultades que se presentan para eliminar los desechos químicos procedentes de la limpieza de las membranas; y la experiencia limitada en el uso de membranas en estas áreas de aplicación.

5.2 La microfiltración y ultrafiltración tangencial como tratamiento terciario

El biorreactor de membranas implica un diseño completamente nuevo. Entre tanto, considerando el gran número de depuradoras clásicas, las membranas se han comenzado a aplicar en tratamiento terciario (Vigneswaran *et al.*, 1991).

La microfiltración se presenta como una técnica de separación interesante ya que permite la separación de partículas muy pequeñas, lo cual puede ser difícil por medios clásicos. Por tanto, la microfiltración dispone de un peso importante en

la eliminación de partículas coloidales (Ripperger, 1989). Usando membranas de microfiltración con tamaño de poro en el rango 0,01-0,2 μm , es posible lograr un efluente con una turbidez de 0,1-0,2 NTU, con o sin la adición de coagulantes, dependiendo del tipo de agua a tratar. En microfiltración tangencial, el flujo paralelo a la superficie de la membrana genera fuerzas de cizalladura y turbulencias sobre el medio filtrante lo que asegura un flujo de permeado que varía poco. Sin embargo, el caudal específico de microfiltración tangencial es inferior al de otros métodos tradicionales de separación, como es el caso de la filtración en lecho y, para compensarlo, se requieren áreas de membrana relativamente grandes, que representan mayor costo (Chang *et al.*, 1996).

El problema más importante en la aplicación de la microfiltración y la ultrafiltración es el control del ensuciamiento de la membrana especialmente por partículas biológicas. Se han investigado varios factores, siendo uno de gran interés la matriz extracelular producida por las bacterias, que provoca la resistencia hidráulica en la filtración (Fane *et al.*, 1993). La membrana tubular es el tipo de membrana menos afectado por el ensuciamiento (AWWA, 1992). Según sus fabricantes, las partículas superiores a 13 μm no causan oclusión de los poros. Sin embargo, existen otros aspectos del ensuciamiento que deben ser considerados como: el deterioro bacteriológico o bioensuciamiento, la interacción hidrofóbica-hidrofílica y otros mecanismos no relacionados con el tamaño que exhiben los poros.

A pesar de los problemas de ensuciamiento ligados a ellas, las membranas de micro y ultrafiltración resultan extraordinariamente atractivas, ya que ofrecen la posibilidad de clarificar y desinfectar simultáneamente, sin el riesgo de que se formen compuestos organo-halogenados (Ben Aim *et al.*, 1993) de manera que el

cloro puede emplearse solamente en las dosis mínimas requeridas por la normativa.

Es primordial para que las membranas de ultra y microfiltración puedan presentar la capacidad de desinfectar efluentes, que éstas eliminen virus, pues la eliminación de bacterias es una propiedad que se les presupone, dado los tamaños de poros que exhiben. De entre estas técnicas, la microfiltración de baja presión está resultando particularmente eficaz. No es sorprendente que el empleo de la ósmosis inversa proporcione la eliminación completa de *poliovirus* presentes en efluentes de cloacas (Jacangelo *et al.*, 1991). Sin embargo, puede serlo que Bechtel *et al.* (1988) hayan observado que membranas de ultrafiltración, con umbrales de corte de 100.000 Daltons, pueden conseguir una eliminación de estos virus del 99,9 %. Incluso membranas de microfiltración pueden rechazar virus sin necesidad de formar previamente una capa dinámica más selectiva (Heralth *et al.*, 1998).

Otros autores han demostrado que la ultrafiltración con membranas de fibras huecas es capaz de retener virus (Belfort *et al.*, 1976; Jacangelo *et al.*, 1991) y puede ser aplicada a la detección de virus en aguas (Grohmann, 1993). Para la microfiltración, Hou *et al.* (1980) han encontrado que la eliminación de *poliovirus* de agua de grifo por medio de membranas MILLIPORE de nitrato de celulosa de 0,22 μm de diámetro era de un 54%. Este porcentaje pudo aumentarse hasta el 99 % empleando una membrana electropositiva (Zetaplus) y disminuirse a un 35 % empleando una membrana electronegativa. Estos resultados apoyan el uso, bajo condiciones apropiadas, de las membranas de microfiltración para conseguir altas retenciones de virus.

Sadr Ghayeni *et al.* (1996) han realizado ensayos donde la microfiltración se ha empleado como pretratamiento de un efluente secundario, antes de someterlo a

un proceso de ósmosis inversa. La operación se ha realizado trabajando en el flujo crítico de la membrana de microfiltración. El concepto de flujo crítico de la membrana será analizado con mayor detalle en capítulos posteriores, por tanto, en este momento sólo cabe decir que define un flujo de permeación constante a lo largo de toda la operación de filtración. La transmisión de *poliovirus* a través de las membranas de 0,2 μm de microfiltración ha sido minimizada operando a presión baja, con flujo tangencial y en presencia de biomasa. Para aquellas alimentaciones que contenían niveles significativos de contaminación bacteriana, se ha observado el paso de pequeñas bacterias, de 0,2-0,3 μm .

Por su parte, Madaeni *et al.* (1995) han realizado un estudio sobre la transmisión de virus a través de membranas de microfiltración, comparándolos con estudios paralelos de ultrafiltración. Para estos estudios, los autores han elegido el *poliovirus* como un virus humano representativo, y *Escherichia coli* (*E. coli*) como ejemplo de bacteria. Las membranas empleadas han sido la MILLIPORE (GVHP) de 0,22 μm de tamaño nominal de poro y una membrana de ultrafiltración Amicon de polisulfona, con un umbral de corte de 30.000 Daltons. Ambas membranas presentaban una ligera carga negativa. Las observaciones por microscopía electrónica mostraron que los virus fueron retenidos por adsorción y por la formación de un depósito matriz sobre y dentro de la membrana. *E. coli* proporcionaba lugares para la adsorción, además de ayudar a bloquear y obstruir los poros, por tanto se comportaba como una barrera secundaria a los virus. En cambio, para la ultrafiltración, la retención fue siempre total debido al tamaño de los virus. En resumen, los autores encontraron que la ultrafiltración es capaz de eliminar los virus completamente y la microfiltración puede hacerlo de forma significativa a bajas presiones y en presencia de partículas de talla superior.

En Sidney, Australia, se han realizado estudios a escala piloto (Peters y Pedersen, 1990) empleando la técnica de microfiltración como tratamiento terciario. El proceso, realizado con una unidad MEMCOR permitió la total eliminación de los indicadores de patogenicidad (bacterias y virus), así como la reducción significativa de la DBO, de la turbidez, del contenido en aceites y grasas, de los metales pesados y del fósforo además de la evidente eliminación total de los sólidos en suspensión.

El proyecto de investigación “Tratamiento avanzado de agua residual doméstica: Microfiltración de agua residual doméstica para la desinfección y eliminación de fósforo”, financiado por el Gobierno alemán, tiene como objetivo demostrar la viabilidad y competitividad económica de la microfiltración en la desinfección y eliminación del fósforo (Dittrich *et al.*, 1996). El estudio se realiza en tres plantas diferentes de MF a escala piloto; las membranas empleadas tienen diámetro de poro de 0,2 μm y se emplea el efluente secundario de una planta de Berlín. Las bacterias se eliminan completamente, los enterovirus quedan por debajo del límite de la directiva de agua para baño de Estados Unidos; en cuanto al fósforo, con una pequeña dosis de precipitante férrico, se alcanzan concentraciones de 50 $\mu\text{g/l}$.

Langlais *et al.* (1992) han estudiado la microfiltración después de un proceso de biofiltración, ya que los métodos convencionales de desinfección de agua residual presentan todos una gran sensibilidad a las variaciones en la calidad del influente que les llega. La microfiltración a través de una unidad MEMCOR de 0,2 μm de tamaño de poro consigue eliminar todos los gérmenes fecales, tenias y huevos de ácaros presentes en el efluente. Además, la DQO y la DBO₅ son reducidas, al igual que la turbidez y los sólidos en suspensión.

En conclusión, si la MF permite mejorar considerablemente la calidad de un agua depurada, el principal problema para su desarrollo consiste en conseguir flujos de valor compatible con los imperativos económicos. Además, cada sistema alimentación/membrana constituye un caso particular. El primer problema que se plantea es la determinación del flujo según las condiciones de operación. Ese es el objetivo principal del estudio experimental que sigue.

OBJETIVO DE LA PRESENTE INVESTIGACIÓN:

El objetivo principal de la investigación expuesta en esta memoria ha sido analizar la microfiltración tangencial a través de membranas inorgánicas en el tratamiento avanzado de un efluente de lodos activos. De esta manera, se ha intentado mejorar la calidad del agua depurada procedente de la EDAR de S/C de Tenerife, vistas las grandes posibilidades que las tecnologías de membranas presentan en este tipo de operaciones.

En una primera parte de la investigación, realizada en una unidad a escala laboratorio, se han estudiado la influencia de los diferentes parámetros de operación sobre el flujo de filtración y la selectividad de la membrana hacia los diversos parámetros y se han definido los fenómenos de ensuciamiento implicados.

En una segunda etapa, ha primado el ensayo de diversos medios para incrementar el flujo de permeación. Entre ellos ha destacado la filtración bifásica, que también ha sido analizada para otras alimentaciones y por tanto, se ha realizado un estudio de la influencia de estos métodos sobre la filtración.

Capítulo 3
TÉCNICA EXPERIMENTAL: FLUJO EN
FILTRACIÓN FRONTAL

1. UNIDAD EXPERIMENTAL Y METODOLOGÍA

1.1 Metodología

1.1.1 Unidad experimental

El estudio se ha realizado en una unidad, compuesta esencialmente por los elementos siguientes (Figura 3.1):

- *Un tanque de alimentación* de 5 l de capacidad;
- *Un sistema de termorregulación* asociado a un sistema de *agitación*;
- *Una bomba de tornillo sin fin* (0 a 2 m³/h bajo 4 bares) compuesta de dos engranajes interiores helicoidales: el rotor y el estátor, entre los cuales existen dos volúmenes cerrados que se desplazan siguiendo las hélices. El rotor está realizado en acero y el estátor en caucho sintético;
- *Un módulo tubular* de filtración Micro-Carbosep 40, realizado en acero inoxidable, dotado de un diámetro interno de 10,35 mm y una longitud de 530 mm;
- *Una válvula reguladora* que permite someter a presión el módulo de filtración y controlar dicha presión;
- *Dos manómetros*, uno a la entrada y el otro a la salida del módulo;
- *Un rotámetro* Fischer-Porter (caudal máximo de 25 l/min);

El conocimiento de las presiones a la entrada y salida del módulo de filtración (P_1 y P_2) permite determinar la presión de operación por media aritmética:

$$\Delta P = \frac{P_1 + P_2}{2} \quad (3.1)$$

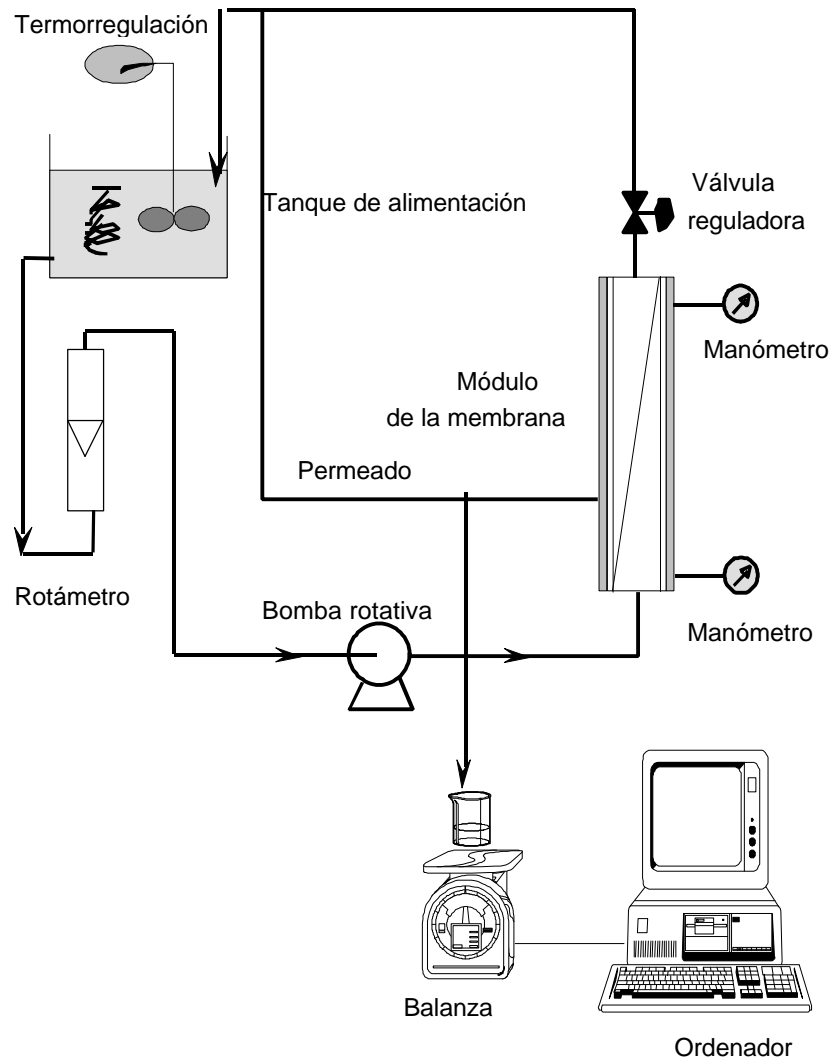


Figura 3.1 Unidad experimental. Microfiltración tangencial de agua residual depurada.

1.1.2 Alimentación

El agua residual depurada procede de la estación depuradora de Santa Cruz de Tenerife que comprende un pretratamiento clásico y una sedimentación primaria, seguida por un proceso de lodos activados, siendo la carga volumétrica alrededor de 1,6 kg DBO₅ /m³ día. La toma de muestras se ha llevado a cabo recogiendo directamente el agua residual depurada del rebosadero del clarificador secundario. En cada toma de muestra se ha recogido aproximadamente 75 l de agua, repartidos en 3 depósitos plásticos de 25 l cada uno que se han mantenido refrigerados hasta el momento de su utilización.

1.1.3 Membrana

1.1.3.1 Características de la membrana

Los ensayos han sido realizados sobre una membrana inorgánica Carbosep suministrada por la empresa Tech-Sep. Esta membrana es tubular y asimétrica; está constituida de un soporte carbonoso sobre el cual se encuentra depositada una capa activa delgada de dióxido de zirconio. El área de la superficie filtrante es 75 cm². Las características principales se exponen en la Tabla 3.1.

El diámetro medio de poro de la membrana M14, dado por el fabricante, es de 0,14 µm. Sin embargo, un estudio por microscopía electrónica y porosimetría de mercurio realizado por Rjimati y Grasmick (1990) ha mostrado la discrepancia existente entre los valores dados por el fabricante y los valores obtenidos. Tales diferencias se achacaron a la disminución de porosidad en la zona dispuesta entre la capa activa y el soporte (Elmaleh y Naceur, 1991).

Tabla 3.1 Características principales de la membrana CARBOSEP M14.

soporte	carbono
capa activa	ZrO ₂
longitud	400 mm
diámetro interior	6 mm
diámetro exterior	10 mm
diámetro de poro	0,14 m
presión diferencial máxima	4 bares
presión de funcionamiento	0-10 bares
pH de operación	1-14

1.1.3.2 La membrana de referencia o standard

Una membrana puede ser caracterizada por ciertas propiedades macroscópicas como la selectividad o el umbral de corte. El progresivo ensuciamiento que sufre la estructura porosa de la membrana debido a su uso modifica tales características por lo que se hace necesario establecer un estado de referencia antes de cada ensayo de filtración.

Generalmente, la medida de la permeabilidad al agua es el parámetro empleado para caracterizar el estado de referencia de la membrana. La medida de

este parámetro se realiza con agua de referencia.

La definición del agua a emplear en la caracterización de una membrana depende, lógicamente, del umbral de corte de la membrana a caracterizar. Por ejemplo, Mercier (1997) al estudiar la ultrafiltración a través de membranas con diámetro de poro de 20 nm ha empleado como disolvente de referencia agua de red, previamente filtrada a través de dos filtros PALL de 0,45 **m** y de **0,22 m**. Por su parte, Ghaffor (1995) ha empleado agua de red para caracterizar membranas con umbrales de corte de 300.000 Daltons, obteniendo flujos independientes de la velocidad tangencial y constantes a lo largo de 60 minutos de filtración. En este estudio se ha empleado también agua de la red de suministro. Se ha observado que durante la microfiltración de esta agua, el flujo de permeación ha sido casi estable a lo largo del tiempo, e independiente de la velocidad tangencial.

La membrana de referencia es la membrana obtenida después de una regeneración a condición que este proceso permita reproducir la permeabilidad. No es una membrana nueva sino una membrana ya utilizada y regenerada. Entre dos ensayos de filtración se verifica que las propiedades de la membrana regenerada son las de la membrana standard.

Se puede constatar que los flujos de permeación obtenidos por la membrana nueva y la membrana de referencia son similares (Figura 3.2). La resistencia de la membrana nueva es $2,13 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$ mientras que la resistencia de la membrana de referencia es $2,19 \cdot 10^{12} \text{ m}^{-1}$. El valor de la resistencia de la membrana de referencia es el que se emplea en los cálculos posteriores.

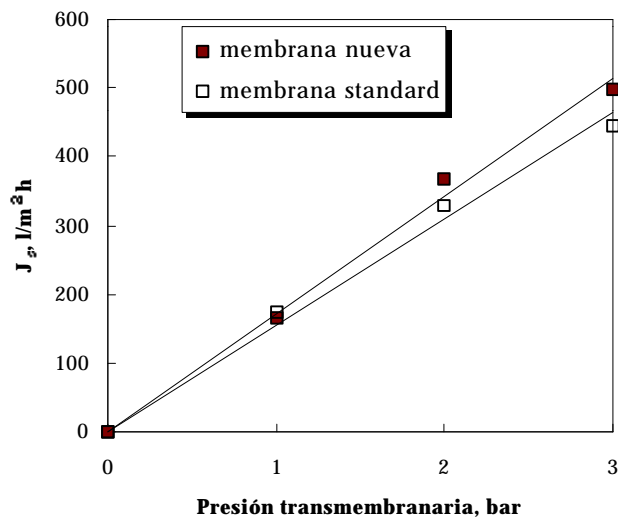


Figura 3.2 Evolución del flujo de permeación estacionario en función de la presión transmembranaria.

1.1.4 Velocidad de permeación

El flujo de permeación J es deducido de la medida continua de la masa de filtrado con una balanza electrónica SARTORIUS 3100 PS. Los datos de pesada son registrados por un ordenador dotado de tarjeta y programa de comunicación a intervalos de tiempo regulares Δt_e (generalmente $\Delta t_e = 60$ s). Los resultados obtenidos se convierten a flujo de permeado por la relación siguiente:

$$J = \frac{M(t + \Delta t_e) - M(t)}{\Delta t_e \cdot A \cdot r_F} \quad (1.2)$$

donde: J = flujo de permeación,	$L T^{-1}$
M (t+ Δt_e) = masa de filtrado en el instante (t+ Δt_e),	M
M(t) = masa de filtrado en el instante t,	M
Δt_e = período de muestreo,	T
A= superficie membranaria,	L^2
ρ_F = densidad del filtrado,	$M L^{-3}$

1.1.5 Temperatura de operación

Las experiencias de microfiltración de agua residual depurada se han realizado a una temperatura de 30°C. Este valor de la temperatura es bastante parecido a los valores observados en las instalaciones reales donde la temperatura del agua depurada oscila, a lo largo de todo el año, entre 20 y 25°C. A pesar de la disparidad entre el valor experimental de la temperatura y el valor que presenta en las instalaciones reales de transporte y almacenamiento, se sabe que los datos de flujo de permeado son extrapolables a temperaturas en torno a 25°C, dada la escasa influencia que 5°C de diferencia producen respecto a otras variables de operación (Naceur, 1989). De hecho, ensayos posteriores realizados a 25°C han dado lugar a los mismos resultados tanto en la evolución temporal del flujo como de selectividad.

1.1.6 Protocolo experimental

Cada ensayo de microfiltración se ha realizado con una membrana de referencia previamente regenerada por un lavado químico siguiendo la siguiente secuencia:

1. Lavado estático en disolución de hidróxido sódico al 3 % en peso a 50°C, durante 1 hora.

2. Lavado estático en agua destilada, durante 30 minutos.
3. Lavado estático en disolución de ácido nítrico al 3 % en peso a 70°C, durante 1 hora.
4. Lavado estático en agua destilada, durante 30 minutos.

El permeado ha sido devuelto, a intervalos regulares de tiempo, al tanque de alimentación. En todo momento, la concentración en el tanque de alimentación se ha considerado constante, ya que la cantidad de materia retenida sobre la membrana es despreciable, al igual que lo es el volumen de permeado que retorna al depósito frente al volumen total del depósito.

2. MÉTODOS ANALÍTICOS

Entre los parámetros que han sido analizados se encuentran: el pH, la conductividad, la demanda química de oxígeno (DQO), el nitrógeno amoniacal, los nitratos y los nitritos, el fosfato, la turbidez y el contenido en coliformes fecales.

pH

Se ha utilizado un pH-metro modelo 713 pH-Methrom, de 0,001 unidades de resolución, provisto de una sonda de temperatura Pt100 y de un electrodo combinado 6.0233.100 Methrom.

Conductividad

La medida se ha realizado siguiendo la norma SM-2510 B/ 89. Con este fin se emplea un conductivímetro Cole-Parmer modelo 1481-00 asociado a una cédula termostatzada a 25°C.

MES

La medida del contenido en sólidos suspendidos totales se ha efectuado siguiendo el método gravimétrico (SM- 2540 D/89). Para ello se toma un volumen de muestra, bien homogeneizada, que se filtra a través de un filtro de fibra de vidrio AP4004705 con tamaño de poro de 0,45 μm de masa conocida. Una vez concluida la filtración, el filtro junto con el residuo retenido se mantiene en estufa a 105 °C hasta alcanzar masa constante. El aumento de masa que experimenta el filtro representa el contenido de sólidos en suspensión con respecto al volumen de muestra tratado.

Turbidez

La medida se ha realizado siguiendo el método de absorción disponible en el espectrofotómetro HACH DR 3000, a una longitud de onda de 450 nm. El resultado de dicha medida se expresa en unidades FTU (unidades de turbidez de formazina), con una sensibilidad de 1 FTU. Dicha unidad es equivalente a la unidad nefelométrica de turbidez NTU.

DQO

La determinación se ha realizado siguiendo el método colorimétrico de

reflujo cerrado (SM-5220 D/ 89). De la muestra homogeneizada se toman 2,5 ml que se introducen en un vial al que se añade un volumen de 1,5 ml de la disolución de digestión constituida por $K_2Cr_2O_7$, H_2SO_4 y $HgSO_4$ además de 3,5 ml de reactivo de ácido sulfúrico que contiene Ag_2SO_4 y H_2SO_4 . A idéntico proceso se someten 2,5 ml de agua destilada que se emplean como blanco de la medida de la DQO. Una vez los viales preparados se agitan con cuidado y se colocan en un digestor de bloque a una temperatura de 150 °C durante 120 minutos. Transcurridas las dos horas de digestión, los viales se retiran del digestor y se les deja enfriar a temperatura ambiente agitándolos varias veces. La medida de la DQO se realiza en un espectrofotómetro HACH DR 3000, a una longitud de onda de 600 nm, tomando como blanco el agua destilada. La sensibilidad del método es de 1 mg/l.

Nitrógeno amoniacal

El nitrógeno amoniacal se ha medido siguiendo el método SM-4500- NH_3 C/ 89. Se coloca la muestra en una celda de 25 ml, y en otra idéntica se colocan 25 ml de agua destilada que se emplean como blanco. A ambas celdas se le añaden 1 ml de disolución de sal de Rochelle-alcohol polivinílico y 1 ml de reactivo de Nessler. Tras un período de reacción de 1 minuto se procede a la medida de absorción de la muestra a una longitud de onda de 425 nm empleando el espectrofotómetro HACH DR 3000. La lectura del equipo se da en mg/l de $N-NH_3$.

Fosfato

Se ha realizado la medida siguiendo el método SM-4500-PC/89. La muestra se coloca en una celda de 25 ml y un blanco de agua destilada se deposita en otra celda idéntica. A ambas celdas se añade 1 ml de reactivo de molibdo vanadato y se

deja un período de reacción de 3 minutos; transcurridos los cuales se procede a la lectura de la absorbancia de la muestra a una longitud de onda de 430 nm. El equipo expresa el resultado como mg/l de PO_4^{3-} presentes en la muestra.

Distribución granulométrica

La granulometría de las suspensiones se ha realizado a través de un granulómetro láser COULTER LS cuyo rango de operación se encuentra entre 0,4 y 900 μm . El principio de dicho instrumento radica en la difracción de un haz láser por la acción de las partículas.

Coliformes fecales

La contaminación bacteriana ha sido cuantificada a través de la concentración en coliformes fecales realizada por medio del método Standard Methods 9222 B, denominado de filtro de membrana. La siembra tiene lugar filtrando a vacío 50 ml de la muestra (previamente diluida en el caso del efluente del clarificador secundario) sobre un filtro de membrana Millipore de tamaño de poro 0,45 μm HAWG 047 AO. Dicho filtro es depositado en placas de Petri desechables donde previamente se han colocado 2 ml del medio de cultivo MB000000F para coliformes fecales, junto con el ácido rosálico MB000000R, aditivo del anterior, empapando una almohadilla absorbente. El filtro que contiene las posibles colonias se deposita sobre el medio, procurando no dejar cámaras de aire entre éste y el filtro. Las placas de cultivo son incubadas, a continuación, en estufa, a 44°C durante

24 horas; transcurrido este plazo se procede al conteo de las colonias de color azul brillante. El resultado final del conteo de colonias encontradas ha de referirse a 100 ml de muestra.

Para llevar a cabo este tipo de análisis, todo el material empleado en la siembra es adecuadamente esterilizado por la acción de la llama directa. Por su parte, el material de vidrio y el agua destilada empleada en las diluciones es esterilizado por la acción de la temperatura y el vapor en un autoclave.

Capítulo 4
MICROFILTRACIÓN TANGENCIAL DE AGUA
RESIDUAL DEPURADA

1. DATOS EXPERIMENTALES

1.1 Introducción

Con el fin de establecer el modo de operación más adecuado para realizar los ensayos de microfiltración, se llevaron a cabo dos ensayos de filtración de 10 horas de duración cada uno. En el primero de ellos se reponía en el tanque de alimentación, cada 10 minutos de operación, el permeado producido en ese intervalo, es decir, se operaba en circuito cerrado; mientras, en el segundo ensayo se sustituía el mismo volumen de permeado producido cada 10 minutos por un volumen idéntico de alimentación fresca. La Figura 4.1 expone los resultados alcanzados para cada caso. Puede observarse, en primer lugar, que la evolución temporal de la densidad de flujo es análoga en cada caso, independientemente de que se reponga el volumen filtrado por permeado o por alimentación fresca, por tanto se puede operar sin problemas bajo circuito cerrado. Por otra parte, se ha establecido que el flujo estacionario ha sido prácticamente alcanzado al cabo de 2 horas de filtración de manera que los futuros ensayos de filtración serán de esta duración. Los datos de flujo de permeación y de las medidas analíticas realizadas a lo largo de estos ensayos se presentan en el anexo I.

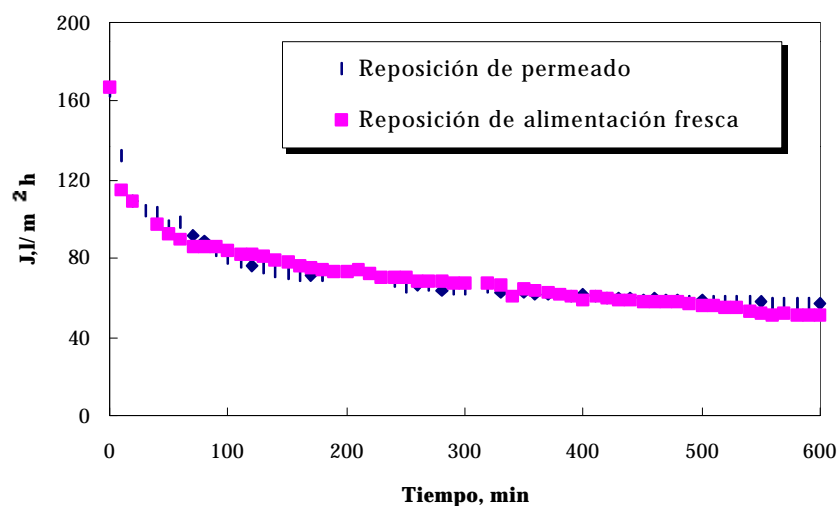


Figura 4.1 Evolución temporal de la densidad de flujo de permeado. $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 2$ bares.

1.2 Efecto de la MFT sobre la calidad del agua residual depurada

Del análisis de los parámetros físicos, químicos y microbiológicos en los ensayos se puede deducir, como conclusión principal, que las condiciones de operación no afectan la retención de la membrana hacia ninguna especie en particular. Así, un permeado obtenido a 3 m/s y 1 bar es similar al obtenido a 2 m/s y 3 bares.

pH

El pH no sufre modificaciones significativas, si bien se observa una ligera subida (Tabla 4.1).

Tabla 4.1 Resultados analíticos de las alimentaciones y de los permeados. Microfiltración tangencial de agua residual depurada. $\Delta P = 1$ bar; U_L variable

Parámetros	Velocidad tangencial (m/s)					
	1		2		3	
	A	P	A	P	A	P
pH	7,8	8,6	7,8	8,6	7,8	8,5
Conductividad, $\mu S/cm$	1570	1590	1620	1620	1630	1600
MES, mg/l	22	-	19	-	15	-
Turbidez, FTU	34	10	33	7	31	6
DQO Total, mg/l	109	32	79	41	99	39
N-NH ₃ , mg/l	20,5	26	15,7	24	15,7	18,2
PO ₄ ³⁻ , mg/l	37	34,5	38,2	34	38,5	35
Coliformes fecales, col/ 100ml	-	0	-	0	-	0
Diámetro medio de las partículas, μm	75	35	87	2	59	2

NOTA: A= alimentación; P= permeado

Conductividad

La conductividad no experimenta cambios apreciables. Si se analizan las Figuras 4.2 y 4.3, se observa que la alta conductividad de las aguas se debe principalmente a las concentraciones elevadas del anión bicarbonato y del catión sodio. La microfiltración tangencial no es una barrera selectiva de iones por lo que la concentración de éstos no se ve afectada y, por consiguiente, tampoco los valores de la conductividad.

MES

La membrana M14 actúa como barrera total de los sólidos en suspensión, lo cual resulta totalmente justificado si se analiza la distribución granulométrica del agua depurada empleada. Las partículas presentes son, en su mayoría, superiores al diámetro de poro exhibido por la membrana (Figura 4.4).

Turbidez

La reducción de la turbidez resulta de la completa eliminación de la MES (Tabla 4.1).

DQO

La DQO total se ve reducida apreciablemente en un 60 % pues la microfiltración elimina la contaminación sólida (Tabla 4.1).

Para determinar la distribución, según tamaño, de los contaminantes presentes en el agua, se realizan una serie de filtraciones sucesivas a través de filtros calibrados de celulosa con diámetros de poro de 1,2; 0,22; 0,05 y 0,01 μm (Figura 4.5). Puede observarse que la fracción de partículas más afectadas por la microfiltración corresponde a las especies mayores de 1,2 μm , mientras las especies inferiores a 0,05 μm no son rechazadas, apareciendo en el permeado.

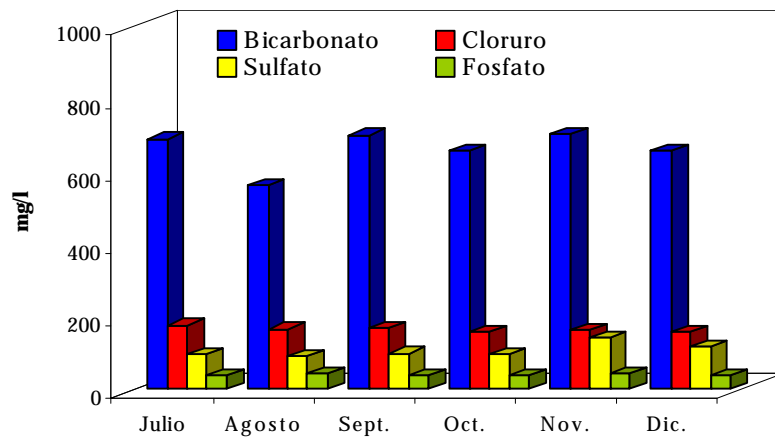


Figura 4.2 Concentración de aniones en el efluente secundario de la EDAR de S/C de Tfe. durante el último cuatrimestre de 1995 (Dpto.Ingeniería Química y T.F. de la Universidad de La Laguna, 1995).

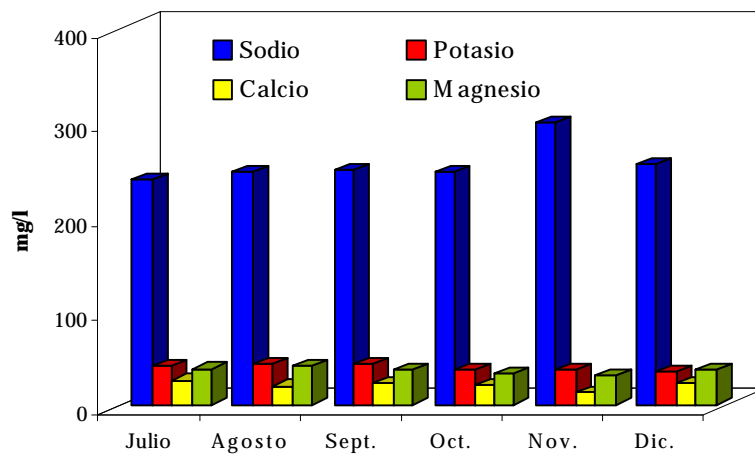


Figura 4.3 Concentración de cationes en el efluente secundario de la EDAR de S/C de Tfe. durante el último cuatrimestre de 1995, fecha de realización del estudio (Dpto. Ingeniería Química y T.F. de la Universidad de La Laguna, 1995).

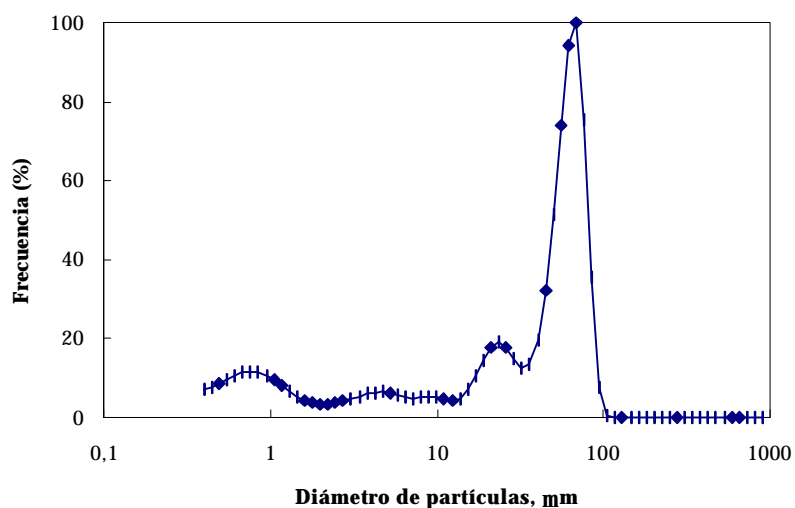


Figura 4.4 Distribución del tamaño de partículas presentes en el efluente secundario de la EDAR de S/C de Tfe.

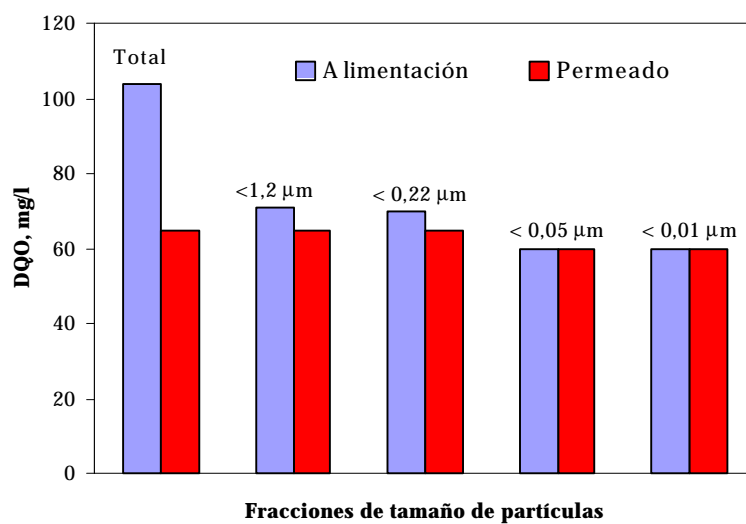


Figura 4.5 Distribución de la contaminación, expresada como DQO según las fracciones de tamaño.

Nitrógeno amoniacal

La ligera nitrificación que se observa al comparar cada alimentación con el permeado que produce, se debe, probablemente, a la oxidación que sufre el líquido en el circuito de la unidad (Tabla 4.1).

Fosfatos

La reducción de los fosfatos llega a ser significativa (Tabla 4.1). Sin embargo, como se ha comentado anteriormente, la membrana M14 no es una barrera eficaz en la retención de iones. Por tanto, este cambio de concentración de los fosfatos puede deberse a la agregación de estos iones entre sí y con otras especies dando lugar a especies de tamaño superior que sí pueden ser retenidas por los poros de la membrana. También es posible que esta reducción de los fosfatos se deba a un proceso de intercambio iónico entre la alimentación y la membrana (Lacoste, 1992) o bien a un proceso de “luxury uptake” por el cual los microorganismos presentes se alimentarían de estos iones fosfatos, reduciendo su concentración (Snets *et al.*, 1995).

Coliformes fecales

Se observa una eliminación total y completa de los coliformes fecales (Tabla 4.1). Este comportamiento es lógico si se considera que el tamaño de estas bacterias es superior al de los poros de la membrana. Este logro de la membrana M14 es particularmente interesante si el destino del agua microfiltrada es el riego agrícola.

Para determinar la distribución según tamaño de los contaminantes presentes en el agua, se realizan una serie de filtraciones sucesivas a través de filtros calibrados de celulosa con diámetros de poro de 1,2; 0,22; 0,05 y 0,01 μm (Figura 4.5). Puede observarse que la fracción de partículas más afectada por la microfiltración es la correspondiente a especies mayores a 1,2 μm , mientras las especies inferiores a 0,05 μm no son rechazadas, apareciendo en el permeado.

1.3 Evolución de la densidad de flujo del permeado

La variación de flujo a lo largo del tiempo de filtración responde a las formas clásicas de estas curvas: una primera etapa transitoria donde el flujo decrece rápidamente con el tiempo y una segunda donde el flujo tiende a alcanzar un valor estacionario (Figura 4.6). La primera etapa es relativamente corta, alcanzándose el flujo estacionario en los primeros 20-30 minutos de operación. Además, la velocidad con la que se alcanza el flujo estacionario es tanto mayor cuando las velocidades tangenciales son altas y las presiones de trabajo bajas. Cuando se filtran aguas procedentes de un clarificador secundario a través de membranas Kerasep de 0,2 μm el flujo producido depende de la carga de la planta de lodos activos (Pouet y Grasmick, 1995); Para el caso de cargas bajas se puede alcanzar 200 l/ $\text{m}^2 \cdot \text{h}$ a 1,7 bar y 3 m/s y, para el caso de alta carga, en idénticas condiciones, se puede llegar a 150 l/ $\text{m}^2 \cdot \text{h}$. Pero estos flujos no pueden mantenerse a lo largo del proceso y la membrana requiere frecuentes lavados. Sin embargo, en este estudio cuando se opera a 1 bar y 3 m/s, el flujo estacionario presenta un valor algo superior a 100 l/ $\text{m}^2 \cdot \text{h}$, valor que no decrece a lo largo del tiempo de filtración con lo cual el flujo estacionario es prácticamente el flujo inicial (Figura 4.7). Este comportamiento en

que el flujo permanece prácticamente constante desde el instante inicial responde al concepto de flujo crítico de la membrana. El flujo crítico se obtiene cuando el retroflujo de la pared de la membrana hacia el núcleo turbulento es igual al flujo de partículas que se depositan (Kwon y Vigneswaran, 1998). En esas condiciones no hay depósito, y el flujo de permeación conserva su valor inicial. La diferencia de comportamiento que se observa entre los resultados obtenidos en este caso y los obtenidos en estudios previos puede deberse a que las características químicas de la alimentación y su interacción con la membrana se encuentran particularmente predispuestas para la producción de altos flujos críticos (Bowen *et al.*, 1996).

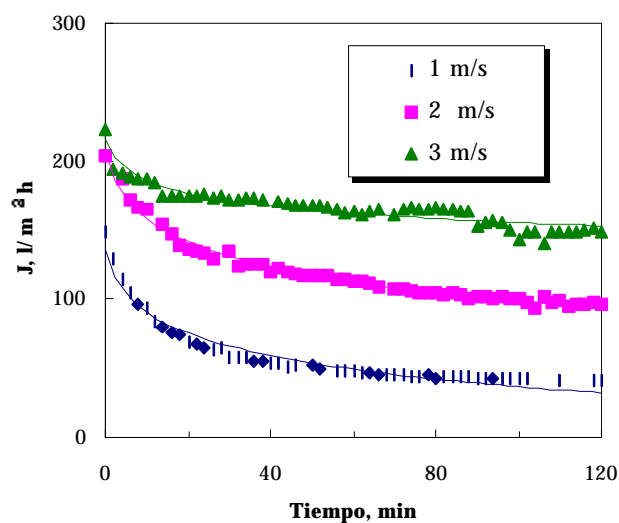


Figura 4.6 Evolución temporal del flujo de permeación a diferentes velocidades tangenciales. $\Delta P= 2$ bares.

El flujo estacionario que se obtiene a 3 m/s y 1 bar es muy próximo al que se obtiene en las mismas condiciones operativas cuando el líquido a filtrar es agua de red (Figura 4.8). La filtración de agua de red corresponde al caso en que no hay partículas y en consecuencia, a una ausencia de resistencia por formación de torta;

por tanto, operar a 3 m/s y 1 bar con el agua depurada representaría la situación más deseable desde el punto de vista operativo.

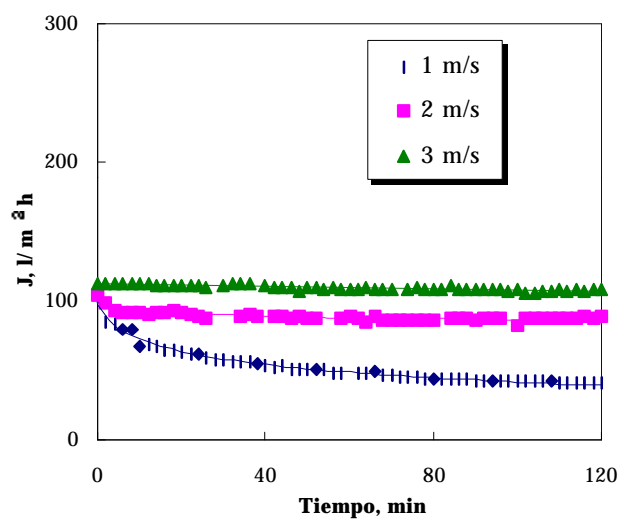


Figura 4.7 Evolución temporal del flujo de permeación a diferentes velocidades tangenciales. $\Delta P = 1$ bar.

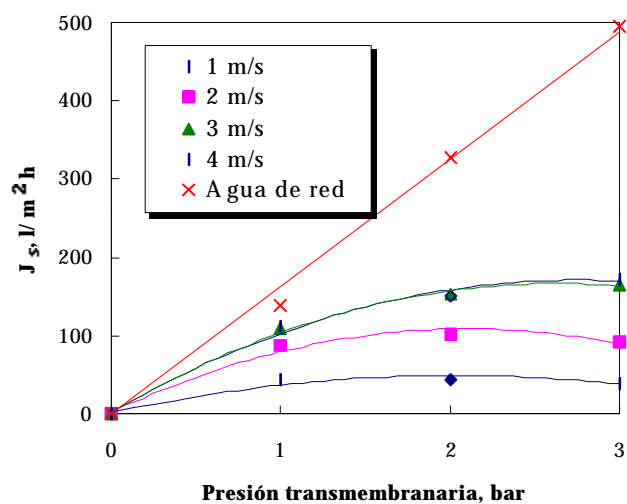


Figura 4.8 Flujo estacionario en función de la presión transmembranaria para agua de la red de abasto y agua residual depurada.

Por otro lado, el flujo estacionario, para un mismo valor de la velocidad tangencial, alcanza un valor límite y prácticamente constante al pasar de 1 a 3 bares. Por lo tanto, un aumento de la presión transmembranaria no consigue una mejora del flujo de permeado.

Asimismo, se ha observado para todos los ciclos de filtración analizados, que la densidad de flujo aumenta con la velocidad tangencial, pero acercándose a un valor prácticamente asintótico entre 3 y 4 m/s (Figura 4.9). Por ello no se operó a valores de velocidad tangencial superiores a 4 m/s.

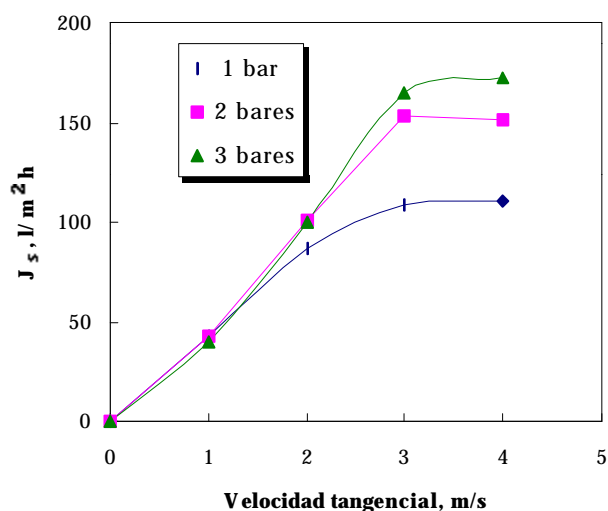


Figura 4.9 Flujo estacionario en función de la velocidad tangencial.

Existe una ligera tendencia a la disminución del flujo según aumenta la presión, debido posiblemente a la compresión y deformación del depósito de las partículas sobre la capa activa por la acción de la presión de trabajo (Figura 4.8). Esta observación es análoga a la registrada por Anderson *et al.* (1986) al filtrar efluentes ricos en glucosa sobre una membrana de polietileno. Mahamadou (1992) lo observó para la filtración de suspensiones de almidón sobre membranas de alúmina, Lacoste (1992) para el caso de suspensiones biológicas sobre membranas en óxido de zirconio y Elmaleh y Abdelmoumni (1997) para bacterias anaerobias. En todos los casos citados se llega a la conclusión de que aumentar la presión sólo consigue el aplastamiento del depósito sobre la membrana, disminuyendo así la porosidad y por consiguiente el flujo de permeado.

Por otra parte, la importancia que presenta la posible formación de un depósito de partículas sobre las paredes de la membrana, como responsable del descenso del flujo de permeación de la membrana de microfiltración, se ve

reforzada con la experiencia de microfiltración de agua prefiltrada a través de M14. Es decir, cuando se somete a microfiltración el permeado obtenido bajo las mismas condiciones operativas. En este caso, la curva de evolución del flujo de permeación es muy similar a la obtenida con agua de red (Figura 4.10).

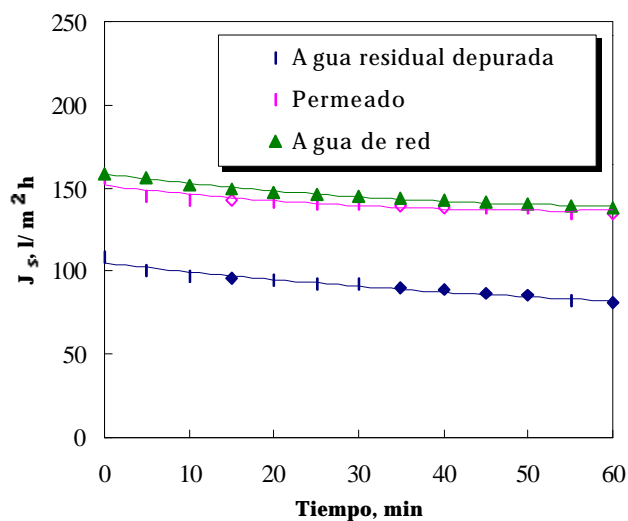


Figura 4.10 Evolución del flujo de permeación para tres alimentaciones diferentes. $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$.

Los resultados obtenidos conducen a establecer como hipótesis inicial que el principal fenómeno colmatante es la formación de un depósito aglutinador de partículas. Este depósito presentaría una resistencia al flujo mínima cuando se opera a 1 bar y 3 m/s, condiciones que corresponden a un flujo crítico bastante aceptable.

2. MODELIZACIÓN

El fenómeno de ensuciamiento de la membrana con una alimentación tan complicada como la que se estudia es muy difícil de explicar por modelos referidos

únicamente a consideraciones mecánicas. Los modelos clásicos de filtración resultan insuficientes para el sistema en estudio.

El modelo de Bowen *et al.* (1996), basado en un cálculo fundamental de las interacciones coloidales entre partículas, conduce a la predicción del flujo como función del tamaño de las partículas, del potencial zeta o carga de superficie y de la fuerza iónica. Pero, desafortunadamente, un efluente secundario es demasiado complejo y no está suficientemente caracterizado para permitir el uso de tal modelización con parámetros no ajustables.

Por otra parte, el modelo general de microfiltración propuesto por Liu (1992), en el que se intentan englobar todos los fenómenos mecánicos que intervienen en un proceso de microfiltración, no puede predecir un flujo crítico como el observado experimentalmente.

Finalmente, aunque para el caso en estudio las concepciones básicas del modelo de Song y Elimelech (1995) no se cumplen, se ha recurrido al cálculo del número de filtración desarrollado por estos autores con el fin de visualizar la importancia del depósito de partículas. Para todos los ciclos de filtración, el radio medio se puede considerar 20 μm , lo que conduce a un número de filtración N_F siempre muy superior a 15. Por tanto, se ve reforzada la posibilidad de la existencia de un depósito que regule la actuación de la membrana.

Es necesaria una mayor profundización para establecer el mecanismo de ensuciamiento. Por ello, se ha optado por una aproximación al problema de carácter más ingenieril, el análisis dimensional.

3. INTERPRETACIÓN POR ANÁLISIS DIMENSIONAL

En el estado estacionario el flujo viene dado por la expresión:

$$J_s = \frac{P}{\mathbf{m}(R_m + R_f)} \quad (4.1)$$

R_f es la suma de las resistencias introducidas por todos los procesos de ensuciamiento, y es una función de la densidad, la presión transmbranaria y la velocidad tangencial (Assadi y White, 1992). El análisis factorial de las dimensiones de masa, longitud y tiempo permite obtener dos cantidades adimensionales :

$$\frac{\mathbf{r} U_L^2}{P} \text{ y } \frac{\mathbf{m} R_f U_L}{P}$$

$\frac{\mathbf{r} U_L^2}{P}$ es similar a la inversa de un número de Euler a veces llamado número de unidades de energía (Le Goff, 1979). ρU_L^2 es la energía mínima por unidad de volumen disipada por el transporte de agua a través del elemento tubular; esta cantidad está relacionada con la cizalladura τ **en la pared que es calculada** según la ecuación:

$$\frac{f}{2} = \frac{\mathbf{t}}{\mathbf{r} U_L^2} \quad (4.2)$$

donde $f/2$ es el factor de fricción cuyo valor es función del número de Reynolds, $Re = \frac{\mathbf{r} U_L d}{\mathbf{m}}$, donde d es el diámetro del elemento de filtración. El factor de

fricción se puede obtener por alguna de las siguientes expresiones:

$$\frac{f}{2} = \frac{8}{\text{Re}} \quad \text{para } \text{Re} \leq 2.500 - 4.000 \quad (4.3)$$

$$\frac{f}{2} = 0,023 \text{Re}^{-0,20} \quad \text{para } 5.000 \leq \text{Re} \leq 200.000, \text{ para tubos lisos} \quad (4.4)$$

La Tabla 4.2 da los valores calculados del Re y de la cizalladura según la velocidad tangencial de operación.

Tabla 4.2 Valores calculados de Re, $f/2$ y τ para las condiciones experimentales empleadas.

U (m/s)	Re	f/2	t (Pa)
1	6 000	0.004	4
2	12 000	0.0035	14
3	18 000	0.0032	29
4	24 000	0.0031	50

El factor de fricción se calcula por las ecuaciones (4.3 o 4.4). La ecuación (4.4) es válida para el caso de una tubería sin rugosidad. En el caso de conducciones con rugosidad el factor de fricción es constante en régimen turbulento, como lo muestra el gráfico de Moody. En este caso, el factor de fricción presenta un valor medio de 0,0036 con una desviación standard de 0,0003, lo que significa que se puede considerar como una constante. El término ρU_L^2 , como ya se comentó anteriormente, se encuentra relacionado con el factor de fricción de forma que el

número $\frac{r U_L^2}{P}$ puede ser expresado también como:

$$\frac{t}{\frac{f}{2}P} \quad (4.5)$$

$\frac{r U_L^2}{P}$ compara, en conclusión, el esfuerzo de cizalladura con la presión transmembranaria, por lo que se llamará número de cizalladura, N_s .

Este número también se puede expresar empleando la caída de presión a través del elemento tubular. El número de unidades de energía, NUE, se define según:

$$NUE = \frac{\Delta P}{r U_L^2} \quad (4.6)$$

NUE está relacionado con el factor de fricción por la expresión:

$$NUE = \frac{A}{\Omega} \frac{f}{2} = \frac{4L}{d} \frac{f}{2} \quad (4.7)$$

donde A/Ω es la relación entre el área superficial de la capa activa y la sección del elemento tubular de diámetro interno d [L] y longitud L [L].

El número de cizalladura está relacionado con el número de unidades de energía a través de:

$$N_s = \frac{\Delta P}{NUE P} \quad (4.8)$$

Esto significa que N_s compara la energía mecánica necesaria para que tenga lugar el transporte con la energía mecánica de transferencia.

El otro número adimensional que se obtiene del análisis dimensional es $\frac{m R_f U_L}{P}$, que también puede expresarse en la forma: u/J_f , donde J_f es el flujo a través de un medio poroso de resistencia R_f . Este otro número compara el transporte convectivo en el elemento tubular con el flujo a través de una capa, llamada capa de ensuciamiento (Elmaleh *et al.*, 1998) y cuya resistencia sería R_f . A este número se le denominará número de ensuciamiento o de resistencia; puede ser visto como la inversa de un número de Stanton y se denota N_f .

Assadi y White (1992) han encontrado, para el caso de la microfiltración de suspensiones de partículas sólidas de hidróxido de magnesio, que al representar el número de ensuciamiento frente al número de cizalladura se obtenían líneas rectas de pendiente negativa, donde la intersección con el eje N_s correspondía a un valor de la velocidad tangencial para el cual la capa de ensuciamiento desaparecía.

$$N_f = a + b N_s \quad (4.9)$$

Cuando la resistencia del ensuciamiento es nula, la ordenada del origen de las rectas referidas viene dada por la expresión:

$$a = -\frac{b r U_{LC}^2}{P} \quad (4.10)$$

donde U_{LC} es la velocidad crítica que hace desaparecer el ensuciamiento. Esta propiedad de las tortas ha sido observada por Green y Belfort (1980).

Es interesante observar que una transformación adecuada de la ecuación

(4.9) conduce a:

$$R_f = \frac{a}{m} \frac{P}{U_L} + \frac{b r}{m} U_L \quad (4.11)$$

Por tanto, R_f es aproximadamente proporcional al espesor de la capa de ensuciamiento, el primer término $a P / U_L$ representa la velocidad a la cual se forma la capa de ensuciamiento. El segundo término, $b r / U_L$, es una medida de como la capa de ensuciamiento va siendo eliminada a causa de la cizalladura inducida en la pared del tubo membranario por el fluido. b puede estar entonces relacionado con la rugosidad de la superficie interna de la película de ensuciamiento que probablemente es independiente de la concentración de sólidos en la alimentación.

Un resultado similar al de Assadi y White (1992) han encontrado Elmaleh *et al.* (1998) para suspensiones de bacterias metanogénicas. Por el contrario, Elmaleh y Ghaffor (1996) en ultrafiltración de emulsiones de hidrocarburos han obtenido líneas rectas pero con pendiente positiva, evidenciando la imposibilidad de eliminar la resistencia inducida.

Los resultados experimentales, recalculados en términos de estos dos nuevos números adimensionales para el caso en estudio, se presentan en la Figura 4.11, donde se observa que los valores se ajustan a dos rectas. Cuando el valor del número de cizalladura es menor que 0,03, el número de ensuciamiento decrece linealmente. Para valores del número de cizalladura superiores a 0,03 el número de ensuciamiento permanece estacionario alrededor de 40.000. Este comportamiento indica la imposibilidad de eliminar completamente la resistencia debida al ensuciamiento por aumento de la velocidad tangencial.

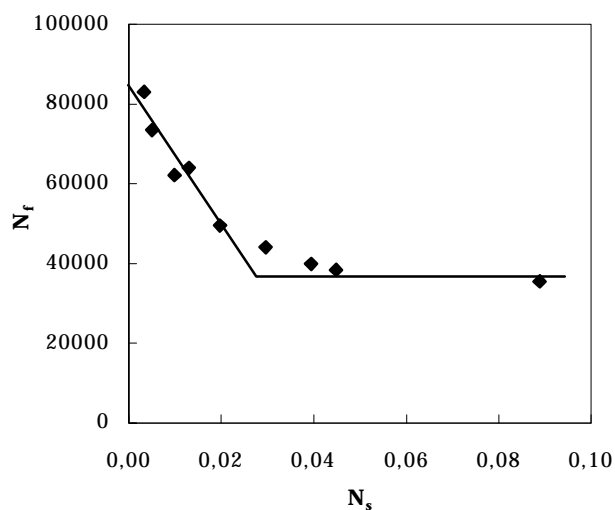


Figura 4.11 Evolución del número de ensuciamiento respecto al número de cizalladura.
(Todos los valores experimentales).

La relación que surge entre los números de ensuciamiento y cizalladura en la microfiltración de agua residual es diferente a la encontrada durante la filtración de otros tipos de alimentaciones; es posible generalizar los casos de filtración según tres tipos genéricos de gráficos (Elmaleh *et al.*, 1998). Por un lado, la filtración de sólidos indeformables tipo hidróxido de magnesio (Assadi y White, 1992) y la microfiltración de suspensiones de bacterias metanogénicas (Elmaleh *et al.*, 1998) conduce a rectas de pendiente negativa (Figura 4.12). En el caso de suspensiones donde coexisten bacterias, sólidos deformables, metabolitos, etc., como es el caso de un agua residual, la situación es similar pero no existe intersección con el eje N_s (Figura 4.11). Este sería el segundo tipo de curvas N_f vs. N_s . En el caso de ultrafiltración de emulsiones de hidrocarburos (Elmaleh y Ghaffor, 1996) se obtienen rectas de pendiente positiva constituyendo el tercer tipo (Figura 4.13).

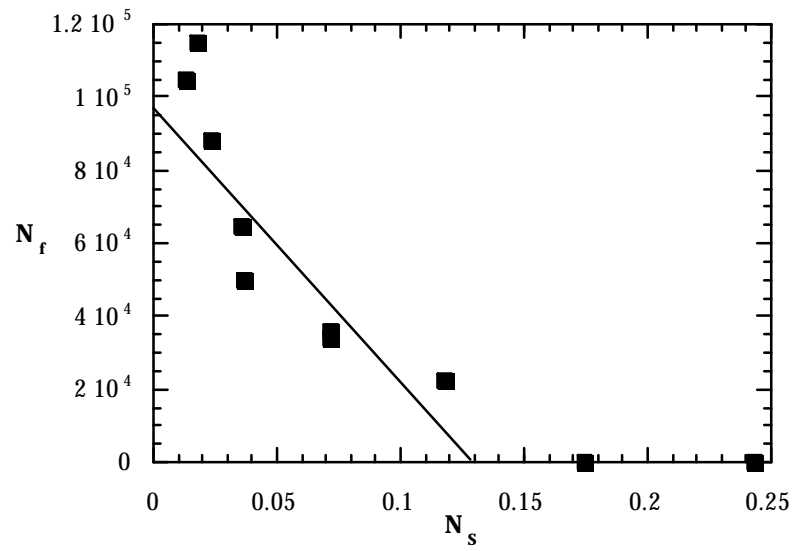


Figura 4.12 Número de resistencia en función del número de cizalladura para suspensiones metanogénicas (Elmaleh *et al.*, 1998).

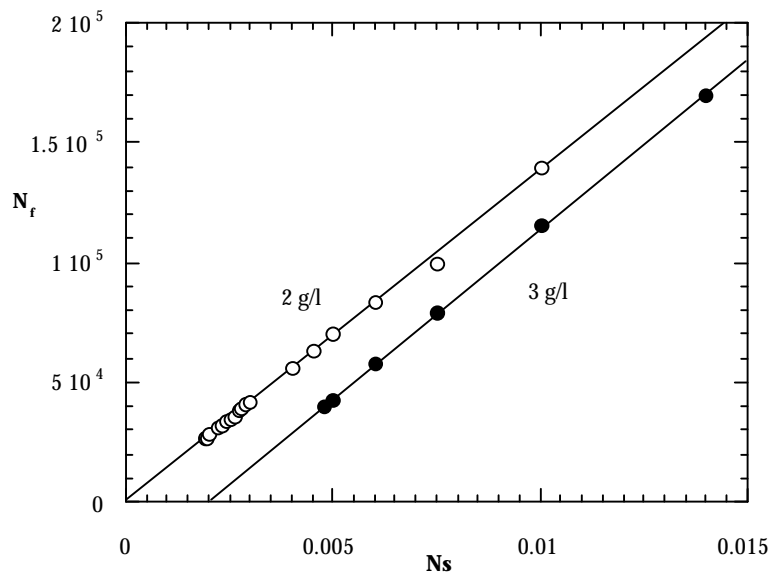


Figura 4.13 Número de resistencia en función del número de cizalladura para emulsiones de hidrocarburos a 2 y 3 g/l (Elmaleh y Ghaffor, 1996).

Ambos números, N_s y N_f no tienen en consideración, al menos de forma explícita, las interacciones físico-químicas que pueden tener lugar entre la suspensión y la membrana, pudiendo parecer poco satisfactoria esta aproximación de una operación tan compleja. Sin embargo, la buena correlación entre ambos parámetros permite predecir fácilmente el flujo estacionario para diferentes valores de las variables operativas. Constituyen una base comparable a las correlaciones de intercambio de materia o calor representadas por variaciones de los números de Stanton o de Nusselt frente al número de Reynolds.

Conclusión: *A partir de los datos disponibles, se puede concluir que el ensuciamiento implicado en la microfiltración tangencial de agua residual depurada parece resultar de un ensuciamiento de naturaleza reversible debido a la formación de un depósito de partículas sobre la superficie de la membrana, y al mismo tiempo, de un ensuciamiento irreversible, al menos por la acción de la velocidad tangencial, debido a la adsorción de metabolitos y/o bacterias en la membrana.*

La dificultad de encontrar modelos que cuantifiquen adecuadamente el proceso de microfiltración tangencial de una alimentación tan compleja, ha obligado a recurrir a una interpretación por medio del análisis dimensional. Como resultado, se han utilizado dos números adimensionales (N_f y N_s), cuya relación permite predecir el flujo estacionario para unas condiciones determinadas.

El siguiente paso será luchar contra el ensuciamiento, con el fin de mantener flujos de permeación más elevados; son numerosas las técnicas empleadas para evitar la colmatación de las membranas; conocerlas y analizar las ventajas e inconvenientes de cada una de ellas será el objetivo del capítulo que se presenta a continuación.

Capítulo 5
LA MEJORA DEL FLUJO DE PERMEACIÓN.
ELEMENTOS DEL FLUJO BIFÁSICO

1. MÉTODOS PARA INCREMENTAR EL FLUJO DE PERMEACION

1.1 Introducción

El principal obstáculo económico que presenta la filtración tangencial radica en los bajos flujos. En la actualidad sólo se pueden alcanzar entre los 50 y 150 l/m² h trabajando dentro de un nivel de consumo energético óptimo (Mercier, 1997). Suponiendo un flujo de permeación medio de 150 l/ m²· h, para tratar la totalidad del efluente secundario generado en S/C de Tenerife se necesitarían aproximadamente 4.500 m² de superficie membranaria.

1.2 Medios de lucha contra el ensuciamiento de la membrana

Siempre como primer paso es necesario elegir la membrana con un diámetro de poro tal que la colmatación interna sea imposible. Una vez se está operando, es posible eliminar o reducir la colmatación por medio de diferentes técnicas o bien, esperar a que el ensuciamiento haya adquirido unas proporciones tales que haga inviable el proceso de manera que haya que detenerlo y practicar el lavado de la membrana.

Howell (1992) clasifica los medios de lucha contra el ensuciamiento atendiendo a sí estos se basan en la modificación química de la superficie de la membrana, en la mejora hidrodinámica del sistema o bien en la limpieza regular de las instalaciones, lo que requiere interrumpir el funcionamiento de las mismas. Richaud-Patillon (1990) considera que los métodos empleados en la reducción o eliminación de la colmatación se pueden englobar en dos categorías:

- los medios de acción mecánica que tienden a aumentar la cizalladura, empleados esencialmente en colmatación fácilmente reversible.
- los medios de acción físico-química, que tratan de impedir y modificar la colmatación superficial.

Entre los medios de acción mecánica, destacan el caudal tangencial pulsado, el lavado a contracorriente de la membrana, los promotores de turbulencias fijos o móviles o los ultrasonidos (Richaud-Patillon, 1990). Mientras entre los medios de acción físico-química se agrupan: el engrosamiento de las especies por coagulación-floculación, la electrofiltración o el lavado químico de la membrana.

Vigneswaran *et al.* (1994) prefieren distinguir entre técnicas antioclusivas, que intentan prevenir que las partículas alcancen la membrana y técnicas desoclusivas, cuya finalidad es eliminar aquellas especies que ya han ensuciado la membrana. Mientras las técnicas antioclusivas incluyen la floculación en línea, la electrofiltración, los promotores de turbulencias, la filtración tangencial de alta cizalladura, la estratificación térmica, etc., las técnicas desoclusivas comprenden el lavado a contracorriente, la pulsación del flujo del fluido, el uso de abrasivos, el lavado químico de la membrana o el empleo de ultrasonidos. Mercier (1997), ampliando la clasificación propuesta por Howell (1992), llega a una nueva clasificación que tiene en cuenta la compleja interconexión que existe entre los diversos fenómenos responsables de la colmatación. Este autor prefiere distinguir entre los métodos físico-químicos y los métodos hidrodinámicos, que permiten generar inestabilidades en el seno del fluido. A continuación se presentan los métodos de incremento del flujo según la clasificación de Mercier (1997).

1.2.1 Métodos físico-químicos

Se pueden diferenciar por una parte, los métodos en que se intentan modificar las propiedades físico-químicas de la membrana, o bien aquellos que intentan transformar la naturaleza de la alimentación.

1.2.1.1 Modificación de las propiedades físico-químicas de la membrana

Cuando llega el momento de plantear la modificación de las propiedades físico-químicas de una membrana, es necesario no perder de vista el hecho de que el comportamiento de éstas se encuentra íntimamente ligado a la naturaleza del material que constituye la capa filtrante. Por tanto, las interacciones membrana-soluto o membrana-disolvente pueden ser diferentes según el constituyente de la membrana. Y es necesario considerar que el tratamiento de cada membrana debe estar en función de su posterior aplicación. La modificación superficial de la membrana actuando sobre el pH, o bien sobre la fuerza iónica del medio, puede reducir las fuerzas de interacción, o el grado de afinidad cuando se trata de proteínas, entre las especies del medio y la membrana. Además, este método puede minimizar los riesgos de adsorción sobre la superficie o en el interior de los poros de aquellas especies que hayan podido penetrar en la estructura porosa.

Otra técnica es la electrofiltración, que utiliza la carga de los constituyentes de la suspensión para alejarlos de la membrana, la cual ha sido previamente polarizada bajo la acción de un campo eléctrico. Los estudios experimentales más sistemáticos han sido realizados por Wakeman y Tarleton (1987). Han investigado el proceso de electrofiltración en una membrana cilíndrica empleando un electrodo

tipo pantalla con un radio menor al radio interno de la membrana. Como resultado principal se ha observado que para una suspensión de rutilo, el campo eléctrico previene la formación de un sedimento en la membrana. Además, se ha constatado que con el fin de evitar la polarización de concentración, es mejor utilizar un campo eléctrico pulsante en lugar de uno constante (Wakeman y Tarleton, 1987). El flujo de filtrado puede ser linealmente proporcional a la magnitud del campo eléctrico aplicado (Visvanathan *et al.*, 1990). La eficacia del proceso depende tanto de la frecuencia de inversión de la polaridad como de la velocidad de circulación y de la presión aplicada. No obstante, los costes que implica han limitado el desarrollo de esta técnica a una mayor escala.

También existe la posibilidad de modificar las propiedades físico-químicas de una membrana por depósito de una capa de carbono o de polímeros, o bien actuar sobre las interacciones membrana-suspensión por medio de ultrasonidos que pueden destruir o impedir la formación de uniones entre las especies de la suspensión, o entre éstas y la membrana. Fleming y Schaule (1988) han demostrado la eficacia de los ultrasonidos en la limpieza de membranas orgánicas colmatadas por bacterias, dependiendo de la distancia entre la membrana y la fuente de ultrasonido. Los caudales obtenidos pueden ser de 6 a 10 veces superiores a los límites de una filtración simple (Tarleton y Wakeman, 1989; Porter, 1977).

1.2.1.2 Cambio de las propiedades físico-químicas de la alimentación

El tratamiento de la alimentación puede constituir una forma de evitar la colmatación. Por ejemplo, el flujo de un agua a través de una membrana depende de las propiedades de esta agua (Elmaleh y Naceur; 1991). Sin embargo, la presencia de electrolitos o la temperatura son parámetros que pueden provocar cambios de

calidad que pueden ser utilizados para mejorar la filtración. Destacan el tratamiento por calor, la modificación de la fuerza iónica, la prefiltración, el ajuste del pH, etc.

Ghosh y Cui (1998) han estudiado el efecto del pH sobre el fraccionamiento de suero de albúmina bovina (BSA) y de lisozima por medio de ultrafiltración a través de membranas de polisulfona de umbral de corte de 50.000 Daltons. La selectividad en la separación de estas dos proteínas, para disoluciones diluidas, era muy dependiente del pH. Sin embargo, a mayor concentración, el paso de lisozima a través de la membrana decrecía significativamente. El paso de lisozima por la membrana pudo aumentarse hasta un 63 % modificando la superficie de la membrana por adsorción sobre ésta de otra proteína, la mioglobina. La membrana pretratada fue usada para la separación de BSA y lisozima y se encontró que, incluso a concentraciones elevadas de la alimentación, el fraccionamiento mejoraba debido a la mejora en el paso de lisozima a través de la membrana.

Los tratamientos físico-químicos de la alimentación pueden abarcar desde eliminar las partículas más gruesas (decantación, centrifugación, prefiltración) hasta aumentar el tamaño de las partículas más pequeñas (floculación, adsorción, complejación). Por ello no es de extrañar que sean tan numerosos los posibles tratamientos. Rumeau *et al.* (1991) han reunido en la Figura 5.1 las principales técnicas de tratamiento físico-químico empleados. El engrosamiento de las especies es una de las técnicas más utilizadas en el tratamiento de aguas residuales y puede lograrse por diversos métodos, entre los que destaca la floculación y la adsorción. La floculación permite aumentar el tamaño medio de los constituyentes de la dispersión y modificar las propiedades físico-químicas; actúa disminuyendo la colmatación interna, reduciendo la resistencia del depósito de la torta al aumentar el

tamaño de las partículas y disminuyendo las interacciones entre la membrana y los coloides. Levine *et al.* (1985) han determinado la granulometría de un agua residual urbana antes y después de adición de sales de aluminio, observando que el coagulante favorece el fenómeno de agregación, aumentando la presencia de partículas gruesas. La coagulación-floculación ha sido propuesta por numerosos autores para aumentar los caudales de filtración y la calidad del agua para la producción de agua potable (Lahoussine-Turcaud *et al.*, 1992; Moulin, 1990). Richaud-Patillon (1990) ha empleado diferentes coagulantes tratando agua desnitrificada sobre una membrana mineral de 0,2 μm , y ha conseguido duplicar los flujos de permeado utilizando sales de aluminio, como coagulante, a un pH de 6.

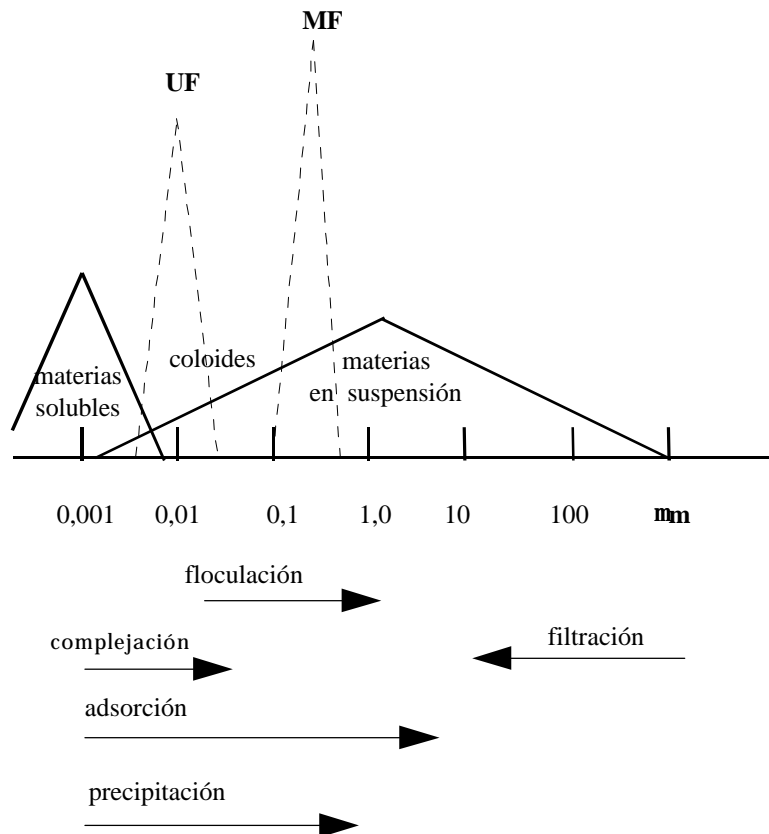


Figura 5.1 Esquema de las principales técnicas físico-químicas (Rumeau *et al.*, 1991).

Kunikane *et al.* (1994) han empleado la coagulación filtrando agua de río ligeramente contaminada con el fin de producir agua para abastecimiento público. En microfiltración, el pretratamiento por coagulación ha sido necesario para mantener un alto flujo de permeación. Sin embargo, el floculante actúa sobre la materia coloidal, las partículas en suspensión y sólo en una parte de la fracción coloidal fina; de manera que las moléculas orgánicas mayores disueltas no pueden ser floculadas e intervienen siempre en la colmatación de la membrana.

Veerapaneni *et al.* (1992) han empleado la coagulación con sulfato de aluminio y sulfato férrico en estudios a escala piloto de ultrafiltración de aguas de alta turbidez a través de membranas cerámicas, resultando ser más efectivo el sulfato férrico para reducir el contenido en carbono orgánico. Sin embargo, los mayores flujos de permeación se consiguieron con sulfato de aluminio a pH 6.

Otra manera de modificar la alimentación consiste en incorporar macromoléculas a una suspensión de partículas. Jijaratananon *et al.* (1998) realizaron ensayos de microfiltración tangencial de una suspensión coloidal de bentonita a través de membranas de 0,2 μm . Con el fin de modificar las características de la alimentación y ver como ello afectaba al proceso de filtración, los autores repitieron estas experiencias nuevamente pero en presencia de macromoléculas como dextrano, suero de albúmina bovina (BSA) y polietilen-glicol (PEG). La presencia de BSA redujo el flujo de permeación de la suspensión de bentonita, pues causaba ensuciamiento interno de la membrana. Para el caso de PEG y de dextrano, que son moléculas mayores, los efectos de polarización de concentración y de retención sobre la superficie de la membrana contribuyeron significativamente al descenso del flujo. La retención de la bentonita fue relativamente constante, mientras las de las macromoléculas se vieron mejoradas

por la presencia de la bentonita.

Otra forma de modificar las propiedades de la alimentación es el empleo de carbón activo. Su acción se traduce en una adsorción rápida de la materia disuelta y de la materia de baja masa molecular, y una adsorción lenta de los compuestos orgánicos de masa molecular elevada. Este fenómeno se acompaña de una mejora del flujo y de la calidad del permeado sin que exista estabilización del flujo, pues las partículas coloidales no son adsorbidas.

Asimismo, la acción del ozono sobre los compuestos orgánicos puede conducir a la formación de compuestos más polares, más pequeños y sobre todo cargados negativamente. Este aumento global de la carga negativa del medio aumenta las interacciones con la membrana cargada positivamente y por tanto la colmatación.

Se pueden combinar los diferentes pretratamientos. Moulin (1990) ha estudiado los fenómenos en filtración del agua del río Sena, en París, con floculación por un polielectrolito (WAC), ozono y carbón activo en polvo. En este estudio distinguió entre materia disuelta, materia coloidal y partículas en suspensión. Los resultados obtenidos se pueden resumir de la siguiente forma:

- La acción del carbón activo se traduce en una adsorción rápida de la materia disuelta de baja masa molecular lo que no implica una mejora del flujo de permeación, además permite una adsorción más lenta de los compuestos orgánicos de masa molecular elevada.
- El floculante actúa sobre los coloides gruesos, la materia en suspensión y solamente sobre una parte de la fracción coloidal fina.
- La acción del ozono conduce a la formación de compuestos más polares, más pequeños y cargados negativamente lo que acentuaría las

interacciones electrostáticas con la membrana cargada positivamente.

- La acción combinada del ozono y del WAC modifica la distribución de masas moleculares de los compuestos orgánicos, actuando a la vez sobre los coloides finos y las moléculas orgánicas más gruesas.

Otro método empleado para recuperar las capacidades filtrantes de una membrana es su lavado químico, que se efectúa cuando el flujo de permeado alcanza un valor mínimo. Se utilizan principalmente detergentes de tipo básico y ácido. Los agentes principales son (Lacoste, 1992):

- *La sosa (NaOH), que permite eliminar las materias orgánicas.* Generalmente se emplea en caliente, a temperaturas superiores a 60°C y en dosis que no excedan los 100 g/l.

- *Los ácidos (HNO₃, H₂SO₄,...), que eliminan los depósitos minerales.* El ácido nítrico es el más empleado, generalmente en caliente y a concentraciones bajas.

- *El hipoclorito de sodio (NaClO), que tiene por objetivo eliminar los microorganismos (bacterias,..).* Su poder oxidante le permite también actuar sobre la materia orgánica. Cabassud (1986) emplea concentraciones comprendidas entre 500 y 1000 ppm.

- *El ozono, que actúa sobre la estructura de la materia orgánica por su carácter oxidante* (Moulin, 1990).

Para el caso de membranas cerámicas, el ciclo clásico de limpieza, recomendado por la sociedad S.C.T., es el siguiente:

- Lavado con una disolución de NaOCl a 200 o 300 ppm de cloro libre, 10 minutos, a 20°C y a pH >10.

- Lavado con agua, 10 minutos, a temperatura ambiente.
- Lavado por NaOH al 2 % en peso, 20 minutos, a 70°C (15 minutos a baja presión y luego 5 minutos a presión transmembranaria de 1 bar).
- Lavado con agua, 10 minutos, a temperatura ambiente.
- Lavado por HNO₃ a 2 % en peso, 20 minutos, a 70°C (15 minutos a baja presión y luego 5 minutos a presión transmembranaria de 1 bar).
- Lavado con agua, 10 minutos, a temperatura ambiente.

Elmaleh y Abdelmoumni (1997), para el caso de bacterias anaerobias, emplean la siguiente secuencia de limpieza:

- lavado con agua durante 10 minutos;
- inmersión de la membrana en una disolución de sosa al 3 % en volumen, durante 12 horas a 40°C;
- lavado con agua;
- lavado con ácido nítrico al 3 % en volumen durante 1 hora;
- lavado con agua.

En resumen, la secuencia de limpieza química depende del tipo de membrana y de la sustancia que vaya a tratar dicha membrana. Así, para el caso de suspensiones de dextrano, Cui y Wright (1994) han empleado un lavado en sosa (NaOH) 1 M, y posterior enjuague con agua destilada, puesto que el dextrano es una sustancia de carácter básico fácilmente hidrolizable en presencia de ácido.

En el presente trabajo se han ensayado dos métodos físicos-químicos: la floculación en línea y la floculación-flotación previa de la alimentación. La floculación en línea es una técnica muy empleada para aumentar el tamaño de las especies presentes en la alimentación mientras la floculación-flotación parece una

opción viable dados los buenos resultados obtenidos por prefiltración de la alimentación. La presentación y discusión de los resultados obtenidos en estos ensayos se realiza en el siguiente capítulo.

1.2.2 Métodos hidrodinámicos

1.2.2.1 Aumento de la velocidad tangencial

El empleo de regímenes de flujo turbulento permite aumentar hasta un cierto punto el esfuerzo de cizalladura en la pared de la membrana lo cual favorece notablemente los fenómenos de retroflujo; por tanto, el espesor de la capa que se haya formado en las proximidades de la membrana se reduce. Son principalmente los fenómenos de migración lateral y erosión los que se ven más favorecidos en el caso de suspensiones con alta proporción de coloides o de partículas gruesas. El número de Reynolds crítico, correspondiente a la transición entre el régimen de flujo laminar y turbulento, aumenta de manera significativa en condiciones de filtración llegando a alcanzar un valor próximo a 4.000 cuando en tubos lisos ronda el valor de 2.500. El aumento de la velocidad es muy costoso desde el punto de vista energético pues la potencia disipada es proporcional a su potencia cúbica. Las pérdidas de carga inducidas pueden ser muy elevadas. De hecho, Rieismeier y Kroner (1987) han observado que el gradiente de presión que se forma produce unas condiciones de operación no uniformes que pueden afectar la distribución del depósito.

Por otra parte, existen estudios que demuestran que el aumento de la velocidad tangencial favorece la acumulación de partículas pequeñas, aumentando el retroflujo de partículas gruesas por erosión o migración lateral (Folley *et al.*, 1992; Rieismeir *et al.*, 1989). Este proceso de deposición de las partículas en función de su tamaño puede dar lugar a un aumento de la resistencia específica de la torta, pudiendo llegar a ser superior a la observada en filtración frontal. De hecho, el microscopio electrónico revela que en filtración frontal las células se depositan al azar, mientras en filtración tangencial tienden a orientarse paralelamente a la dirección del flujo axial (Tanaka *et al.*, 1994). Ebner (1981) calculó las condiciones críticas que provocaban la deposición de partículas sobre la membrana y llegó a la conclusión de que dicha deposición no tenía lugar si la velocidad tangencial media que actúa sobre la partícula es superior a cierto valor que depende del tamaño de la partícula. Asimismo, Fischer y Raasch (1986) analizaron la distribución de tamaño de partículas de los depósitos sólidos encontrados sobre la membrana y encontraron que la distribución de tamaño de las partículas se desplaza hacia valores más pequeños cuando se aumenta la velocidad tangencial. Por debajo de un cierto tamaño de partícula el flujo aumenta con el tamaño de las partículas (Fane, 1984).

Asimismo, la generación de un flujo turbulento puede tener otras incidencias negativas sobre la colmatación, tal es el caso de la posible desnaturalización de proteínas por la acción de la cizalladura (Bowen y Gan, 1991). Además, en el caso de suspensiones biológicas, la recirculación de la suspensión y su prolongado contacto con la bomba puede alterar la actividad biológica del producto filtrado (Lee *et al.*, 1993).

1.2.2.2 Modificación de los perfiles de velocidad

Una forma alternativa de lograr alcanzar el régimen turbulento, sin aumentar el caudal de la alimentación, consiste en alterar la geometría del flujo, modificando el perfil plano y uniforme de la membrana o colocando obstáculos en el seno del flujo.

A) *Modificar el perfil de la membrana* implica colocar protuberancias denominadas promotores de turbulencias directamente en la superficie de la membrana. Estos obstáculos aseguran la rehomogeneización del fluido aumentando las turbulencias (Figura 5.2). Un ejemplo es un conjunto de placas onduladas colocadas perpendicularmente a la dirección del flujo principal, que aumenta la cizalladura en la pared pero el seno del líquido no se ve alterado (Van der Waal y Racz, 1989). Se ha llegado a estimar que existe una distancia óptima entre los obstáculos a fijar para mejorar sustancialmente la transferencia de materia.

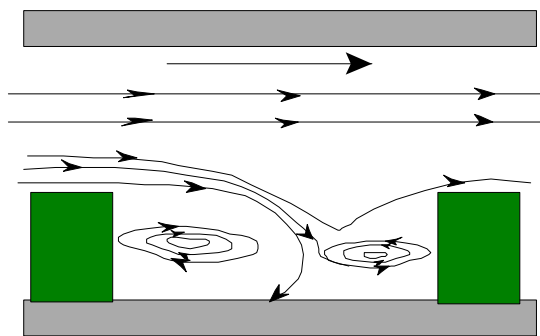


Figura 5.2 Promotores de turbulencia en la superficie de la membrana.

El inconveniente esencial de esta técnica es que la intensidad de los vórtices creados en la interfase membrana-disolución es reducida; de manera, que para corregir este efecto puede aumentarse la altura de los obstáculos. Por contrapartida, esta solución consigue que la pérdida de carga aumente y que la superficie

membranaria disminuya limitando la aplicabilidad de este sistema.

B) La introducción de obstáculos fijos en el seno del fluido es otra posibilidad de aumentar la turbulencia. Esta vía consiste en localizar obstáculos a una distancia dada de la membrana en el curso del flujo. De esta forma, estos promotores de turbulencia, que pueden ser de geometría variable, crean perturbaciones al destruir periódicamente la geometría del flujo.

Existen numerosos ejemplos de promotores de turbulencia, entre ellos los estudios de Poyen *et al.* (1984) que han utilizado una red metálica localizada en las proximidades de la membrana para ultrafiltrar un alcolisulfonato de sodio en disolución de aceite-heptano. Se ha observado que, manteniendo la velocidad tangencial a 0,5 m/s se han alcanzado flujos de permeación similares a los que se obtienen a 3 m/s en ausencia de promotor de turbulencia. Por su parte, Sebbane (1989) han observado que la presencia de un promotor de turbulencia en la ultrafiltración de una emulsión acuosa de aceite modifica la concentración de gel en la superficie de una membrana orgánica (IRIS 3042) y aumenta de manera importante el coeficiente de transferencia de materia.

Asimismo, los trabajos de Elmaleh y Ghaffor (1996) han demostrado la capacidad de los promotores de turbulencia para limitar el ensuciamiento progresivo que sufre una membrana inorgánica durante la ultrafiltración de emulsiones de hidrocarburos y sólidos biológicos. Mientras, Gupta *et al.* (1995) han obtenido mejoras del flujo de hasta el 50 % con el uso de baffles helicoidales. Estos dispositivos han sido insertados en membranas Carbosep M14, durante la microfiltración de suspensiones de levaduras y emulsiones de dodecano-agua. Las hélices empleadas presentaban pasos en el rango de 0,5-2 veces el diámetro interno.

En dichas experiencias también se ha empleado un baffle liso que no ha mejorado la operación de forma significativa. En sus estudios, Jaffrin *et al.* (1990) han encontrado que los promotores de turbulencia fijos son eficaces para flujo laminar pero provocan un elevado aumento de las pérdidas de carga y del consumo energético.

En definitiva, el conjunto de los estudios realizados parecen indicar que esta técnica por sí sola consigue una propagación muy débil de los torbellinos que se generan, lo que ha llevado a utilizarla combinada con flujos pulsantes.

Para finalizar este apartado dedicado a los promotores de turbulencia, es necesario hacer referencia a otro tipo de promotores: los promotores móviles o abrasivos. Estos se añaden a la suspensión en el bucle del concentrado y pueden mejorar la eliminación de partículas retenidas en la superficie por la acción de la velocidad tangencial. Clavaguera *et al.* (1991) han conseguido multiplicar por 5 el caudal de filtración de una suspensión de bentonita al añadir un lecho transportado de partículas de PVC. No obstante, la utilización de esta técnica presenta una serie de inconvenientes como son la destrucción progresiva de la membrana, si esta es frágil, el desgaste rápido de los equipos (bombas, conducciones, etc.) y el notable aumento del consumo energético.

1.2.3 Inestabilidades naturales del flujo

Si los métodos anteriores permitían incrementar el flujo de una filtración tangencial, este apartado está dedicado a otros métodos de filtración que limitan la colmatación por una técnica que no es otra que la tangencial. Si se presentan aquí es

porque en algunos casos es preferible utilizar otras geometrías de membranas. Las inestabilidades naturales del flujo se producen sólo en determinadas condiciones geométricas o dinámicas de flujos estacionarios, tanto en régimen laminar como turbulento. Los torbellinos que se consiguen en estos casos ocupan toda la sección del flujo y modifican las características de la capa límite favoreciendo la convección transversal. Según sea la geometría de la membrana pueden aparecer dos tipos de flujos secundarios: los vórtices de Taylor o los vórtices de Dean.

A) *Los vórtices de Taylor* son creados empleando dos cilindros coaxiales, el cilindro exterior es fijo y el cilindro interior gira alrededor de su eje (Figura 5.3). El líquido a filtrar circula en el espacio anular con una velocidad longitudinal débil y la filtración puede efectuarse a través de las dos paredes cilíndricas o sólo a través de una de ellas. La existencia y propagación de estas inestabilidades se ratifica a través de valores del número de Taylor superiores a 41,3.

$$T_a = \frac{\omega R_i^{1/2} (R_e - R_i)^{3/2}}{\nu} \quad (5.1)$$

donde R_i y R_e representan los radios internos [L] y externos del espacio anular, ω la velocidad angular [T^{-1}], ν la viscosidad cinemática del fluido [$L^2 T^{-1}$]. Por tanto, el tamaño y el número de los vórtices creados dependen de las dimensiones geométricas del espacio anular.

Kroner *et al.* (1987) han utilizado este dispositivo para concentrar microorganismos (bacterias y levaduras de panaderías) para así recuperar las enzimas extracelulares. Esta técnica es muy interesante, pues permite mantener flujos de permeación tres veces superiores a los obtenidos en un módulo normal. La mejora observada se debe esencialmente a la reducción de la colmatación externa al

disminuir el espesor del depósito celular. Las ventajas de esta técnica residen en los fuertes esfuerzos de cizalladura que puede generar: Además, se puede trabajar a baja presión y aumentar así el porcentaje de recuperación de enzimas con respecto a la microfiltración tangencial clásica (Kroner *et al.*, 1987). Sin embargo, los costes suplementarios en términos energéticos, de dimensionamiento y de mantenimiento hacen poco viable la operación industrial de este filtro rotativo.

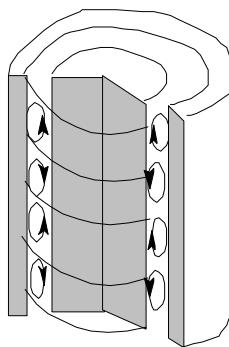


Figura 5. 3 Vórtice de Taylor.

B) *Dean* (1927) estudió el comportamiento del flujo en una tubería curvada usando un sistema de coordenadas cilíndricas. En el caso de un flujo laminar de un fluido a lo largo de un tubo curvado, el flujo axial primario es acompañado de un flujo secundario que actúa en un plano perpendicular al eje del tubo. Estos flujos secundarios que aparecen son causados por la diferencia de presión entre la pared externa e interna del tubo (fuerza centrífuga); estas irregularidades del flujo constituyen los denominados vórtices de Dean (Figura 5.4). El parámetro dinámico que gobierna el movimiento del fluido en un tubo curvado es el número de Dean, D_e :

$$D_e = Re \left[\frac{d_i}{d_c} \right]^{1/2} \quad (5.2)$$

donde R_e es el número de Reynolds, d_i el diámetro interno [L] y d_c el diámetro de la curva [L].

Los vórtices de Dean pueden emplearse para limitar la colmatación de una membrana ya que pueden perturbar periódicamente la capa límite cerca de la interfase membrana-fluido al inducir un aumento de los mecanismos de retroflujo de las partículas o de los solutos hacia el seno del flujo.

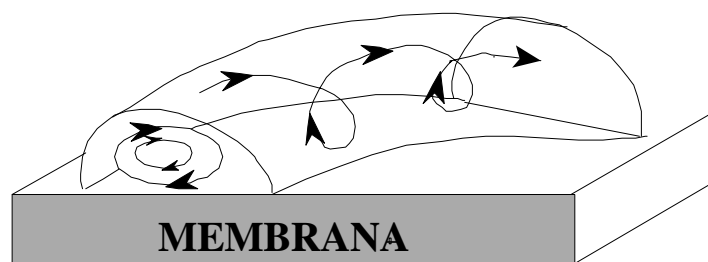


Figura 5. 4 Vórtices de Dean.

Moulin (1996) ha aplicado esta técnica a la oxigenación de agua en contactores gas-líquido por membranas y a la ultrafiltración de coloides y macromoléculas, logrando eficacias apreciables con respecto a los sistemas tradicionales.

1.2.4 Generación de flujos no estacionarios

Actuando directamente sobre el flujo tangencial pueden crearse inestabilidades apropiadas para desestabilizar la capa colmatante depositada sobre la membrana. Estos flujos no estacionarios pueden ser provocados por una

excitación puntual y periódica del flujo (flujos pulsantes) o bien, por una oscilación en la masa del flujo (flujos oscilantes). Cuando tiene lugar alguno de éstos se califican de no estacionarios desde el lado del rechazo. Sin embargo, cuando son la presión y su cinética de variación las causantes de los flujos no estacionarios se habla de flujos no estacionarios desde el lado del permeado.

1.2.4.1 Flujos no estacionarios generados en el lado del rechazo

A) *Los flujos pulsantes* se basan en acelerar periódicamente el caudal de filtración, bien a la entrada del módulo de filtración, o bien en el circuito. El mecanismo de acción no se conoce muy bien, pero se supone que durante las pulsaciones la transferencia de filtrado se aumenta instantáneamente debido a las variaciones producidas por la cizalladura, antes de que se pueda formar una capa de Stefan (Hlavacek, 1990). La superposición de una excitación periódica al flujo permanente no genera la inversión de la velocidad media del fluido. Por el contrario, la inversión de la presión transmembranaria permite una breve retrofiltración en ciertos casos.

Richaud-Patillon (1990) ha probado la eficacia de este mecanismo en la microfiltración de agua desnitrificada. En el mejor de los casos, operando con pulsos de 0,6 a 0,7 segundo durante cada 6 minutos, ha conseguido un aumento del flujo del 24 %. Por su parte, Gupta *et al.* (1992) han investigado la posibilidad de mejorar el flujo de permeado durante la microfiltración de zumo de manzana a través de membranas inorgánicas por medio de pulsaciones de flujo y de presión generadas a la entrada del módulo de microfiltración. El aumento más considerable del flujo de permeación por este método (45 %) se consiguió empleando una

perturbación a una frecuencia de 1 Hz y con un volumen de pulso inferior al volumen interno de la membrana.

Asimismo, Najarian y Bellhouse (1996) han realizado experiencias con dos tipos de pulsaciones: desde el lado del rechazo, y pulsaciones de la presión transmembranaria, para evaluar el fraccionamiento de proteínas a través de un módulo de ultrafiltración (γ -globulina y albúmina de plasma bovino). En el caso de una disolución simple de proteínas (albúmina de plasma bovino), los vórtices generados concentraron la disolución de proteínas. Sin embargo, cuando se sometió a ultrafiltración una disolución de albúmina de plasma bovino y γ -globulina, la operación empeora, lo cual se ha solucionado por la aplicación de pulsaciones de la presión transmembranaria, que han mejorado la selectividad para la albúmina.

La rentabilidad del empleo de los flujos pulsantes depende, en un alto grado, de la optimización previa de los diferentes parámetros implicados en su generación tales como la frecuencia, la forma y la amplitud de las variaciones del caudal o de la presión.

A pesar de los ejemplos que se han mencionado, esta técnica es de difícil transposición a la escala industrial por las numerosas dificultades tecnológicas ligadas a la concepción y puesta en marcha de las instalaciones. Además, la eficacia de un régimen pulsante queda limitado generalmente a las capas colmatantes superficiales, no pudiendo ser aplicable para eliminar la colmatación interna o al caso de un fluido real. Este es el motivo por el cual parece más interesante frente al flujo pulsante provocar una inversión periódica de la presión transmembranaria generando una breve retrofiltración que sí puede actuar sobre la colmatación interna.

B) *Los flujos oscilantes* se caracterizan por una oscilación del conjunto del fluido. La velocidad longitudinal en un punto evoluciona en torno al valor medio, el período es fijado por las condiciones operativas. El valor mínimo de la velocidad temporal puede ser negativo, provocando una inversión del sentido del flujo en la membrana. Este movimiento oscilatorio es el producto de un gradiente de presión variable.

En el caso de una excitación sinusoidal en el tubo, en régimen laminar, el perfil de velocidad sufre una deformación transversal que depende del número de frecuencia X_f definido por:

$$X_f = R \sqrt{\frac{f}{\nu}} \quad (5.3)$$

donde R es el radio del tubo [L], f la frecuencia de la oscilación [T^{-1}] y ν la viscosidad cinemática del líquido [$L^2 T^{-1}$] (Schlichting, 1979). El máximo de velocidad se sitúa en el centro del tubo para débiles frecuencias y se desplaza hacia la pared para frecuencias elevadas, originando una cizalladura importante en la pared.

Jaffrin *et al.* (1995), estudiando la microfiltración de plasma sanguíneo y el período transitorio de formación de la capa colmatante, han observado que la evolución del flujo de permeación muestra que la capa de polarización se establece muy rápidamente, al cabo de aproximadamente 5 segundos. Sin embargo, cuando la variación de presión es más rápida que la cinética de formación, es posible alcanzar transitoriamente un valor del flujo más importante, correspondiente al máximo a un tiempo próximo a los 0,5 segundo.

Por tanto, para asegurar la máxima eficacia posible de estas técnicas no estacionarias es necesario adaptar la cinética de las pulsaciones a la de la formación de la capa de Stefan que se genere.

En filtración tangencial el empleo más generalizado de una fase gaseosa es el de complementar una técnica de mejora del flujo ya existente. El ejemplo más palpable de esta afirmación lo constituye el sistema de lavado a contracorriente con gas utilizado en el sistema MEMTEC (Olivieri *et al.*, 1991). Tanaka *et al.* (1995) han trabajado en el posible acoplamiento de un sistema de inyección de gas simultánea con la parada secuencial de la permeación. Una filtración de aproximadamente 10 minutos, asociada a una parada durante otros 4 minutos, permite mejorar el flujo de permeación en un factor de 4. Con el fin de aumentar el efecto limpiador sobre la pared de la membrana, estos autores han desarrollado un sistema para introducir un volumen dado de aire en el período de relajamiento de la presión transmembranaria. Con la secuencia de parada e inyección de aire simultánea durante 1 minuto, la mejora que se obtiene en el flujo es análoga a la obtenida en el caso de paradas sin inyección de aire durante 4 minutos. Se ha podido observar lo ventajoso de aplicar las paradas asociadas al flujo de aire, proceso que dura sólo 1 minuto frente a las paradas de 4 minutos, ya que la unidad de filtración puede estar operativa durante más tiempo, con la misma eficacia, y producir así mayor volumen de permeado.

A pesar de los ejemplos anteriores, el empleo más novedoso de una fase gaseosa en procesos de filtración tangencial lo constituyen los flujos bifásicos gas-líquido, donde se aprovechan las diversas configuraciones que surgen para luchar contra el ensuciamiento. Aunque su uso es reciente, de hecho la práctica totalidad de

los estudios de aplicabilidad de esta técnica han sido realizados en la última década, las experiencias realizadas hasta el momento en este campo son muy prometedoras.

Utilizaremos convencionalmente la palabra filtración monofásica para cualquier operación clásica. De otro lado, el término bifásica calificará una filtración en presencia de gas. En otros términos, el número de fases corresponderá al número de fases fluidas. Por otra parte, la noción de flujo tapón será detallada posteriormente.

Cui y Wright (1994) pusieron en marcha un ambicioso estudio con la finalidad de analizar las posibilidades de los flujos bifásicos en el tratamiento de suspensiones celulares. Este estudio se realizó considerando todas las posibles configuraciones de los flujos (horizontal y vertical), direcciones de los mismos (ascendentes y descendentes) y tipo de membrana (fibras cruzadas o tubulares) y aplicando caudales de gas y de líquido que asegurasen la presencia de una configuración de flujo tapón. El primer estudio (Cui y Wright, 1994) empleó una membrana tubular orgánica (PCI EP 100) con un umbral de corte (MWCO) de 100 kD. Las disoluciones a tratar fueron dextrano y suero de albúmina bovina. Los resultados obtenidos mostraron que un flujo de gas a pulsos continuo o intermitente podía prevenir la formación de la capa de polarización, e incluso, actuar sobre la colmatación de superficie. Además, la inyección continua de gas en flujo tapón consiguió aumentar considerablemente el flujo de permeado y la tasa de rechazo. De hecho, en el caso del suero de albúmina bovina el flujo pudo mejorar hasta en un 91 %, y para el caso del dextrano, se llegaron a mejoras del 60 % y del 110 %, según el tipo de dextrano. La tasa de rechazo pudo aumentar entre un 5 y un 10 %, según el soluto. Por otra parte, las mayores mejoras se alcanzaron trabajando a presiones y concentraciones elevadas. Además, la técnica resultaba más efectiva

orientando verticalmente la membrana. En definitiva, las mejoras obtenidas se consideraron motivadas por el aumento de la velocidad media de circulación en la membrana y por la turbulencia local generada por los flujos secundarios.

Los trabajos de Cui y Wright (1994) permitieron desarrollar un modelo que revelaba la importancia de ciertos parámetros como el diámetro de partícula, el diámetro de poro, la concentración de la fase dispersa o la relación de las masas volumétricas de las fases continua y dispersa. De hecho, se constató que el aumento de turbulencia en el seno del líquido, a valores del número de Reynolds moderados, daba lugar a una acción óptima de la fase gaseosa.

Dentro de esta línea de investigación, Cui y Wright (1996) han realizado estudios análogos a los anteriormente comentados para el caso de flujo descendente en cocorriente a lo largo de conductos verticales. Realizando el mismo análisis sistemático, se ha observado que en el caso del dextrano, el aumento más notable de flujo ha sido de un 320 %. La eficacia de esta técnica pudiera estar condicionada por el estudio previo de la frecuencia de emisión del gas. En cuanto a la eficacia percibida, esta se ha atribuido a la formación de flujos secundarios en la cola principal de las burbujas que generan una turbulencia local elevada y una mezcla transversal importante.

La inyección de gas en el módulo de filtración por medio de una placa porosa o perforada a través de la cual circula el aire comprimido (Cui y Wright, 1994) puede generar un coste energético adicional debido a la compresión del aire. Los estudios de Moulin (1990) han representado una novedad respecto al sistema de inyección del gas. Este autor, en trabajos relacionados con la depuración de aguas por tratamientos físico-químico (ozonización), ha empleado un hidroyector

colocado directamente al nivel del circuito de filtración para generar el gas en el módulo de filtración. El líquido que se deseaba tratar ha actuado como fluido motor en el órgano deprimido y ha aspirado la fase gaseosa por efecto Venturi. Las microburbujas producidas de esta forma han inducido un barrido de la superficie de la membrana, provocando una mejora del flujo.

Tanto Lee *et al.* (1993) como Cui y Wright (1994;1996) han llegado a la conclusión que el efecto del gas es óptimo cuando la polarización de la concentración es extrema, es decir, cuando se opera a alta presión y concentración y baja velocidad de líquido. Por otro lado, Cui y Wright (1994) han hallado cierta relación entre la tasa de rechazo observada en el caso del dextrano y la albúmina con los efectos de concentración en la proximidad de la pared. Así, la mejora del flujo ha sido apreciable incluso cuando la velocidad de gas, U_G , era baja, es decir, cuando la relación U_G/U_L no llegaba siquiera a 0,05 (U_L = velocidad del líquido); sin embargo, aumentar esta relación hasta valores de 0,5 sólo consiguió estabilizar el flujo obtenido en el equilibrio.

Cabassud *et al.* (1997) han realizado estudios sobre membranas orgánicas de fibras huecas de acetato de celulosa con el fin de emplearlas para producir agua potable. Estas membranas presentaban un diámetro medio de poro de $0,01 \mu\text{m}$, y estaban dispuestas en un módulo de ultrafiltración que contenía 15 fibras, siendo el área filtrante total de $0,053 \text{ m}^2$. En las experiencias han empleado suspensiones de bentonita con un diámetro medio de partículas de $1 \mu\text{m}$, con concentraciones que han oscilado entre 0,9 y 5,2 g/l. Los resultados indicaron que la generación de flujo tapón era de gran utilidad para mejorar la transferencia de materia. Las mejoras alcanzadas han alcanzado el 110 % para velocidades del gas de 1 m/s y del 60 % cuando la velocidad de gas era de tan sólo 0,1 m/s. La eficacia de esta técnica se ha

explicado sobre la base de los elevados esfuerzos de cizalladura que se pueden generar cerca de la superficie de la membrana. Para comprobar esta hipótesis, Cabassud *et al.* (1997) han recurrido a un modelo establecido para el caso de flujos bifásicos en conducciones de petróleo (Liné, 1983), con el cual han calculado los esfuerzos de cizalladura efectivos, llegándose a la conclusión de que el esfuerzo de cizalladura creado por la fase gaseosa en flujo tapón es mucho mayor (13 veces superior) al creado por la fase líquida por sí sola. Cabassud *et al.* (1997) han confirmado las conclusiones alcanzadas previamente por Lee *et al.* (1993) y por Bellara *et al.* (1996) que aseguran que el control de la colmatación en las membranas del tipo de fibras huecas tiene lugar esencialmente al nivel de la película de líquido debido a la inversión de la cizalladura en la parietal.

Mercier (1997), ultrafiltrando una suspensión de bentonita, ha observado una mejora notable del flujo de permeación que llega a ser del triple por generación de flujo tapón. Se considera que el carácter intermitente de este tipo de flujo favorece la erosión o desestabilización de la torta de filtración. Posteriormente, Mercier (1997) ha aplicado los flujos bifásicos al caso de un biorreactor con membrana. En este trabajo se han controlado dos campos de estudio complementarios, en uno de los cuales se sigue el desarrollo de la levadura *Saccharomyces cerevisiae*, y otro relacionado con la bacteria *Alcaligenes eutrophus* implicada en la depuración de un efluente tóxico con alto contenido en fenol. El gasto energético es mucho menor a los inducidos por los otros métodos. Además, el gas puede ser utilizado para transferir oxígeno. Mercier (1997), con la ayuda de dos métodos de análisis específicos y de un modelo de predicción de las características del flujo bifásico, ha caracterizado, para dos geometrías diferentes, la hidrodinámica local del flujo tapón y así ha identificado y luego cuantificado los principales mecanismos puestos en juego. Se ha constatado el aumento del esfuerzo de

cizalladura en la pared. Además, se ha observado que la intermitencia del flujo tapón está directamente relacionada con las características geométricas de la membrana y en particular con su diámetro. Este último resultado surge como un elemento esencial para adaptar la frecuencia de la excitación del líquido con la cinética de formación de la capa de Stefan.

1.2.4.2 Flujos no estacionarios generados desde el lado del permeado

Estos procesos consisten en presurizar a intervalos regulares el compartimento del permeado; de esta manera se generan retrofiltraciones breves y periódicas que permiten controlar la colmatación. El lavado a contracorriente de la membrana es una técnica recomendada por numerosos fabricantes. Permite luchar contra la colmatación externa desestabilizando la capa de Stefan próxima a la membrana, y además atacar la colmatación interna. Este proceso, si bien permite mejorar el flujo de permeado, no es capaz de estabilizarlo completamente (Moulin, 1990).

Numerosos autores han estudiado el lavado a contracorriente y han observado que, en la mayor parte de los casos, se obtiene una mejora del flujo cuya eficacia depende de la duración del reensuciamiento y de la frecuencia de las descolmataciones. Por ejemplo, Lacoste (1992) ha observado una mejora sensible en la microfiltración de un lodo activo sobre una membrana mineral, cuando se efectúan lavados a contracorriente durante 1,5 segundos cada 2 minutos de operación. Por otra parte, Moulin (1990), trabajando con aguas naturales, ha constatado grandes mejoras cuando estas aguas son sometidas a floculación. Este hecho se debe esencialmente a que el depósito de flóculos que se origina sobre la membrana puede ser desplazado de forma eficaz bajo la acción del lavado a

contracorriente.

Vigneswaran *et al.* (1994) han comparado la eficacia del lavado a contracorriente, de los flujos pulsantes y de la floculación en línea en microfiltración de una suspensión de arcilla. La técnica del lavado a contracorriente ha logrado la máxima mejora en la productividad del flujo, que ha llegado a ser del 290 %, respecto a la productividad de la microfiltración clásica. Además, estos resultados son ampliamente mejorados si el lavado a contracorriente es combinado con floculación en línea; en este caso se puede obtener un 1010 % de mejora en la productividad del flujo. Asimismo, Matsumoto *et al.* (1987) estudiaron la separación de suspensiones de levaduras por medio de microfiltración, con y sin retrolavado empleando membranas de acetato de celulosa. En estas experiencias, el lavado a contracorriente se encontró efectivo para recuperar el flujo.

El lavado a contracorriente con gas es otra forma de generar inestabilidades del flujo desde el lado del permeado. Esta técnica consiste en invertir la presión transmembranaria durante algunos segundos, a intervalos regulares, introduciendo una corriente gaseosa desde el lado del permeado. Tanaka *et al.* (1994) han empleado un lavado a contracorriente de gas para suspensiones de levaduras. Se ha podido correlacionar la eficacia de la limpieza con las características de la membrana de manera que se ha establecido que un diámetro de poro elevado favorece la eliminación de la mayoría de las especies colmatantes (partículas finas y desechos celulares). La eficacia de esta técnica es limitada ya que la cinética de perturbación de la capa colmatante es, por lo general, insuficiente. Actualmente, este inconveniente ha sido resuelto en parte por la introducción de la técnica de retropulso caracterizada por una frecuencia elevada de inversión de la presión transmembranaria.

El efecto que puede producir el retropulso es muy superior al ocasionado por un lavado a contracorriente normal, ya que la aplicación rápida de una inversión de la presión transmembranaria puede prevenir la formación de la colmatación de superficie. Rodgers y Sparks (1992) emplean la inversión de la presión transmembranaria y el cambio repentino de la dirección del flujo, generados por acción del retropulso, para intensificar la mezcla de los solutos en las proximidades de la membrana durante la filtración de suero de albúmina bovina.

Del mismo modo que se ha desarrollado la técnica del lavado a contracorriente, numerosos autores han planteado la posibilidad de un lavado a cocrriente de la misma, alternando las fases de filtración con las fases de lavado. Dicho lavado a cocrriente puede realizarse parando completamente la instalación o interrumpiendo periódicamente la permeación durante el funcionamiento. Chiang y Yu (1987) han empleado esta técnica en ultrafiltración de jugos de frutas. Se ha parado el funcionamiento de la instalación durante un corto instante durante el cual la bomba de alimentación queda parada y la presión transmembranaria relajada. Tras algunos segundos, el sistema se ha reiniciado y la filtración ha tenido lugar durante una hora de operación antes de una nueva parada. Esta técnica ha resultado eficaz, se cree que por la brutal expansión que sufre el depósito cuando se relaja la presión y que facilita su posterior eliminación por el flujo tangencial. Sin embargo, su aplicabilidad se ve limitada a la colmatación de superficie siendo de difícil extrapolación a un fluido biológico real (Si-Hassen *et al.*, 1996).

1.3 Las técnicas no estacionarias como medios de lucha contra la colmatación

El capítulo 2 ha permitido vislumbrar las características hidrodinámicas

principales que necesita cualquier técnica empleada en la lucha efectiva contra la colmatación de las membranas. El interés principal que presentan las técnicas no estacionarias en la lucha contra la colmatación radica en la posibilidad de generar condiciones turbulentas que permitan desestabilizar la capa de Stefan y facilitar, al mismo tiempo, el proceso de rehomogeneización de los solutos en el seno del líquido. La mayoría de los trabajos que emplean esta técnica lo hacen con la intención de mejorar los flujos de permeación, quedando en un segundo plano la posibilidad de alterar la selectividad. En todos estos casos, se ha visto que las mejoras del flujo alcanzan valores de entre 1,5 y 5 veces el valor del flujo previamente alcanzado.

En muchas ocasiones la combinación de diferentes técnicas garantiza una eficacia máxima al amplificar los efectos propios de cada tipo. Sin embargo, en la mayoría de los casos, la acción de estas técnicas, combinadas o por separado, actúan preferentemente sobre la colmatación superficial, lo cual puede ser insuficiente cuando el fluido a tratar presenta una composición compleja y capaz de evolucionar; tal es el caso de un agua residual. Alcanzado este punto, es necesario recordar que las capas colmatantes que se generan en la superficie de la membrana pueden ser elementos muy importantes en la protección de la integridad de la misma, ya que permiten regular la transferencia de materia en sus alrededores. De manera que la eliminación de este tipo de depósito por medio de la generación de flujos no estacionarios puede exponer a la membrana a un riesgo de colmatación interna de carácter irreversible. Por ello, parece necesario alcanzar una actuación de compromiso entre la membrana, la colmatación, el fluido a tratar y la técnica a emplear.

Intentar comparar la eficacia relativa alcanzada con cada una de las

técnicas no estacionarias es un trabajo arduo y complicado dada la gran variedad de fluidos estudiados, de geometrías membranas y la dificultad extra que representa disociar los efectos que produce cada variable operativa. Por lo cual, el campo de aplicación de las técnicas no estacionarias es muy específico, en unidades piloto de laboratorio, filtrando caudales bajos. La investigación actual se orienta hacia la búsqueda de procesos innovadores, poco costosos y fáciles de poner en marcha. La generación de flujos bifásicos gas-líquido en el interior de la membrana se encuentra entre las técnicas que reúnen este cúmulo de condiciones. Por ello, ha sido elegida como posible método hidrodinámico de mejora del flujo obtenido durante la microfiltración de agua residual depurada de la E.D.A.R de S/C de Tenerife. Parece interesante presentar, a continuación, los aspectos y características más importantes de los flujos bifásicos gas-líquido.

2. LOS FLUJOS BIFÁSICOS GAS-LIQUIDO

2.1 Descripción de los flujos bifásicos gas-líquido ascendentes en un conducto vertical

Cuando un gas y un líquido fluyen en un tubo, en un rango dado de caudales, lo hacen bajo una serie de configuraciones descritas por numerosos autores (Hewitt y Hall-Taylor, 1970; Taitel *et al.*, 1980; Barnea, 1987) que incluyen el flujo disperso o de burbujeo, el flujo tapón (slug flow), el flujo caótico y el flujo anular (Figura 5.4). El término flujo tapón se emplea como traducción del francés

“écoulement bouchon”, que hace referencia al tapón de líquido intermitente. La palabra inglesa es “slug flow”, que significa flujo en forma de bala (de fusil) haciendo referencia a la forma alargada de la burbuja de gas. Para caracterizar las fases líquida y gaseosa se recurre a los caudales volumétricos (Q_G y Q_L) o bien a las velocidades superficiales (U_G y U_L) definidas como el cociente entre el caudal volumétrico y la sección de la conducción, calculadas ambas suponiendo que cada fase circula sola en el tubo. Para caracterizar las diferentes configuraciones que adquiere el flujo bifásico se suele emplear el parámetro r denominado relación de velocidades:

$$r = \frac{U_G}{U_G + U_L} \quad (5.4)$$

El flujo disperso o de burbujeo ($r < 0,25$) se presenta cuando los caudales de gas son bajos. Es posible distinguir un régimen de burbujas independientes en el cual éstas están espaciadas entre sí y sus interacciones son débiles, y un régimen de burbujas aglomeradas que forman una red con interacciones fuertes entre sí.

El flujo tapón ($0,25 < r < 0,9$) tiene lugar a caudales de gas altos. Se encuentra en numerosas situaciones prácticas, por ejemplo durante la producción de hidrocarburos en los pozos y su transporte a través de tuberías, en la producción de vapor de agua en centrales geotérmicas o bien durante la transferencia de calor y el transporte de materia entre gas y líquido en reactores químicos (Fabre y Liné, 1996). La característica primordial del flujo tapón es su intermitencia, pues se compone de la sucesión en el tiempo y en el espacio de celdas geométricas constituidas de dos zonas, una zona de fase dispersa y otra zona de fases separadas. La zona de fase dispersa, denominada tapón, representa la parte del flujo donde la

fase líquida es toda continua y la fase gaseosa está dispersa formando pequeñas burbujas. Por su parte, la zona de fases separadas corresponde a la otra parte del flujo en la cual el gas forma una larga y única burbuja que generalmente presenta una longitud igual o superior al diámetro del tubo por el cual asciende. La forma de esta burbuja única es similar a la de una bala con un frente redondeado, y un cuerpo cilíndrico que se halla rodeado por una delgada película anular de líquido; se denominan burbujas de Taylor o de Dumitrescu. En la película de líquido, las fuerzas gravitacionales hacen descender el líquido con respecto a la dirección del flujo principal. Además, esta película puede presentar, en ocasiones, pequeñas burbujas de gas.

Si la velocidad del gas sufre un aumento suplementario ($r > 0,9$) se puede alcanzar un flujo de transición denominado flujo caótico o semianular. En esta configuración las burbujas se alargan y se fraccionan aleatoriamente. Taitel *et al.* (1980) consideran el flujo semianular como un fenómeno local asociado a la creación de un flujo tapón estable y cuya zona de actuación depende de las condiciones hidrodinámicas y de las características geométricas. En cambio, Brauner y Barnea (1986) creen que el flujo caótico aparece cuando la fracción gaseosa en el tapón de líquido alcanza un valor próximo al 60 %.

Por último, el flujo caótico puede dar paso al flujo anular a caudales de gas elevados. El flujo anular se caracteriza por la presencia de un núcleo central de gas que ocupa todo el tubo, que asciende a una velocidad mucho más elevada que la película de líquido que desciende a lo largo de la pared del conducto.

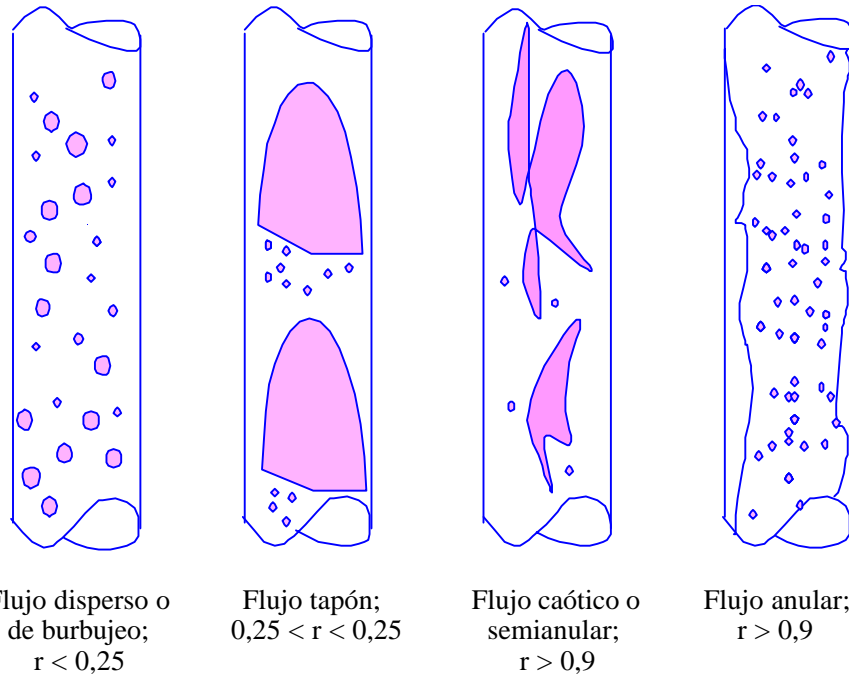


Figura 5.5 Configuraciones del flujo bifásico gas-líquido ascendente en configuraciones verticales ($r = U_G / (U_G + U_L)$).

2.2 Zonas de aparición de los diferentes regímenes en flujo ascendente

Algunos autores han confeccionado planos o diagramas de flujo para intentar delimitar las regiones en las cuales se presentan cada uno de los regímenes hidrodinámicos (Taitel *et al.*, 1980). Las coordenadas de los diagramas son generalmente parámetros relacionados con la cuantificación de los flujos de gas y de líquido. Los más simples suelen ser la velocidad superficial de ambas fases (Figura 5.6).

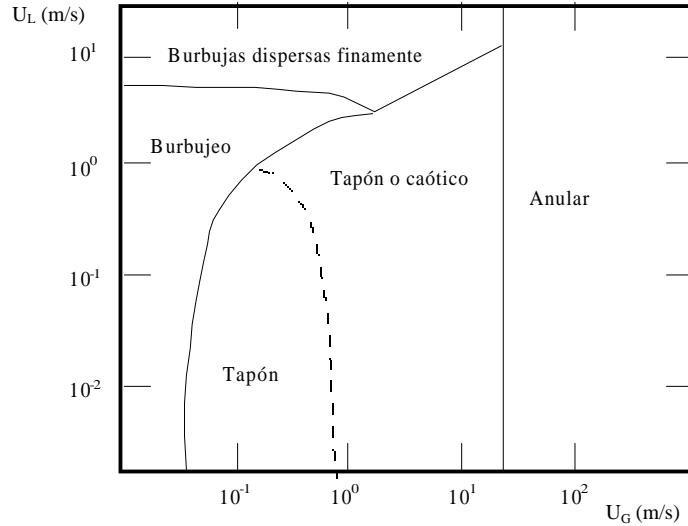


Figura 5.6 Diagrama de flujo en función de las velocidades superficiales de gas y de líquido (sistema aire/agua) (Taitel *et al.*,1980).

Generalmente, los diagramas que regulan la existencia de los regímenes de flujo en el ascenso en cocorriente de un sistema gas-líquido han sido elaborados para el sistema aire/agua, de manera que deben ser modificados cuando se emplean fluidos de propiedades diferentes. Con el fin de subsanar esta limitación y usar un único diagrama, cualquiera que sea el sistema gas-líquido empleado, Oshinowo y Charles (1974) han introducido en abscisas un factor corrector Φ , que permite tener en cuenta el fluido con el cual se trabaja. Dicho factor corrector viene expresado por la ecuación:

$$\Phi = \frac{\frac{m}{m_{agua}}}{\left(\frac{r}{r_{agua}} \left(\frac{s}{s_{agua}} \right)^3 \right)^{1/4}} \quad (5.5)$$

donde: μ = viscosidad dinámica del fluido,	$M L^{-1} T^{-1}$
μ_{agua} = viscosidad dinámica del agua,	$M L^{-1} T^{-1}$
σ = tensión superficial del fluido,	$M T^{-2}$
σ_{agua} = tensión superficial del agua,	$M T^{-2}$
ρ = densidad del fluido,	$M L^{-3}$
ρ_{agua} = densidad del agua,	$M L^{-3}$

La transición entre los regímenes puede variar ligeramente, pues depende de diversos factores: por un lado, de la subjetividad de cada experimentador a la hora de establecer el régimen observado y, por otro, de la dificultad para establecer la transición.

2.3 Flujos bifásicos gas-líquido a cocorriente en diferentes configuraciones

El flujo bifásico a cocorriente ha sido un tema de interés por sus numerosas aplicaciones industriales. Las geometrías y las condiciones experimentales que se pueden presentar son muy diversas: conductos horizontales o ligeramente inclinados, flujos descendentes, etc.

2.3.1 Flujos bifásicos gas-líquido en conducciones horizontales

En el caso de flujo bifásico en tubos horizontales, la morfología del flujo es algo diferente a la del flujo vertical, pues se pierde la geometría de las burbujas. Incluso para pequeños ángulos de inclinación, la componente transversal de la

gravedad causa que la estructura de la interfase de las burbujas más largas pase de un flujo anular a un flujo estratificado (Figura 5.7). Durante este flujo horizontal las fases gaseosa y líquida quedan completamente separadas, el líquido circula en la parte inferior del tubo mientras el gas se concentra de manera más uniforme en la zona superior.

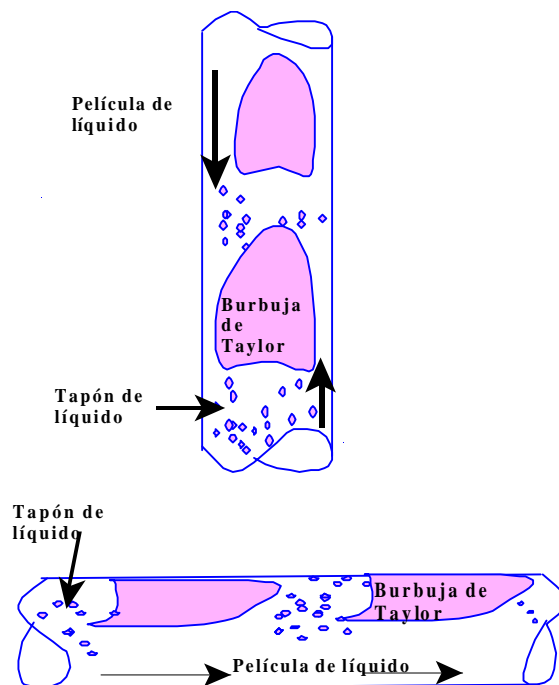


Figura 5.7 Flujo tapón en conducción vertical y en conducción horizontal.

2.3.2 *Flujos bifásicos gas-líquido descendentes en conducciones verticales*

La principal diferencia entre el flujo ascendente y el descendente es el predominio, en este último, del flujo anular. Esta configuración ha sido menos

estudiada y practicada que la de flujo ascendente.

2.4. El Flujo Tapón

Los trabajos de numerosos autores (Cabassud, 1997; Cui y Wright, 1994; Mercier, 1997) han mostrado las posibilidades que presenta el flujo tapón frente a las otras configuraciones, para mejorar los flujos en filtración tangencial. Por lo tanto, parece necesario conocer más profundamente sus características hidrodinámicas.

La característica principal del flujo tapón es su intermitencia en el espacio, en la que se suceden un flujo anular y un flujo disperso o de burbujeo. Dicha intermitencia se puede percibir en el extremo de la conducción, donde el caudal de líquido pasa de valores muy bajos, cuando emerge la burbuja de Taylor, a valores más altos, cuando sale el tapón de líquido. De manera que esta configuración está asociada, en primer término, a variaciones de las velocidades de las dos fases.

Por otro lado, esta intermitencia también influye de forma indirecta sobre la presión ya que esta sufre variaciones con el paso de las burbujas de Taylor y de los tapones de líquidos, bien por la contribución hidrostática, debida a la modificación de la fracción gaseosa, bien por efectos dinámicos. Asimismo, Liné y Masbernat (1985) consideran los fenómenos hidrodinámicos ligados al ascenso de la burbuja de Taylor, como el hecho de que la película de líquido que desciende entre la pared de la conducción y la burbuja de Taylor está contribuyendo a una inversión del esfuerzo de cizalladura en la pared que produce la burbuja en su ascenso. El líquido, en su descenso, puede penetrar en la burbuja arrancando de ésta cierta cantidad de gas, provocando una cola turbulenta que es identificada por varios

autores (Fernandes *et al.*, 1983; Barnea y Shemer, 1989) como una fracción gaseosa mayor que la presente en la burbuja. Estudios experimentales de una sola burbuja de Taylor, ascendiendo a través de un líquido estático, han demostrado que para un amplio rango de viscosidades y tensiones superficiales, la velocidad de ascenso puede expresarse en término del número de Froude:

$$Fr = \frac{U_N}{\sqrt{gD}} \quad (5.6)$$

donde : D = el diámetro del tubo, L
 U_N = la velocidad de ascenso de la burbuja de Taylor, L T⁻¹.

Los experimentos realizados por Hamarthy (1980), Nicklin *et al.* (1962), White y Beardmore (1962), Zukoski (1966) han demostrado que el número de Froude suele presentar un valor de $0,35 \pm 0,05$. Esta constancia ha sido observada en un amplio rango de bajas viscosidades y tensiones superficiales. Estos resultados sugieren, por tanto, que las fuerzas inerciales controlan la velocidad de ascenso de las burbujas en el seno de líquidos estáticos.

En un líquido que fluye, Nicklin *et al.* (1962) han sugerido que la velocidad puede ser expresada a través de la ecuación:

$$U_N = U_{NS} + \lambda U_L \quad (5.7)$$

donde U_{NS} es la velocidad de traslación en un líquido estático [L T⁻¹], U_L la velocidad media del líquido [L T⁻¹], y λ es un coeficiente empírico que varía

ampliamente con los cambios de dirección y velocidad del líquido. Para valores de Re superiores a 8.000, λ suele ser 1,2. Bendiksen (1984) ha confirmado que λ presenta este valor de 1,2 cuando el número de Reynolds se encuentra entre 5.000 y 110.000.

Collins *et al.* (1978) han medido la velocidad de ascenso U_N en el seno de soluciones de glicerol y agua que fluyen. Han obtenido una expresión analítica que representa sus medidas en flujo turbulento de manera muy exacta:

$$U_N = \sqrt{gD} \mathbf{f} + U_{LM} \quad (5.8)$$

$$\mathbf{f} = F_{rL} = U_{LM} \sqrt{gD} \quad (5.9)$$

donde U_{LM} se define como la velocidad de líquido mezcla [L T⁻¹] y F_{rL} define el número de Froude cuando el líquido no está estático. Para el caso de un perfil de velocidades turbulento, la expresión queda:

$$U_N = U_{NS} + U_{LM} \quad (5.10)$$

que resulta muy similar a la expresión (5.8) obtenida por Nicklin *et al.* (1962).

2.5 Modelización del Flujo Tapón

Liné (1983) ha desarrollado un modelo para describir el flujo tapón en conducciones petrolíferas y posteriormente ha sido completado por Fabre y Liné (1996). Este modelo plantea la resolución de las ecuaciones de continuidad y de

conservación de cantidad de movimiento para poder calcular las fracciones y las velocidades medias de cada fase, así como la presión, a partir de las características geométricas de la conducción (diámetro, rugosidad, inclinación), de las propiedades de los fluidos (densidad, viscosidad, tensión superficial) y de los caudales máscicos de cada fase. A continuación se presentan los principales elementos de este modelo.

2.5.1 El concepto de celda unidad

Los primeros trabajos que han intentado modelizar el flujo tapón se deben a Griffith y Wallis (1961) y a Nicklin *et al.* (1962), que han reconocido la importancia del movimiento de la burbuja de Taylor. Sin embargo, el concepto de celda unidad ha sido introducido por Wallis (1969) empleándolo en un modelo simplificado del gradiente de presión resultante de tres contribuciones: el tapón de líquido, la cola de la burbuja de Taylor y el cuerpo principal de dicha burbuja. El modelo de celda unidad fue desarrollado posteriormente por Dukler y Hubbard (1975) para flujo horizontal y luego fue aplicado a flujo vertical por Fernandes *et al.* (1983).

La necesidad de definir la celda unidad surge de la propia naturaleza caótica del flujo tapón, donde se suceden alternativamente las burbujas y el tapón de líquido. La celda unidad incluye la región de burbujas largas junto con la región del tapón de líquido posterior. El tapón de líquido de longitud L_D [L] presenta burbujas dispersas que viajan a una velocidad V [$L T^{-1}$]. Esto conduce a un menor movimiento del líquido en la película que se halla separada. Durante el flujo estable del tapón, su longitud permanece constante a medida que viaja por la conducción. Se considera que un modelo completo de flujo tapón debe conducir, al menos, a la obtención de las longitudes características, L_D y L_S , [L] el tamaño medio de la

burbuja en el tapón de líquido, la forma de la película del líquido (estratificado, anular), las velocidades características, las velocidades medias del gas y del líquido en cada parte de la celda, los esfuerzos de cizalladura interfacial, en la pared, en cada parte de la celda, así como la caída de presión.

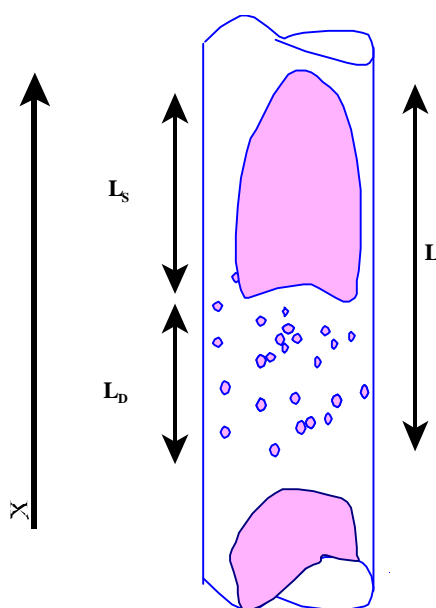


Figura 5.8 La celda unidad.

El concepto de celda unidad se basa en las dos aproximaciones siguientes: primeramente, existe una zona a una velocidad dada V , en la cual el flujo es estacionario; y en segundo lugar, el flujo del gas, en forma de burbujas, y del líquido en forma de tapones, están totalmente desarrollados en dicha zona.

La primera aproximación procede de una evidencia experimental ilustrada en la Figura 5.8. Las velocidades de las burbujas y de los tapones están

ampliamente distribuidas alrededor de un valor idéntico. A pesar de que esta propiedad se hace menos evidente para caudales altos de gas y de líquido, el comportamiento cuasi-estacionario del sistema bifásico en movimiento en una zona o franja es la clave del éxito del modelo de la celda unidad. Esto permite una gran simplificación ya que transforma un problema no estacionario en otro estacionario.

En lo que se refiere a la segunda aproximación de la que parte este modelo, cabe decir que es un poco más discutible, pues implica que la fracción media tangencial y la velocidad de cada fase no dependen de la coordenada x dentro de las burbujas de Taylor y del tapón de líquido.

En las últimas décadas, se ha desarrollado un formalismo para promediar de forma estadística las propiedades físicas para cada tipo de flujo, considerando las zonas del flujo disperso y tapón. Este método conduce a la predicción de las variables dependientes en cada tipo de flujo y las características de la intermitencia desde el punto de vista de un modelo celular estadístico, basándose en las ecuaciones de conservación promediadas. El método está basado en la introducción de una función característica de intermitencia $\chi_k(x,t)$, que depende del espacio y del tiempo y que puede valer 1 o 0. Esta función, denominada función de presencia de la fase k ($k=L$ para el líquido y $k=G$ para el gas), tiene dos componentes asociadas respectivamente al régimen de burbuja y al de tapón de líquido, y por tanto, la suma es igual a la unidad. Se obtienen así las ecuaciones instantáneas del flujo intermitente para las cuales no se conoce la evolución, ni en el tiempo, ni en el espacio, de la función de intermitencia χ_k . Se recurre entonces, como en cualquier otro fenómeno aleatorio, a la media estimada.

$$c_G + c_L = 1 \quad (5.11)$$

)

2.5.2 Operadores de la media

Dos tipos de media se aplican sucesivamente en las diferentes ecuaciones de conservación de la materia y de cantidad de movimiento:

- la media estadística de χ_k , que da la tasa de presencia de la fase k, se denota por \bar{c}_k (k = G para el gas y k = L para el líquido);

$$\bar{c}_k = \frac{1}{T} \int_0^T c_k dt \quad (5.12)$$

- la media espacial sobre la sección perpendicular (A_d) de α_k , que permite calcular R_k (tasa de presencia de la fase k o fracción ocupada por la fase k sobre la sección perpendicular):

$$R_k = \langle \alpha_k \rangle = \frac{1}{A_d} \int_{A_d} \alpha_k dS \quad (5.13)$$

2.5.3 Bases de cálculo del modelo

Ecuación de partida

En régimen monofásico, la ecuación de continuidad viene dada por la

expresión:

$$\frac{\mathcal{I} \mathbf{r}}{\mathcal{I} t} + \frac{\mathcal{I} \mathbf{r} u_i}{\mathcal{I} x_i} = 0 \quad (5.14)$$

La ecuación de conservación de la cantidad de movimiento tiene por expresión general:

$$\frac{\mathcal{I} \mathbf{r} u_i}{\mathcal{I} t} + \frac{\mathcal{I} (\mathbf{r} u_i u_j)}{\mathcal{I} x_j} = \frac{\mathcal{I} \mathbf{s}_{ij}}{\mathcal{I} x_j} - \mathbf{r} g_i \quad (5.15)$$

con $\sigma_{ij} = -p \delta_{ij} + \tau_{ij}$ (σ_{ij} : término general del tensor de esfuerzos; τ_{ij} : término general del tensor de los esfuerzos de cizalladura).

En régimen bifásico se toman las ecuaciones anteriores de flujo monofásico, pero multiplicando estas ecuaciones de conservación por la función de intermitencia χ_k tras realizar sucesivamente una media estadística y una media espacial para cada una de las expresiones obtenidas. Utilizando las notaciones introducidas en apartados anteriores y suponiendo que la transferencia interfacial es nula en la sección, la ecuación de continuidad queda en la forma:

$$\frac{\mathcal{I} (\mathbf{r}_k R_{kq})}{\mathcal{I} t} + \frac{\mathcal{I} (\mathbf{r}_k R_{kq} U_{kq}^*)}{\mathcal{I} x} = 0 \quad (5.16)$$

Siguiendo el mismo procedimiento, la ecuación de conservación de cantidad de movimiento queda en la forma:

$$\frac{\rho_k R_{kq} U_{kq}^*}{\rho_t} + \frac{\rho_k R_{kq} U_{kq}^{*2}}{\rho_x} + \frac{\rho_k R_{kq} P_{kq}}{\rho_x} = \frac{S_{kqw} \tau_{kqw} + S_{kqI} \tau_{kqI}}{A} - \rho_k R_{kq} g \quad (5.17)$$

donde: q = índice de configuración (S para la zona de fases separadas y D para la fase dispersa),

R_{kq} = fracción ocupada por la fase k en la configuración q sobre la sección perpendicular A_d ,

A_d = sección perpendicular [L^2],

ρ_k = densidad de cada fase para una configuración q determinada [$M L^{-3}$],

U_{kq}^* = velocidad media de cada fase para una configuración q determinada [$L T^{-1}$],

P_k = presión media sobre la sección ocupada por la fase k [$M L^{-1} T^{-2}$],

S_{kqw} y S_{kqI} , = perímetros mojados que se calculan a partir de las relaciones geométricas haciendo intervenir R_G y R_L (sabiendo que $R_G + R_L = 1$) [L],

τ_{kqw} y τ_{kqI} = componentes de la cizalladura en la dirección x, ejercida respectivamente por la pared (w) y por la interfase (Y) sobre la fase k [$M L^{-2} T^{-2}$].

2.5.4 Hipótesis simplificadoras del modelo

Se ha supuesto que el flujo posee periodicidad espacio-temporal, lo que ha motivado la imposición de que todas las burbujas de Taylor y los tapones de líquido tengan la misma velocidad de propagación V . Esta hipótesis ha sido verificada por Fabre *et al.* (1993) que muestra que las velocidades de las burbujas de Taylor y de los tapones de líquido están poco alejadas. La desviación tipo es del orden del 1 % del valor medio, mientras la velocidad de mezcla permanece moderada. Por tanto, puede considerarse razonable suponer una estructura estática con un movimiento de traslación en bloque. En estos mismos estudios, Fabre *et al.* (1993) ponen en evidencia una dispersión mayor del tamaño de las burbujas y de los tapones de líquido. Sin embargo, la longitud de la celda se ve poco afectada si se considera el flujo totalmente desarrollado.

Si se aplican las dos hipótesis anteriores, considerando un sistema de referencia móvil ligado a la burbuja (de velocidad V), las ecuaciones de materia y cantidad de movimiento pueden ser simplificadas introduciendo la variable ξ , definida como: $\xi = Vt - x$. El flujo bifásico puede considerarse como flujo estacionario, quedando la ecuación de continuidad en la forma:

$$\frac{d \left[R_{kq} (V - U_{kq}^*) \right]}{dx} = 0 \quad (5.18)$$

Siendo:

$$\mathbf{j}_k = R_{kS} (V - U_{kS}^*) = R_{kD} (V - U_{kD}^*) = R_k (V - U_k) \quad (5.19)$$

)

donde \mathbf{j}_k es el flujo de la fase k relativo a las burbujas. Este flujo puede estar relacionado con las velocidades superficiales U_{kS} por una ley del tipo:
 $\mathbf{j}_k = R_k (V - U_{kS})$.

Sabiendo que la fracción de cada fase es la suma de sus diferentes contribuciones en la burbuja de Taylor (R_{kS}) y en el tapón de líquido (R_{kD}), ponderadas por las medias de las longitudes respectivas de las burbujas y de los tapones de líquido, o de forma más simple, por el factor de intermitencia β y su complementaria hasta la unidad ($R_k = \beta R_{kS} + (1 - \beta) R_{kD}$), se puede escribir que:

$$R_k U_k = \beta R_{kS} U_{kS}^* + (1 - \beta) R_{kD} U_{kD}^* \quad (5.20)$$

)

El factor de intermitencia β representa, según la definición adoptada, la tasa de presencia de las burbujas, es decir, la relación de longitud de las burbujas respecto a la longitud de las celdas definidas (burbuja + tapón de líquido).

En la nueva referencia, la ecuación de cantidad de movimiento queda como:

$$\frac{d \left[\mathbf{r}_k R_{kq} (V - U_{kq}^*)^2 \right] + R_{kq} P_k}{d \mathbf{x}} = \frac{\mathbf{t}_{kqw} S_{kqw} + \mathbf{t}_{kql} S_{kql}}{A} - \mathbf{r}_k R_{kq} g \quad (5.21)$$

)

Sabiendo que:

$$\frac{d[R_{kq} (V - U_{kq}^*)]}{d\mathbf{x}} = 0 \quad (\text{ecuación de continuidad}) \quad (5.22)$$

y suponiendo que:

$$\frac{dR_{kq}}{d\mathbf{x}} = 0 \quad (5.23)$$

se obtiene:

- en la zona de fases separadas,

$$R_{kS} \frac{dP_S}{dx} = \frac{t_{kSw} S_{kSw} + t_{kSI} S_{kSI}}{A} - r_k R_{kS} g \quad (5.24)$$

- en la zona de fases dispersas,

$$R_{kD} \frac{dP_D}{dx} = \frac{t_{kDw} S_{kDw} + t_{kDI} S_{kDI}}{A} - r_k R_{kD} g \quad (5.25)$$

Por otra parte, sabiendo que el gradiente de presión es el mismo en las dos fases y aplicando:

$$\sum_{k=L,G} t_{kl} = 0 \quad (\text{conservación en la interfase}) \quad (5.26)$$

se obtiene:

$$\frac{dP_s}{dx} = R_{LS} \frac{dP_S}{dx} + R_{GS} \frac{dP_S}{dx} = \frac{\mathbf{t}_{S_w} S_{LS_w} + \mathbf{t}_{GS_w} S_{GS_w}}{A} - (\mathbf{r}_L R_{LS} + \mathbf{r}_G R_{GS}) g \quad (5.27)$$

$$\frac{dP_D}{dx} = \frac{\mathbf{t}_{LD_w} S_{LD_w}}{A} - (\mathbf{r}_L R_{LD} + \mathbf{r}_G R_{GD}) g \quad (5.28)$$

A este nivel no interviene el esfuerzo de cizalladura debido al gas ya que sólo el líquido moja la pared.

Sabiendo que sobre la celda entera:

$$\frac{dP}{dx} = \mathbf{b} \frac{dP_S}{dx} + (1 - \mathbf{b}) \frac{dP_D}{dx} \quad (5.29)$$

el gradiente de presión longitudinal puede escribirse como:

$$\frac{dP}{dx} = \frac{\mathbf{b} (\mathbf{t}_{LS_w} S_{LS_w} + \mathbf{t}_{GS_w} S_{GS_w}) + (1 - \mathbf{b}) (\mathbf{t}_{LD_w} S_{LD_w})}{A} - (\mathbf{r}_L R_L + \mathbf{r}_G R_G) g \quad (5.30)$$

donde pueden observarse las dos contribuciones al gradiente de presión, la debida a la presión estática de cada fase y a la debida a la fricción con la pared.

2.5.5 Formulación de las ecuaciones

La resolución del sistema se hace en dos etapas. La primera se centra en determinar las tasas globales de gas (R_G , R_{GS} , R_{GD} , R_L , R_{LS} , R_{LD}) y la segunda en el cálculo del gradiente de presión.

La conservación de la materia da lugar a siete ecuaciones algebraicas no lineales:

$$R_L = \mathbf{b} R_{LS} + (1 - \mathbf{b}) R_{LD} \quad (5.31)$$

$$R_L U_L = \mathbf{b} R_{LS} U_{LS}^* + (1 - \mathbf{b}) R_{LD} U_{LD}^* \quad (5.32)$$

$$(1 - R_L) U_G = \mathbf{b} (1 - R_{LS}) U_{GS}^* + (1 - \mathbf{b}) (1 - R_{LD}) U_{GD}^* \quad (5.33)$$

$$R_{LS} (V - U_{LS}^*) = R_{LD} (V - U_{LD}^*) \quad (5.34)$$

$$(1 - R_{LS}) (V - U_{GS}^*) = (1 - R_{LD}) (V - U_{GD}^*) \quad (5.35)$$

$$U_{LS} = R_L U_L \quad (5.36)$$

$$U_{GS} = (1 - R_L) U_G \quad (5.37)$$

Todas las ecuaciones anteriores han sido expuestas para la fase líquida, pero el proceso de cálculo es similar para la fase gaseosa. Las siete ecuaciones

contienen once incógnitas ($R_L, R_{LS}, R_{LD}, U_L, U_{LS}^*, U_{LD}^*, U_G, U_{GS}^*, U_{GD}^*$, y V). Para resolver el problema hace falta fijar cuatro de estas once incógnitas, introduciendo diversas leyes de clausura. Una forma clásica de obtener dichas leyes consiste en emplear una serie de correlaciones para la fracción y la velocidad media del gas en el tapón de líquido (R_{GD}, U_{GD}^*), así como dos correlaciones algebraicas dando la velocidad de la bala (V) y la fracción de gas en la bala (R_{GS}). Para calcular el gradiente de presión hace falta establecer las leyes de clausura para así poder calcular el esfuerzo de cizalladura parietal en la bala y en el pulso de líquido, así como el esfuerzo de cizalladura interfacial.

2.5.6 Leyes de clausura

En este apartado se presentan las diferentes leyes propuestas, insistiendo principalmente en sus principios de formulación y en su forma general. Sin embargo, debe tenerse en cuenta que éstas han sido formuladas para el caso de diámetros de conducción anchos; por tanto, cualquier tipo de extrapolación sistemática a otras geometrías debe hacerse con reservas.

2.5.6.1 Determinación de la velocidad de la bala

La velocidad de las balas de gas y de los pulsos de líquidos es una función afín de la velocidad de mezcla U_M [$L T^{-1}$]. Esta relación ha sido puesta en evidencia por Nicklin *et al.* (1962) que han encontrado en sus experimentos en flujo vertical que

$$V = c_0 U_M + c_\infty \sqrt{g D} \quad (5.38)$$

)

Esta relación está compuesta de dos términos, el primero de ellos es un término de transporte para el movimiento medio y el segundo un término de derivada. Descomponiendo la expresión de la velocidad en estos dos términos, estos autores han representado c_0 frente a la velocidad media del líquido U_M , observando que c_0 aumenta desde 0,9 para los valores negativos, hasta un máximo de 1,8 cerca de $U_M = 0$, y luego decrece hacia un valor asintótico de 1,2 cuando $Re > 8.000$. En flujo vertical, la constante c_0 depende del valor del número de Reynolds relativo a la fase líquida. En flujo laminar, la constante c_0 es superior a 2 (Fabre y Liné, 1992). En lo referente al valor de la constante c_∞ , los autores (Fernandes, 1981; Frechou, 1996) están de acuerdo en un valor de 0,35. No obstante, es necesario señalar que existen numerosas correlaciones que permiten obtener los valores de c_0 y c_∞ en función de números adimensionales, como el número de Reynolds, el número de Froude o el número de Eötvös, que tienen en cuenta los efectos ligados a la viscosidad y a la tensión superficial de los dos fluidos.

2.5.6.2 Fracción de gas en los tapones de líquido

Se han propuesto varias correlaciones para establecer la fracción de gas en los tapones de líquido. La obtenida por Andreussi y Bendiksen (1989), para flujo horizontal, da resultados muy aceptables para un sistema agua-aire. Si se consideran una serie de hipótesis simplificadoras:

- el flujo de gas arrastrado en la cola de las burbujas de Taylor, bajo la forma de pequeñas burbujas, es la diferencia entre el gas producido en la cola y el flujo

de gas que reabastece la burbuja,

- el flujo de gas producido en la cola es proporcional al flujo del líquido,
- el flujo de reabastecimiento es proporcional a la fracción de gas R_{GD} y a la velocidad de ascenso de las burbujas en el pulso de líquido y,
- el deslizamiento longitudinal en el tapón de líquido es despreciable; la fracción de gas contenida en los tapones de líquido puede expresarse por una relación de la forma:

$$R_{GD} = \frac{U_M - U_{Mf}}{U_M + U_{MO}} \quad (5.39)$$

donde U_{Mf} y U_{MO} están dadas por las relaciones obtenidas experimentalmente:

$$U_{Mf} = 2,6 \left[1 - 2 \left(\frac{d_o}{D} \right)^2 \right] \sqrt{g D} \quad (5.40)$$

$$U_{MO} = 2.400 B_d^{-\frac{3}{4}} \sqrt{g D} \quad (5.41)$$

donde B_d es el número de Bond:

$$B_d = \frac{\Delta \rho g D^2}{\sigma} \quad (5.42)$$

El parámetro U_{Mf} corresponde a la velocidad crítica a partir de la cual el tapón de líquido no está tan gasificado. El parámetro U_{MO} depende de la relación entre el flujo de gas real en la bala y el flujo de gas producido en su cola.

2.5.6.3 Velocidad del gas en el tapón de líquido

Para hacerse una idea de la diferencia de velocidad entre el gas y el líquido se puede recurrir a una expresión como $(U_{GD}^* - U_{LD}^*)$ (Fernandes *et al.*, 1983) o bien a una ley de derivada que exprese U_{GD}^* en función de la velocidad de mezcla. Esta segunda vía tiene la ventaja de simplificar los cálculos ya que U_{GD}^* está en forma explícita en función de U_M :

$$U_{GD}^* = c_1 U_M + V_B (1 - c_m R_{GD}) (1 - R_{GD}) \quad (5.43)$$

donde, V_B es la velocidad ascensional de una burbuja en el seno de un líquido en reposo y viene dada por la expresión (Harmathy, 1960):

$$V_B = 1,53 \left[\frac{s g \Delta r}{r_L^2} \right] \quad (5.44)$$

donde c_m es el coeficiente de materia añadida (igual a 0,5). C_1 por su parte, considera la distribución de las velocidades y de las tasas de gas y es ligeramente superior a la unidad. Por tanto, ahora queda por determinar la fracción de gas R_{GS} en la bala y los esfuerzos de cizalladura parietales e interfaciales que aparecen en las expresiones de los gradientes de presión.

2.5.6.4 Determinación de los esfuerzos de cizalladura

Los esfuerzos de cizalladura parietales en la burbuja de Taylor y en el tapón de líquido (τ_{kSw} y τ_{LDw}), así como los esfuerzos de cizalladura interfaciales (τ_{GSI}), se pueden expresar por medio de las leyes clásicas de sistema monofásico:

$$\mathbf{t}_{kSw} = f_{kSw} \mathbf{r}_k \frac{U_{kS}^{*2}}{2} \quad (5.45)$$

$$\mathbf{t}_{GSI} = f_{GSI} \mathbf{r}_G \frac{(U_{GS}^* - U_{LS}^*)}{2} \quad (5.46)$$

Introduciendo los coeficientes de rozamiento en la pared (f_{kSw}) y en la interfase (f_{GSI}), dados por las leyes de Poiseuille (régimen laminar) y de Colebrook (régimen turbulento, liso y rugoso) para monofásico:

$$f_{kSw} = \frac{16}{\text{Re}_{kS}} \quad (5.47)$$

$$\frac{1}{2\sqrt{f_{kSw}}} = 1,74 - 2 \log_{10} \left[\frac{2 k_w}{Dh_{kS}} + \frac{0,35}{\text{Re}_{kS} \sqrt{f_{kSw}}} \right] \quad (5.48)$$

donde: k_w = rugosidad de la pared,

Dh_{kS} = diámetro hidráulico,

$$\text{Re}_{kS} = \frac{Dh_{kS} U_{kS}^*}{\mathbf{n}_k} \quad (5.49)$$

$$Dh_{kS} = \frac{4 A_d}{S_{kS}} \quad (5.50)$$

Las mismas fórmulas son aplicables al cálculo del coeficiente de rozamiento interfacial.

2.5.6.5 Fracción de gas en la burbuja de Taylor

Sabiendo que, en la burbuja de Taylor, la ley de conservación de la cantidad de movimiento viene dada por la expresión:

$$R_{kS} \frac{dP_S}{dx} = \frac{\mathbf{t}_{kSw} S_{kSw} + \mathbf{t}_{kSI} S_{kSI}}{A} - \mathbf{r}_k R_{kS} g = 0 \quad (5.51)$$

y eliminando el gradiente de presión que se supone idéntico para cada caso, se llega a:

$$\Delta \mathbf{r} = \frac{\mathbf{t}_{GSw} S_{GSw}}{R_{GS}} - \frac{\mathbf{t}_{LSw} S_{LSw}}{R_{LS}} + \frac{\mathbf{t}_{GSI} S_{GSI}}{R_{LS} R_{GS}} + A \Delta \mathbf{r} g = 0 \quad (5.52)$$

donde $\Delta \rho = \rho_L - \rho_G$. El cálculo de R_{GS} se deduce simplemente de la expresión anterior aplicando:

$$\sum_{k=L,G} R_{kS} = 1 \quad (5.53)$$

Las leyes empíricas expuestas en el desarrollo de este modelo (velocidad de la burbuja, fracción de gas en el tapón de líquido) han sido establecidas para el caso de conducciones de diámetro superior a 50 mm para las cuales los fenómenos hidrodinámicos son perfectamente conocidos.

2.5.7 Modificación del modelo para su aplicación a diámetros más pequeños

Mercier (1997) ha realizado un estudio experimental con el fin de determinar si las leyes anteriores son válidas para el caso de conducciones de 6 y 15 mm de diámetro. Se ha sustituido la membrana del módulo de filtración por un tubo en P.V.C. al cual se le ha equipado de cuatro tomas de presión capaces de responder a las variaciones rápidas de presión asociadas al paso de las burbujas de Taylor y de los tapones de líquido. Mercier (1997) ha observado que, cualquiera que sea el diámetro estudiado, la sucesión cuasi-periódica de las burbujas de Taylor y de los tapones de líquido se acompaña de fluctuaciones locales instantáneas cuya amplitud puede alcanzar a 0,3 bar para el diámetro de 15 mm y 0,65 bar para 6 mm al operar a una presión media de 1,1 bar. Estas oscilaciones, de amplitud variable según el ancho de la conducción, pueden actuar sobre la compactación de la torta de filtración. Este fenómeno confirma que los mecanismos ligados a las variaciones de presión son, en parte, responsables de la mejora constatada de los flujos de permeación (Maranges, 1995).

En lo referente a la evolución de la frecuencia de intermitencia, Mercier

(1997) ha observado que, para el diámetro de 6 mm, se puede considerar que la población de burbujas y de tapones de líquido es relativamente homogénea, lo que permite validar la segunda hipótesis del modelo, es decir el flujo plenamente estable. Así mismo, se ha encontrado una relación lineal entre la frecuencia de intermitencia y la velocidad de mezcla (U_M), diferente para el diámetro de 6 y de 15 mm, siendo más acusada la intermitencia a medida que aumenta el diámetro. Los parámetros característicos del flujo tapón para diámetros de 6 y 15 mm se han podido obtener gracias a medidas de conductividad de las dos fases y su posterior contraste.

La evolución de la tasa de gas en el tapón de líquido (R_{GD}) en función de la velocidad de mezcla se caracteriza por una velocidad crítica para la cual el tapón de líquido no presenta gas introducido por la acción de la película de líquido; a partir de este valor, la tasa de gas en el tapón de líquido aumenta continuamente en función de la velocidad de mezcla. No obstante, se ha observado que existe una diferencia fenomenológica entre los dos diámetros estudiados por Mercier (1997) ya que, para 6 mm, el tapón de líquido presenta, cualquiera que sea la velocidad de mezcla, muy poco gas en su interior. De hecho, la ley dada por Andreussi y Bendiksen (1989) ya predice que la velocidad crítica, a partir de la cual aparece el gas en el tapón de líquido, aumenta a medida que el diámetro disminuye.

En cuanto a la velocidad de la burbuja de Taylor, Mercier (1997) ha observado que cumple la ley de Nicklin *et al.* (1962), siendo $c_0 = 1,02$. Sin embargo, para el caso de una conducción de 6 mm esta ley no se verifica, y aparece una velocidad crítica de 0,8 m/s a la cual las burbujas de Taylor ascienden muy lentamente y, a medida que la velocidad se aleja de este valor, aparece un comportamiento clásico donde $c_0 = 1,5$.

En resumen, las diferencias importantes aparecidas entre los dos diámetros indujo a plantear una serie de modificaciones al modelo desarrollado para conducciones de gran diámetro, con el fin de tener en cuenta las fuerzas de capilaridad esencialmente en el caso de 6 mm de diámetro (Mercier, 1997). Además, para modelizar la fracción de gas presente en el tapón de líquido se ha empleado una relación similar a la de Andreussi y Bendiksen (1989), pero tomando para cada geometría los valores de U_{Mf} y U_{MO} iguales a los experimentales.

Para contrastar los resultados experimentales con el modelo se puede ver si se cumple la hipótesis que supone el flujo plenamente estabilizado. Para que esto ocurra, los gradientes de presión longitudinales para la fase gaseosa y líquida deben ser iguales. Sin embargo, Mercier (1997) ha observado que, para el diámetro de 6 mm, estos gradientes no son iguales cuando la velocidad ascensional de las burbujas de Taylor es inferior a la velocidad mezcla. Este fenómeno es causado, posiblemente, por las fuerzas de capilaridad, que pueden conseguir que a velocidades próximas a 2 m/s el movimiento de las burbujas se ve frenado.

Por otra parte, Mercier (1997) ha visto la necesidad de relacionar las variables de operación de los procesos de filtración con los parámetros hidrodinámicos locales del flujo tapón. De esta forma, se ha podido constatar la escasa evolución del esfuerzo de cizalladura en la burbuja respecto al factor de intermitencia, lo cual se explica por una velocidad de la película constante cualquiera que sean las condiciones experimentales. Por el contrario, el esfuerzo de cizalladura en el tapón de líquido aumenta en valor absoluto a medida que las condiciones hidrodinámicas tienden hacia el flujo caótico.

Cuando el factor de intermitencia es nulo, es decir en condiciones monofásicas, el esfuerzo de cizalladura en el tapón de líquido se calcula por medio de una ley clásica para monofásico. Se ha visto que el esfuerzo de cizalladura calculado por el modelo tiene en cuenta a la vez la influencia de la fase gaseosa y del flujo monofásico asociado.

El esfuerzo de cizalladura total (τ_{WT}) se calcula por medio de la expresión:

$$\tau_{WT} = b |\tau_{WS}| + (1 - b) |\tau_{WD}| \quad (5.54)$$

Pero para poder reflejar la influencia de la fase gaseosa únicamente se ha introducido el esfuerzo de cizalladura ligado al gas que viene expresado por: $\tau_w^* = \tau_{WT} - |\tau_{W \text{ monofásico}}|$. Se ha encontrado que el esfuerzo de cizalladura debido sólo a la fase gaseosa presenta una relación parabólica respecto al factor de intermitencia.

Para relacionar la mejora de la filtración en flujo bifásico con la cizalladura debida al gas, se ha intentado relacionar esta magnitud con el factor K_j . El resultado ha sido que el aumento del esfuerzo de cizalladura debido al gas provoca un aumento lineal del factor K_j . Asimismo, se ha observado que el esfuerzo de cizalladura alcanza un valor límite próximo a 15 Pa. Además, se ha podido constatar la estabilización del parámetro K_j cuando la relación entre los caudales de gas y de líquido es muy elevada, lo que puede deberse a la existencia de un esfuerzo de cizalladura máximo. Esto puede aceptarse si se considera la posibilidad de que exista una capa de espesor mínimo en la vecindad de la membrana y sobre la cual un aumento de la cizalladura ya es ineficaz. Por otra parte, se ha observado una mejor correlación de los datos para la suspensión de bentonita que para la suspensión de levaduras, lo que confirma la posible necesidad de un ensuciamiento externo

importante para que el esfuerzo de cizalladura suplementario tenga un efecto realmente significativo en la erosión del depósito. Por el contrario, si son otros los fenómenos de ensuciamiento prioritarios como la adsorción molecular, como ocurre en el caso de la suspensión de levaduras, el aumento de la cizalladura por parte del gas tiene poca incidencia en la mejora del flujo de permeación.

En el caso de la conducción de 6 mm de diámetro, no se ha podido cuantificar realmente la cizalladura ligada al efecto del gas y por tanto, no se dispone de correlación entre la mejora en la filtración K_j y τ_w^* . Sin embargo, Mercier (1997) considera que esto no tiene mayor repercusión, pues si bien se han podido observar diferencias notables en la hidrodinámica para diámetros de 6 y 15 mm, en los ensayos de filtración la eficacia al añadir el gas es similar para ambas geometrías; de manera que puede suponerse que los mecanismos hidrodinámicos implicados en la mejora de la operación de filtración son los mismos en cada caso y por consiguiente, la correlación K_j - τ_w^* obtenida para 15 mm puede considerarse análoga para 6 mm.

Conclusión: *El estudio realizado ha permitido identificar los medios que pueden ser empleados para incrementar el flujo. Como consecuencia, se ha elegido la floculación en línea con la microfiltración como método físico-químico. Asimismo, los resultados positivos que el flujo bifásico gas-líquido ha aportado en otros casos de filtración con pequeños costes energéticos han animado a emplear también esta técnica. La aplicación de esta técnica es muy reciente y casi todos los trabajos se centran en los aspectos cualitativos de mejora del flujo o de la selectividad. Los modelos de flujo bifásico desarrollados hasta el momento consideran únicamente el transporte a lo largo de la conducción y nunca la posibilidad*

de que la conducción presente paredes porosas. Se desprende que para que la acción del gas tenga un efecto realmente significativo sobre la mejora del flujo de permeación es necesario que el ensuciamiento externo sea importante.

Los capítulos siguientes describen la metodología experimental seguida y los resultados logrados.

CAPÍTULO 6
ENGROSAMIENTO O SEPARACIÓN DE
PARTÍCULAS PARA MEJORAR EL FLUJO

1. MEDIOS FISICO-QUIMICOS EMPLEADOS EN MICROFILTRACION DE AGUA RESIDUAL DEPURADA

1.1 Introducción

Se han realizados ensayos de floculación en línea y de floculación-flotación previas con el fin de aumentar el tamaño de las partículas o bien de eliminarlas antes de la microfiltración. A continuación se expone la metodología llevada en tales ensayos así como los resultados alcanzados.

1.2 Ensayos previos de coagulación-floculación en Jar-Test

Se han realizado ensayos previos en Jar-Test con el objetivo de encontrar la dosis óptima de coagulante. El equipo experimental utilizado ha sido un Jar-Test “Agitarse” dotado de cuatro paletas de 6 cm de ancho por 3 cm de alto. Los ensayos realizados se han efectuado siguiendo la siguiente secuencia:

1. Mezcla rápida durante 2 minutos a 70 r.p.m.
2. Agitación lenta durante 20 minutos a 17 r.p.m.
3. Posteriormente, se para la agitación y se levantan las paletas del Jar-Test, dejando sedimentar las muestras durante 30 minutos.
4. Finalmente, se toman alícuotas del líquido sobrenadante para medir la turbidez y la distribución granulométrica. La eficacia de clarificación del líquido sobrenadante será el parámetro elegido para estimar la dosis de coagulante a emplear.

Los coagulantes utilizados han sido el cloruro férrico y el sulfato de aluminio. En las Figuras 6.1 y 6.2 se muestran las variaciones experimentadas en la turbidez y el diámetro medio de las partículas en el líquido sobrenadante.

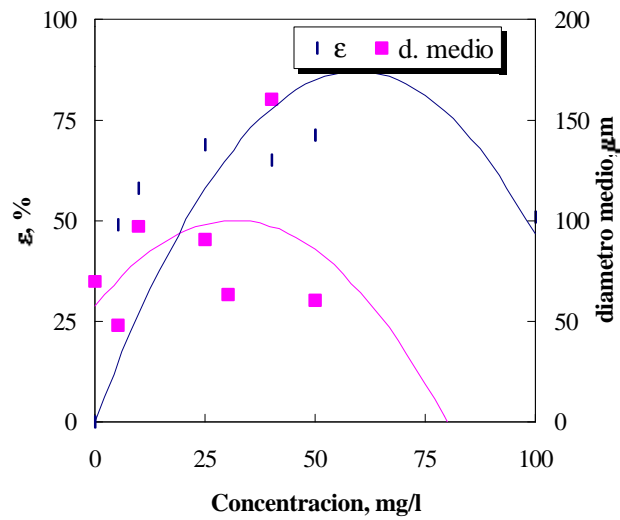


Figura 6.1 Influencia de la concentración de FeCl₃ sobre la eficacia de clarificación, estimada a través de la medida de la turbidez y el diámetro medio de las partículas.

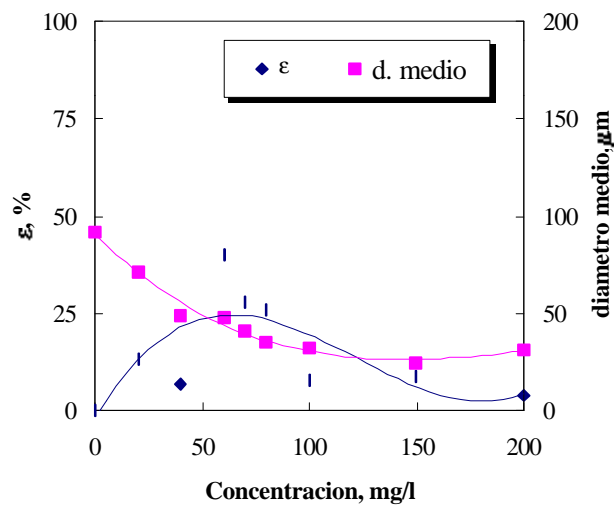


Figura 6.2 Influencia de la concentración de Al₂(SO₄)₃ sobre la eficacia de clarificación, estimada a través de la medida de la turbidez y el diámetro medio de las partículas.

Las dosis de cloruro férrico y sulfato de aluminio que se eligieron, como óptimas sobre la base de la eliminación de la turbidez, fueron de 25 y 60 mg/l, respectivamente.

2. FLOCULACIÓN EN LÍNEA

La adición del coagulante se efectuó en la tubería de aspiración de la bomba. Posteriormente, la alimentación se dejó flocular en la unidad de alimentación para luego someter a presión el módulo membranario y proceder a la microfiltración. Se ha observado la formación de flóculos en el tanque de alimentación y para evitar su decantación se ha mantenido en agitación.

Los datos analíticos de las experiencias realizadas se presentan en las Tablas 6.1 a 6.2 y la gráfica de evolución temporal del flujo de permeado se presenta en las Figuras 6.3 y 6.4.

Si el pH de la alimentación disminuye en 1 o 2 unidades, el pH del permeado es comparable al previamente obtenido. La conductividad aumentó. Por otro lado, parámetros como la DQO, el nitrógeno amoniacal o el fosfato se ven reducidos, debido probablemente a la adsorción de estas especies sobre los flóculos formados. La microfiltración sin pretratamiento da siempre un mejor flujo que con floculación en línea (Figura 6.3 y 6.4). Este resultado se debe probablemente al aumento de la concentración en sólidos de la alimentación: de una concentración del orden de 20 mg/l, se pasa a concentraciones de 100 o 300 mg/l. Evidentemente, la resistencia de la torta que aparece, limita considerablemente el flujo. Por eso, en los siguientes ensayos se ha tratado de eliminar, por flotación, una parte de las partículas formadas.

Tabla 6.1 Comparación de los parámetros analíticos de alimentación y permeado en microfiltración con y sin floculación en línea. FeCl₃; U_L: 5 m/s; P: 1,5 bares.

Parámetro	MFT clásica		Floculación en línea y MFT	
	A	P	A	P
pH	8,2	8,3	6,6	7,0
Conductividad, μS/cm	1610	1570	1850	1830
MES, mg/l	17	-	293	-
Turbidez, NTU	26	8	300	2
DQO, mg/l	54	29	68	38
N-NH ₃ , mg/l	29,7	30,7	31,6	31,4
PO ₄ ³⁻ , mg/l	32,2	29,5	1,3	1,3
Coliformes fecales, col/100ml	600	0	500	0
Diámetro medio, μm	57	31	35	26

NOTA: A: Alimentación; P: Permeado

Tabla 6.2 Comparación de los parámetros analíticos de alimentación y permeado en microfiltración con y sin floculación en línea. Al₂(SO₄)₃; U_L: 5 m/s; P: 1,5 bares.

Parámetro	MFT clásica		Floculación en línea y MFT	
	A	P	A	P
pH	8,2	8,3	7,9	8,1
Conductividad, μS/cm	1610	1560	1590	1610
MES, mg/l	17	-	98	-
Turbidez, NTU	26	8	57	6
DQO, mg/l	54	29	87	34
N-NH ₃ , mg/l	29,7	30,7	30,4	32,9
PO ₄ ³⁻ , mg/l	32,2	29,5	36,5	8,5
Coliformes fecales, col/100ml	600	0	800	0
Diámetro medio, μm	57	21	34	25

NOTA: A: Alimentación; P: Permeado

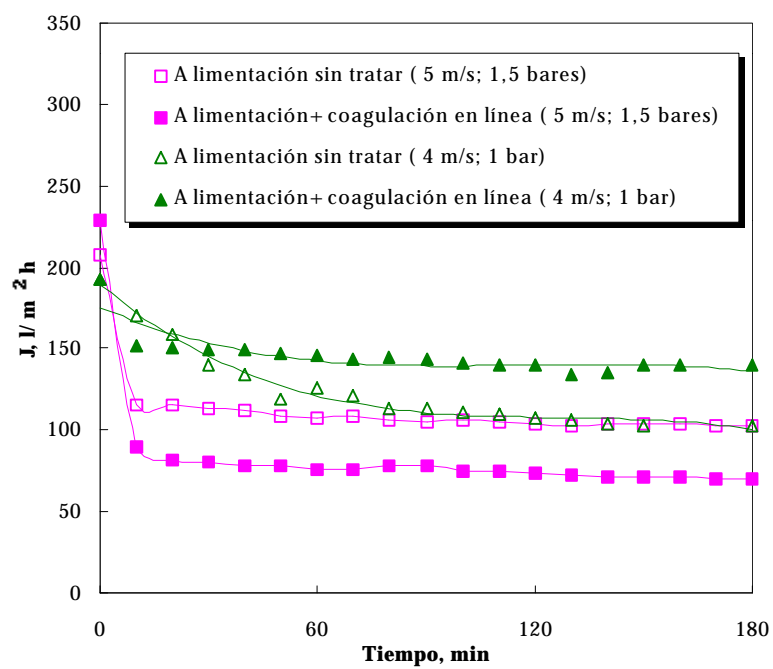


Figura 6.3 Evolución del flujo de permeación. Ensayos de microfiltración con inyección de FeCl_3 .

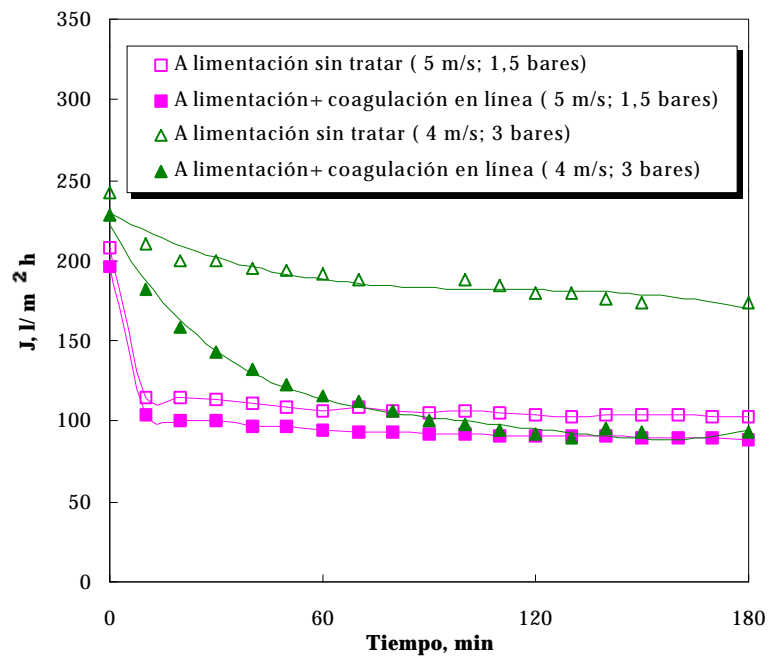


Figura 6.4 Evolución del flujo de permeación. Ensayos de microfiltración con inyección de $Al_2(SO_4)_3$.

3. FLOCULACIÓN-FLOTACIÓN Y MFT DE AGUA RESIDUAL DEPURADA

Por medio del pretratamiento del agua depurada, antes de la operación de microfiltración, se ha intentado eliminar las especies colmatantes. Para ello ha sido necesario la puesta a punto de un sistema de flotación (Figura 6.5) previo a la unidad de microfiltración.

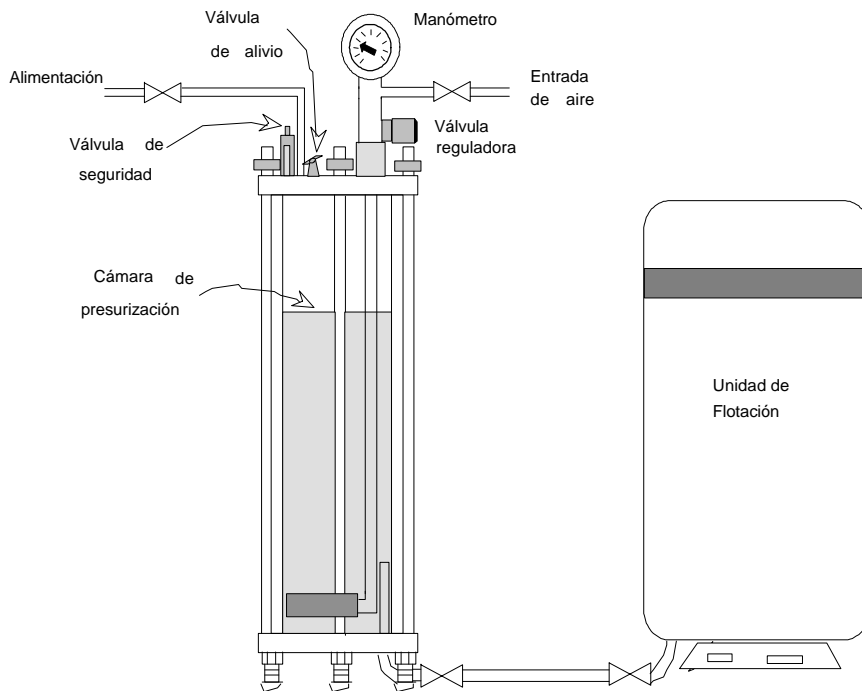


Figura 6.5 Instalación de floculación-flotación por aire disuelto.

La flotación está basada en la separación que se consigue por medio de burbujas finas de un gas, generalmente aire, que se adhieren a las partículas, ascendiendo conjuntamente hasta la superficie. En la unidad de flotación tiene lugar la coagulación-floculación del agua a tratar. Esencialmente la unidad está formada por un depósito de vidrio de 25 l, que dispone de una válvula de descompresión en su base. A través de un sistema de agitación se realiza la secuencia usual, necesaria para conseguir la aparición de los flóculos deseados. El sistema de flotación por aire disuelto requiere presurización. Para ello, un volumen de $3.3 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3$ de agua residual depurada, sin floculante, se comprime hasta 3 bares

en presencia de aire en exceso. La unidad de flotación empleada en estas experiencias operó con una relación A/S (masa de aire/masa de sólidos) igual a 4. El aire disuelto es liberado hasta alcanzar la presión atmosférica en forma de pequeñas burbujas que se unen entre sí, o emergen ocluidas entre las partículas suspendidas. Tras este sistema de clarificación, y una vez los flóculos se encuentran comprimidos en una capa superficial en la unidad de flotación, se abre la válvula de descompresión de la unidad de flotación para descargar la alimentación en la unidad de microfiltración. El sulfato de aluminio no ha sido utilizado para esta clase de experiencias, pues no se conseguía con este floculante una adecuada flotación, y por tanto, la clarificación resultó deficiente. En cambio, con el cloruro férrico se realizó un estudio de microfiltración siguiendo esta secuencia de pretratamientos, operando a 4 m/s y 3 bares. Los resultados obtenidos se pueden observar en la Figura 6.6 y en la Tabla 6.3.

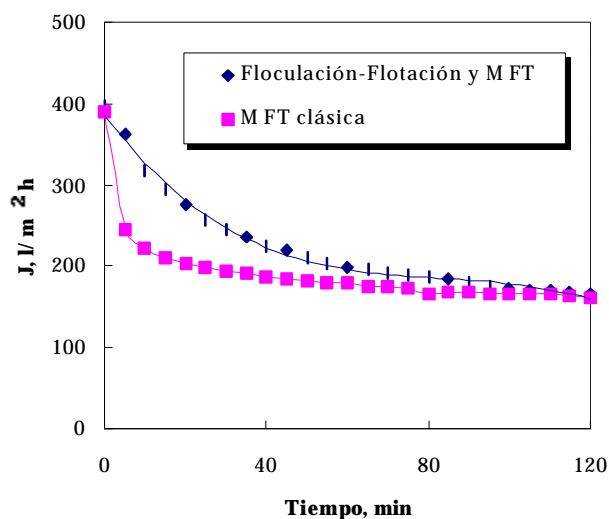


Figura 6.6 Evolución temporal del flujo de permeación. Ensayo de clarificación de la alimentación por coagulación-floculación y flotación por aire disuelto.

Tabla 6.3 Resultados analíticos de las corrientes de alimentación y de permeado en las experiencias de MFT con y sin floculación-flotación previas. FeCl₃; presión de presurización: 3 bares; U_L: 4 m/s; **P: 3 bares.**

Parámetros	MFT clásica		Floculación-Flotación y MFT	
	A	P	A	P
PH	8,4	8,6	6,9	8,3
Conductividad, μS/cm	1630	1570	1860	1800
MES, mg/l	15	-	13	-
Turbidez, NTU	19	6	9	3
DQO, mg/l	81	36	52	29
N-NH ₃ , mg/l	44	41	40,5	3,7
PO ₄ ³⁻ , mg/l	33,7	30,4	27,1	0,5
Coliformes fecales, col/100ml	8.400	-	2.000	-
Diámetro medio, μm	70	-	70	-

NOTA: A: Alimentación; **P:** Permeado

Al inicio del ciclo de microfiltración se observa una mejora del flujo de permeado, pero a medida que se alcanza el flujo estacionario, el flujo obtenido no se diferencia prácticamente del que se consigue por microfiltración del agua sin tratar; con lo cual no representa ninguna mejora significativa, puesto que lo que se busca es conseguir flujos estacionarios altos pero operando a tiempos de ciclo relativamente largos. Por tanto, parece que lo más probable es que este tipo de pretratamiento solamente consigue retrasar la obstrucción de los poros de la membrana siendo el flujo estacionario el mismo aunque se alcance un poco más tarde. Así, para el agua sin tratar el flujo estacionario se alcanza al cabo de una hora y media mientras para

el agua pretratada se retrasa hasta casi las dos horas de operación. Esta diferencia encontrada puede deberse a que con este tratamiento previo se elimina una fracción de las partículas responsables del decrecimiento de flujo en los primeros momentos de la operación. Transcurridos estos instantes iniciales, el fenómeno responsable de la colmatación de los poros comienza a ser de otra naturaleza, afectada por el tratamiento de la alimentación.

Conclusión : *Los medios físico-químicos empleados para mejorar el flujo no han conseguido los efectos deseados. Este hecho puede deberse a la compleja naturaleza de la alimentación y a una complicación extra de la misma, cuando se introducen especies nuevas como los coagulantes. En definitiva, parece más probable que un método hidrodinámico de mejora del flujo consiga mejores resultados por lo cual, a continuación, se presentan los ensayos realizados en presencia de gas.*

Capítulo 7
LA FILTRACIÓN BIFÁSICA

1. INTRODUCCIÓN GENERAL

El objetivo inicial de los ensayos de microfiltración en presencia de gas ha sido, en un principio, mejorar los flujos alcanzados con agua residual depurada puesto que los medios físico-químicos han resultado ineficaces en este aspecto. Posteriormente, se ha visto la necesidad de conocer más sobre la hidrodinámica del flujo bifásico y cómo podía actuar sobre los mecanismos de ensuciamiento implicados. Por ello, el estudio inicial se ha ampliado a la micro y ultrafiltración en presencia de gas, de diversas alimentaciones, cada una de las cuales representa una clase de suspensión y un mecanismo de ensuciamiento. De hecho, el agua residual se comporta como una suspensión de sólidos parcialmente deformables, análoga al caso del hidróxido férrico, y como una disolución de macromoléculas, metabolitos, etc. que interactúan con la membrana.

Por otra parte, se han publicado estudios sobre la filtración de suspensiones de partículas indeformables (Mercier, 1997; Cabassud *et al.*, 1997) y de macromoléculas (Cui y Wright, 1996). Quedan en suspenso las siguientes preguntas:

- ¿ qué ocurre cuando se microfiltra en presencia de gas una suspensión muy poco concentrada como el agua de red ?
- ¿ cuál sería la eficiencia de la inyección de gas cuando la suspensión a microfiltrar contiene partículas deformables como el hidróxido férrico ?

Cui y Wright (1996) anuncian buenos resultados en ultrafiltración de macromoléculas que forman una capa de polarización, pero Mercier (1997) predice, en su modelo, que el flujo tapón es eficaz sobretodo cuando existe deposición de una torta. ¿Qué ocurre en realidad cuando se ultrafiltra una solución macromolecular, por ejemplo dextrano ?.

En conclusión, se han establecido dos líneas de trabajo dentro de las experiencias de filtración tangencial en presencia de gas. Por un lado, se ha aplicado el flujo bifásico gas-líquido a la mejora con agua residual depurada y, por otro, se ha realizado un estudio sistemático con varias suspensiones y disoluciones. Asimismo, ha sido necesario un estudio previo para caracterizar el flujo bifásico gas-líquido en la geometría de las membranas CARBOSEP y comprobar la transición entre las diversas configuraciones del flujo. Todos los ensayos se efectuaron en cocorriente ascendente vertical, pues ésta es la configuración que genera las más elevadas cizalladuras combinadas con los efectos no estacionarios más interesantes (Mercier, 1997).

2. CARACTERIZACIÓN DEL FLUJO BIFÁSICO GAS-LÍQUIDO

2.1 Técnica experimental

2.1.1 Unidad experimental

La instalación experimental ha sido la unidad básica de filtración tangencial descrita en el capítulo 3 con ligeras modificaciones. El módulo de filtración en acero inoxidable ha sido sustituido por una conducción realizada en metacrilato totalmente transparente. Las dimensiones de dicha conducción han sido elegidas de manera que estén acordes con las de una membrana de filtración CARBOSEP como las empleadas en el resto del estudio de filtración, presentando una longitud de 40 cm y un diámetro interno de 7 mm (Figura 7.1).

El sistema de inyección del gas consta de una conducción que permite transportar el gas hasta el punto de inyección que se encuentra justamente antes de

la columna de metacrilato. El caudal de gas que entra a la instalación es medido mediante un rotámetro. La inyección de gas a la unidad de filtración se ha realizado por medio de un tubo capilar de 1/8'', de acero inoxidable, que se encuentra unido al cuerpo del módulo de filtración por medio de una unión roscada; en el final del tubo capilar se encuentra una placa porosa que actúa como difusor del gas en el interior del módulo. El modo de operación durante esta etapa preliminar ha consistido, para un caudal de líquido determinado, en variar gradualmente el caudal de gas dentro de un rango suficientemente amplio para poder observar las diferentes configuraciones del flujo.

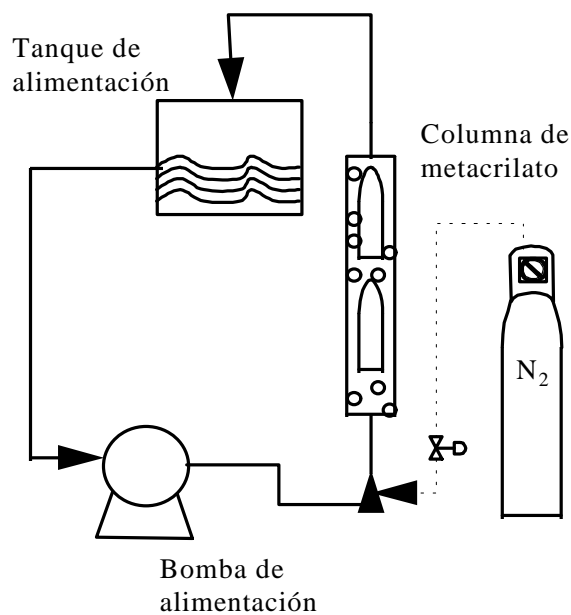


Figura 7.1 Unidad experimental para la caracterización del flujo bifásico gas-líquido.

La visualización del flujo bifásico ha sido realizada en un primer término por observación directa; y además, se ha recurrido a la grabación de estas imágenes por medio de una cámara de vídeo que permita su posterior ralentización en la

pantalla. Autores como Delhay (1981) o Hewitt (1982) han puesto de manifiesto las numerosas dificultades que presenta la observación directa de un flujo bifásico; entre ellas destacan las dificultades operativas ligadas a la presencia de dos fases, a los fenómenos ópticos tales como la reflexión o la refracción o a las condiciones de confinamiento del flujo. Por su parte, Hewitt (1982) destaca, incluso, el problema que representa la subjetividad visual del experimentador para apreciar de forma cualitativa las zonas de transición entre las configuraciones del flujo.

El empleo de cámaras de vídeo o fotográficas requiere la optimización de las condiciones de visualización. La velocidad de obturación debe ser suficientemente elevada para conseguir “congelar” el movimiento del fluido y obtener una imagen clara de la forma y el tamaño de las burbujas. Una iluminación intensa, junto con una película sensible, permite garantizar una calidad correcta de la imagen, así como la abertura del diafragma debe ser elegida de forma que asegure una profundidad de campo suficiente.

2.1.2 Fase líquida

La caracterización del flujo se ha realizado empleando agua de la red y una disolución de 1g/l de hidróxido férrico con el fin de establecer si la presencia de sólidos puede afectar de forma significativa la hidrodinámica del flujo bifásico. En el caso del agua, la hidrodinámica del flujo bifásico está totalmente identificada, por lo que en este caso solamente se ha comprobado las zonas de transición entre los regímenes y el valor del número de Froude, y se ha comparado con datos bibliográficos. En cambio, para el caso del hidróxido férrico, el estudio ha sido totalmente nuevo.

La disolución de hidróxido férrico de 1g/l ha sido preparada a partir de cloruro férrico (FeCl_3) y, con el fin de asegurar la alcalinidad se ha dispuesto un pH-metro sumergido en la disolución de hidróxido férrico para controlar el valor del pH en torno a 9 durante todos los ensayos. El disolvente ha sido agua destilada.

2.1.3 La corriente gaseosa

El gas inyectado ha sido aire comprimido, nitrógeno u oxígeno. La medida del caudal ha sido realizada por dos rotámetros de gas PLATON con rangos complementarios. Ambos rotámetros se han calibrado experimentalmente empleando aire comprimido y un contador de burbujas. El caudal se ha regulado mediante una válvula de aguja incorporada en el rotámetro, midiendo la presión y temperatura a su salida. El caudal está referido a la presión y temperatura de operación (P_o , T_o). Para otras condiciones los caudales se relacionan a través de la ecuación (7.1).

$$\frac{Q}{Q_o} = \sqrt{\frac{P_o T}{P T_o}} \quad (7.1)$$

donde la temperatura se expresa en grados Kelvin.

2.2 Resultados de la caracterización del flujo bifásico gas-líquido

Para los dos fluidos analizados, el cálculo del número de Froude ha dado el valor de 0,35. Este valor coincide con el obtenido por varios autores para un amplio rango de viscosidades y tensiones superficiales (Hamarthy, 1960; Nicklin *et al.*, 1962; White y Beardmore, 1962).

Asímismo, se ha encontrado que para valores de la relación de velocidades (r) inferiores a 0,25, predomina el flujo disperso; valores de la relación de velocidades entre 0,25 y 0,3 correspondieron a la transición entre el flujo disperso y el flujo tapón. Cuando el valor de r ha alcanzado 0,3, el flujo tapón ya se ha desarrollado totalmente, pudiéndose apreciar nítidamente la burbuja de Taylor y el tapón de líquido; cuando r alcanza el valor de 0,9, ha surgido el flujo caótico. No obstante, por motivos operacionales este flujo caótico ha sido difícil de diferenciar del flujo anular (Figura 7.2). Por otra parte, estos resultados son totalmente coherentes con los que presentan otros autores (Fernandes *et al.*, 1983).

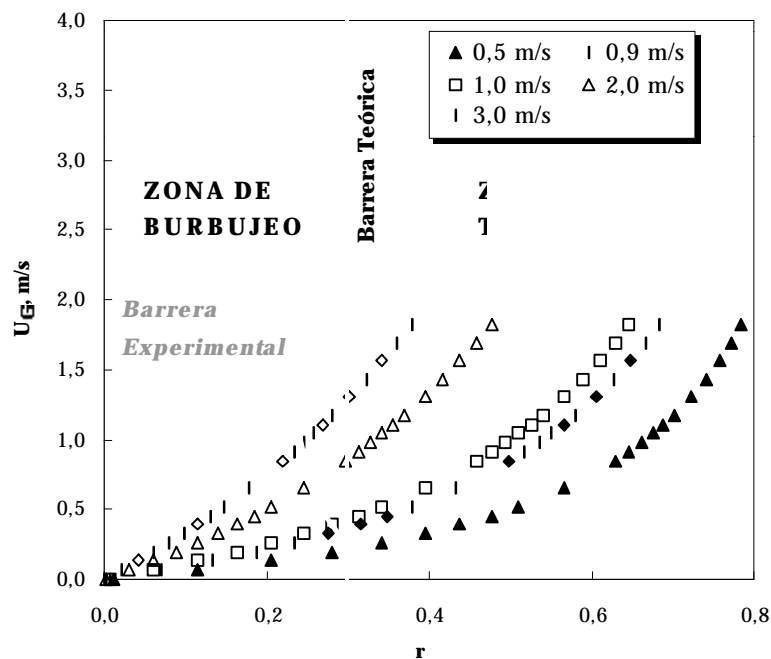


Figura 7.2 Configuraciones del flujo bifásico para diferentes velocidades de líquido según los datos bibliográficos y la experimentación. Sistema aire-agua.

La analogía entre los resultados obtenidos para la disolución de hidróxido férrico y para el agua lleva a concluir que la naturaleza del fluido no afecta a las características hidrodinámicas (Figuras 7.2 y 7.3). A esta misma conclusión ya había llegado Mercier (1997), estudiando la influencia de sales presentes en disolución, el aumento de la viscosidad por adición de un agente viscoso o la presencia de un compuesto tensoactivo sobre la hidrodinámica del sistema aire-agua.

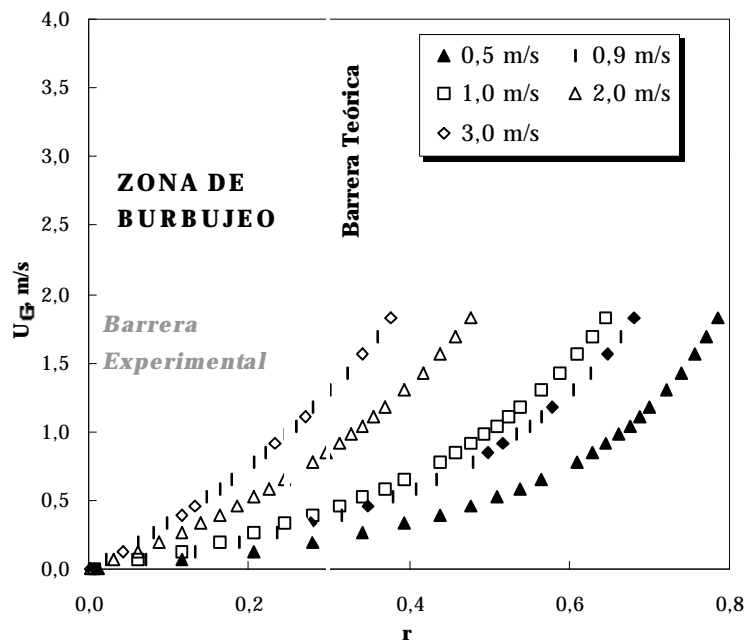


Figura 7.3 Configuraciones del flujo bifásico para diferentes velocidades de líquido según los datos bibliográficos y la experimentación. Sistema aire-suspensión de $\text{Fe}(\text{OH})_3$.

3. PROTOCOLO EXPERIMENTAL DE LOS ENSAYOS DE FILTRACIÓN BIFÁSICA

3.1 Introducción

El principio general de los ensayos ha sido la comparación de los flujos de permeación obtenidos en condiciones monofásicas y en presencia de gas.

Algunos autores se refieren a la filtración en presencia de gas como filtración no estacionaria, pues la transferencia de la cantidad de movimiento no es estacionaria, y reservan el término de filtración estacionaria para la que se realiza en ausencia de gas. En esta memoria el término estacionario será reservado al flujo de permeación cuando no varía con el tiempo.

3.2 Técnica experimental

3.2.1 Unidad experimental

La unidad experimental ha sido básicamente la misma que la empleada en la caracterización del flujo bifásico pero sustituyendo el tubo de metacrilato por el módulo de filtración y la correspondiente membrana (Figura 7.4).

El gas inyectado en la realización de los ensayos de filtración bifásica ha sido aire, pero se ha comprobado que el tipo de gas que se emplee no influye sobre los resultados gracias a experiencias similares en que se ha inyectado oxígeno y nitrógeno y que se presentan en el anexo VI.

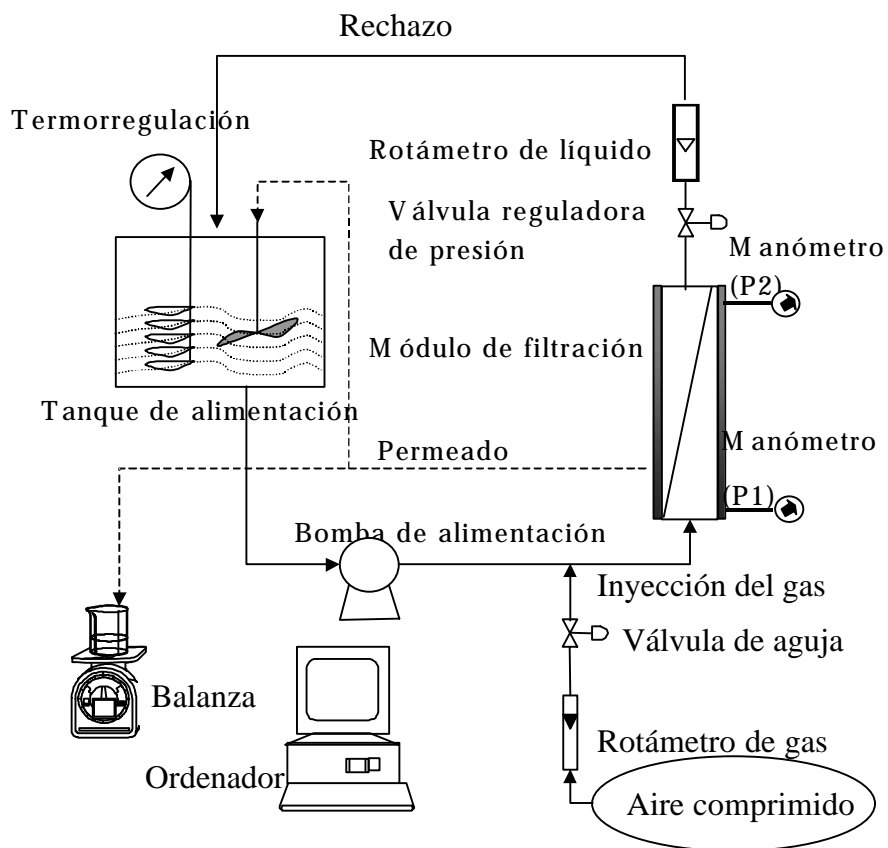


Figura 7.4 Unidad experimental empleada en las experiencias de filtración en presencia de gas.

3.2.2 Alimentaciones

Como alimentación se han empleado cuatro tipos de disoluciones diferentes: agua de la red de suministro, disolución de hidróxido férrico, disolución de dextrano y agua residual depurada procedente del efluente del clarificador secundario de la depuradora de S/C de Tenerife, así como esta misma agua residual sometida a prefiltración.

Agua de la red de suministro (M14)

El agua de la red de suministro ha sido la alimentación tomada para fijar el estado de referencia de la membrana M14.

Hidróxido férrico (M14)

La disolución de hidróxido férrico de 1 g/l se ha preparado igual que la utilizada en la caracterización del flujo. En la Figura 7.5 se puede observar la distribución granulométrica en la disolución. El diámetro medio de las partículas ha sido de 11 **m**, muy superior al diámetro de poro de la membrana M14.

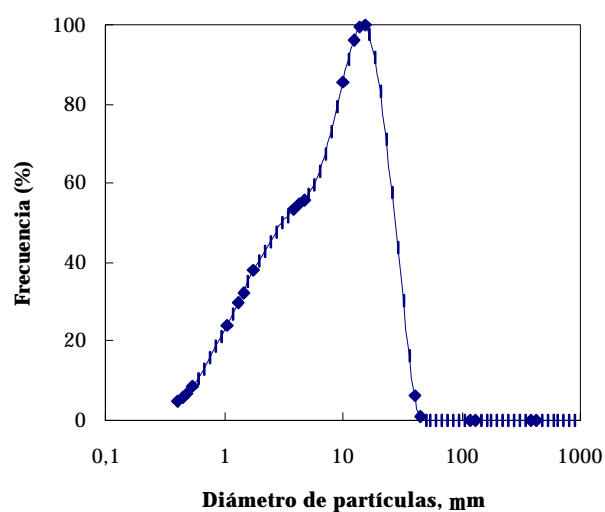


Figura 7.5 Distribución granulométrica en la disolución de hidróxido férrico (1g/l).

Dextrano (M2, M9)

El dextrano es un polisacárido de reserva formado por ciertas bacterias como *Leuconostoc mesenteroides*. Presenta cadenas de glucosa muy ramificadas cuyo enlace predominante es α -1,6, presentando ramificaciones en 3 y 4. Se emplea como sustituto del plasma y como base de medios cromatográficos (Figura 7.6). La preparación de esta disolución no ha presentado ningún inconveniente desde el punto de vista práctico, pues el dextrano se comercializa en estado sólido y presenta una buena solubilidad en agua. El dextrano empleado ha sido suministrado por SIGMA, presentando una masa molecular media de 19.500 Daltons, medida por dispersión láser. Para preparar las disoluciones se ha tomado 1 g de dextrano y se ha disuelto en 1 l de agua destilada ultrapura (mili-Q). Emplear agua ultrapura en la preparación de estas disoluciones se ha debido al estudio de selectividad que se ha realizado de forma paralela al estudio de permeación. Para evitar la proliferación de microorganismos que puedan alimentarse de esta disolución de polisacárido, las disoluciones han sido preparadas en el instante de ser utilizadas y las muestras recogidas de la alimentación, de los rechazos y de los permeados producidos han sido refrigeradas hasta el momento de su análisis. La concentración de dextrano utilizada en los ensayos, 1 g/l, es muy empleada en la bibliografía. En lo referente al estudio de selectividad de las membranas M9 y M2 hacia el dextrano, éste se ha realizado a través del seguimiento del carbono orgánico total en alimentaciones y permeados.

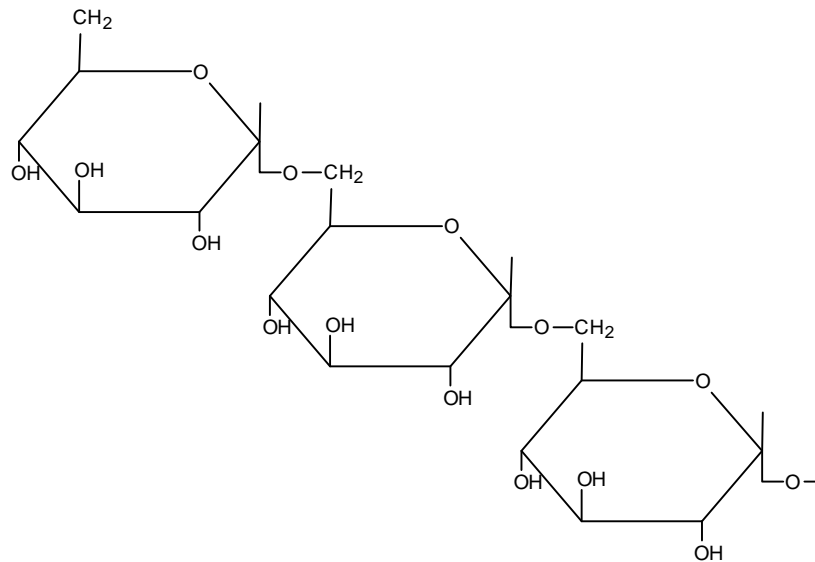


Figura 7.6 Molécula de dextrano.

Agua residual depurada y agua residual depurada prefiltrada (M14)

Se ha empleado el agua del sobrenadante del clarificador secundario de la EDAR de Santa Cruz de Tenerife. Además, se ha sometido a microfiltración esta agua previamente filtrada por medio de una filtración frontal a través de filtros de fibra de vidrio del tipo empleado en la realización de la medida de la M.E.S., de 0,45 μm de diámetro de poro.

3.2.3 Membranas empleadas

Se han empleado las membranas de ultrafiltración M2 y M9 y la membrana de microfiltración M14. Las características geométricas y físico-químicas de la M2 y de la M9 son idénticas a las de M14, presentadas en el capítulo 4. La única

diferencia entre ellas es su diámetro de poro (Tabla 7.1). Al igual que ya se hiciera cuando se comenzaron las experiencias de microfiltración con M14, las membranas M9 y M2 han tenido que ser acondicionadas previamente para definir sus estados de referencia. Estas dos membranas han sido elegidas porque una de ellas, la M2, ofrece un umbral de corte próximo a la masa molecular media del dextrano; la otra, poco densa, rechaza poco el soluto. Esto corresponde a condiciones que se podrían encontrar filtrando un agua depurada cuya distribución de masas moleculares es muy amplia.

Tabla 7.1 Características de las membranas inorgánicas CARBOSEP

Membrana	Umbral de corte (Cutoff threshold)	Flujo de permeado de agua* (bajo 4 bares, 25°C), l/ m² h
<i>M2</i>	15 000 Daltons	500
<i>M9</i>	300 000 Daltons	800
<i>M14</i>	0,14 μm	1500

*Los flujos de permeado son orientativos, dados por el fabricante con una aproximación del ± 20 %.

3.2.4 Regeneración de las membranas

La secuencia de tratamientos que se ha seguido en la limpieza química de cada membrana ha sido diferente en función del tipo de alimentación en que ha estado en contacto. Para el caso de agua residual depurada y de agua de la red la secuencia de limpieza ha sido la misma que la empleada en el capítulo 3. La Tabla 7.2 presenta de forma esquemática las secuencias de limpieza en todos los casos estudiados.

El dextrano es una sustancia fácilmente atacable por la acción de los ácidos, pues estas sustancias son capaces de hidrolizar los enlaces hemiacetales que presenta el dextrano. Por tanto, es necesario asegurar que ningún ácido entre en contacto con la disolución de dextrano, pues provocaría la conversión del carbono orgánico del dextrano a la forma inorgánica CO₂; de ahí que se realice una limpieza de la membrana sólo con hidróxido sódico. Cui y Wright (1994), trabajando con disoluciones de dextrano, dextrano teñido y suero de albúmina bovina (BSA), han empleado como secuencia de limpieza la inmersión en una disolución de NaOH (1M) y posterior lavado en agua destilada. En el caso de las suspensiones de hidróxido férrico, el equilibrio químico existente entre las especies de hierro (Fe³⁺) fue empleado como base de la limpieza de la membrana al ser posible pasar la especie Fe(OH)₃ a Fe³⁺ en presencia de un ácido.

Tabla 7.2 Secuencia de limpieza química estática empleada según la alimentación.

Alimentación	Inmersiones realizadas			
<i>Agua de red,</i>	Na (OH)	H ₂ O	HNO ₃	H ₂ O
<i>Agua residual depurada prefiltrada o no</i>	3 % en peso, 50 °C, 30 min		3 % en peso, 70 °C, 30 min	
<i>Fe (OH)₃</i>			HNO ₃	H ₂ O
			3 % en peso, 70 °C, 30 min	
<i>Dextrano</i>	Na (OH)	H ₂ O		
	3 % en peso, 50 °C, 30 min			

3.2.5 Métodos analíticos empleados en los estudios de selectividad

Los métodos analíticos empleados incluyen todos los que aparecen en los estudios anteriores (capítulo 3). Se describen solo aquí los métodos introducidos para los ensayos bifásicos.

Carbono Orgánico Total (COT)

La determinación del carbono orgánico total se ha realizado empleando un analizador de COT, modelo TOC-5000A SHIMADZU.

Nitritos

El nitrito se ha medido siguiendo el método SM-4500-NO₂⁻ A/89. La muestra se coloca en una celda de 25 ml, en una segunda celda se depositan 25 ml de agua destilada como blanco. A ambas celdas se añaden 1 bolsa de reactivo Nitriver 3 Nitrito (muestra preparada) y se deja reaccionar tras agitar su contenido convenientemente. Tras un período de reacción de 15 minutos se procede a la medida de absorción de la muestra a una longitud de onda de 507 nm empleando un espectrofotómetro HACH DR 3000. La lectura del equipo se da en mg/l de N-NO₂⁻.

Nitratos

El nitrógeno en forma de nitrato se ha medido siguiendo el método de reducción de cadmio (SM- 4500- NO₃⁻ E/89). Se coloca la muestra en dos celdas de 25 ml, una de ellas se emplea como blanco. A la celda de medida se le añaden 1 bolsa de reactivo Nitriver 5 Nitrato (muestra preparada) y se deja reaccionar. Tras

agitar vigorosamente durante 1 minuto, se deja reposar la celda 5 minutos. A continuación, se procede a la medida de absorción de la muestra a una longitud de onda de 500 nm empleando el espectrofotómetro HACH DR 3000. La lectura del equipo se da en mg/l de N-NO_3^- .

4. FILTRACIÓN TANGENCIAL CON GAS

En el presente apartado se analizarán los resultados alcanzados durante la filtración tangencial con y sin gas de agua residual depurada, así como de las otras alimentaciones estudiadas y el efecto de la inyección de gas en toda su generalidad.

Por último, decir que con el objetivo de no hacer tediosa la lectura de este capítulo de la memoria, el conjunto de los resultados alcanzados se recogen en el anexo III. Así mismo, en el anexo IV se recogen los datos analíticos de las alimentaciones y de los permeados correspondientes a los ensayos de microfiltración de agua residual depurada y agua residual depurada prefiltrada. Mientras, los datos referentes al estudio de rechazo realizado a las membranas de ultrafiltración M2 y M9 han sido recopilados en el anexo V.

4.1 La selectividad

Para el caso de la microfiltración de agua de la red no se ha efectuado estudio de la selectividad, dado que por el pequeño tamaño que presentan algunas de las especies presentes, la microfiltración es incapaz de retenerlas tanto en monofásico como en bifásico. En el caso de las suspensiones de hidróxido férrico no se ha estudiado tampoco la selectividad ya que las medidas de granulometría realizadas a esta suspensión indican la imposibilidad de las partículas de poder atravesar la membrana M14; el rechazo es total.

Por último, decir que con el objetivo de no hacer tediosa la lectura de este

capítulo de la memoria, el conjunto de los resultados alcanzados se recogen en el anexo III. Así mismo, en el anexo IV se recogen los datos analíticos de las alimentaciones y de los permeados correspondientes a los ensayos de microfiltración de agua residual depurada y agua residual depurada prefiltrada. Mientras, los datos referentes al estudio de rechazo realizado a las membranas de ultrafiltración M2 y M9 han sido recopilados en el anexo V.

4.1 La selectividad

Para el caso de la microfiltración de agua de la red no se ha efectuado estudio de la selectividad, dado que por el pequeño tamaño que presentan algunas de las especies presentes, la microfiltración es incapaz de retenerlas tanto en monofásico como en bifásico. En el caso de las suspensiones de hidróxido férrico no se ha estudiado tampoco la selectividad ya que las medidas de granulometría realizadas a esta suspensión indican la imposibilidad de las partículas de poder atravesar la membrana M14; el rechazo es total.

En lo que se refiere a la selectividad de M14 con agua residual, las medidas analíticas indican que en ningún caso la selectividad se ha visto afectada por operar en presencia de gas. Naturalmente, en las medidas relacionadas con el agua residual prefiltrada se han obviado aquellos parámetros que, bien por la filtración previa a la que ha sido sometida la alimentación o bien por haberse comprobado anteriormente que no se modificaban en el caso de agua residual depurada sin pretratar, se sabe de antemano que no van a alterarse por la inyección del gas. En las Tablas 7.3 y 7.4 se presentan dos casos representativos, pudiéndose apreciar que, desde el punto de vista de la calidad del permeado, es indiferente operar en condiciones monofásicas o bifásicas.

Por el contrario, en el caso de la ultrafiltración de disoluciones de dextrano, tanto a través de M2 como de M9, sí existen diferencias significativas en la selectividad de las membranas entre la filtración bifásica y monofásica.

La influencia del flujo bifásico para M2 es diferente según la velocidad tangencial de líquido. Así, cuando la velocidad de la fase líquida es de 1 a 2 m/s, el máximo valor de la tasa de rechazo se presenta sin gas, a pesar de que el flujo de permeación se ve mejorado por la inyección de gas (Figura 7.7). Lo que ocurre con el flujo será discutido detalladamente en un próximo apartado.

Cuando la velocidad de la fase líquida es 3 m/s, la tasa de rechazo no depende de la inyección de gas (Figura 7.8).

Tabla 7.3 Microfiltración de agua residual depurada (M14)
 $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 3$ bares; $T = 25^\circ\text{C}$

Parámetros	A	P	A	P
	$U_G = 0,0$ m/s		$U_G = 3,2$ m/s	
PH	8,29	8,30	8,42	8,45
Conductividad, S/cm	1570	1540	1560	1530
MES, mg/l	42	-	41	-
Turbidez, FTU	60	7	59	8
DQO, mg/l	130	48	125	50
COT, mg/l	21,5	10,4	20,5	11,2
CT, mg/l	115,7	98,3	116,0	99,5
Cl, mg/l	94,2	87,9	95,5	88,3
N-NH ₃ , mg/l	31,2	29,5	32,1	28,9
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	0,04	0,04	0,05	0,04
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	0,4	0,5	0,3	0,5

PO_4^{3-} , mg/l	29,5	28,3	30,1	29,6
---------------------------	------	------	------	------

NOTA: A: Alimentación ; P: Permeado

Tabla 7.4 Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14)
 $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 3$ bares; $T = 25^\circ\text{C}$

Parámetros	A	P	A	P	A	P
	$U_G = 0$ m/s		$U_G = 0,3$ m/s		$U_G = 3,2$ m/s	
PH	8,63	8,95	8,96	9,07	9,07	8,98
Conductividad, S/cm	1679	1576	1677	1576	1676	1560
Turbidez, FTU	20	5	25	5	23	6
Turbidez, NTU	3,2	0,4	4,5	0,5	3,6	0,5
DQO, mg/l	59	20	53	17	49	24
COT, mg/l	24,4	9,5	23,3	10,4	22,9	12,1

NOTA: A: Alimentación ; P: Permeado

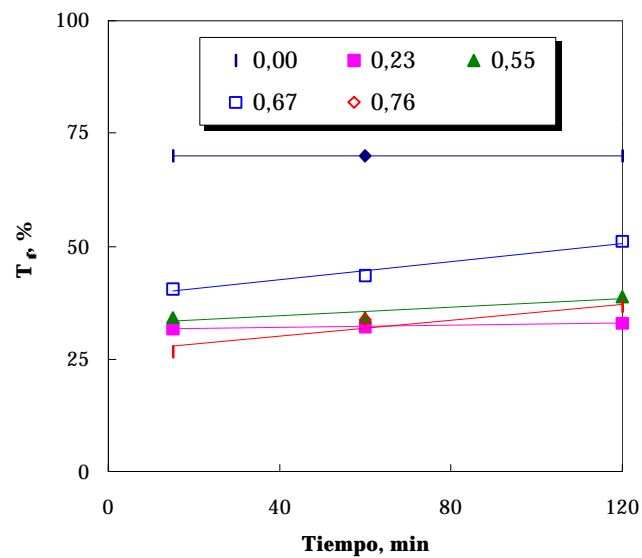


Figura 7.7 Evolución de la tasa de rechazo (T_r) para diferentes valores de la relación de

velocidades. Ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M2. $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 3$ bares.

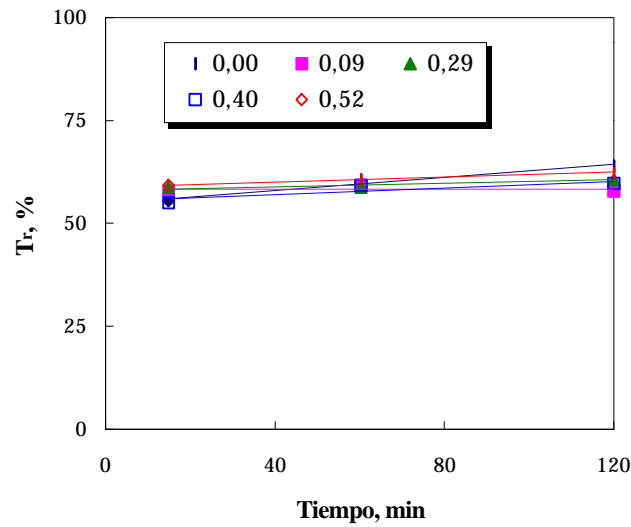


Figura 7.8 Evolución de la tasa de rechazo (T_r) para diferentes valores de la relación de velocidades. Ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M2. $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 3$ bares.

De una manera general, se puede decir que la tasa de rechazo no depende o depende poco del tiempo.

Por lo general, la influencia de las condiciones de operación sobre los valores de la tasa de retención no es muy acusada. Si la filtración ha tenido lugar en presencia de gas, las curvas de evolución de la tasa de rechazo son paralelas entre sí y las diferencias entre ellas no superan el 10 %. Estas curvas de evolución pueden estar por encima o por debajo de la correspondiente a la filtración monofásica, según el caso, pero siempre se encuentran agrupadas entre si.

De igual forma, la evolución temporal de la tasa de rechazo, en el caso de M9, presenta diferente comportamiento según el valor que exhiba la velocidad tangencial de la fase líquida. Así, cuando la velocidad del líquido es baja, de 1m/s, el flujo de permeación ha sido superior para todas las presiones transmembranarias ensayadas, cuando se opera en ausencia de gas. Tal y como es de esperar, estos valores altos del flujo de permeado han estado asociados a los valores más bajos de la tasa de rechazo (Figura 7.9). En cambio, cuando la velocidad de la fase líquida aumenta, es decir, para 2 y 3 m/s, la filtración bifásica consigue los mayores flujos de permeado, y la tasa de rechazo es inferior a la que presenta la membrana en filtración monofásica (Figura 7.10).

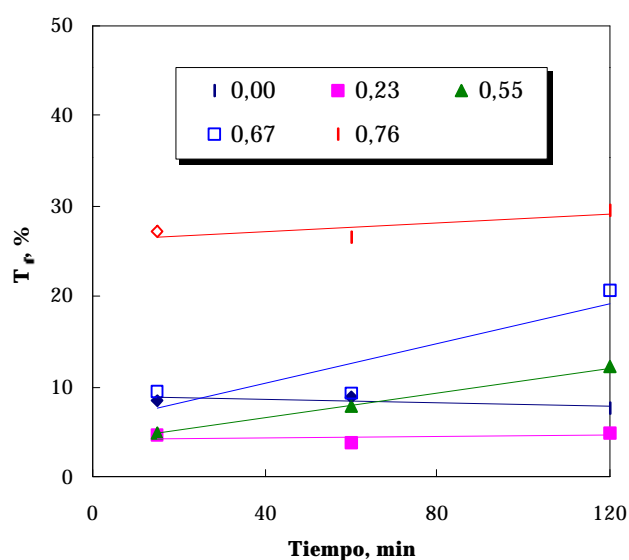


Figura 7.9 Evolución de la tasa de rechazo (T_r) para diferentes valores de la relación de velocidades. Ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M9. $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 3$ bares.

La evolución de la tasa de rechazo está acorde con la posibilidad ya comentada, de que la mayor o menor organización de la capa de Stefan esté influenciada por la cizalladura, que en el caso de la filtración monofásica estará asociada solamente a la velocidad del líquido, mientras, en el caso de la filtración bifásica lo estará a la velocidad de los dos fluidos.

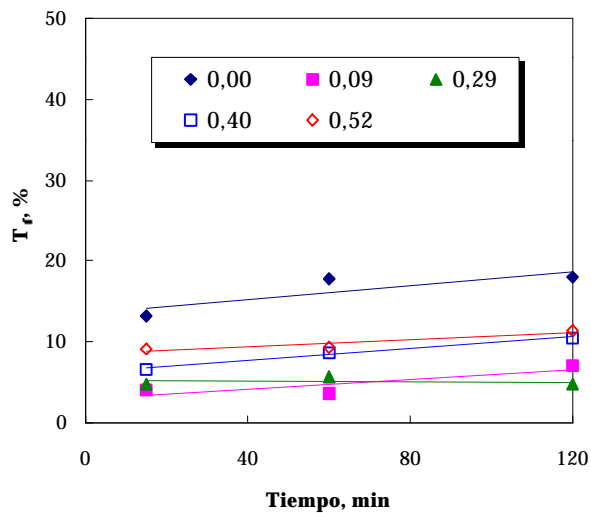


Figura 7.10 Evolución de la tasa de rechazo (T_r) para diferentes valores de la relación de velocidades. Ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M9. $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 3$ bares.

En cuanto a la evolución temporal de la tasa de rechazo, lo general es que en filtración monofásica se produzca un aumento de la tasa de rechazo a lo largo del tiempo, pues la capa de Stefan se va reorganizando a medida que transcurre la filtración. En cambio, durante la ultrafiltración bifásica la tasa de rechazo no suele modificarse excesivamente a lo largo de la operación, y se suele mantener en valores próximos a los de los primeros minutos de filtración, debido posiblemente a

que la presencia del flujo bifásico imposibilita una mayor organización de la capa de Stefan desde el principio.

En conclusión, para el caso de la ultrafiltración de macromoléculas, la filtración bifásica no es recomendable desde el punto de vista de la selectividad, cuando la membrana es muy densa, ya que la cizalladura provoca una deestructuración de la capa de Stefan. Por el contrario, si la membrana es poco densa esta técnica puede mejorar la retención de la membrana.

4.2 Evolución temporal del flujo de permeación

Durante la microfiltración de agua de red con gas las curvas de evolución temporal del flujo aparecen, en la mayoría de los casos, por debajo de la correspondiente a la operación clásica (Figura 7.11). Por otra parte, es necesario destacar que en el transcurso de estos ensayos se ha podido observar la presencia de burbujas de gas en la conducción de descarga del permeado; por lo tanto, es muy probable que dado el amplio diámetro de poros el gas pueda atravesar la membrana provocando que el flujo de permeación efectivo del líquido a través de la membrana se reduzca.

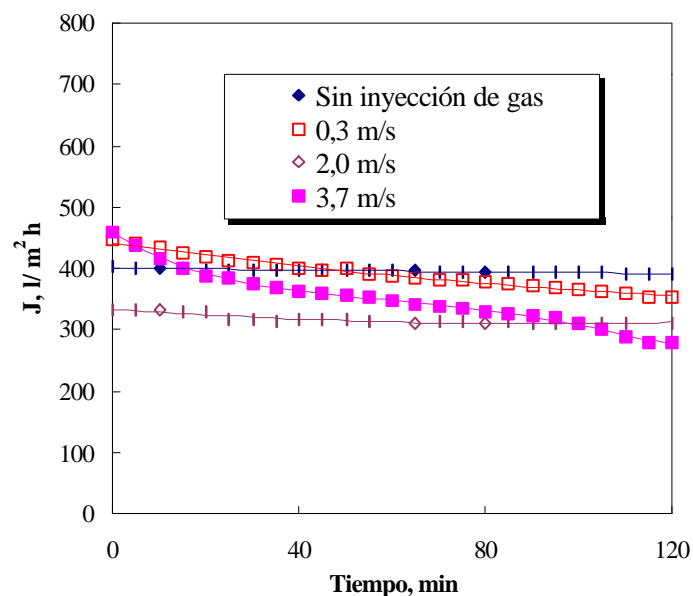


Figura 7.11 Evolución del flujo de permeación para diferentes velocidades de gas. Microfiltración de agua de la red de suministro a través de M14. $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 2$ bares.

En cambio, en la microfiltración de suspensiones de hidróxido férrico, los flujos de permeación han sido superiores a los obtenidos en ausencia de gas. Además, cuanto mayor es la velocidad de gas, mayor es también el flujo instantáneo de permeación, aunque las mejoras numéricas no son muy elevadas. Por otra parte, la influencia de la velocidad de gas sobre la evolución del flujo se hace notar, incluso, a valores muy bajos. No obstante, en ensayos donde la velocidad y presión de operación no son muy elevadas, se ha observado que la influencia de la velocidad de gas es importante sólo en la etapa transitoria del flujo, pues los flujos estacionarios que se alcanzan al final son prácticamente iguales, independientemente de la magnitud de la velocidad de gas añadido. Un aumento de la velocidad de gas desde 0,2 m/s a 0,8 m/s incrementa el flujo de permeación en 15 l/m^2 h (Figura 7.12).

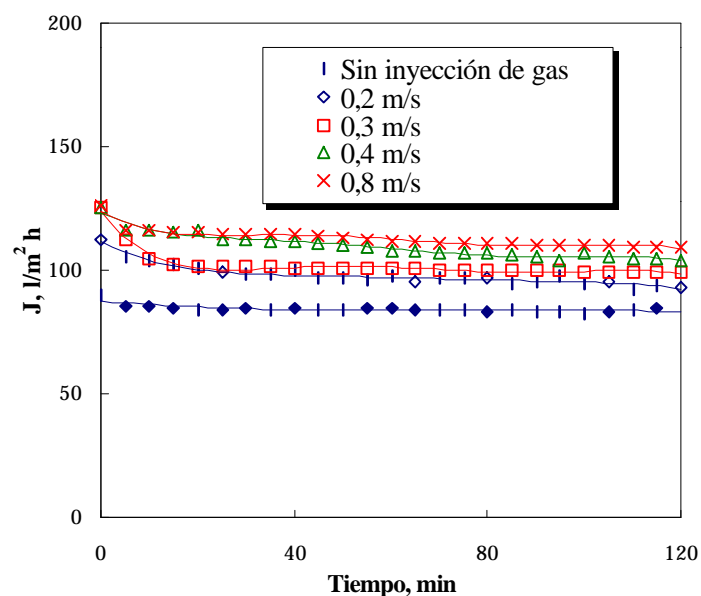


Figura 7.12 Evolución del flujo de permeación para diferentes velocidades de gas (M14). Microfiltración de suspensiones de hidróxido férrico. $U_L = 0,7$ m/s; $\Delta P = 2$ bares.

La evolución del flujo obtenido durante la ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de la membrana M2 se presenta en la Figura 7.13. Por lo general, se caracteriza por una etapa transitoria muy prolongada, de manera que no se alcanza un flujo estacionario. Además, en la mayor parte de las experiencias, la filtración bifásica no ha conseguido mejoras significativas del flujo instantáneo de permeación, no llegando a superar en ningún caso, el 50 %.

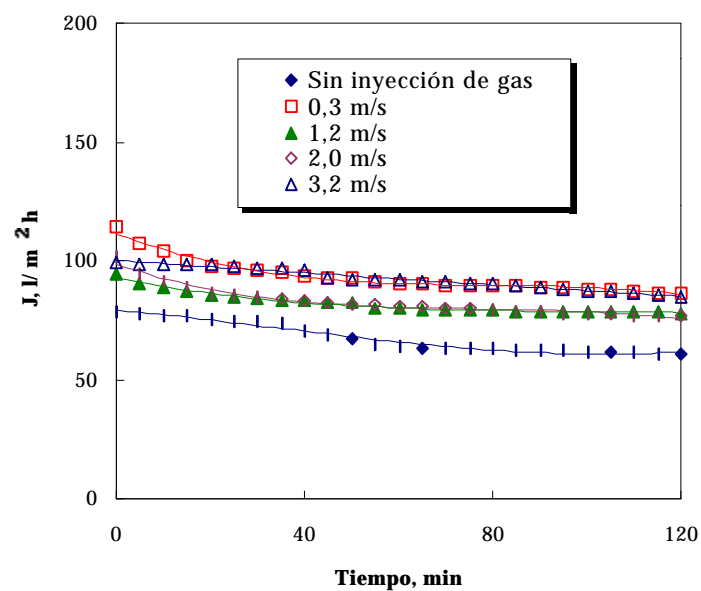


Figura 7.13 Evolución del flujo de permeación para diferentes velocidades de gas. Ultrafiltración de una disolución de dextrano a través de M2. $U_L = 1 \text{ m/s}$ **P= 5 bares.**

Con la membrana M9, la filtración bifásica produce flujos instantáneos superiores a los producidos en la filtración monofásica únicamente a presión y velocidad de gas elevadas (Figura 7.14).

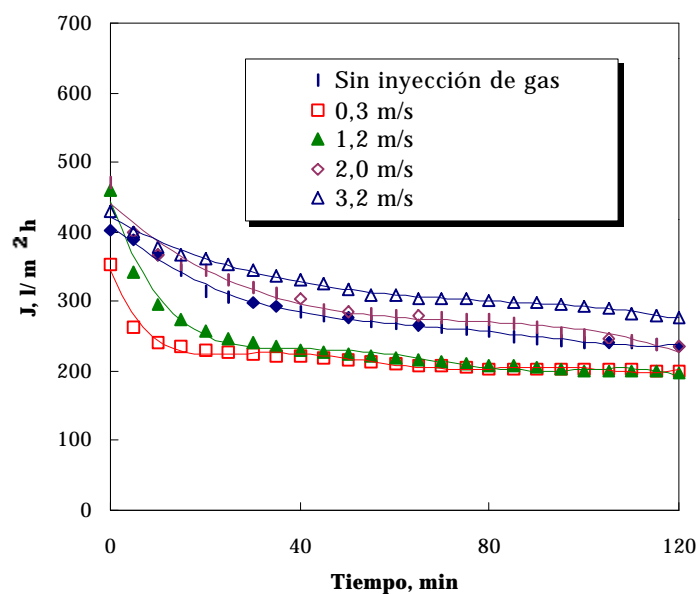


Figura 7.14 Evolución del flujo de permeación para diferentes velocidades de gas. Ultrafiltración de disolución de dextrano a través de M9. $U_L = 2$ m/s; **P = 5 bares**.

Para el caso de agua residual depurada, la creación de flujos bifásicos ayuda a conseguir flujos instantáneos de permeación superiores a los producidos durante la operación en ausencia de gas, cualquiera que sea la velocidad de gas empleada (Figura 7.15).

El flujo crítico que se obtiene en monofásico a 1 bar y 3 m/s no se observa, pero las etapas transitorias son muy cortas y los flujos obtenidos más elevados.

En el caso de agua residual prefiltrada, la operación bifásica mejora los flujos instantáneos de permeación hasta en un 100 % (Figura 7.16). Esta mejora es más visible a altas presiones de operación, aunque no deja de ser notable incluso a 1 bar.

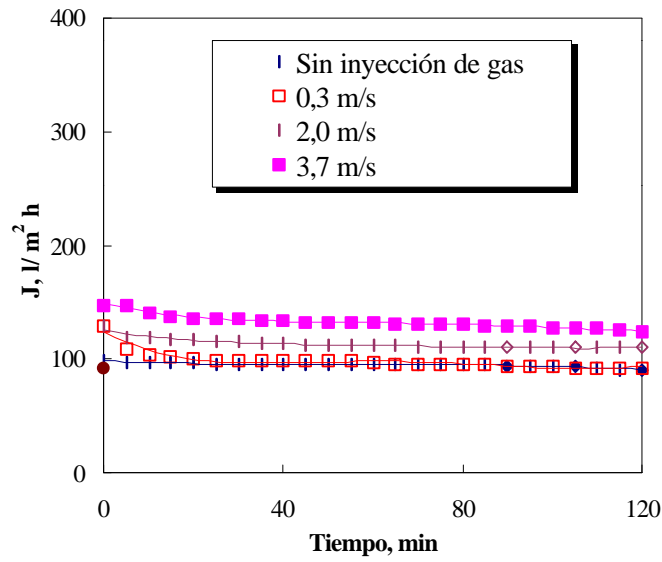


Figura 7.15 Evolución del flujo de permeación para diferentes velocidades de gas. Microfiltración de agua residual depurada (M14). $U_L = 3 \text{ m/s}$; $P = 1 \text{ bar}$.

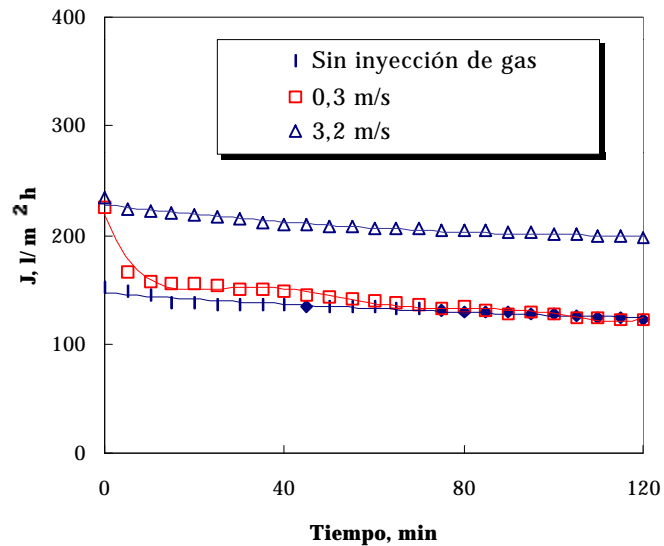


Figura 7.16 Evolución del flujo de permeación para diferentes velocidades de gas. Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada. $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$.

4.3 El flujo estacionario en función de las condiciones operativas

4.3.1 Influencia de la presión transmembranaria

Durante la microfiltración de agua de la red, el flujo de permeación estacionario en condiciones bifásicas evoluciona linealmente con la presión transmembranaria, siguiendo la ley de Darcy, al igual que lo hace en el caso de operar sin gas, si bien la pendiente de la recta es inferior en presencia de gas (Figura 7.17). La disminución de la pendiente de la recta, indicando un aumento de la resistencia, está relacionada con la penetración en la membrana. Estos resultados significan que la inyección de gas no se debe emplear cuando hay riesgos de penetración en los poros lo que puede ocurrir si no existen partículas capaces de depositarse constituyendo una capa protectora.

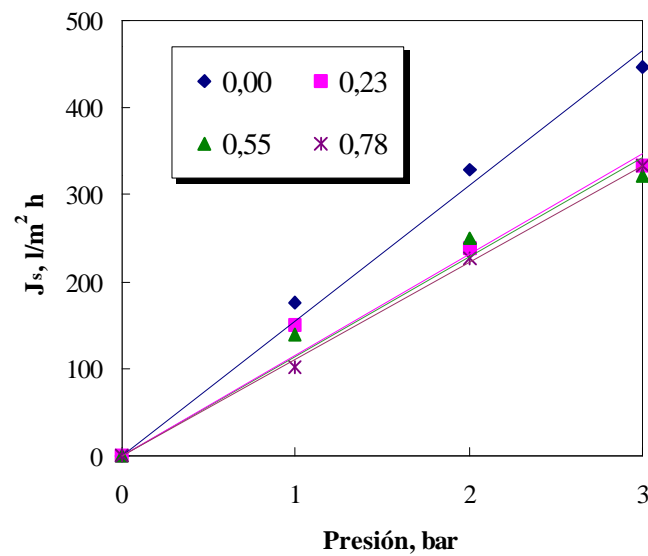


Figura 7.17 Flujo estacionario en función de la presión transmembranaria para diferentes valores de la relación de velocidades. Microfiltración de agua de red (M14). $U_L = 1$ m/s.

Con suspensiones de hidróxido férrico, el flujo estacionario presenta una tendencia similar a la presentada cuando se opera sin gas (Figura 7.18). Así, el flujo estacionario aumenta con la presión, pero no se ha observado la aparición de valor límite del flujo en el rango de presión estudiado. Este hecho puede deberse a que el flujo límite se encuentre, para una concentración baja de hidróxido férrico (1 g/l), por encima de 4 bares. Asimismo, se ha constatado que el efecto beneficioso de la presión sobre el flujo estacionario se acentúa con el aumento de la velocidad del líquido o, lo que viene a ser lo mismo, con la relación de velocidades. La microfiltración de esta suspensión provoca la formación de una torta cuya resistencia disminuye en condiciones bifásicas.

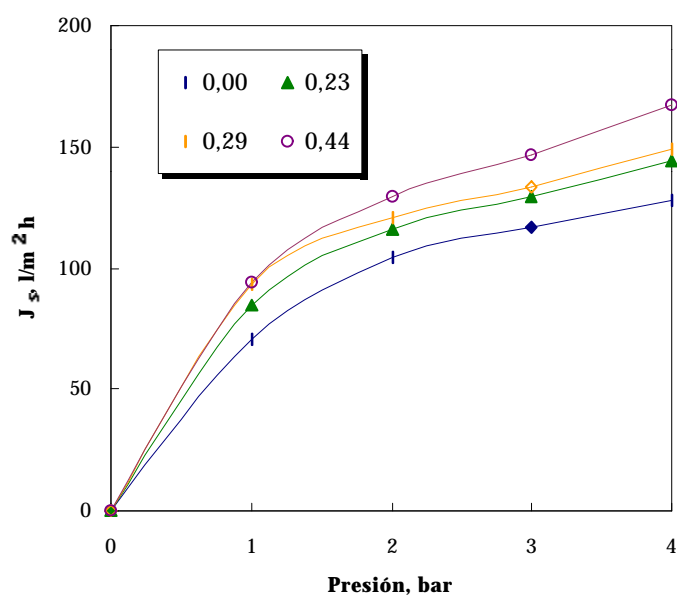


Figura 7.18 Flujo estacionario en función de la presión para diferentes valores de la relación de velocidades. Microfiltración de suspensiones de hidróxido férrico (M14). $U_L = 1$ m/s.

Con disoluciones de dextrano, la operación bifásica en la M2 provoca mejoras del flujo estacionario no superiores al 50 % (Figura 7.19). No se ha observado la presencia de valores límites del flujo estacionario. Asimismo, se ha notado que la máxima mejora del flujo estacionario aparece al operar a bajas velocidades superficiales de gas y presiones transmembranarias elevadas.

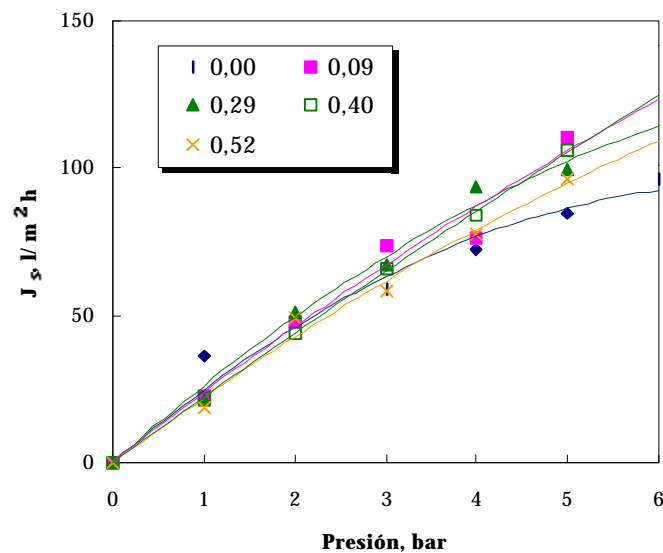


Figura 7.19 Flujo estacionario de permeación en función de la presión para diferentes valores de la relación de velocidades. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 3$ m/s.

En lo que respecta a la ultrafiltración de dextrano a través de M9, se ha observado que el flujo estacionario bifásico no mejora por encima de un 30 % (Figura 7.20). Incluso, en algunos casos, el flujo bifásico es inferior al obtenido en condiciones monofásicas. Cuando la velocidad de la fase líquida es 2 m/s o superior, la creación del flujo bifásico durante la operación permite que la curva de evolución del flujo estacionario con la presión quede por encima de la obtenida en

condiciones estacionarias (Figura 7.21).

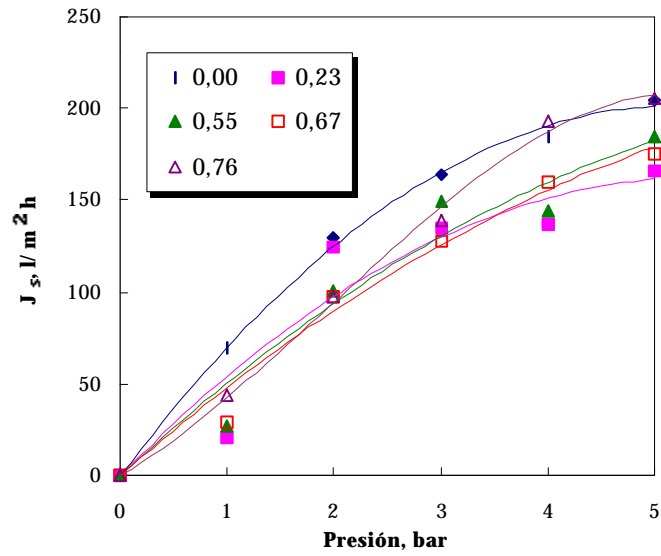


Figura 7.20 Flujo estacionario en función de la presión transmembranaria, para diferentes valores de la relación de velocidades. Ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M9. $U_L = 1 \text{ m/s}$.

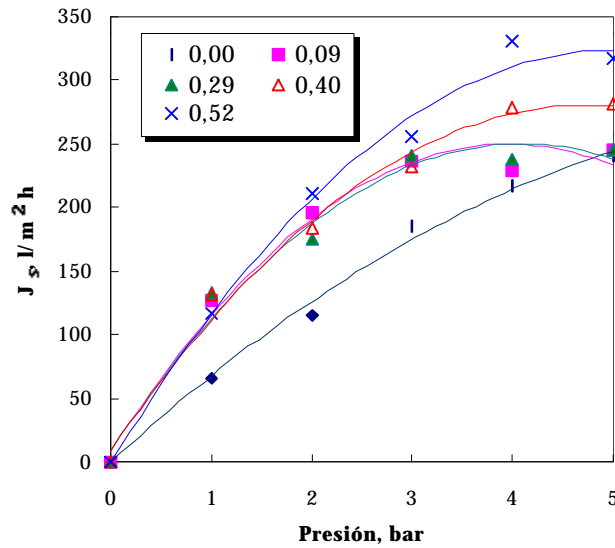


Figura 7.21 Flujo estacionario en función de la presión transmembranaria, para diferentes valores de la relación de velocidades. Ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M9. $U_L = 3$ m/s.

La evolución del flujo estacionario en función de la presión para la microfiltración bifásica de agua residual depurada está muy influenciada por la velocidad de la fase líquida. Cuando la velocidad de líquido es baja (1 m/s), el flujo estacionario de permeado llega rápidamente a su valor límite, de igual forma que ocurre en la microfiltración sin gas (Figura 7.22). Cuando la velocidad del líquido supera 1 m/s, la presión crítica de flujo límite va creciendo. Incluso, a altos valores de r ($r > 0,5$), no se pudo observar una meseta de flujo en el rango experimental estudiado (Figura 7.23).

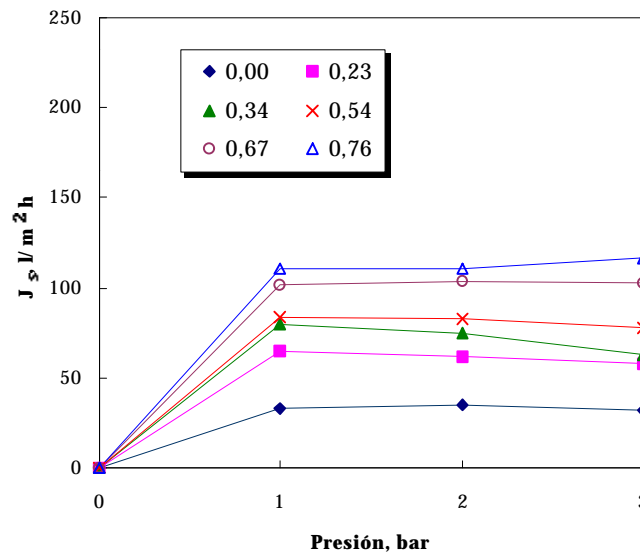


Figura 7.22 Flujo estacionario en función de la presión transmembranaria para diferentes valores de la relación de velocidades. Microfiltración de agua residual depurada (M14). $U_L = 1$ m/s.

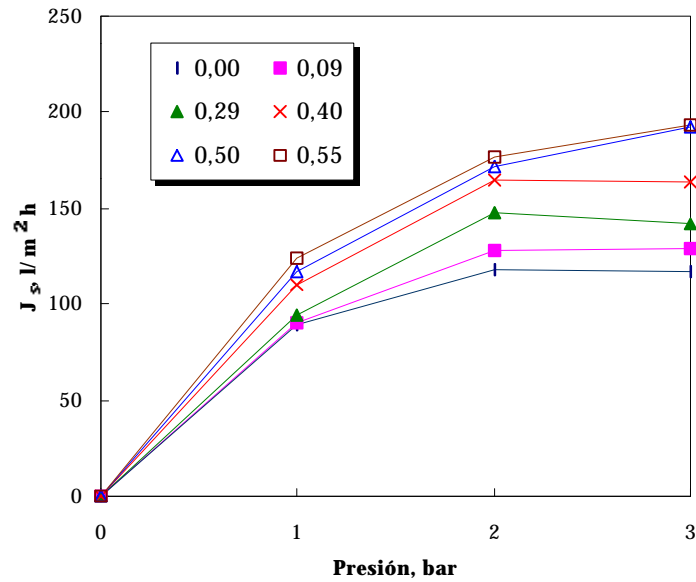


Figura 7.23 Flujo estacionario en función de la presión transmembranaria para diferentes valores de la relación de velocidades. Microfiltración de agua residual depurada (M14). $U_L = 3 \text{ m/s}$.

Una observación análoga puede ser efectuada con agua depurada prefiltrada. A velocidades de líquido de 1 m/s, el flujo límite aparece muy pronto sin y con gas al mismo valor de presión crítica (Figura 7.24). Pero a velocidades superiores, la presión crítica aumenta considerablemente cuando se inyecta gas (Figura 7.25). A velocidades comprendidas entre 2 y 3 m/s aparece un fenómeno de ligera compresión, que indica una interacción con la membrana distinta de la que ocurre con agua sin prefiltrar: la capa de protección debida a los sólidos ya no existe.

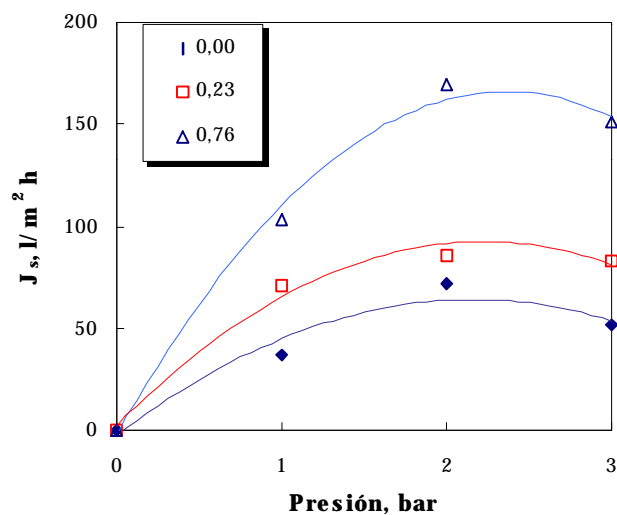


Figura 7.24 Flujo estacionario de permeado en función de la presión transmembranaria, para diferentes valores de la relación de velocidades. Microfiltración de agua depurada prefiltrada. $U_L = 1 \text{ m/s}$.

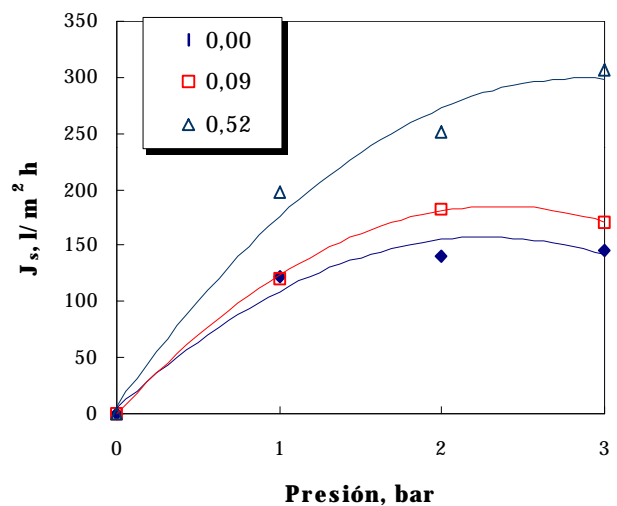


Figura 7.25 Flujo estacionario de permeado en función de la presión transmembranaria, para diferentes valores de la relación de velocidades. Microfiltración de agua depurada prefiltrada. $U_L = 3 \text{ m/s}$.

4.3.2 Influencia de la relación de velocidades

La microfiltración bifásica de agua de la red da lugar a flujos estacionarios inferiores a los obtenidos en ausencia de gas; este empeoramiento se hace más patente a medida que la relación de velocidades es mayor, es decir, a medida que se desarrolla el flujo tapón (Figura 7.26). En ausencia de un depósito, la membrana se encuentra desprotegida frente al paso del gas a través de ella y, en consecuencia, la filtración bifásica no es aconsejable en este caso para mejorar el flujo.

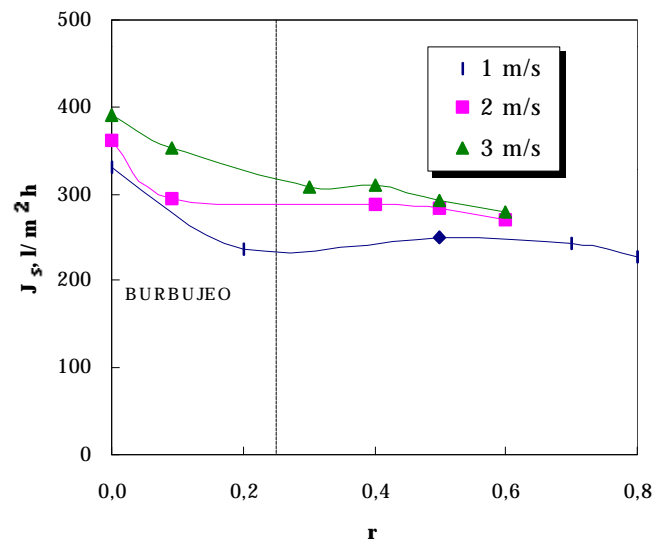


Figura 7.26 Flujo estacionario en función de la relación de velocidades a diferentes velocidades de la fase líquida. Microfiltración de agua de red (M14). $P = 2$ bares.

Un ejemplo de la influencia de la relación de velocidades sobre el flujo estacionario de permeado para suspensiones de hidróxido férrico se presenta en la Figura 7.27. Es patente la fuerte influencia de la relación de velocidades sobre el

flujo por debajo de 0,3; por encima de este valor, el flujo estacionario alcanza un valor límite. El flujo máximo se consigue cuando el régimen hidrodinámico pasa del burbujeo al tapón. La acción beneficiosa del flujo tapón sobre el ensuciamiento superficial de la membrana fue observada por Mercier (1997) en el caso de suspensiones de bentonita. En el caso del hidróxido férrico el ensuciamiento de la membrana también es de carácter superficial.

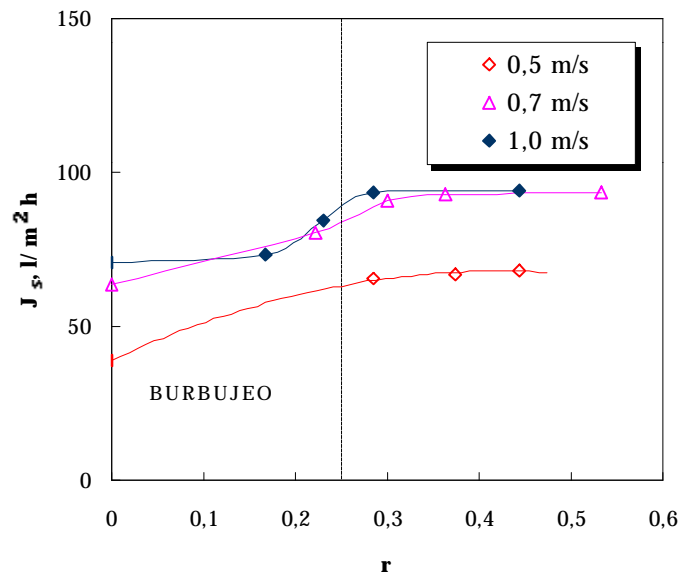


Figura 7.27 Flujo estacionario en función de la relación de velocidades a diferentes velocidades de la fase líquida. Microfiltración de suspensiones de hidróxido férrico (1 g/l) (M14). $\Delta P = 1$ bar.

En el caso de la ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M2, el flujo aumenta con r hasta llegar a un valor máximo que corresponde al inicio del flujo tapón. En régimen tapón establecido, el flujo disminuye y se estabiliza (Figura 7.28). Efectivamente, en régimen de burbujeo, la capa de polarización sigue protegiendo la membrana, lo que explica un aumento del flujo debido a una disminución de la resistencia de esa capa. En régimen tapón, su completa

desaparición implica la posibilidad de adsorción y bloqueo de poros por las macromoléculas. En resumen, el inicio del flujo tapón sería el mejor modo de operación.

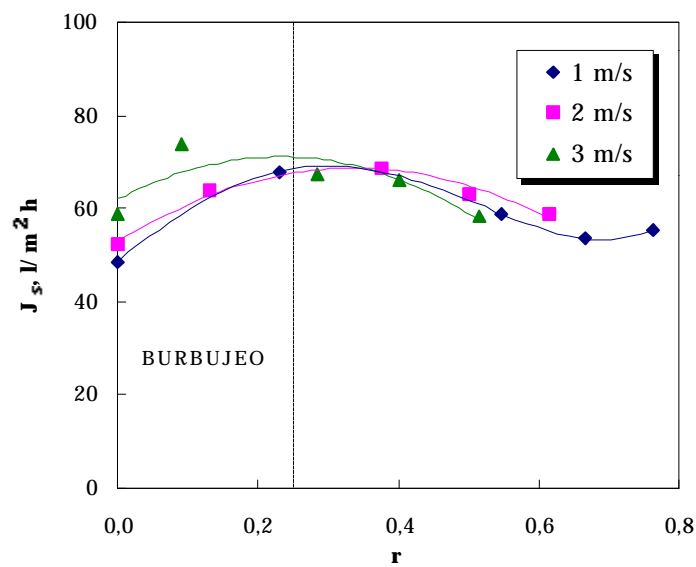


Figura 7.28 Flujo estacionario de permeado en función de la relación de velocidades a diferentes velocidades de la fase líquida. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $\Delta P = 3$ bares.

En el caso de la membrana M9, hay que distinguir lo que ocurre a baja presión, inferior a 3 bares, de lo que ocurre a presión elevada. A baja presión y baja velocidad de líquido, el flujo disminuye o se mantiene constante cuando r varia (Figura 7.29). A baja presión y alta velocidad puede aumentar un poco, llegando rápidamente a una meseta (Figura 7.29). A alta presión, aumenta con r de manera significativa si la velocidad es elevada (Figura 7.30). Esta membrana sufre una penetración importante de soluto que se acentúa cuando la capa de polarización se ve reducida; esto se corresponde con las observaciones a baja presión (Figura 7.29). Cuando la presión es elevada, la capa de polarización se estructura tendiendo hacia

la formación de un gel que sigue protegiendo la membrana (Figura 7.30).

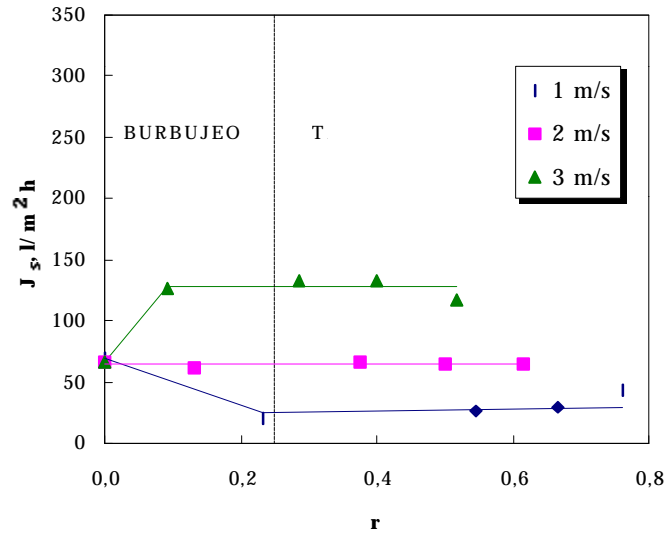


Figura 7.29 Flujo estacionario de permeado en función de la relación de velocidades a diferentes velocidades de la fase líquida. Ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M9. $\Delta P = 1$ bar.

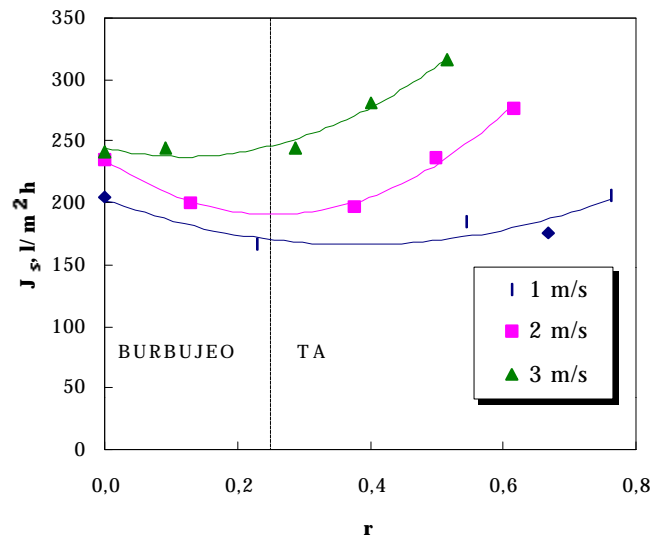


Figura 7.30 Flujo estacionario de permeado en función de la relación de velocidades a diferentes velocidades de la fase líquida. Ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M9. $\Delta P = 5$ bares.

En lo que respecta a la microfiltración de agua residual depurada, en las Figuras 7.31 y 7.32 se puede observar como el flujo estacionario asciende casi linealmente con la relación de velocidades. Los trabajos publicados (Mercier, 1997, Cabassud *et al.*, 1997) indican una estabilización del flujo en régimen tapón como la que se ha observado en filtración de cloruro férrico. En este caso, el flujo sigue creciendo con la misma pendiente que en régimen de burbujeo. Sería interesante determinar lo que ocurre cuando r sigue aumentando; desgraciadamente, la unidad experimental no lo permitió. Se puede considerar exitosa la operación en régimen bifásico.

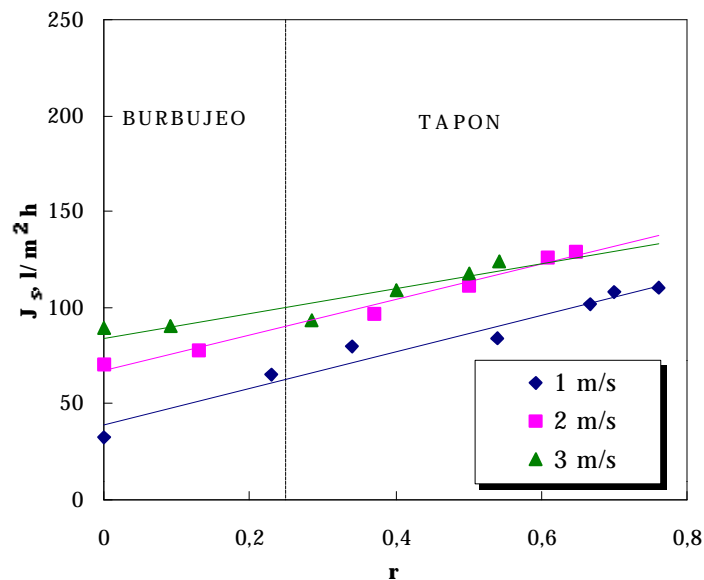


Figura 7.31 Flujo estacionario de permeado en función de la relación de velocidades a diferentes velocidades de la fase líquida. Microfiltración de agua residual depurada (M14). $P = 1$ bar.

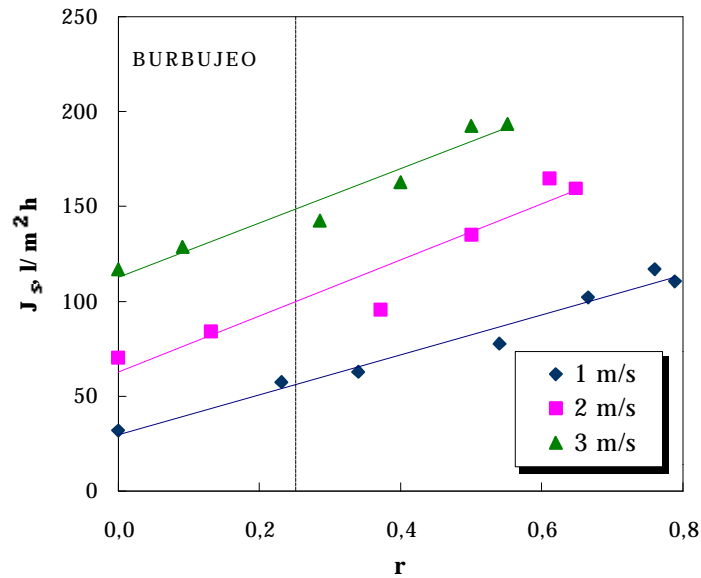


Figura 7.32 Flujo estacionario de permeado en función de la relación de velocidades a diferentes velocidades de la fase líquida. Microfiltración de agua residual depurada (M14). $\Delta P = 3$ bares.

Análogamente ocurre cuando se filtra agua depurada previamente filtrada: el flujo sigue aumentando en régimen tapón con la misma pendiente que en burbujeo (Figura 7.33). Considerando que para una suspensión de partículas, como la de hidróxido férrico o la de bentonita (Mercier, 1997), el flujo se estabiliza al inicio del régimen tapón, el aumento continuo que se observa en los casos de agua depurada debería ser atribuida a la fracción colmatante de tamaño de poro inferior a $0,22 \text{ m}$. **Ensayos con partículas calibradas podrían confirmar o desmentir esta hipótesis.**

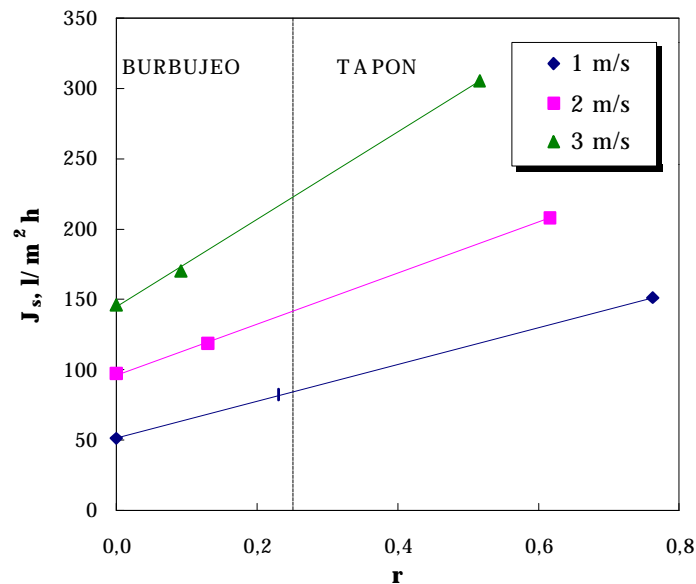


Figura 7.33 Flujo estacionario de permeado en función de la relación de velocidades a diferentes velocidades de la fase líquida. Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14). $\Delta P = 3$ bares.

4.4 Cuantificación del efecto del gas

Con el fin de cuantificar la eficacia que la generación de flujos bifásicos gas-líquido aporta, respecto de la operación de filtración clásica, se ha empleado la relación J_u/J_s , donde J_u representa el flujo estacionario de permeado en filtración bifásica y J_s el flujo estacionario de permeado en filtración monofásica.

4.4.1 Influencia de la presión sobre el cociente de flujos estacionarios

Durante la microfiltración de agua de red, el cociente de los flujos estacionarios, siempre inferior a la unidad en filtración bifásica, se ve fuertemente influenciado por la presión transmembranaria (Figura 7.34) pues es obvio que el aumento de la presión favorece el paso de gas a través de los poros.

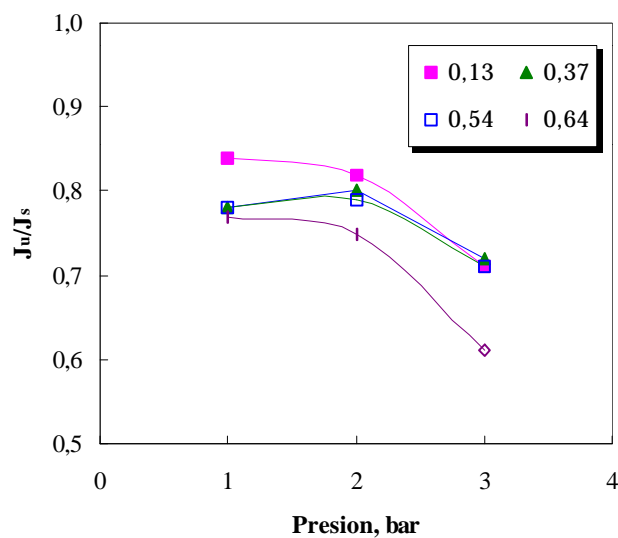


Figura 7.34 Evolución del parámetro J_w/J_s en función de la presión transmembranaria para diferentes valores de la relación de velocidades. Microfiltración de agua de red a través de M14. $U_L = 1$ m/s.

En lo que se refiere a la suspensión de hidróxido férrico, el cociente de los flujos estacionarios alcanza sus valores máximos a presiones bajas de operación; a medida que la presión aumenta el cociente descende, incluso a relaciones de velocidades altas (Figura 7.35). Esto indica que los flujos bifásicos impiden la formación o el incremento del depósito sobre la membrana a presiones bajas; mientras a presiones más elevadas, su acción no es tan espectacular y resulta ser incapaz de evitar la compresión de la torta sobre la superficie de la membrana y, por tanto, el empeoramiento de los resultados.

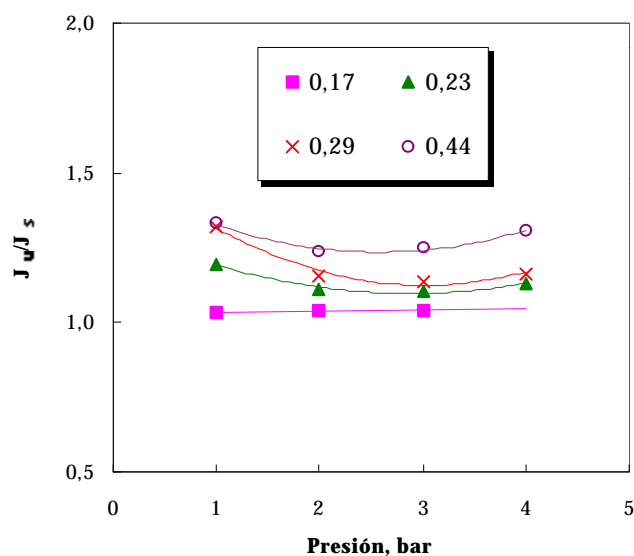


Figura 7.35 Evolución del parámetro J_w/J_s en función de la presión transmembranaria para diferentes valores de la relación de velocidades. Microfiltración de suspensiones de hidróxido férrico a través de M14. $U_L = 1$ m/s.

Durante la ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M2, se ha observado que el cociente de los flujos aumenta con la presión aplicada. De hecho, se puede observar que cuando la velocidad superficial de líquido es de 3 m/s, un aumento de la presión de 1 bar a 2 bares representa pasar de un cociente de flujos estacionarios inferiores a la unidad a valores próximos a dicho valor (Figura 7.36). El efecto beneficioso de la presión alcanza su límite cuando r sobrepasa el valor de 0,35-0,40. Estos efectos corresponden a la necesidad de estructurar la capa de polarización para evitar la penetración de macromoléculas en la membrana. Por tanto, se revela el interés de operar a baja presión cuando se filtran tales suspensiones.

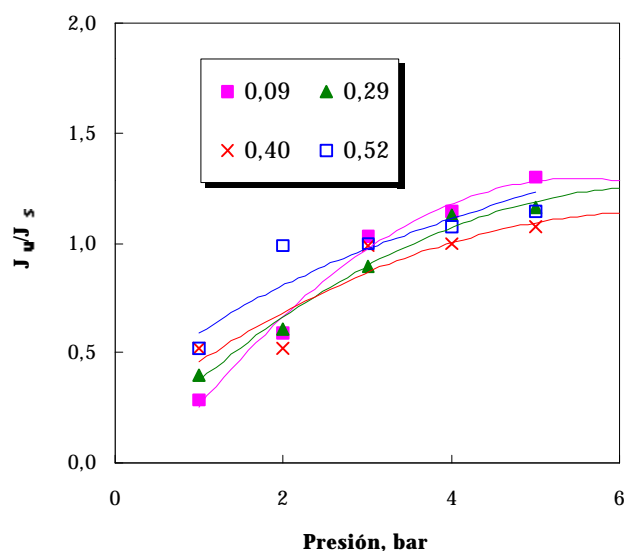


Figura 7.36 Evolución del parámetro J_u/J_s en función de la presión de operación para diferentes valores de la relación de velocidades. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 3$ m/s.

Para el caso de la ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M9, la evolución del parámetro J_u/J_s en función de la presión transmembranaria presenta dos posibles comportamientos, según la velocidad de la fase líquida. Si la velocidad de la fase líquida es inferior a 2 m/s, el parámetro J_u/J_s aumenta con la presión de operación, pero alcanza un valor límite al superar los 4 bares (Figura 7.37), en cambio, si la velocidad de líquido es mayor, el cociente de flujos estacionarios puede alcanzar la unidad e incluso, superarlo (Figura 7.38). Estos efectos se explican también por la estructuración/destructuración de la capa de polarización en las diferentes condiciones

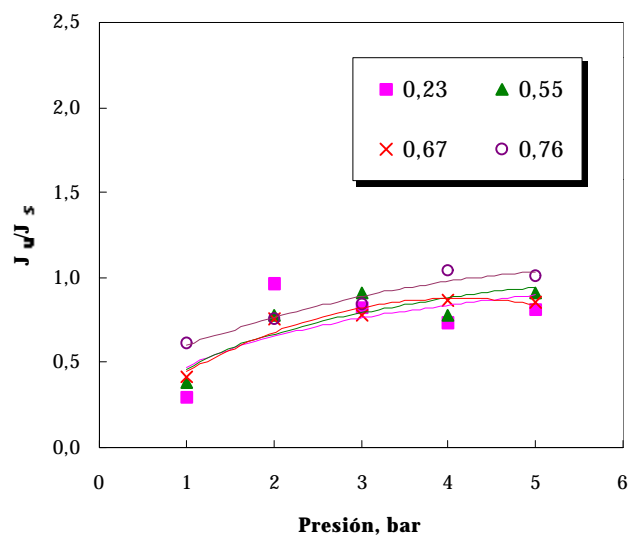


Figura 7.37 Evolución del parámetro J_u/J_s en función de la presión transmembranaria para diferentes valores de la relación de velocidades. Ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M9. $U_L = 1$ m/s.

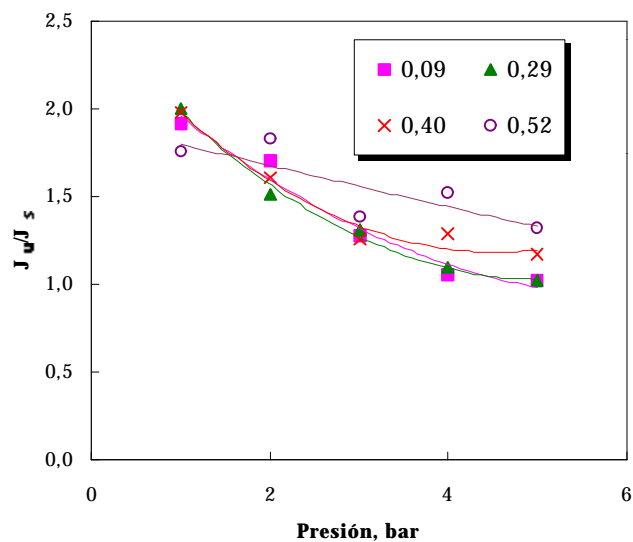


Figura 7.38 Evolución del parámetro J_u/J_s en función de la presión transmembranaria para diferentes valores de la relación de velocidades. Ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M9. $U_L = 3$ m/s.

Para la microfiltración de agua residual depurada, aunque la inyección de gas influye positivamente sobre el flujo estacionario de permeación, como ya se ha comentado, su importancia no se ve reforzada por el aumento de la presión, sino en el caso de velocidades de líquido superiores a 2 m/s, operando en el flujo tapón, se observa un ligero aumento del parámetro J_w/J_s con la presión, que no llega a ser de 0,5 unidades (Figura 7.39). En este caso se impone, naturalmente, no trabajar a alta presión.

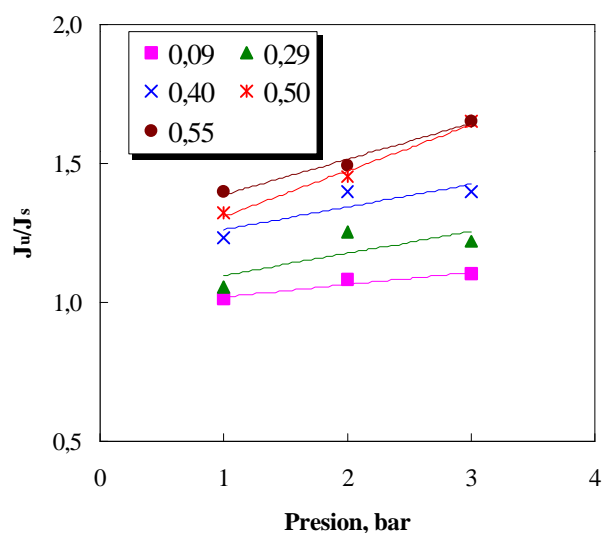


Figure 7.39 Evolución del parámetro J_w/J_s en función de la presión transmembranaria para diferentes valores de la relación de velocidades. Microfiltración de agua residual depurada a través de M14. $U_L = 3$ m/s.

En el caso de la microfiltración de agua residual depurada prefiltrada, la presión influye poco sobre el cociente de flujos. Aquí también se logran los mejores resultados a baja presión (Figura 7.40).

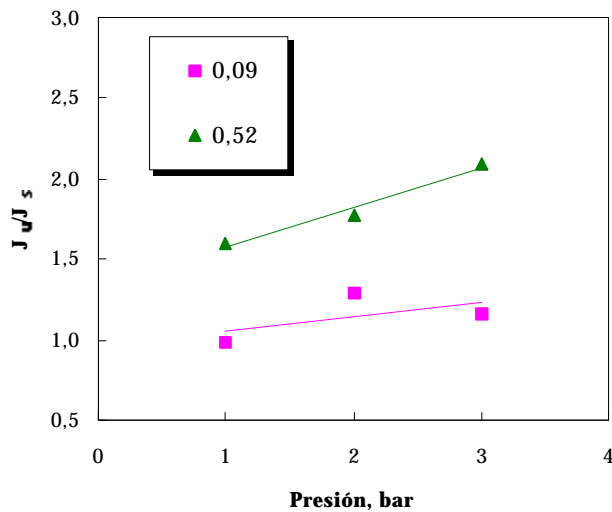


Figura 7.40 Evolución del parámetro J_v/J_s en función de la presión transmembranaria para diferentes valores de la relación de velocidades. Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14). $U_L = 3$ m/s.

4.4.2 Influencia de la relación de velocidades y de la velocidad de la fase líquida sobre el cociente de los flujos estacionarios

No conviene filtrar en condiciones bifásicas el agua de red. Esta conclusión, ya comentada, se puede ilustrar en la Figura 7.41, donde el cociente de flujos es siempre inferior a la unidad. En cambio, cuando se trata de microfiltración de suspensiones de hidróxido férrico, los mejores resultados se consiguen al inicio del flujo tapón y a bajas velocidades de líquido (Figura 7.42).

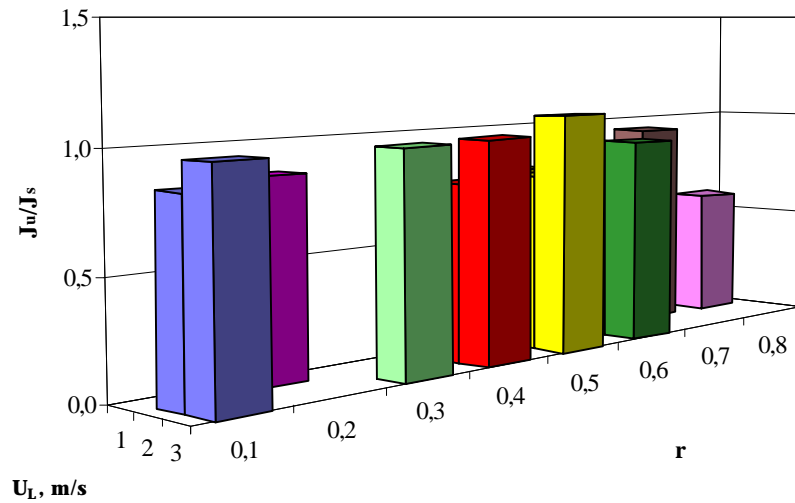


Figura 7.41 Evolución del parámetro J_u/J_s . Microfiltración de agua de la red de suministro (M14). $\Delta P = 1$ bar.

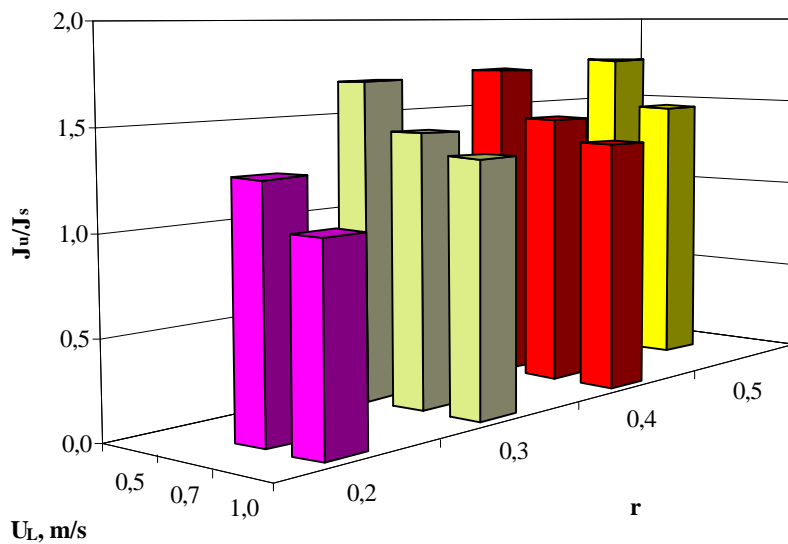


Figura 7.42 Evolución del parámetro J_u/J_s . Microfiltración de suspensiones de hidróxido férrico (M14) . $\Delta P = 1$ bar.

En el caso de disoluciones de dextrano a través de M2, se puede observar como la relación de velocidades apenas afecta al cociente de los flujos estacionarios (Figura 7.43). La ganancia máxima que se obtiene, en todo caso, es alrededor de 1,5.

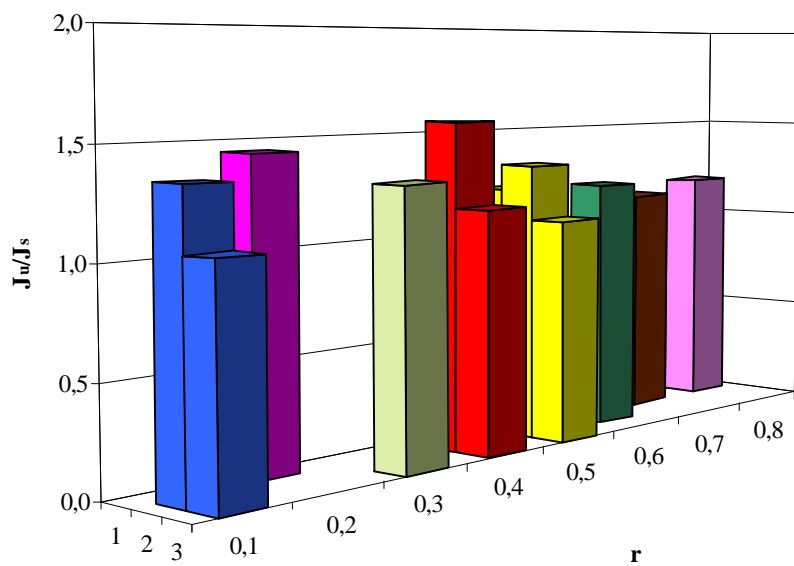


Figura 7.43 Evolución del parámetro J_u/J_s . Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $\Delta P = 4$ bares.

En cambio, para el caso de M9, la evolución del cociente de los flujos (J_u/J_s) en función de la relación de velocidades presenta dos comportamientos diferentes según la presión de operación. Así, cuando la presión es inferior a 4 bares, el cociente de flujos estacionarios se ve muy influenciado por la velocidad superficial de la fase líquida; mientras, la relación de velocidades influye en el valor de este parámetro sólo hasta alcanzar el valor de 0,3 (Figura 7.44). En cambio, a presiones de 4 bares y superiores, la velocidad del líquido pierde su influencia sobre el valor del cociente (J_u/J_s) y r adquiere un valor predominante; tal y como se puede observar en la Figura 7.45, donde el cociente de flujos estacionarios aumenta

continuamente con la relación de velocidades y no se observa ningún valor límite de este parámetro.

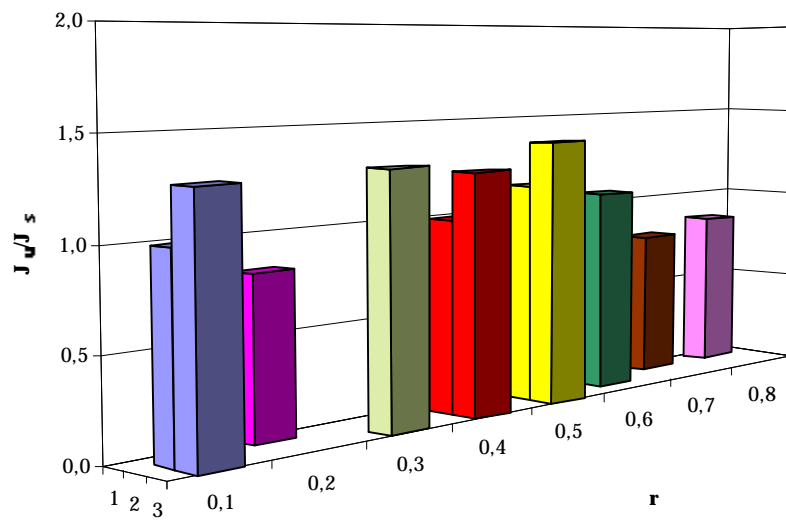


Figura 7.44 Evolución del parámetro J_u/J_s . Ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M9. $\Delta P = 3$ bares.

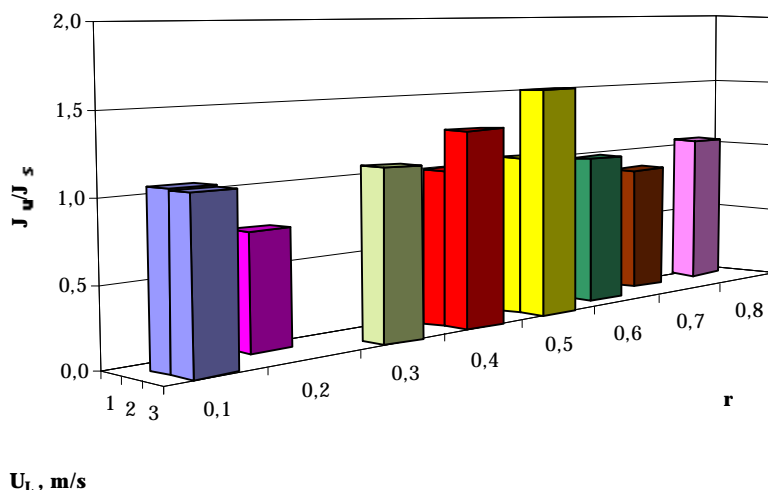


Figura 7.45 Evolución del parámetro J_u/J_s . Ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de M9. $\Delta P = 4$ bares.

En la microfiltración de agua residual depurada, la relación de velocidades tiene una elevada influencia sobre el cociente de flujos (Figura 7.46). Esto viene a refrendar el efecto positivo que el flujo tapón tiene sobre la microfiltración de agua residual depurada, posiblemente por ser capaz de reducir en un alto grado el ensuciamiento que sufre la membrana durante la microfiltración de agua residual depurada. Asimismo, los ensayos realizados a la menor velocidad de líquido (1 m/s) son los que se ven más influenciados por la relación de velocidades, si bien para todas las condiciones de operación ensayadas el flujo estacionario aumenta con el valor de r . Estas mismas observaciones se pueden extender a la microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (Figura 7.47).

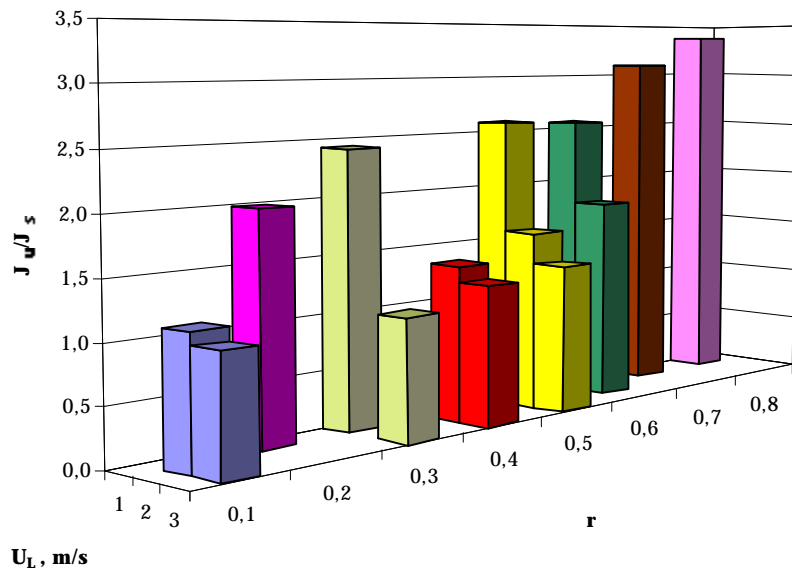


Figura 7.46 Evolución del parámetro J_u/J_s . Microfiltración de agua residual depurada (M14). $\Delta P = 1$ bar.

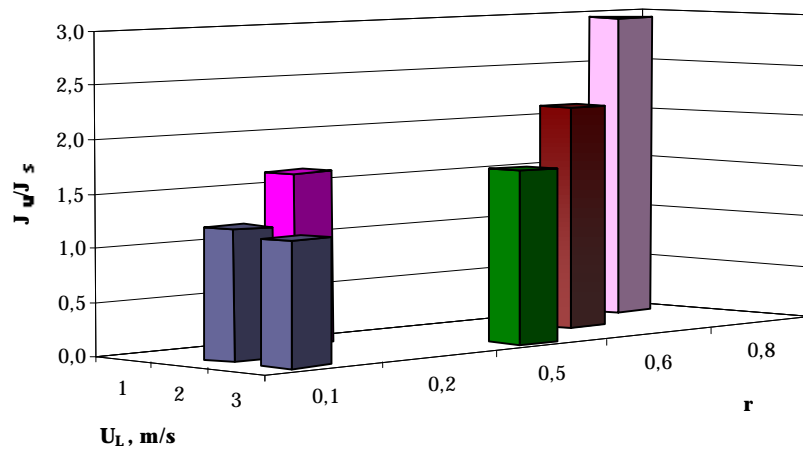


Figura 7.47 Evolución del parámetro J_u/J_s . Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14). $\Delta P = 3$ bares.

4.5 Evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de las condiciones de operación

En este apartado se diferencia entre la filtración sin gas y con gas, pues en cada caso son diferentes los factores que actúan sobre la resistencia de ensuciamiento; así, en el caso de la filtración sin gas es importante saber como afectan la velocidad tangencial de líquido y la presión, en cambio, para la filtración con gas, al introducir la fase gaseosa que también contribuye a la cizalladura en la capa de Stefan, es más adecuado analizar la influencia de la relación de velocidades y no sólo la velocidad del líquido.

4.5.1 Filtración sin gas

La evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la velocidad tangencial del líquido, para el caso de la suspensión de hidróxido férrico, es recogida en la Figura 7.48. Se puede observar que la reducción de la resistencia de ensuciamiento es más acusada cuando las presiones son bajas. Por otro lado, durante la microfiltración de suspensiones de hidróxido férrico, la influencia de la velocidad tangencial sobre la resistencia de ensuciamiento no es muy importante. De hecho, a la presión más baja, la evolución de la resistencia de ensuciamiento con la velocidad tangencial es de carácter asintótico. Tan sólo cuando la presión aumenta, la velocidad tangencial comienza a adquirir mayor influencia en la reducción del ensuciamiento.

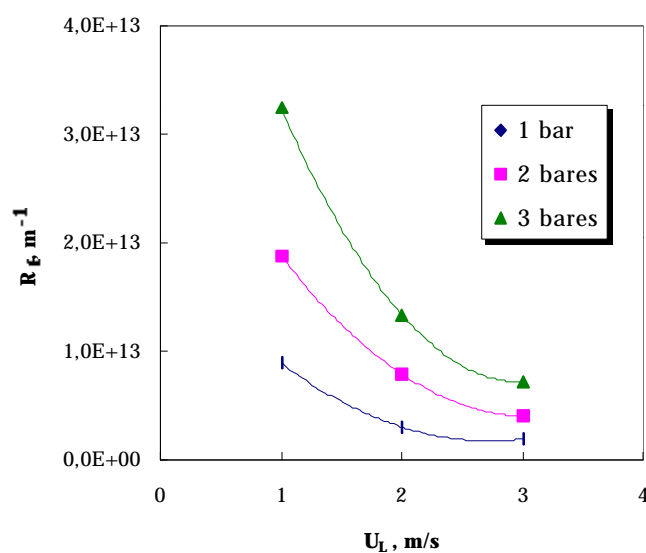


Figura 7.48 Evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la velocidad tangencial, para diferentes presiones de operación. Microfiltración monofásica de suspensiones de hidróxido férrico (M14).

En el caso de la ultrafiltración de disoluciones de dextrano, la evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la velocidad tangencial es diferente para cada membrana, M9 y M2. Así, durante la ultrafiltración de dextrano a través de M2 (Figura 7.49), aumentar la velocidad del líquido permite reducir la resistencia de ensuciamiento, de manera que el aumento de la cizalladura producido puede perturbar la capa de polarización de la concentración, mejorándose los flujos de permeación. En cambio, para la membrana M9 (Figura 7.50), existen dos comportamientos bien diferenciados de la resistencia de ensuciamiento en función de la velocidad tangencial. Cuando la presión transmembranaria es inferior a 3 bares, aumentar la velocidad tangencial provoca un aumento de la resistencia de ensuciamiento; en cambio, si la presión de trabajo es igual o superior a 3 bares el efecto de la velocidad tangencial sobre la resistencia de ensuciamiento es el contrario. Este cambio tan brusco en la evolución del sistema, puede ser debido a una organización de la capa de polarización a baja velocidad.

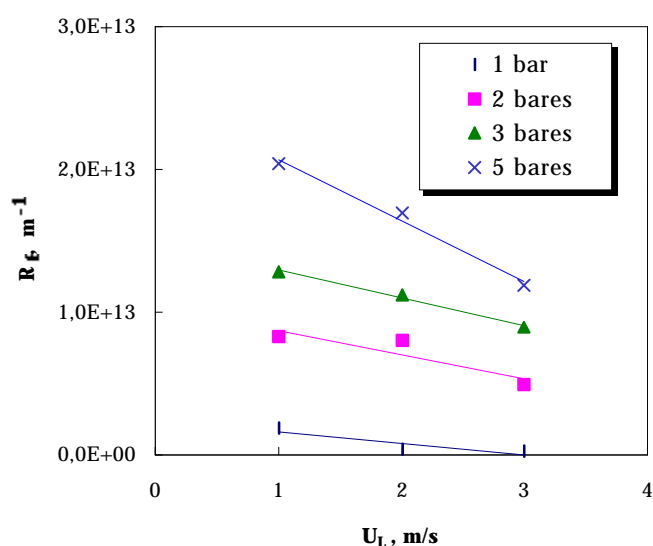


Figura 7.49 Evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la velocidad

tangencial, para diferentes presiones de operación. Ultrafiltración monofásica de disoluciones de dextrano (M2).

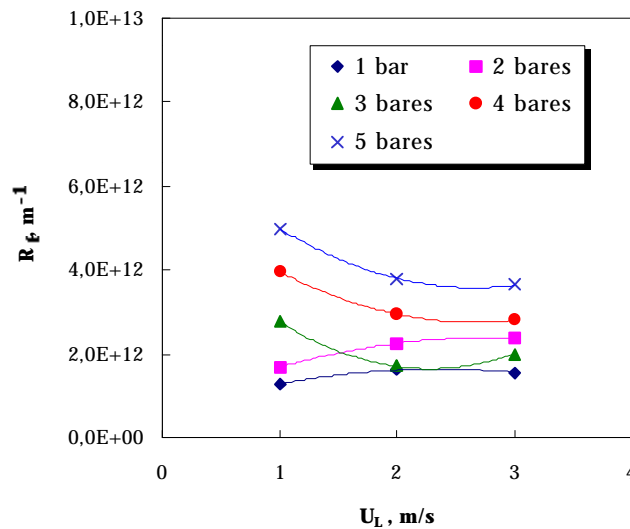


Figura 7.50 Evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la velocidad tangencial, para diferentes presiones de operación. Ultrafiltración monofásica de disoluciones de dextrano (M9).

La Figura 7.51 ilustra la evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la velocidad tangencial de líquido correspondiente a las experiencias de microfiltración tangencial de agua residual depurada. Puede deducirse que a pesar de que el aumento de la velocidad tangencial de líquido favorece la reducción de la resistencia debida al ensuciamiento de la membrana, esta variable por sí sola es insuficiente para eliminar totalmente el ensuciamiento producido a la membrana M14, tal y como ya se ha desprendido de la interpretación por análisis dimensional realizada en el capítulo 4. En cambio, la Figura 7.52 representa esta misma evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la velocidad tangencial, para el caso de la microfiltración tangencial de agua residual depurada prefiltrada. Sin duda, la evolución de la resistencia de ensuciamiento es del mismo tipo,

presentando las curvas de evolución formas muy similares. No obstante, se observa claramente que para las mismas condiciones de operación, la eliminación de la materia en suspensión del agua residual depurada permite que el efecto de la velocidad tangencial sobre la eliminación del ensuciamiento sea superior. De hecho, durante la microfiltración tangencial de agua residual depurada, aumentar la velocidad tangencial desde 2 a 3 m/s, cuando se opera a 1 bar, no permite reducir la resistencia de ensuciamiento; en cambio, para el caso de agua residual depurada prefiltrada se observa un efecto positivo del aumento de la velocidad en el mismo rango de trabajo. Por otra parte, tanto en la Figura 7.51, como en la Figura 7.52 se puede observar que las reducciones más notables de la resistencia de ensuciamiento tienen lugar a presiones bajas y velocidades altas. Esta observación es totalmente lógica si se tiene en cuenta que un aumento de la presión puede provocar la compresión de la capa de Stefan.

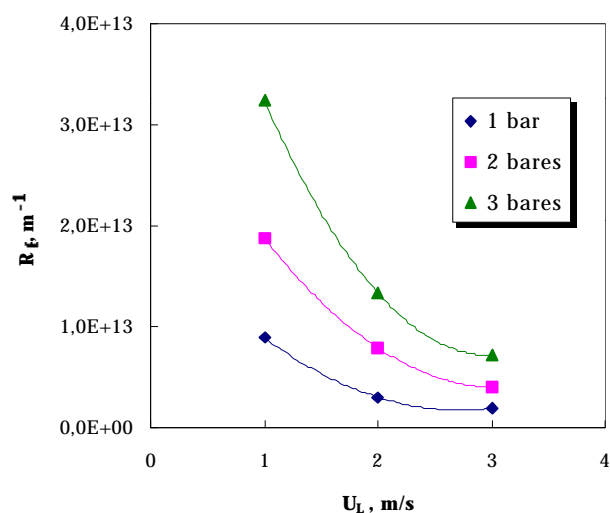


Figura 7.51 Evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la velocidad

tangencial, para diferentes presiones de operación. Microfiltración monofásica de agua residual depurada (M14).

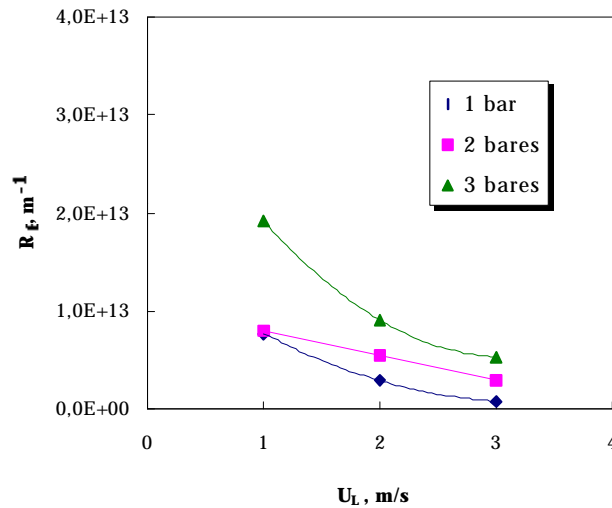


Figura 7.52 Evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la velocidad tangencial, para diferentes presiones de operación. Microfiltración monofásica de agua residual depurada prefiltrada (M14).

4.5.2. Filtración con gas

Cuando se analiza la evolución de la resistencia inducida en función de la relación de velocidades, para la microfiltración de suspensiones de hidróxido férrico, se observa que la inyección de gas reduce en un alto grado la resistencia inducida (Figura 7.53). Además, se observa que dicha reducción está fuertemente influenciada por la presión transmembranaria; así para una velocidad de líquido de 3 m/s, al operar a 3 bares de presión, la resistencia inducida que presenta la membrana M14 se ve reducida en un 22 % cuando la relación de velocidades pasa de 0 a 0,3; mientras que cuando la presión es 1 bar, la reducción de la resistencia entre los mismos valores de r es de un 12 %.

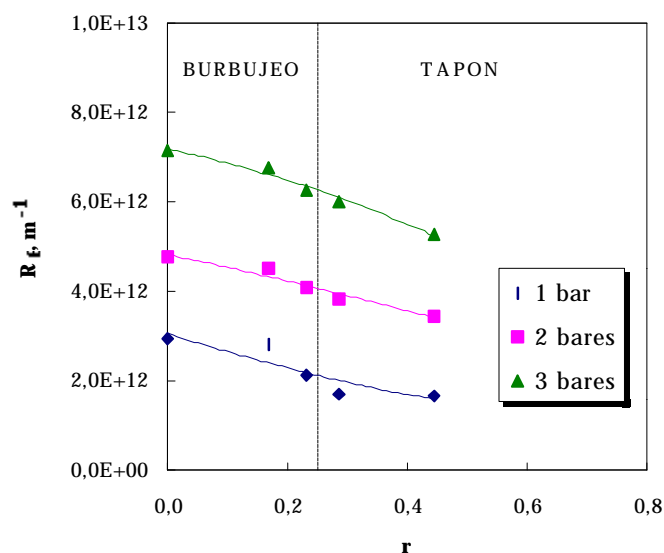


Figura 7.53 Evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la relación de velocidades, para diferentes presiones de operación. Microfiltración bifásica de suspensiones de hidróxido férrico (1 g/l) (M14). $U_L = 1$ m/s.

En el caso de la microfiltración de una suspensión de hidróxido férrico, la resistencia inducida aumenta con la presión, para un mismo valor de la relación de velocidades (Figura 7.53). Esta evolución de la resistencia inducida es normal tratándose de una suspensión de partículas que posiblemente ocasiona la formación de un depósito de partículas en la superficie de la membrana, y por tanto, la presión sería una variable negativa en la optimización de la microfiltración.

Durante las experiencias de ultrafiltración bifásica de dextrano a través de la membrana M2, se ha podido observar como el flujo bifásico gas-líquido, junto con el aumento de la presión transmembranaria, contribuye a aumentar la resistencia de ensuciamiento de la membrana (Figura 7.54). Además, cuando la velocidad del líquido es baja, de 1 m/s, se observa de manera más acusada la mala influencia que ejerce el flujo tapón en el interior de la membrana. Así, para valores

de la relación de velocidades inferiores a 0,3 la resistencia de ensuciamiento tiende a disminuir a medida que se desarrolla el régimen de burbujeo; pero esta tendencia es la contraria cuando r es superior a 0,3.

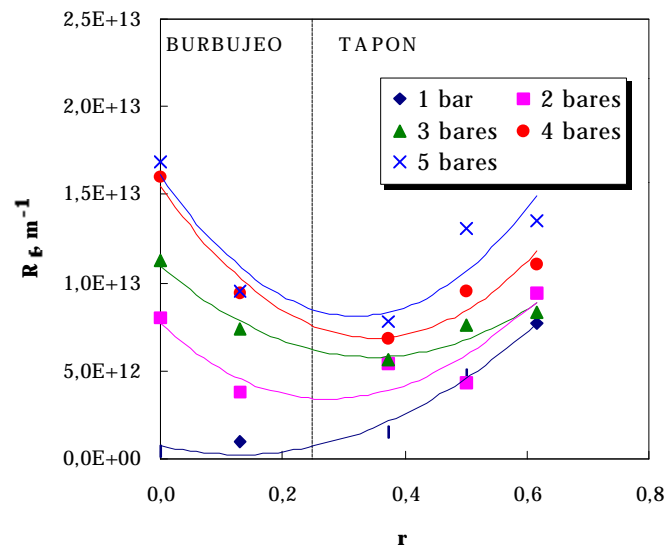


Figura 7.54 Evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la relación de velocidades, para diferentes presiones de operación. Ultrafiltración bifásica de disoluciones de dextrano (M2). $U_L = 2$ m/s.

En cambio, para la ultrafiltración bifásica de dextrano a través de la membrana M9, la resistencia de ensuciamiento no parece estar muy afectada por el flujo tapón en el interior de la membrana. En cuanto al efecto de la presión transmembranaria, se ha observado que el aumento de presión aumenta la resistencia de ensuciamiento, para el mismo valor de la relación de velocidades (Figura 7.55). De manera que, la resistencia de ensuciamiento en ultrafiltración bifásica suele ser igual o superior a la de la ultrafiltración monofásica y aumenta a medida que se incrementa el valor de la relación de velocidades. Sin embargo, cuando la relación de velocidades aumenta por encima de 0,4-0,5, la resistencia de ensuciamiento comienza a descender, llegándose a anular cuando la velocidad de líquido es alta. Este comportamiento es perfectamente observable cuando la

velocidad de líquido es 1 m/s y la presión es 1 bar; en estos ensayos en particular, la resistencia inducida sufre un aumento muy brusco con los primeros valores de la relación de velocidades, para luego descender de forma un poco más suave una vez el flujo tapón está en pleno desarrollo (Figura 7.56).

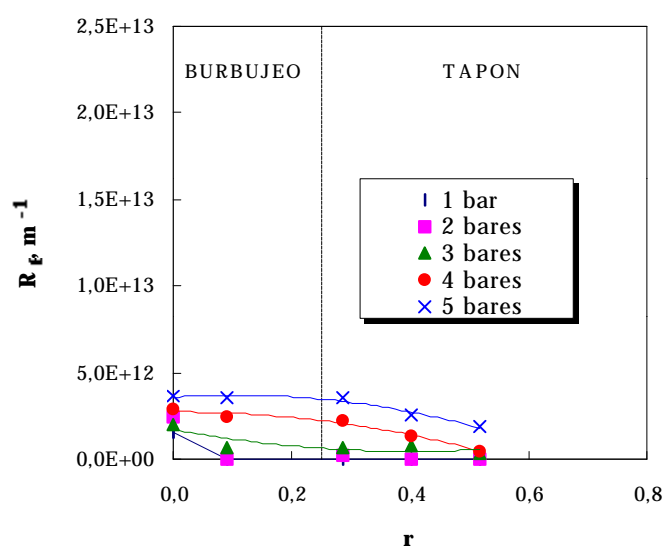


Figura 7.55 Evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la relación de velocidades, para diferentes presiones de operación. Ultrafiltración bifásica de disoluciones de dextrano (M9). $U_L = 3$ m/s.

En cambio, el aumento de la relación de velocidades consigue un descenso de la resistencia inducida, para la microfiltración de una suspensión de hidróxido férrico, entre un 20 a un 40 %, al pasar de operar en condiciones estacionarias a hacerlo bajo régimen de flujo tapón, en el rango experimental estudiado. Incluso, se ha observado que la reducción que sufre la resistencia inducida por acción de la inyección de gas es independiente de la presión, para una misma velocidad de líquido.

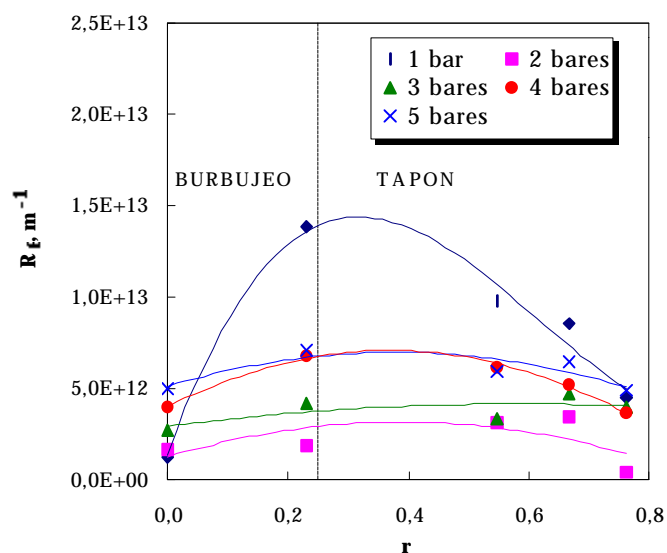


Figura 7.56 Evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la relación de velocidades, para diferentes presiones de operación. Ultrafiltración bifásica de disoluciones de dextrano (M9). $U_L = 1 \text{ m/s}$.

Por su parte, la velocidad de la fase líquida puede actuar también sobre la resistencia de ensuciamiento en la microfiltración bifásica de agua residual depurada. Sí se analizan por ejemplo, los ensayos realizados a un 1 bar de presión se observa que la resistencia sufre un descenso más acusado ante el desarrollo del flujo tapón (Figuras 7.57 y 7.58), cuanto menor es la velocidad de la fase líquida. En este caso la introducción de la fase gaseosa genera una cizalladura que provoca mejoras más visibles de la filtración.

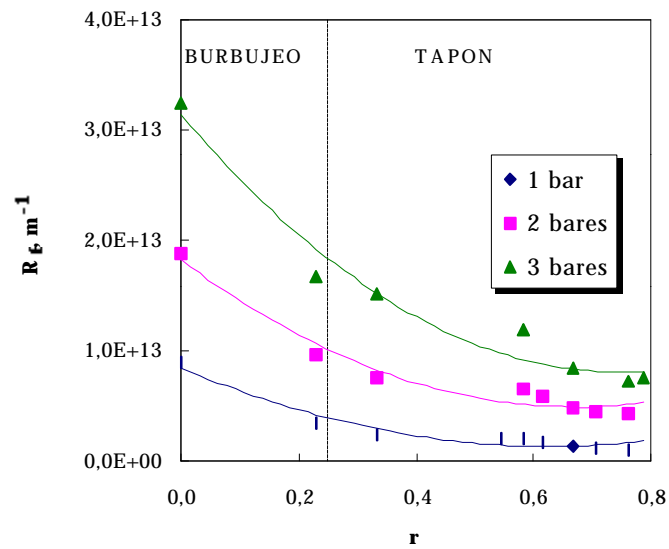


Figura 7.57 Evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la relación de velocidades, para diferentes presiones de operación. Microfiltración bifásica de agua residual depurada (M14). $U_L = 1$ m/s.

Por último, los ensayos de microfiltración de agua residual depurada prefiltrada revelan que, para esta alimentación, la evolución de la resistencia inducida en función de las condiciones de operación es idéntica a la observada cuando la alimentación ha sido agua residual depurada. La única diferencia apreciable, entre los resultados obtenidos para ambas alimentaciones, es el valor numérico de dichas resistencias, mucho menores en el caso del agua residual depurada prefiltrada (Figura 7.59).

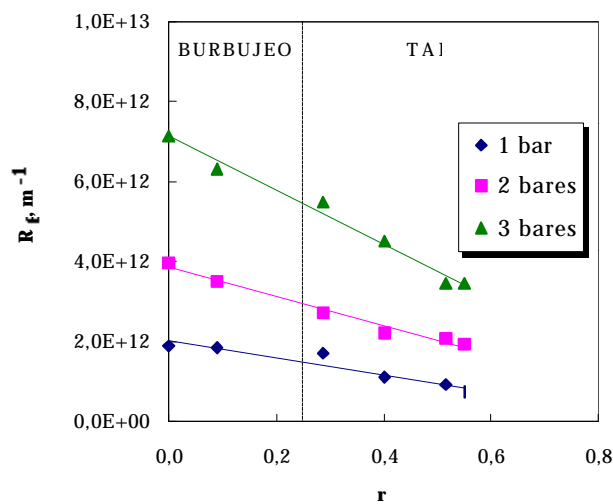


Figura 7.58 Evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la relación de velocidades, a diferentes presiones de operación. Microfiltración bifásica de agua residual depurada (M14). $U_L = 1$ m/s.

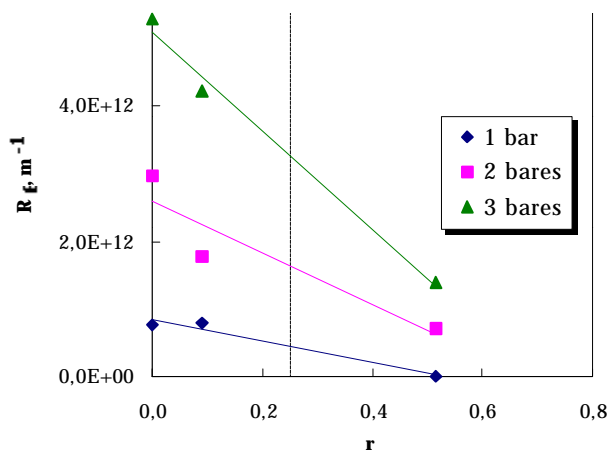


Figura 7.59 Evolución de la resistencia de ensuciamiento en función de la relación de velocidades. Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14). $U_L = 3$ m/s.

4.6 Interpretación por Análisis Dimensional

4.6.1 El número de cizalladura bifásico

Puesto que la inyección de una corriente de gas afecta principalmente al transporte a lo largo de la membrana del conjunto bifásico y, en consecuencia, a la cizalladura global del sistema bifásico sobre la superficie de la membrana (Mercier, 1997), parece lógico modificar el número de cizalladura previamente introducido.

Se ha definido una densidad media del sistema bifásico ρ' :

$$\rho' = \frac{r_g U_g + r_l U_l}{U_g + U_l} \quad (7.1)$$

Esta densidad debería tener en cuenta en su definición las retenciones de cada una de las fases, que son parámetros difíciles de determinar. Por ello, se ha recurrido a la relación (7.1), que da una aproximación de la densidad del fluido equivalente. Las buenas correlaciones que se obtengan posteriormente serán una prueba de que esta simplificación ha sido, o no, acertada. Se define un nuevo número de cizalladura bifásico, N_u , que es idéntico a N_s (el número de cizalladura monofásico) cuando no hay inyección de gas :

$$N_u = \frac{\rho' (U_g + U_l)^2}{\Delta P} \quad (7.2)$$

Este número compara la energía mínima necesaria para transportar el fluido equivalente a la velocidad $(U_G + U_L)$ con la energía mecánica para el transporte a través de la membrana.

4.6.2 Interpretación de los resultados

La microfiltración de suspensiones de hidróxido férrico es una operación en la que se puede observar nítidamente el efecto del flujo bifásico gas-líquido sobre la mejora de la filtración. En ausencia de gas, la relación entre el número de ensuciamiento y el número de cizalladura bifásico consiste en una línea recta de pendiente positiva, lo que indica la imposibilidad de eliminar el ensuciamiento por acción de la velocidad tangencial de líquido (Figura 7.60). Esto caracteriza una suspensión de partículas deformables (Elmaleh *et al.*, 1998). La pendiente de esta recta cambia gradualmente con la relación de velocidades, hasta adquirir pendiente negativa, lo que deja ver la posibilidad de eliminar el ensuciamiento de la membrana por la acción del conjunto de las dos fases. Por tanto, para el caso de la formación de un depósito sobre la membrana, formado por partículas deformables, la desestabilización y erosión del mismo sería posible operando en presencia de flujo bifásico.

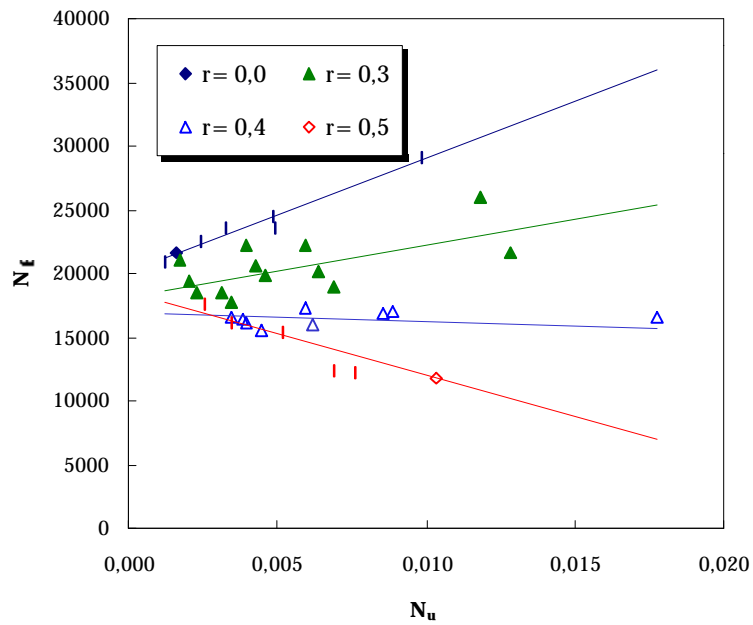


Figura 7.60 Número de ensuciamiento en función del número de cizalladura bifásico. Microfiltración de suspensión de hidróxido férrico (M14).

Cuando se filtra dextrano a través de la membrana M2, se puede observar lo siguiente: en régimen de burbujeo o en inicio de régimen tapón, la curva N_f vs. N_s es una recta de pendiente positiva, que traduce la imposibilidad de eliminar el ensuciamiento por aumento de las velocidades de los fluidos (Figura 7.61). En flujo tapón bien desarrollado, la pendiente se vuelve negativa: existen condiciones que impiden el ensuciamiento de la membrana. Esto se observa también sin gas indicando la poca aplicabilidad de la técnica a este caso.

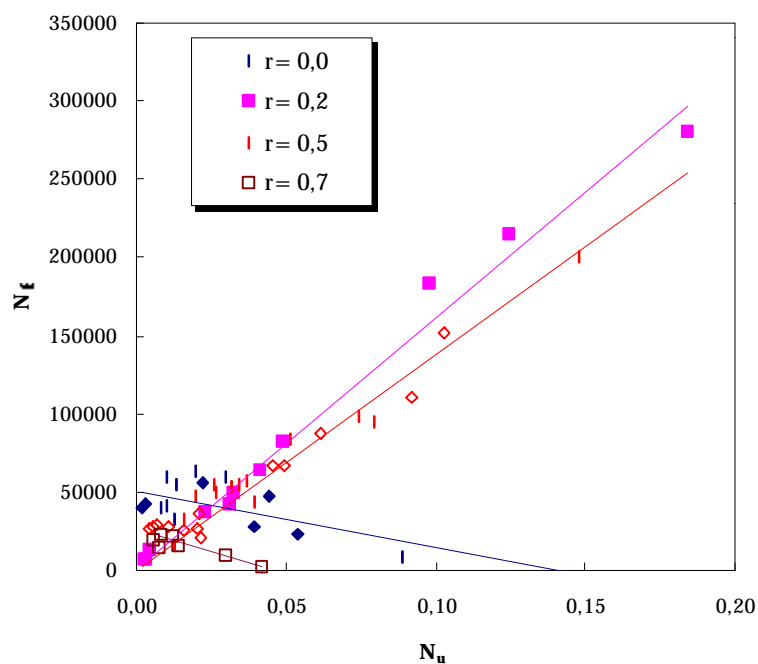


Figura 7.61 Número de ensuciamiento en función del número de cizalladura bifásico. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2).

Al relacionar los resultados experimentales logrados en los ensayos de ultrafiltración de disoluciones de dextrano a través de la membrana M9, el comportamiento es diferente. En la Figura 7.62 se puede observar como, para este caso, la filtración en ausencia de gas o en presencia de flujo tapón plenamente desarrollado conduce a la misma relación de tipo lineal, y pendiente positiva, entre el número de ensuciamiento y el número de cizalladura. Por el contrario, la presencia de un flujo tapón poco desarrollado en la membrana da lugar a una relación de pendiente negativa, anulándose el número de ensuciamiento cuando el número de cizalladura se encuentra entre 0,05 y 0,1.

Puesto que la membrana M9 presenta un umbral corte muy superior a la masa molecular del dextrano, no es difícil suponer que tanto en la operación en ausencia de gas, como bajo la acción de flujo bifásico, tenga lugar el paso de las moléculas de dextrano a través de la membrana. Sin embargo, la diferente evolución entre los números adimensionales lleva a pensar que en condiciones monofásicas y en presencia de flujo tapón desarrollado, la infiltración de moléculas de dextrano se ven favorecidas. Además, el flujo tapón muy alto puede provocar el fraccionamiento de las moléculas de dextrano, que es un fenómeno muy corriente en la filtración de proteínas y moléculas, lo cual aumentaría la posibilidad de infiltración. En cambio, la presencia de flujo tapón moderado puede reducir la infiltración, pues las moléculas son más fácilmente arrastradas por la presencia del gas.

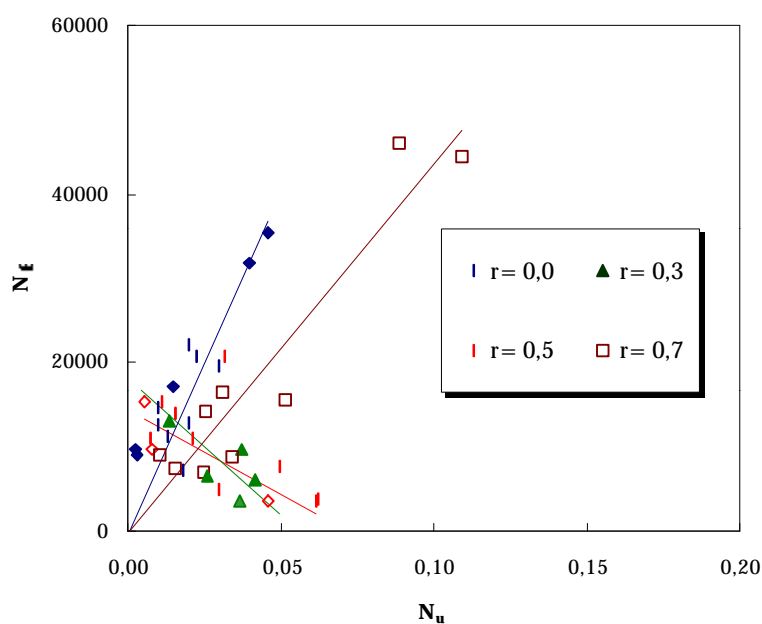


Figura 7.62 Número de ensuciamiento en función del número de cizalladura bifásico. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9).

Para el caso de la microfiltración de agua residual depurada en condiciones monofásicas y bifásicas, la inyección de gas provoca el desplazamiento de la curva (Figura 7.63). La forma que presenta es similar a pesar de la presencia de gas; sin embargo, la meseta del número de ensuciamiento a 60.000, cuando el número de cizalladura es 0,03, desciende para una relación de velocidades de 0,45 a cerca de 30.000 y hasta 10.000 cuando dicha relación de velocidades alcanza el valor de 0,70. Esto hace suponer, por tanto, que la inyección de gas dentro de un régimen tapón permite eliminar parte del ensuciamiento reversible que caracteriza la microfiltración de agua residual depurada. No obstante, la adquisición de un valor límite del número de ensuciamiento a partir de valores del número de cizalladura bifásico, inferiores a 0,05, indica que la eliminación total del ensuciamiento no puede lograrse con el aumento de la velocidad global.

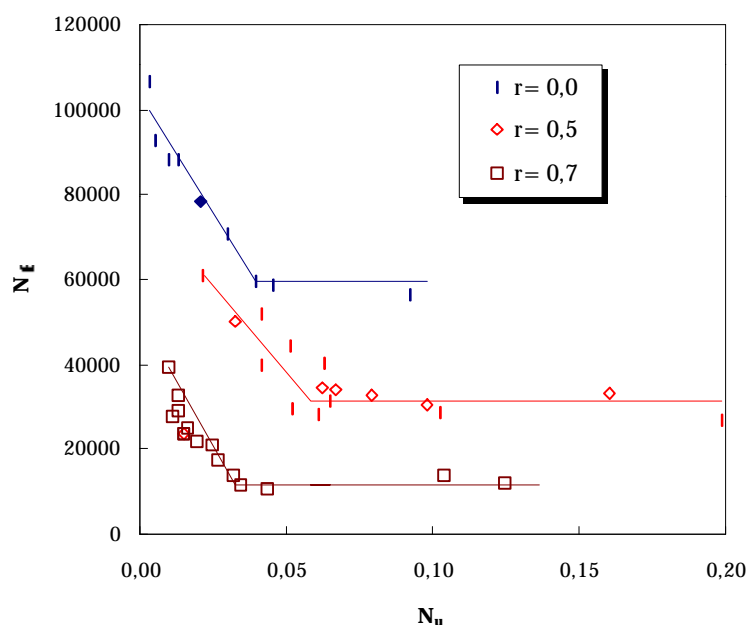


Figura 7.63 Número de ensuciamiento en función del número de cizalladura bifásico. Microfiltración de agua residual depurada (M14).

En cambio, cuando se analiza la evolución de ambos parámetros adimensionales para el caso de la microfiltración de agua residual depurada prefiltrada, en condiciones bifásicas, los resultados son bien distintos (Figura 7.64). Ya en el caso de operar en condiciones monofásicas, la relación entre el número de ensuciamiento y el número de cizalladura responde a una línea recta de pendiente negativa, y su extrapolación indica la posibilidad de una intersección de ésta con el eje N_u , o lo que viene a ser lo mismo, la existencia de un valor de la velocidad tangencial de líquido para el cual se podría eliminar el ensuciamiento de la membrana. En flujo bifásico, las relaciones son análogas, pero en este caso sí tiene lugar la anulación del número de ensuciamiento. Por tanto, se puede concluir que la eliminación de la materia en suspensión contenida en un agua residual depurada, permite evitar el ensuciamiento de la membrana, bien operando a velocidades tangenciales de líquido suficientemente elevadas o bien, operando en condiciones bifásicas.

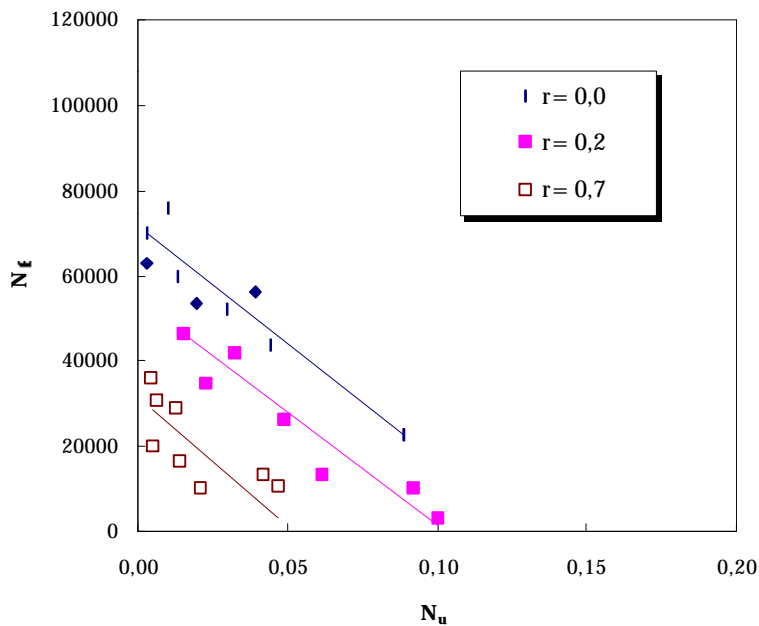


Figura 7.64 Número de ensuciamiento en función del número de cizalladura bifásico. Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14).

Conclusión: *La creación de flujos bifásicos ha permitido incrementar notablemente el flujo de permeación obtenido en las experiencias de microfiltración monofásica de agua residual depurada, llegando a triplicarlo .*

Asimismo, el flujo bifásico ha sido capaz de incrementar el flujo de permeado en otros sistemas de filtración, que han contribuido a conocer la influencia de este tipo de flujo sobre un amplio espectro de alimentaciones de variada naturaleza. Se ha observado que la inyección de gas ha sido efectiva solamente en aquellos sistemas donde el ensuciamiento se presenta

en forma de una torta, sobre la cual puede actuar eficazmente la cizalladura ocasionada por el flujo bifásico. En cambio, en aquellos casos donde existe polarización, la membrana queda desprotegida frente al flujo bifásico, viéndose favorecidos el flujo de gas a través de la membrana, o bien, la infiltración de moléculas en los poros, lo que conlleva el empeoramiento del flujo obtenido en condiciones monofásicas.

Por su parte, el flujo bifásico solamente ha modificado la selectividad en las experiencias de ultrafiltración de disoluciones de dextrano. Estos cambios están asociados a los efectos que el flujo bifásico produce en el flujo de permeado.

El análisis dimensional ha permitido una síntesis satisfactoria de los datos en todos los sistemas estudiados, tanto en condiciones monofásicas como bifásicas.

La interpretación por análisis dimensional de la microfiltración de suspensiones de hidróxido férrico, muestra como el régimen hidrodinámico actúa sobre el ensuciamiento de la membrana, pasándose de un ensuciamiento severo, que no puede eliminarse por la sola acción de la velocidad tangencial de líquido, a un ensuciamiento fácilmente eliminable por la acción de un flujo tapón de magnitud media.

En el caso de ultrafiltración de macromoléculas, como el dextrano, el análisis dimensional ha permitido ver la influencia que presenta, cuando se trata una misma alimentación, que la membrana a emplear sea de bajo o

de alto rechazo. Para membranas de alto rechazo, en las que la capa de Stefan es más estructurada, la utilización de flujos bifásicos poco significativos no consiguen eliminar el ensuciamiento. En cambio, para el caso de membranas de bajo rechazo, son precisamente los flujos bifásicos menos importantes, los que provocan una mayor eliminación del ensuciamiento, pues en estos casos la desorganización que se consigue de la capa es más efectiva que en el caso de crear cizalladuras muy elevadas que solo consiguen fraccionar las moléculas y promover su infiltración en los poros.

Finalmente, en el caso de la microfiltración tangencial de agua residual depurada, la interpretación por análisis dimensional ha mostrado que el flujo bifásico es capaz de eliminar la mayor parte del ensuciamiento que se presenta en la operación sin gas.

Conclusiones

El objetivo primordial de este trabajo ha sido el estudio de la microfiltración tangencial a través de membranas inorgánicas, como tratamiento avanzado del efluente secundario de un tratamiento por lodos activos. La primera parte de este trabajo ha sido identificar la influencia de las diferentes variables de operación sobre el flujo de permeación y la selectividad de la membrana, así como encontrar las condiciones óptimas de operación. En la segunda parte, se ha intentado incrementar los flujos de permeado alcanzados en los primeros ensayos, bien, por medios físico-químicos o bien por métodos hidrodinámicos. Y por último, se ha estudiado el efecto de la filtración en presencia de gas, para diferentes suspensiones.

El agua residual depurada tomada en la realización de las experiencias es empleada habitualmente en el riego de explotaciones agrícolas del sur de la isla, y no ha sido sometida a ningún tratamiento avanzado que mejore su calidad para reutilización, de ahí el interés de este trabajo.

De los resultados obtenidos se derivan las siguientes conclusiones generales:

- Los flujos de permeado obtenidos en los primeros ensayos de microfiltración tangencial han sido muy superiores a los observados por otros autores para alimentaciones similares, encontrándose un flujo crítico de la membrana operando a 3 m/s y 1 bar. Este flujo crítico podría ser empleado, en caso de una aplicación a nivel industrial, para mantener un flujo elevado, de 100 l/ m² h, durante todo el período de filtración.
- Asimismo, la microfiltración permite la eliminación de la materia en suspensión y de los coliformes fecales, así como una elevada reducción de la demanda

química de oxígeno, la turbidez, el fósforo y el diámetro medio de las partículas presentes.

- El proceso de ensuciamiento implicado en la microfiltración de agua residual es de naturaleza reversible, debido a la formación de un depósito de partículas sobre la superficie, y al mismo tiempo de carácter irreversible, al menos por la acción de la velocidad, debido a la adsorción de metabolitos y/o bacterias en la membrana.
- El empleo del análisis dimensional ha permitido correlacionar nuestros datos a partir de los números de ensuciamiento N_f y de cizalladura N_s , lo que permite predecir el flujo estacionario para unas condiciones determinadas. Además, en este trabajo se ha obtenido un tipo de relación entre los parámetros adimensionales, intermedia a los casos ya conocidos, que aparecen en bibliografía.
- Los intentos de incrementar el flujo de permeado de la microfiltración de agua residual por medio de la floculación en línea, cuya base es aumentar el tamaño de las especies presentes, no han sido efectivos. Este resultado se debe probablemente al aumento de la concentración en sólidos que sufre la alimentación con la adición del coagulante, con lo cual la resistencia de la torta que surge limita considerablemente el flujo. Por su parte, la eliminación de especies de la alimentación, por medio de una floculación-flotación previa, no ha mejorado tampoco el flujo estacionario de permeado, ya que es posible que el fenómeno responsable de la alimentación comience a ser de otro tipo tras el estado transitorio, afectado por el tratamiento de la alimentación.
- En cambio, la creación de flujos bifásicos ha permitido incrementar

notablemente el flujo de permeación obtenido en las experiencias de microfiltración monofásica de agua residual depurada, independientemente del gas empleado. Mientras, la selectividad de la membrana no se ha visto alterada, pues ciertas especies no pueden ser retenidas por los poros de la membrana M14.

- Asimismo, el flujo bifásico ha permitido incrementar el flujo de permeado con otras suspensiones, observándose que la inyección de aire ha sido efectiva solamente en aquellos casos en que se forma una firme capa de Stefan, sobre la cual puede actuar eficazmente la cizalladura ocasionada por el flujo bifásico. En caso contrario, la membrana queda desprotegida frente al flujo bifásico, favoreciéndose el flujo de gas a través de la membrana, y por tanto, el empeoramiento del flujo obtenido en condiciones monofásicas. En cuanto a la selectividad de las membranas, el flujo bifásico solamente ha modificado ésta en el caso de la ultrafiltración de disoluciones de dextrano, lo cual está asociado a los cambios en el flujo de permeación.
- El análisis dimensional ha permitido una satisfactoria interpretación de los fenómenos de ensuciamiento en todos los sistemas estudiados, transformando debidamente el número de cizalladura monofásico por un número de cizalladura bifásico. En el caso de la microfiltración tangencial de agua residual depurada, los números adimensionales han mostrado que el flujo bifásico es capaz de eliminar sólo parte del ensuciamiento que se presenta en la operación sin gas. Asimismo, para eliminar totalmente el ensuciamiento se ha visto que es necesaria una filtración previa de la alimentación y generar una elevada cizalladura, bien por aumento de la velocidad tangencial de líquido, lo cual sería negativo desde el punto de vista energético o bien, generar flujos bifásicos que

pueden ser de baja magnitud.

- Con las experiencias realizadas se ha identificado el tipo de relación entre los parámetros adimensionales previsibles para cada tipo de alimentación, así como el flujo estacionario para unas condiciones de operación dadas. Queda, sin embargo, por saber que tipo de relación entre adimensionales puede esperarse cuando se somete a filtración una misma alimentación, a través de membranas de diferente diámetro de poro y diferente naturaleza. Este sería un posible campo de trabajo para futuros estudios.

Bibliografia

Abdelmoumni, L. (1996). *Epuration et transfert de matiere en reacteur anaerobie membranaire*. These de doctorat. Sciences et Techniques du Languedoc. Université de Montpellier II. Montpellier. Francia.

Adin, A. y Alon, G. (1993). The role of particles characterization in advanced wastewater treatment. *Wat. Sci. Tech.*, **27** (10), 131-139.

Aimar, P. (1987). *Mécanismes de transfert de matiere en ultrafiltration*. These de doctorat. Université Paul Sabatier, Toulouse, Francia.

Anderbauhr, T. (1998). *Desinfection des eaux residuaires. Tritements avances pour la reutilisation. Ultrafiltration rayonnement ultraviolets ozone*. Diplôme de Recherche Technologique (DRT). Université Montpellier II. Montpellier. Francia.

Anderson, G.K.; Saw, C.B. y Fernandes, M.I.A.P. (1986). Application of porous membrane for biomass retention in biological wastewater treatment process. *Proc. Biochem.*, **12**, 174-182.

Andreussi, P. y Bendiksen, K. (1989). An investigation of void fraction in liquid slugs for horizontal and inclined gas-liquid pipe flow. *Int. J. Multiphase Flow*, **15** 937-946.

Angelakis, A.N. y Spyridakis, S. (1995). *The status water resources in Minan times: a preliminary study*. Angelakis, A.N. and Isaar, A., Editors, Diachronic Climatic Impacts on Water Resources in Mediterranean Region. Springer-Verlag, Heidelberg. Alemania.

Applegate, L.E. (1984). Membrane separation processes. *Chemical Engineering*, **June** (11), 64-89.

Argaman, Y. (1989). Wastewater reclamation and reuse in Israel. *Proceedings of the 26th Japan Sewage Works Association. Annual Technical Conference*, Tokyo, Japan.

Asano, T. y Levine, A.D. (1995). Wastewater Reclamation, Recycling and Reuse: Past, Present, and Future. *Proceedings of the Second International Symposium on Wastewater Reclamation and Reuse*, Crete, Greece.

ASCE, AWWA, CSE. (1969). *Water Treatment Plant Design*, AWWA Inc. New York.

Assadi, M. y White, D.A. (1992). A model for determining the steady state flux of inorganic microfiltration membranes. *Chem. Eng. J.*, **48** (11) .

Audinos, G. e Isoard, P. (1986). *Glossaire des temes techniques des procédés a membranes*. IDEXPO-Cachan. France.

AWWA (1992). Membrane Technical Research Committee Report: membrane processes in potable water treatment. *J. AWWA*. **84** (1), 59-67.

Baker, M.N. (1981). *The quest pure water*, 2nd Ed., American Water Works Association, New York.

Barnea, D. (1987). A unified model for predicting flow-pattern transitions for the whole range of pipe inclinations. *Int. J. Multiphase Flow*. **13**, 1-12.

Bailey, A.D.; Hansford, G.K. y Dold, P.L. (1994). The enhancement of upflow anaerobic sludge bed reactor performance using cross-flow microfiltration. *Wat. Res.*, **28** (2), 291-295.

Bechtel, M.K.; Baddasarian, A.; Olson, W.P. y Estep, T.N. (1988). Virus removal or inactivation in hemoglobin solutions by ultrafiltration or detergent/solvent treatment. *Biomater. Artificial Cells Artificial Organs*, **16**, 123- 128.

Belfort, G.; Davis, R.H. y Zidney, A.L. (1994). The behaviour of suspensions and macromolecular solutions in cross-flow filtration. *J. Membr. Sci.*, **96**, 1-58.

Belfort, G.; Rote, Y. y Katzenelson, E. (1976). Virus concentration using hollow fibre membranes-II. *Water Res.* , **10**, 279-284.

Bellara, S.R.; Cui, Z.F. y Pepper, D.S. (1996). Gas sparging to enhance permeate flux in ultrafiltration using hollow fibre membranes. *J. Membr. Sci.*, **121**, 175-184.

Ben Aim, R.; Liu, M.G. y Vigneswaran, S. (1993). Recent development of membrane processes for water and waste water treatment. *Wat. Sci. Tech.* , **27** (10),141-151.

Ben Amar, R. y Jaffrin, M.Y. (1989). Microfiltration tangentielle d'un vin rouge sur membranes minérales: étude du colmatage au cours du temps. *Entropie*, **149**, 34-40.

Bendiksen, K.H. (1984). An experimental investigation of the motion of the long bubbles in inclined tubes. *Int. J. Multiphase Flow.*, **10**, 467-483.

Bourdon, F.; Bourbigot, H. y Faivre, M. (1988). Microfiltration tangentielle des eaux souterraines d'origine karstique. *L'eau et l'industrie, Les Nuisances*, **121**, 35-41.

Bouzaza, A. (1989). *Etude expérimentale de l'ultrafiltration sur membranes organiques et minérales. Amélioration des performances par l'emploi de débits pulsés*. Thèse de doctorat. Université Technologique de Compiègne, Francia.

Bowen, W.R. y Gan, Q. (1991). Properties of microfiltration membranes: flux loss during pressure permeation of bovine serum albumin. *Biotechnol. Bioeng.*, **38**, 688-696.

Bowen, W .R.; Mongruel, A. y Williams, P .M. (1996). Prediction of the rate of cross-flow membrane ultrafiltration: a colloidal interaction approach. *Chem. Eng. Sci.*, **51**,4321.

Brauner, N. y Barnea, D. (1986). Slug/churn transition in upward gas-liquid flow. *Chem. Eng. Sci.*, **41**, 159-163.

Burgraaf, A.J. y Keizer, K. (1990). *Inorganic membranes*. R. Bhave. Van Nostrand Reinhold, New York.

Cabassud, C. (1986). *Microfiltration tangentielle et séparation de biomasse. Application aux bioréacteurs a membrane en dénitrification des eaux*. Thèse de doctorat- Institut National Polytechnique de Toulouse. Toulouse. Francia.

Cabassud, C.; Laborie, S. y Laine, J.M. (1997). How slug flow can improve ultrafiltration flux in organic fibres. *J. Membr. Sci.*, **128**, 93-101.

California State of Administrative Code, title 22, Div. 4, Dept. of Health Services (1978). En: Arora, M.L. (1992). Water Reuse in California. A Myth or a Reality? *Proceedings of the Congress "The Urban and Agricultural Water Reuse"*. Orlando, Florida, EE.UU.

Chang, J .S.; Tsai, J. y Vigneswaran, S. (1996). Experimental investigation of the effect of particle size distribution of suspended particles on microfiltration. *Wat. Sci. Tech.*, **34** (9), 133-141.

Chiang, B.H. y Yu, Z.R. (1987). Fouling and flux restoration of ultrafiltration of passion fruitjuice. *J. Food. Sci.*, **52**, 369-371.

Chiemchainsri, C.; Yamamoto, K. y Vigneswaran, S. (1993). Household membrane bioreactor in domestic wastewater treatment. *Wat. Sci. Tech.*, **27** (1), 171-179.

Chudaceck, M. W. y Fane, A.G. (1984). The dynamics of polarization in stirt and unstirred ultrafiltration. *J Membr. Sci.*, **21**, 145.

Clavaguera, F.; Rjimati, E.; Elmaleh, S. y Grasmick, A. (1991). Intensification of microfiltration by a circulating bed. *Proceedings of 2nd International Conference on Inorganic Membranes*. Montpellier. Francia.

Collins, R.; de Moraes, F.F.; Davidosn, J.F. y Harrison, D. (1978). The motion of large bubbles rising through liquid flowing in a tube. *J. Fluid Mech.*, **89**, 497- 514.

Côte, P.; Buisson, H., Pound, C. y Arakaki, G. (1997). Immersed membrane activated sludge for the reuse of municipal wastewater. *Desalination*, **113**, 189-196.

Crook, J. (1985). Health and Regulatory Considerations. En: G.S. Pettygrove y T. Asano (eds). *Irrigation with Reclaimed Municipal Wastewater-A Guidance Manual*. Lewis Publishers, Inc. 121 South Main St., Chelsea, M.I. 48118, USA.

Cui, Z.F. y Wright, K.I. T. (1994). Gas-liquid two-phase cross-flow ultrafiltration of BSA and dextran solutions. *J. Membr. Sci.*, **90**, 183-189.

Cui, Z.F. y Wright, K.I.T. (1996). Flux enhancements with gas sparging in downwards cross-flow ultrafiltration: performance and mechanism. *J. Membr. Sci.*, **117**, 109-116.

Dean, W.R. (1927). Note on the motion of fluid in a curved pipe, *Phil. Mag.* 4 no7: 208-223. En: Brewster, M.E., Chung, K.Y. y Belfort, G. (1993). Dean vortices with wall flux in a curved channel membrane system. A new approach to membrane module design. *J. Membr. Sci.*, **81**, 127-137.

Delhaye, J.M. (1981). Les écoulements diphasiques gaz-liquide en conduite, *Entropie*, **99**, 3-25.

Dpto. Ingeniería Química y Tecnología Farmacéutica de la Universidad de La Laguna. (1994). *Proyecto de colaboración con BALTEN para el seguimiento de los elementos que integran el sistema del regadío con agua residuales depuradas de Santa Cruz de Tenerife en el Valle de San Lorenzo, Informe: Período Diciembre 93-Junio 94.*

DEREA (1996). *Informe nº1: Resumen de las actividades desarrolladas en el centro de investigación y desarrollo "Proyecto DERE A " en el periodo comprendido entre Noviembre 1994 y Diciembre 1995. "*

Deryagin, B.V. y Landau, L.D. (1941). *Acta Physicochim. U.R.S.S.*, **14**, 633.

Dittrich, J. ; Gnirss, R. ; Peter-Frolich, A. y Sarfert, F. (1996). Microfiltration of municipal wastewater for disinfection and advanced phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.*, **34** (9), 125-133.

Dukler, A.E. y Hubbard, M.G. (1975). A model for gas liquid slug flow in horizontal and near horizontal tubes. *Ind. Eng. Chem. Fundam.* , **14**, 337-347.

Ebner, H. (1981). Die kontinuierliche mikrofiltration von essig. *Chem. Ing. Tech.*, **53**, 25.

Elmaleh, S y Abdelmoumni, L. (1997). Cross-flow filtration of an anaerobic methanogenic suspension.. *J. Membr. Sci.*, **131**, 261-274.

Elmaleh, S. y Ghaffor, N. (1996). Cross-flow ultrafiltration of hydrocarbon and biological mixed suspensions. *J. Membr. Sci.*, **118**, 111-120.

Elmaleh, S. y Naceur, W. (1991). Transport of water an inorganic composite membrane. *J. Membr. Sci.*, **66**, 227-234.

Elmaleh, S.; Vera, L.; Villaroel-López, R.; Abdelmoumni, L.; Ghaffor, N.; Delgado, S. (1998). Dimensional analysis of steady state flux for microfiltration and ultrafiltration membranes. *J. Membr. Sci.*, **139**, 37-45.

Fabre, J. ; Grenier, P. y Gadoin, E. (1993). Evolution of slug flow in long pipe. *Proceedings of 6th International Conference on Multi Phase Production*, Cannes, Francia.

Fabre, J. y Liné, A. (1992). Modeling of two-phase slug flow. *Annu. Rev. Fluid Mech.*, **24**, 21-46.

Fabre, J. y Liné, A. (1996). *Slug flow modelling*. Int. Encyclopedia of Heat and Mass Transfer. Inodata Corporation, 1015-1021.

Fane, A.G. (1984). Ultrafiltration of suspensions. *J. Membr. Sci.* , **20**, 249.

Fane, A.G. (1996). Membranes for water production and wastewater reuse. *Desalination*, **106**, 1-9.

Fane, A.G. y Fell, C.J.D. (1987). A review of fouling control in ultrafiltration. *Desalination*,, **62**, 117-136.

Fane, A.G.; Hodgson, P.H. y Leslie, G.L. (1993). Cross-flow microfiltration of biofluids and biomass-new perspectives. *Proceedings of 6th World Filtration Congress*, Nagoya.

Fernandes, R.C. (1981). *Experimental and theoretical studies of isothermally upward gas-liquid flow in vertical tubes*. PhD Tesis. Univ. Houston. En: Fabre, J. y Liné, A. (1992). Modelling of two-phase slug flow. *Annu. Rev. Fluid Mech.*, **24**, 21-46.

Fernandes, R.C.; Semiat, R. y Dukler, A.E. (1983). Hydrodynamic model for gas-liquid slug flow in vertical tubes. *AICHEJ.*, **29**, 981-989.

Fischer, E. y Raasch, J. (1986). Model tests of the particle deposition at the filter medium in cross flow filtration. *Proceedings of 4th World Filtration Congress.*, Ostend, Belgica.

Flemming, H.C. y Schaule, G. (1988). Biofouling on membranes. A microbiological approach. *Desalination*, **70**, 95-119.

Florida Department of Environmental Protection. (1995). En: Crook, J. y Surampalli, J. Water Reclamation and Reuse Criteria in the US. *Proceedings of the Second International Symposium on Wastewater Reclamation and Reuse*, Creta, Grecia.

Folley, G.; Macloughlin, P.F. y Malone, D.M. (1992). Preferential deposition of smaller cells during crossflow microfiltration of a yeast suspension. *Biotechnol. Techniques*, **6**, 115-120.

Fréchet, D. (1986). *Etude de l'écoulement ascendant a trois fluides en conduite verticale*. These Inst. Polytech., Toulouse, France. En: Fabre, J. y Liné, A. (1992). Modelling of two-phase slug flow. *Annu. Rev. Fluid Mech.*, **24**, 21-46.

Ghaffor, N. (1995). *Ultrafiltration tangentielle de suspensions mixtes: hydrocarbures/solides biologiques*. These de doctorat. USTL, Montpellier, Francia.

Ghosh, R. y Cui, Z.F. (1998). Fractionation of BSA and lisozyme using ultrafiltration: effect of pH and membrane pretreatment. *J. Membr. Sci.* , **139** (1), 17-28.

Gloor, R.; Leidner, H.; Wuhrmann, K. y Fleischmann, Th.. (1981). Exclusion chromatography with carbon detection. A tool for further characterization of dissolved organic carbon. *Water Res.* , **15**, 457-462.

Green, G. y Belfort, G. (1980). Fouling of ultrafiltration membranes: lateral migration and the particle trajectory model. *Desalination*, **35**, 129.

Griffith, P. y Wallis, G.B. (1961). Two-phase slug flow. *J. Heat Transfer*, **83**, 307-320. En: Fabre, J. y Liné, A. (1992). Modelling of two-phase slug flow. *Annu. Rev. Fluid Mech.*, **24**, 21-46.

Grohman, G.S.; Asbolt, N.J.; Genova, M.S.; Logan, G.; Cox, P. y Kuch, C.S. W. (1993). Detection of viruses in coastal and river water systems in Sydney, Australia. *Water Sci. Tech.*, **27**, 457-461.

Güell, C. y Davis, R.H. (1996). Membrane fouling during microfiltration of protein mixtures. *J. Membr. Sci.*, **119**, 269-284.

Gupta, B.B.; Blanpain, P. y Jaffrin, M. Y. (1992). Permeate flux enhancement by pressure and flow pulsations in microfiltration with mineral membranes. *J. Membr. Sci.*, **70**, 257-266.

Gupta, B.B.; Howell, J.A.; Wu, D. y Field, R.W. (1995). A helical baffle for crossflow microfiltration. *J. Membr. Sci.*, **99**, 31-42.

Harmathy, T.Z. (1960). Velocity of large drops and bubbles in media of infinite or restricted extent. *AICHE J.*, **6**, 281-288.

Heralth, G.; Yamamoto, K.; Urase, T. (1998). Removal of viruses by microfiltration membranes at different solution environments. *Proceeding of Advanced Wastewater Treatment, Recycling and Reuse*. Milan. Italia.

Hermia, J. (1982). Constant pressure blocking filtration laws. Application to power-law non-Newtonian fluids. *Trans. Inst. Chem. E.*, **60**, 183-187.

Heukelekian, H. y Balmat, J .L. (1959). Chemical composition of the particulate fractions of domestic sewage. *Sewage and Industrial Wastes*, **31**, 413-423.

Hewitt, G.F. (1982). Liquid-Gas Systems. En: Mercier, M. (1997). *Etude de l'influence d'un écoulement diphasique gaz/liquide sur les performances de la filtration tangentielle: application aux bioreacteurs a membranes*. Thèse de doctorat. Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse, Toulouse, Francia.

Hewitt, G.F. y Hall-Taylor, N.S. (1970). Annular Two-phase Flow. Pergamon Press Oxford. En: Fernandes, R.G.; Semiat, R. y Dukler, A.E. (1983). Hydrodynamic model for gas-liquid slug flow in vertical tubes. *AICHE J.*, **29** (6), 981-989.

Hlavacek. (1990). *Contribution a l'étude de la filtration des colloïdes sur membrane, avec une attention particuliere pour la charge électrique des particules*. Thèse ENSIC-INPL. Francia.

Hou, K.; Gerba, C.P.; Goyal, S.M. y Zerda, K.S. (1980). Capture of latexbeads, bacteria, endotoxin and viruses by charge modified filters. *App. Environ. Microbiol.* , **40**, 892-896.

Howell, J .A. (1992). Fouling and process design. *Récents Progres en Génie des Procédés*, **16**, 195-205.

Jacangelo, J.G.; Laine, J.M.; Carns, K.E.; Cummings, E.W. y Mallevalle, J. (1991). Low-pressure membrane filtration for removing giardia and microbial indicators. *AWWA J*, **119**,269-284.

Jaffrin, M. Y.; Gupta, B.B. y Blanpain, P. (1990). Membrane fouling control by backflushing in microcirculation with mineral membranes. *Proceeding of 5th World Filtration Congress.* , **1**.

Jaffrin, M. Y.; Ding, L.G.; Defosse, M. y Laurent, J.M. (1995). Interpretation of transient ultrafiltration and microfiltration of blood and protein solutions. *Chem. Eng. Sci.*, **50**, 907-915.

Jijaratananon, R.; Uttapap, D. y Sampranpiboon, P. (1998). Cross-flow microfiltration of a colloidal suspensions with the presence of macromolecules. *J. Membr. Sci.* , **140** (42), 57-66.

Johari, M.M.N.; Jusoh, A.; Ghazali, A.H. y Ahmadun, F.R. (1996). Microfiltration of oxidation pond effluent using flexible tubular fabric membrane and polyelectrolyte dosage. *Wat. Sci. Tech.*, **34** (9), 181-189.

Jonsson, G.; Pradanos, P. y Hernandez, A. (1996). Fouling phenomena in microporous membranes. Flux decline kinetics and structural modifications. *J. Membr. Sci.*, **113**, 171-183.

Kishino, H.; Ishida, H.; Iwabu, H. y Nakano, Y. (1996). Domestic wastewater reuse using a submerged membrane bioreactor. *Desalination*, **106**, 115-119.

Kroner, K.H.; Nissinev, V. y Ziegler, H. (1987). Improved dynamic filtration of microbial suspensions. *Biotechnology*, **5**, 921-926.

Kunikane, S.; Magara, Y.; Itoh, M. y Tanaka, O. (1994). Comparative study of membrane technology to public water supply. *Proceedings of Engineering of Membrane Processes II (Environmental Applications)*. Tuscany , Italia.

Kwon, D. Y. y Vigneswaran, S. (1998). Influence of particle size and surface charge on critical flux of crossflow microfiltration. *Proceedings of Nineteenth Biennial Conference of the International Association in Water Quality*. Vancouver, Canada.

Lacoste, B. (1992). *Etude d'un procédé de traitement des eaux usées sur membranes minérales par couplage microfiltration ou ultrafiltration*

tangentielles et systemes biologiques en aérobiose. These de doctorat. Université de Montpellier II. Francia.

Lahoussine-Turcaud, V.; Wiesner, M.; Bottero, J.Y. y Mallevalle, J. (1992). Coagulation-floculation a l'aide de sels d'aluminium: influence sur la filtration des membranes microporeuses. *Water Res.* , **26** (5), 695-702.

Langlais, B.; Denis, Ph.; Triba"eau, S.; Faivre, M. y Bourbigot, M.N. (1992). Test on microfiltration as a tertiary treatment downstream of fixed bacteria filtration. *Wat. Sci. Tech.*, **25** (10), 219-230.

Lee, C.K.; Chang, W.G. y Ju, Y.H. (1993). Air slugs entrapped crossflow filtration of bacterial suspensions. *Biotechnol. Bioeng.* , **41**, 525-530.

Le Goff, P. (1979). *Energétique Industrielle, Technique et Documentation*, Paris.

Levine, A.D.; Tchobanoglous, G. y Asano, T. (1985). Characterization of size distribution of contaminants in wastewater: treatment and reuse implications. *JWPCF*, **57**, 805.

Levine, A.D.; Tchobanoglous, G. y Asano, T. (1991). Size distributions of particulate contaminants in wastewater and their impact on treatability. *Water Res.*, **25** (8), 911-922.

Liné, A. (1983). *Écoulement intermittent de gaz et de liquide en conduite verticale*. These de doctorat. Institut National Polytechnique, Toulouse, Francia.

Liné, A. y Masbernat, L. (1985). Écoulements intermittents de gaz et de liquide en conduite verticale. *Revue de l'Institut Français du Pétrole*, **40**, 323-338.

Liu, M.G. (1992). *Etude de la texture des membranes et de leur interaction avec des suspensions au cours d'une filtration dynamique*. Thèse de doctorat, Compiègne, Francia.

Lojkine, M.H.; Field, R.W. y Howell, J.A. (1992). Crossflow microfiltration of cell suspensions: a review of models with emphasis on particle size effects. *Trans. Y. Chem. Eng.*, **70**, 149-164.

Madaeni, S.S.; Fane, A.G. y Grohmann, G.S. (1995). Virus removal from water and wastewater using membranes. *J. Membr. Sci.*, **102**, 65-75.

Magara, Y. e Ito, M. (1991). The effect of operational factors on solid/liquid separation by ultra-membrane filtration in a biological denitrification system for collected human excreta treatment system. *Wat. Sci. Tech.*, **23**, 1583-1590.

Mahamadou, O. (1992). *Etude des transferts d'eau et de suspensions d'amidon sur membranes minérales en fonction des diamètres de pores et des conditions opératoires*. Thèse de doctorat, ENSUT, Dakar. En: Mercier, M. (1997). *Etude de l'influence d'un écoulement diphasique gaz/liquide sur les performances de la filtration tangentielle: application aux bioreacteurs a membranes*. Thèse de doctorat. Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse, Toulouse, Francia.

Maranges, C. (1995). *Etude de l'influence d'un jet instationnaire turbulent sur les performances de la filtration tangentielle: application aux bioreacteurs à membranes*. Thèse de doctorat. INSA, Toulouse, Francia. En: Mercier, M. (1997). *Etude de l'influence d'un écoulement diphasique gaz/liquide sur les performances de la filtration tangentielle: application aux bioreacteurs a*

membranes. Thèse de doctorat. Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse, Toulouse, Francia.

Matsumoto, K.; Katsuyama, S. y Ohya, H. (1987). Separation of yeast of cross-flow filtration with backwashing. *J. Ferment. Technol.* , **65**, 77-83.

Meirelles, M. (1989). *Influence de la structure poreuse sur le transfert de solvant et de soluté en ultrafiltration*. Thèse de doctorat. Université Paul Sabatier, Toulouse, Francia. Mercier, M. (1997). *Etude de l'influence d'un écoulement diphasique gaz/liquide sur les performances de la filtration tangentielle: application aux bioreacteurs a membranes*. Thèse de doctorat. Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse, Toulouse, Francia.

Mercier, M. (1997). *Etude de l'influence d'un écoulement diphasique gaz/liquide sur les performances de la filtration tangentielle: application aux bioreacteurs a membranes*. Thèse de doctorat. Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse, Toulouse, Francia.

Metcalf & Eddy (1985). *Ingeniería de aguas residuales: Tratamiento, vertido y reutilización*. MacGraw Hill.

Metcalf & Eddy (1995). *Ingeniería de aguas residuales: Tratamiento, vertido y reutilización*. MacGraw Hill.

Michaels, A.S. (1968). New separation technique for the CPI. *Chem. Eng. Proc.*, **64**, 31-42.

Ministerio de Obras Públicas, Transportes y Medio Ambiente. Secretaría General y

Técnica. (1995). Proyecto de Real Decreto por el que se establecen las condiciones básicas para la reutilización directa de las aguas residuales depuradas.

Montgomery, I.M. Consultant Eng. Inc. (1985). *Water Treatment: Principles and Design*. John Wiley and Sons, New York.

Morimoto, M.; Arai, A. y Ohsuka, S. (1988). Cost studies in aerobic membrane wastewater treatment systems. *Proceedings of Asian Conference on Water Pollution Control*. Bangkok, Tailandia.

Morin, O.I. (1994). *Membrane plants in North America*. *J. AWWA*, **86** (2), 42-54.

Moulin, C. (1990). *Potabilisation d'une eau de surface par filtration tangentielle sur membranes minérales: étude de traitements physico-chimiques associés*. Thèse de doctorat. Montpellier. France.

Moulin, P. (1996). *Amélioration du transfert de matière dans les opérations de séparation par membranes en présence de vortex de Dean*. Thèse de doctorat. Université Paul Sabatier. Toulouse, France.

Naceur, M. W. (1989). *Transport de l'eau à travers une membrane minérale et microfiltration de suspensions modèle*. Thèse de doctorat. Sciences et Techniques du Languedoc. Université de Montpellier. Francia.

Najarian, S. y Bellhouse, B.J. (1996). Effect of liquid pulsation on protein fractionation using ultrafiltration processes. *J. Membr. Sci.* , **114**, 245-253.

Nicklin, D.J.; Wilkes, J.O. y Davidson, J.F. (1962). Two-phase flow in vertical tubes. *Trans. Y. Chem. Eng.*, **40**, 61-68.

Nkuchia, J.M. (1994). Why Should Anyone Use Reclaimed Water?. *Water Environment & Technology*, **6** (4), 10.

Oe, T.; Koide, H.; Hirokawa, H. y Okukawa, K. (1996). Performance of membrane filtration system used for water treatment. *Desalination*, **106**, 107- 113.

Olivieri, V.P.; Willingham, G.A.; Vickers, J.C.; Mcgahey, C.; Kolega, M.; Day, A.; Johnson, W.; Kopp, C. y Grohmann, G.S. (1991). Continuous microfiltration for the production of high quality wastewater effluent. *IWEM Symposium on Advanced Sewage Treatment*, London, UK.

O.M.S. (1989). Directrices Sanitarias sobre el uso de aguas residuales en agricultura y acuicultura. Serie de Informes Técnicos 778.

Oshinowo, T. y Charles, M.E. (1974). Vertical two-phase flow, 1: flow pattern correlations. *J. Chem. EnJ.*, **52**, 25-35.

Papadopoulos, I. (1995). Present and Perspective Use of Wastewater for Irrigation in the Mediterranean Basin. *Proceedings of the Second International Symposium on Wastewater Reclamation and Reuse*, Creta, Grecia.

Patel, P.N.; Mehaia, M.A. y Cheryan, M. (1987). Crossflow membrane filtration of yeast suspensions. *J. Biotech.*, **5**, 1-16.

Peters, T.A. y Pedersen, F.S. (1990). MEMCOR-Crossflow filtration with gas-backwashing: Design and different applications for a new technical concept. *Proceedings of the 5th World Filtration Congress*, Nice, Francia.

Plan Hidrol6gico de Tenerife (1989). Datos de consumo y vol6menes de agua en Tenerife. En: Hern6ndez Su6rez, M. (1989). *Manual para la reutilizaci3n de las aguas residuales urbanas de Tenerife*.

Porter, M.C. (1972). Concentration polarization with membrane ultrafiltration. *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.*, **11**, 234-248. En: Mercier, M. (1997). *Etude de l'influence d'un 6coulement diphasique gaz/liquide sur les performances de la filtration tangentielle: application aux bioreacteurs a membranes*. Th6se de doctorat. Institut National des Sciences Appliquees de Toulouse, Toulouse, Francia.

Porter, M.C. (1977). What, when and why of membranes MF, UF and RO. En: Winston, W.S. y Sirkar, K. (1992). *Membrane Handbook*. Van Nostrand Reinhold, New York.

Pouet, M.F. (1994). *Traitement physico-chimiques associes a une microfiltration d'eau usee urbaine*. Th6se de doctorat. Sciences et Techniques du Languedoc. Universite Montpellier II. Francia.

Pouet, M.F. y Grasmick, A. (1995). Urban wastewater treatment by electrocoagulation and flotation. *Wat. Sci. Tech.*, **31**, 275-283.

Poyen, S.; Quemeneur, F. y Bariou, B. (1984). Am6lioration du flux de perm6at en ultrafiltration par promoteurs de turbulence. *Entropie*, **120**, 50-55.

Richaud-Patillon, O. (1990). *La microfiltration tangentielle dans le traitement des eaux potables. Application au cas d'une eau dénitrifiée*. Thèse de doctorat. Institut National Polytechnique de Toulouse. Francia.

Rickert & Hunter. (1972). Colloidal matter in wastewaters and secondary effluents. *Journal WPCF*, **44** (1), 134-139.

Riesmeier, B. y Kroner, K.H. (1987). Studies on secondary layer formation and its characterization during cross-flow filtration of microbial cells. *J. Membr. Sci.*, **34**, 245-266.

Riesmeier, B.; Kroner, K.H. y Kula, M.R. (1989). Tangential filtration of microbial suspensions: filtration resistances and model development. *J. Biotech.*, **12**, 153-172.

Ripperger, S. (1989). *Microfiltration in: water, wastewater and sludge filtration*. Vigneswaran S. and Ben Aim R. (eds.) CRC Press, Florida, USA, pp. 173-190.

Rjijmati, E. y Grasmick, A. (1991). Microfiltration tangentielle d'une suspension de bentonite. *Entropie*, **163**, 23-29.

Rodgers, V.G.J. y Sparks, B.E. (1992). Effect of transmembrane pressure pulsing on concentration polarization. *J. Membr. Sci.*, **68**, 149-168.

Rumeau, M.; Pouet, M.F.; Persin, F. y Gros, M. (1991). Etude d'un prétraitement avant potabilisation des eaux par microfiltration tangentielle. *Proceeding des Journée Internationale sur les Procédés à Membranes dans le Traitement de l'eau*. GEPS (Groupe d'Etudes et de Publications Scientifiques). Toulouse, Francia.

Sadr Ghayeni, S.B.; Madaeni, S.S.; Fane, A.G. y Schneider, R.P. (1996). Aspects of microfiltration and reverse osmosis in municipal wastewater reuse. *Desalination*, **106**, 25-29.

Sanz, M.A. (1993). Reutilización de Aguas Residuales: 3 ejemplos Concretos. *Tecno-Ambiente*, 69-74.

Sebbane, O. (1989). *Etude de l'utilisation de promoteurs de turbulence en ultrafiltration d'huile solubles*. Thèse de doctorat. ENSM, Nantes, Francia.

Shimizu, Y; Uryn, K.; Okuno, Y. y Watanabe, A. (1996). Crossflow microfiltration of activated sludge using submerged membrane with air bubbling. *J. of Ferment. and Bioeng.* , **81**, 55-60.

Schlichting, H. (1979). *Boundary layer theory*. McGraw Hill, New York, USA.

Si-Hassen, D.; Ould-Dris, A.; Jaffrin, M.Y. y Benkahla, Y.K. (1996). Optimisation of an intermittent crossflow filtration process of mineral suspensions. *J. Membr. Sci.*, **118**, 185-198.

Smets, B.F.; Ellis, T.G.; Brau, S.; Sanders, R.W.; Grady, C.P.L.Jr. (1995). Quantification of the kinetic differences between communities isolated from completely mixed activated sludge systems operated with or without a selector using a novel respirometric method. *Wat. Sci. Tech.*, **30**, 11, 255-261.

Song, L. y Elimelech, M. (1995). Theory of concentration polarization in crossflow filtration. *J. Chem. Soc. Faraday Trans.*, **91**, 3389.

Sourirajan, S. (1977). Reverse Osmosis and Synthetic Membranes: Theory-Technology-Engineering, National Research Council of Canada, 49. En: Murthy, Z. V. P. y Gupta, S.K. (1997). Estimation of mass transfer coefficient using a combined nonlinear membrane transport and film theory model, *Desalination*, **109**, 39-49.

Taitel, Y.; Barnea, D. y Dukler, A.E. (1980). Modelling flow pattern transitions for steady upward gas-liquid in vertical tubes. *AIChE J.* , **3**, 345-354.

Tanaka, T.; Abe, K.I. y Nakanishi, K. (1994). Shear-induced arrangement of cells in cake during crossflow filtration of Escherichia coli cells. *Biotechnol. Techniques*, **8**, 57-60.

Tarleton, E.S. y Wakeman, R.J. (1989). Microfiltration enhancement by electrical and ultrasonic force field. *Proc. FILTECH*. Karlsruhe..

Tarleton y Wakeman (1993). Understanding flux decline in crossflow microfiltration: part I- Effects of particle and pore size. *Trans. I. Chem. E.*, **71**, 399-410.

Tracey, E.M. y Davis, R.H. (1994). Protein fouling of track-etched polycarbonate microfiltration membranes. *J. Colloid Interface Sci.* , **167**, 104- 116.

Ueda, T.; Hata, K. y Kikuoka, Y. (1996). Treatment of domestic sewage from rural settlements by a membrane bioreactor. *Wat. Sci. Tech.*, **34** (9), 189-197.

U.S. Environmental Protection Agency (USEPA) (1992). En: Crook, J. y Surampally, Y. Water Reclamation and Reuse Criteria in the US. *Proceedings of*

the Second International Symposium on Wastewater Reclamation and Reuse,
Creta, Grecia

Van den Berg, G.B. y Smolders, C.A. (1988). Flux decline in membrane process.
Filtr. Sep., **March/April**, 115-121.

Van der Waal, M.J. y Racz, I.G. (1989). Mass transfer in corrugated-plate
membrane modules. Hyperfiltration experiments. *J. Membr. Sci.*, **40**, 243-260.

Veerapaneni, S.; Brejchova, D.; Schmelling, D.C.; Nazzal, F.F. y Wiesner,
M.R. (1992). Pilot evaluation of ceramic membranes in surface water treatment
with coagulant pretreatment. *Wat. Sci. Tech.* , **26** (9-11), 2285-2288.

Verwey, E.J.W. y Overbeek, J.T.G. (1948). *Theory of the stability of lyophobic
colloids*. Ed. Elsevier Applied Sc. Publishers.

Vigneswaran, S.; Boonthanon, S. y Ben Aim, R. (1994). Declogging of crossflow
microfiltration membranes. *Proceedings of Engineering of Membrane Processes
II (Environmental Applications)*. Tuscany, Italia.

Vigneswaran, S.; Vigneswaran, B. y Ben Aim, R. (1991). Application of
microfiltration for water and wastewater treatment. *Environmental Sanitation
Reviews, ENSIC*, **31**, 184, Tailandia.

Visvanathan, C. (1988). *Rôle de la fraction colloïdale et influence d'un champ
électrique sur les phénomènes de colmatage en microfiltration*. Thèse de doctorat.
Institut National Polytechnique, Toulouse, Francia.

Visvanathan, C.; Ben Aim, R. y Visvanathan, S. (1990). Electrofiltration: state of the art. *Proceeding of the 5th World Filtration Congress*. Nice, Francia.

Wakeman, R.J. y Tarleton, E.S. (1987). Membrane fouling prevention in crossflow microfiltration by the use of electric fields. *Chem. Eng. Sci.*, **42**, 829- 842.

Wallis, G.B. (1969). *One-dimensional two-phaseflow*. New York; McGraw Hill.
En: Fabr e, S. y Lin e A. (1992). Modelling of two-phase slug flow. *Annu. Rev. Fluid Mech.*, **24**, 21-46.

Westcot, D. W. y Ayers, R.S. (1989). Irrigation Water Quality Criteria. En: Hernández Suárez, M. (1989). *Manual para la reutilización de las aguas residuales urbanas depuradas de Tenerife* .

White, E. T. y Beardmore, R.H. (1962). The velocity of single cylindrical air bubbles through liquids contained in vertical tubes. *Chem. Eng. Sci.*, **17**, 351-361.

Winnen, H.; Suidan, M.T.; Scarpino, P.V.; Wrenn, B.; Cicek, N. y Urbain, V. (1996). Effectiveness of the membrane in the biodegradation of high molecular-weight compounds. *Wat. Sci. Tech.*, **34** (9), 197-205.

Young, D.D. (1985). Reuse via rivers for water supply in Reuse of Sewage Effluent. *Proceedings of the International Symposium organized by the Institution of Civil Engineers and held in London*, London, UK.

Zukoski, E.E. (1966). Influence of viscosity, surface tension and inclination angle on motion of long bubbles in closed tubes. *J. Fluid. Mech.*, **25**, 821-837. En: Fabré, S. y Liné A. (1992). Modelling of two-phase slug flow. *Annu. Rev. Fluid Mech.*, **24**, 21-46.

Publicaciones resultantes de la presente investigación

Comunicaciones a congresos

Vera, L.; Villarroel-López, R.; Delgado, S. y Elmaleh, S. (1998). Cross-flow microfiltration of secondary treated urban wastewater. II *International Symposium on Filtration and Separation*, Las Palmas de Gran Canaria, Gran Canaria, España.

Vera, L.; Villarroel, R.; Delgado, S.; Elmaleh, S. (1998). Microfiltration as a tertiary treatment. *IAWQ 19th Biennial International Conference*, Vancouver, Canada.

Vera, L.; Villarroel, R.; Delgado, S. y Elmaleh, S. (1998). Microfiltration of secondary treated wastewater. ? *International Coliferece "Advanced Wastewater Treatment, Recycling and Reuse- AWT98*, Milán, Italia.

Vera, L.; Villarroel, R.; Delgado, S. y Elmaleh, S. (1998). Mejora de la microfiltración tangencial de agua residual depurada por medio de la inyección de gas. *V Congreso Internacional de Química de la ANQUE "Residuos sólidos, líquidos y gaseosos: su mejor destino (III)*, Puerto de la Cruz, Tenerife, España.

Artículos

Vera, L.; Villarroel-López, R.; Delgado, S. y Elmaleh, S. (1997). Cross-flow microfiltration of biologically treated wastewater. *Desalination*, **114**, 65-75.

Elmaleh, S.; Vera, L.; Villarroel-López, R.; Abdelmoumni, L.; Ghaffor, N. y Delgado, S. (1998). A phenomenological analysis of the steady state flux of microfiltration and ultrafiltration inorganic membranes. *J. Membr. Sci.* , **137**, 37-45.

Vera, L.; Villarroel-López, R.; Delgado, S. y Elmaleh, S. (1998). Can microfiltration of treated wastewater produce suitable water for irrigation? *.Wat. Sci. Tech.* , **38**, 395-403.

Vera, L.; Villarroel-López, R.; Delgado, S. y Elmaleh, S. (1998). Enhancing microfiltration through an inorganic tubular membrane by gas sparging. Aceptado para ser publicado en *J. Membr. Sci.*

A	área de filtración, L^2
A_d	sección perpendicular, L^2
B_o	permeabilidad, L^2
C_a	concentración de soluto en la alimentación, $M L^{-3}$
C_p	concentración de soluto en el permeado, $M L^{-3}$
d	diámetro del elemento de filtración, L
D	diámetro del tubo, L
d_c	diámetro de la curva, L
Dh_{KS}	diámetro hidráulico, L
d_i	diámetro interno, L
Δt_e	periodo de muestreo, T
f	frecuencia de la oscilación, T^{-1}
f/2	factor de fricción, [-]
f_{KSW}	coeficiente de rozamiento en la pared, [-]
f_{GST}	coeficiente de rozamiento en la interfase, [-]
J	densidad del flujo de permeado, $L T^{-1}$
J_f	flujo de permeado a través de un medio poroso de resistencia R_f , $L T^{-1}$
k_B	constante de Boltzmann, ($1,3803 \cdot 10^{-23} J K^{-1}$)
k_d	coeficiente ligado al depósito de partículas, L^3
k_i	coeficiente ligado a la colmatación interna, L^3
K_j	cocientes de flujos estacionarios bifásico y monofásico, [-]
k_r	coeficiente ligado al retroflujo que afecta a las partículas, $L^3 T^{-1}$
ΔP	presión transmembranaria, $M L^{-1} T^2$
k_w	rugosidad de la pared, L
l	longitud de los poros, L
L	longitud del elemento tubular, L
L_D	longitud de la burbuja de Taylor, L

L_s	longitud del tapón de líquido, L
$M(t)$	masa de filtrado en el instante t, M
$M(t + \Delta t_e)$	masa de filtrado en el instante $(t + \Delta t_e)$, M
N	número de poros activos, [-]
P_k	presión media sobre la sección ocupada por la fase k, $M L^{-1} T^{-2}$
P_1	presión a la entrada del módulo, $M L^{-1} T^{-2}$
P_2	presión a la salida del módulo, $M L^{-1} T^{-2}$
q	índice de configuración (S para la zona de fase separadas y D para la fase dispersa)
Q	caudal de permeado en un tiempo t, $L^3 T^{-1}$
Q_G	caudal volumetrico de la fase gaseosa, $L^3 T^{-1}$
Q_L	caudal volumetrico de la fase líquida, $L^3 T^{-1}$
Q_r	caudal de retroflujo, $L^3 T^{-1}$
Q_o	caudal inicial de permeado, $L^3 T^{-1}$
r	relación de velocidades, [-]
R	radio del tubo, L
R_e	radio externo del espacio anular, L
R_f	suma de resistencias introducidas por todos los procesos de ensuciamiento, L^{-1}
R_i	radio interno del espacio anular, L
R_k	tasa de presencia de la fase k o fracción ocupada por la fase k sobre la sección perpendicular, [-]
R_{kq}	fracción ocupada por la fase k en la configuración q sobre la sección perpendicular A_d
R_m	resistencia de la membrana, L^{-1}
r_o	radio de un poro, L
r_p	radio de la partícula, L

S_{kqw} y S_{kql} ,	perímetros mojados que se calculan a partir de las relaciones geométricas haciendo intervenir R_G y R_L (sabiendo que $R_G + R_L = 1$), L
T	temperatura
T_r	tasa de rechazo, [-]
T_r^*	tasa de rechazo en el estado estacionario, [-]
U_G	velocidad superficial de la fase gaseosa, $L T^{-1}$
U_{kq}^*	velocidad media de cada fase para una configuración q determinada, $L T^{-1}$
U_L	velocidad superficial de la fase líquida, $L T^{-1}$
U_{LC}	velocidad crítica que hace desaparecer el ensuciamiento, $L T^{-1}$
U_{LM}	velocidad del líquido mezcla, $L T^{-1}$
U_M	velocidad media del líquido, $L T^{-1}$
U_{MF}	velocidad crítica a partir de la cual el tapón de líquido no está gasificado, $L T^{-1}$
U_{MO}	coeficiente obtenido por extrapolación, $L T^{-1}$
U_N	velocidad de ascenso de la burbuja de Taylor, $L T^{-1}$
U_{NS}	velocidad de traslación de la burbuja de Taylor en un líquido estático, $L T^{-1}$
V	velocidad de las burbujas dispersas, $L T^{-1}$
V_B	velocidad ascensional de una burbuja en el seno de un líquido en reposo, $L T^{-1}$
$X_k(x, t)$	función característica de intermitencia, [-]
X_o	fracción de volumen ocupado por las partículas, [-]
Z	espesor de la capa activa, L

Letras griegas

α	resistencia específica por unidad de longitud del depósito, L^{-2}
α_k	media estadística de X_k , [-]
β	factor de intermitencia, [-]
φ_k	flujo de la fase k relativo a las burbujas, $L T^{-1}$
λ	coeficiente empírico variable con la velocidad y dirección del líquido, [-]
μ	viscosidad dinámica del fluido, $M L^{-1} T^{-1}$
μ_{agua}	viscosidad dinámica del agua, $M L^{-1} T^{-1}$
ν	viscosidad cinemática, $L^2 T^{-1}$
Ω	sección del elemento tubular, L^2
θ	fracción de partículas depositadas, [-]
ρ_F	densidad del filtrado, $M L^{-3}$
ρ	densidad del fluido, $M L^{-3}$
ρ_{agua}	densidad del agua, $M L^{-3}$
ρ_k	densidad de cada fase para una configuración q determinada, $M L^{-3}$
ρ^*	densidad media del sistema bifásico, $M L^{-3}$
ρ_G	densidad de la fase gaseosa, $M L^{-3}$
ρ_L	densidad de la fase líquida, $M L^{-3}$
σ	tensión superficial del fluido, $M T^{-2}$
σ_{agua}	tensión superficial del agua, $M T^{-2}$
σ_{ij}	termino general del tensor de esfuerzos, $M L^{-2} T^{-2}$
τ	cizalladura en la pared membranaria, $M L^{-1} T^{-1}$
τ_{ij}	termino general del tensor de esfuerzos de cizalladura, $M L^{-1} T^{-1}$

τ_{kqw} y τ_{kql}	componentes de la cizalladura en la dirección x, ejercida respectivamente por la pared (w) y por la interfase (Y) sobre la fase k, $M L^{-2} T^{-2}$
τ_{ksw}	esfuerzo de cizalladura parietal en la burbuja de Taylor, $M L^{-2} T^{-2}$
τ_{LDw}	esfuerzo de cizalladura parietal en el tapón de líquido, $M L^{-2} T^{-2}$
τ_{GSI}	esfuerzo de cizalladura interfaciales, $M L^{-2} T^{-2}$
$\tau_{\omega T}$	esfuerzo de cizalladura total, $M L^{-2} T^{-2}$
Φ	factor corrector de Oshinowo y Charles (1974), [-]
ω	velocidad angular, T^{-1}

Módulos adimensionales

B_d	número de Bond
De	número de Dean
F_r	número de Froude
F_{fl}	número de Froude cuando el líquido no está estático
N_r	número de resistencia o ensuciamiento
N_s	número de cizalladura monofásico
N_u	número de cizalladura bifásico
NUE	número de unidades de energía
Re	número de Reynolds
Re_L	número de Reynolds en régimen bifásico
Ta	número de Taylor
X_f	número de frecuencia

Anexos

Tabla 1.1 Evolución del flujo de permeación. Microfiltración tangencial de agua residual depurada. $\Delta P = 1$ bar

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)			
	U _L (m/s)			
	1	2	3	4
0	102,9	104,2	113	123,7
10	67,5	92,3	112,2	117,8
20	62,9	92	111,1	115,7
30	58	-	110,7	114,7
40	53,9	-	111	113,1
50	50,4	87,4	109,2	112,5
60	-	89,4	108,7	111,0
70	46,6	86,6	108,6	109,6
80	44,4	86,3	108	111,9
90	43,1	86,9	108,2	110,7
100	42,6	81,6	108	110,6
110	41,4	87	107,6	108,9
120	40,8	88,6	107,7	108,6

Tabla 1.2 Evolución del flujo de permeación. Microfiltración tangencial de agua residual depurada. $\Delta P = 2$ bares

J (l/m² h)				
Tiempo (min)	U_L (m/s)			
	1	2	3	4
0	148,3	203,6	223,2	278,3
10	93,2	165,7	186,9	207,2
20	69,4	136,8	175,1	193,9
30	57,2	134,9	171,6	180,5
40	53,5	119,6		172,0
50	51,8	116,3	167,3	169,9
60	47,8	113,4	163,4	165,7
70	45,3	106,8	160,6	161,8
80	43,2	103,9	166,6	152,3
90	42,6	101,4	153,2	151,1
100	42,3	100,3	143,7	149,1
110	41,7	98,8	148,1	148,8
120	40,9	96,3	149,3	145,9

Tabla 1.3 Evolución del flujo de permeación. Microfiltración tangencial de agua residual depurada. $\Delta P = 3$ bares

J (l/ m² h)				
Tiempo (min)	U_L (m/s)			
	1	2	3	4
0	152,2	170,4	279,3	325,9
10	82	127,8	233,2	234,3
20	55,5	114,6	213,7	215,3
30	52,4	107,8	202,3	204,7
40	35,6	103,5	190	199,9
50	40	98,9	184	192,6
60	45,3	97,3	178,4	187,4
70	42,2	91,5	173,3	184,3
80		92,1	168,4	179,7
90	39,9	91,9	164,9	172,3
100	41,7	90,5	164,9	168,5
110	38,9	88,7	164,9	167,1
120	41,8	88,2	164,9	164,0

Tabla 1.4 Resultados analíticos de las alimentaciones y de los permeados.

Microfiltración tangencial de agua residual depurada. $\Delta P = 1$ bar; U_L variable

Parámetros	Velocidad tangencial (m/s)					
	1		2		3	
	A	P	A	P	A	P
pH	7,8	8,6	7,8	8,6	7,8	8,5
Conductividad, $\mu\text{S/cm}$	1570	1590	1620	1620	1630	1600
MES, mg/l	22	-	19	-	15	-
Turbidez, FTU	34	10	33	7	31	6
DQO Total, mg/l	109	32	79	41	99	39
N-NH ₃ , mg/l	20,5	26	15,7	24	15,7	18,2
PO ₄ ³⁻ , mg/l	37	34,5	38,2	34	38,5	35
Coliformes fecales, col/ 100ml	-	0	-	0	-	0
Diámetro medio de las partículas, μm	75	35	87	2	59	2

NOTA: A= alimentación; P= permeado

Tabla 1.5 Resultados analíticos de las alimentaciones y de los permeados.
 Microfiltración tangencial de agua residual depurada. $\Delta P = 2$ bares; U_L
 variable

Parámetros	Velocidad tangencial (m/s)					
	1		2		3	
	A	P	A	P	A	P
	7,8	8,4	7,6	8,4	7,6	8,5
Conductividad, $\mu\text{S/cm}$	1710	1590	1640	1610	1650	1620
MES, mg/l	16	-	22	-	16	-
Turbidez, FTU	22	4	27	5	33	6
DQO Total, mg/l	71	24	81	27	72	29
N-NH ₃ , mg/l	26	27	21,7	27,7	22,7	28
PO ₄ ³⁻ , mg/l	38,2	28,7	37,2	34,2	41	33,5
Coliformes fecales, col/ 100ml	1 800	0	4 000	0	2 000	0
Diámetro medio de las partículas, μm	38	3	54	2	137	20

NOTA: A= alimentación; P= permeado

Tabla 1.6 Resultados analíticos de las alimentaciones y de los permeados.

Microfiltración tangencial de agua residual depurada. $\Delta P = 3$ bares; U_L variable

Parámetros	Velocidad tangencial (m/s)					
	1		2		3	
	A	P	A	P	A	P
pH	8,0	8,3	8,4	7,9	8,4	8,4
Conductividad, $\mu\text{S/cm}$	1590	1480	1590	1520	1650	1600
MES, mg/l	15	-	16	-	26	-
Turbidez, FTU	43	2	45	3	26	7
DQO Total, mg/l	89	60	68	20	104	37
N-NH ₃ , mg/l	39,5	32,0	37,2	34,0	26,5	27,0
PO ₄ ³⁻ , mg/l	36,6	27,9	46,1	29,4	58,5	31,2
Coliformes fecales, col/ 100ml	66.00 0	0	84.00 0	0	-	0
Diámetro medio de las partículas, μm	44	20	46	2	48	4

NOTA: A= alimentación; P= permeado

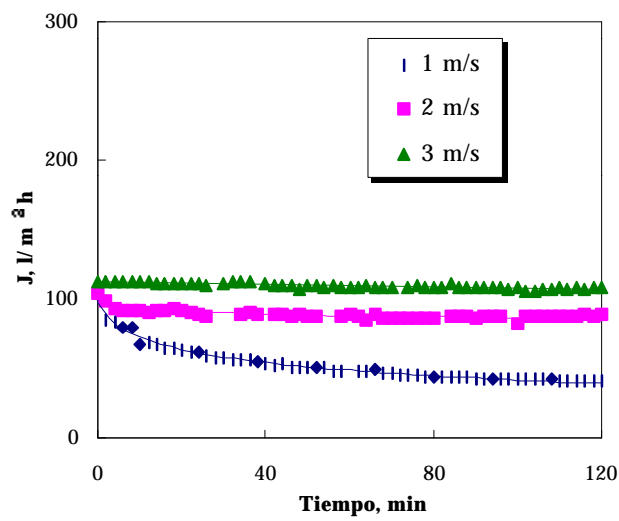


Figura 1.1 Evolución temporal del flujo de permeación. Microfiltración de agua residual depurada. $\Delta P = 1$ bar.

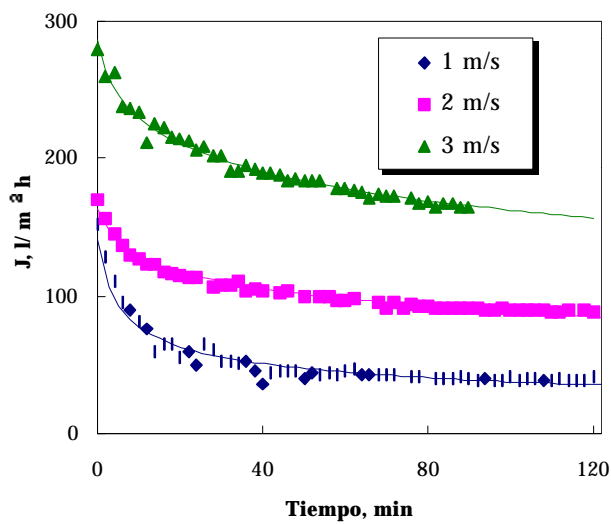


Figura 1.3 Evolución temporal del flujo de permeación. Microfiltración de agua residual depurada. $\Delta P = 3$ bares.

Tabla 2.1 Evolución del flujo de permeación. Microfiltración tangencial de agua residual depurada con Floculación en línea. Fe Cl₃

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)			
	U _L = 5 m/s ; DP = 1,5 bar		U _L = 4 m/s ; DP = 1 bar	
	Sin tratar	FeCl ₃	Sin tratar	FeCl ₃
0	207,92	228,64	193,04	192,72
10	115,28	89,60	170,56	151,92
20	115,04	82,08	158,24	150,40
30	113,52	80,00	140,16	149,28
40	111,68	77,84	134,56	148,88
50	108,4	78,00	118,88	146,64
60	106,88	75,76	126,56	146,32
70	108,24	76,00	120,80	143,36
80	106,64	78,40	112,80	144,40
90	105,44	77,68	112,64	143,44
100	106,56	75,12	110,80	140,72
110	104,88	74,88	109,52	139,60
120	103,84	73,76	107,68	139,76
130	102,56	72,48	106,40	134,56
140	103,52	71,68	104,32	135,36
150	104,08	71,44	102,96	139,84
160	104,24	71,12	103,10	139,60
170	102,48	70,08	102,81	138,95
180	102,80	69,60	102,96	139,60

Tabla 2.2 Evolución del flujo de permeación. Microfiltración tangencial de agua residual depurada con Floculación en línea. $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)			
	$U_L = 5 \text{ m/s ; DP} = 1,5 \text{ bar}$		$U_L = 4 \text{ m/s ; DP} = 3 \text{ bares}$	
	Sin tratar	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	Sin tratar	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$
0	207,92	196,24	241,92	227,92
10	115,28	104,08	210,72	181,84
20	115,04	100,56	199,76	158,48
30	113,52	100,32	200,00	142,72
40	111,68	97,12	195,28	132,48
50	108,40	97,44	193,92	122,8
60	106,88	95,04	191,44	116,32
70	108,24	93,60	187,60	112,88
80	106,64	93,12	188,21	106,00
90	105,44	92,00	187,86	100,88
100	106,56	92,16	188,32	98,16
110	104,88	91,28	184,88	94,16
120	103,84	91,44	180,24	91,84
130	102,56	90,64	179,2	90,24
140	103,52	90,64	176,48	95,84
150	104,08	89,44	174,00	93,28
160	104,24	90,08	175,02	93,42
170	102,48	89,28	174,8	93,56
180	102,80	88,24	174,00	93,28

Tabla 2.3 Evolución del flujo de permeación. Microfiltración tangencial de agua residual depurada con Floculación-Flotación previa. Fe Cl₃

J (l/ m² h)		
Tiempo (min)	U_L = 4 m/s ; DP = 1 bar	
	Sin tratar	Floculación-Flotación previa
0	396,56	389,6
10	317,68	222,56
20	275,2	203,12
30	245,12	193,84
40	224,96	187,52
50	209,84	181,44
60	199,6	178,96
70	191,2	174,96
80	186,08	166,8
90	178,88	167,92
100	173,84	166,32
110	171,68	165,12
120	165,04	162,16

Tabla 2.4 Influencia de la dosis de cloruro férrico en la turbidez de la

suspensión y en el diámetro medio de las partículas.

Concentración de FeCl ₃ , mg/l	Turbidez, NTU	$e = (1-(T/T_0))\%$	Diámetro medio de las partículas, mm
0	5,4	-	70
5	2,7	49	48
10	2,3	58	97
25	1,7	69	91
30	3,3	39	63
40	1,9	65	160
50	2,0	71	60
100	3,3	51	-

Tabla 2.5 Influencia de la dosis de sulfato de aluminio añadida en la turbidez de la suspensión y el diámetro medio de las partículas presentes.

Concentración de Al ₂ (SO ₄) ₃ , mg/l	Turbidez, NTU	$e = (1-(T/T_0))\%$	Diámetro medio de las partículas, mm
0	5	-	92
20	4,4	13	71
40	4,7	7	49
60	3,0	40	48
70	3,7	28	41
80	3,8	26	35
100	4,1	8	32
150	4,6	9	24
200	5,0	4	31

Tabla 2.6 Comparación de los parámetros analíticos de alimentación y

permeado en microfiltración con y sin floculación en línea. FeCl₃; U_L= 5 m/s; ΔP= 1,5 bares.

Parámetro	MFT clásica		Floculación en línea y MFT	
	A	P	A	P
pH	8,2	8,3	6,6	7
Conductividad, μS/cm	1610	1570	1850	1830
MES, mg/l	17	-	293	-
Turbidez, NTU	26	8	300	2
DQO, mg/l	54	29	68	38
N-NH ₃ , mg/l	29,7	30,7	31,6	31,4
PO ₄ ³⁻ , mg/l	32,2	29,5	1,3	1,3
Coliformes fecales, col/100ml	600	0	500	0
Diámetro medio, μm	57	31	35	26

NOTA: A: Alimentación; P: Permeado

Tabla 2.7 Comparación de los parámetros analíticos de alimentación y permeado en microfiltración con y sin floculación en línea. FeCl₃; U_L= 4 m/s; ΔP= 1 bar.

Parámetro	MFT clásica		Floculación en línea y MFT	
	A	P	A	P
pH	8,0	8,3	6,7	7,4
Conductividad, μS/cm	1720	1680	1980	1990
MES, mg/l	13	-	540	-
Turbidez, NTU	30	7	540	2
DQO, mg/l	62	36	70	32
N-NH ₃ , mg/l	37,2	35,2	36,4	35
PO ₄ ³⁻ , mg/l	33,7	33,5	1,1	0,4
Coliformes fecales, col/100ml	66.00 0	0	38.000	0
Diámetro medio, μm	112	36	27	21

NOTA: A: Alimentación; P: Permeado

Tabla 2.8 Comparación de los parámetros analíticos de alimentación y permeado en microfiltración con y sin floculación en línea. $Al_2(SO_4)_3$; $U_L=5$ m/s; $\Delta P=1,5$ bares.

Parámetro	MFT clásica		Floculación en línea y MFT	
	A	P	A	P
pH	8,2	8,3	7,9	8,1
Conductividad, $\mu S/cm$	1610	1560	1590	1610
MES, mg/l	17	-	98	-
Turbidez, NTU	26	8	57	6
DQO, mg/l	54	29	87	34
N-NH ₃ , mg/l	29,7	30,7	30,4	32,9
PO ₄ ³⁻ , mg/l	32,2	29,5	36,5	8,5
Coliformes fecales, col/100ml	600	0	800	0
Diámetro medio, μm	57	21	34	25

NOTA: A: Alimentación; P: Permeado

Tabla 2.9 Comparación de los parámetros analíticos de alimentación y permeado en microfiltración con y sin floculación en línea. $Al_2(SO_4)_3$; $U_L=4$ m/s; $\Delta P=3$ bares.

Parámetro	MFT clásica		Floculación en línea y MFT	
	A	P	A	P
pH	8,0	8,3	7,8	8
Conductividad, $\mu S/cm$	1620	1570	1640	1580
MES, mg/l	20	-	97	-
Turbidez, NTU	32	5	40	5
DQO, mg/l	71	37	64	50
N-NH ₃ , mg/l	33,9	30,9	34,2	30,1
PO ₄ ³⁻ , mg/l	30,6	28,7	25,6	16,9
Coliformes fecales, col/100ml	6.000	0	3.800	0
Diámetro medio, μm	92	-	41	23

NOTA: A: Alimentación; P: Permeado

Tabla 3.1 Microfiltración de agua de la red de suministro (M14).
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,7
0	239,0	229,6	210,9	197,7	195,0
10	220,2	191,8	194,1	191,0	121,7
20	208,4	187,0	178,4	188,8	118,2
30	209,8	180,7	162,4	187,0	116,2
40	204,6	159,4	149,0	185,6	115,3
50	196,7	156,6	147,5	184,5	114,1
60	189,5	154,3	145,0	181,1	113,3
70	189,6	151,5	146,7	177,8	112,2
80	183,4	151,0	142,9	174,3	111,0
90	181,8	151,2	141,7	171,5	109,9
100	178,7	150,9	141,3	168,4	108,5
110	173,8	150,4	140,6	162,9	105,5
120	174,9	149,7	139,8	162,9	102,1

Tabla 3.2 Microfiltración de agua de la red de suministro (M14).
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,7
0	447,2	360,8	279,9	267,4	352,8
10	416,0	378,7	270,6	264,5	327,0
20	353,0	288,2	266,7	262,6	304,2
30	356,0	284,0	264,6	261,7	284,3
40	321,1	280,6	261,5	260,4	267,4
50	343,6	275,8	260,1	259,4	253,4
60	345,3	271,0	258,8	257,3	242,4
70	324,6	269,4	257,8	254,6	238,5
80	332,6	268,0	256,9	251,7	236,1
90	331,8	265,1	255,0	248,7	234,3
100	328,8	264,2	254,3	247,4	231,9
110	333,8	255,0	252,2	245,7	229,0
120	331,0	237,4	249,5	243,8	227,4

Tabla 3.3 Microfiltración de agua de la red de suministro (M14).
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,7
0	532,7	351,1	365,0	363,4	383,4
10	523,2	348,1	338,6	340,1	380,3
20	517,1	347,2	337,9	339,1	378,2
30	510,4	347,0	337,3	337,2	375,3
40	504,1	346,5	336,8	335,4	370,9
50	493,4	345,3	336,4	334,3	366,2
60	486,8	345,0	335,8	332,5	364,3
70	478,9	344,6	335,4	327,3	362,2
80	472,0	344,2	334,3	326,1	358,7
90	462,1	343,4	333,4	324,6	351,6
100	459,1	342,6	331,5	323,4	344,7
110	453,4	341,4	327,2	323,4	340,1
120	448,6	333,7	321,1	323,4	333,4

Tabla 3.4 Microfiltración de agua de la red de suministro (M14).
 $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,7
0	247,0	254,4	245,5	222,3	151,5
10	228,2	174,1	161,5	161,8	150,6
20	216,4	172,0	159,8	159,7	146,7
30	217,8	171,2	158,6	156,1	145,5
40	212,6	170,4	157,9	155,1	145,0
50	204,7	169,2	156,9	153,4	144,2
60	197,5	167,3	155,8	150,6	143,8
70	197,6	166,1	153,6	149,1	143,5
80	191,4	165,5	152,5	147,0	143,2
90	189,8	164,5	151,7	145,7	142,9
100	186,7	162,5	144,7	144,7	142,2
110	181,76	158,1	142,8	144,1	141,4
120	182,9	153,7	142,8	142,6	140,6

Tabla 3.5 Microfiltración de agua de la red de suministro (M14).
 $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,7
0	501,8	331,5	440,4	315,0	415,1
10	417,9	329,8	327,2	311,9	320,8
20	371,9	328,6	316,2	310,7	314,7
30	370,6	325,6	314,1	310,2	307,6
40	369,0	321,2	312,3	309,3	303,8
50	368,2	319,2	310,2	308,3	296,2
60	367,8	317,1	308,3	307,9	292,6
70	367,1	311,5	307,3	307,3	291,0
80	365,8	309,4	305,2	305,7	290,5
90	364,2	307,5	303,6	304,6	288,4
100	362,5	305,8	302,4	302,0	285,0
110	361,0	301,5	298,8	283,1	270,0
120	360,6	295,2	288,2	283,1	270,0

Tabla 3.6 Microfiltración de agua de la red de suministro (M14).
 $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,7
0	617,1	503	409,9	399,0	382,0
10	579,5	452,1	408,6	389,9	367,1
20	567,1	443,4	403,4	390,1	363,4
30	554,6	425,0	397,3	386,3	357,5
40	547,8	402,2	395,5	379,0	346,8
50	542,2	403,8	393,1	377,8	343,5
60	534,3	400,2	388,1	379,0	341,4
70	531,8	394,2	386,2	377,0	339,0
80	527,5	394,2	388,7	372,6	336,4
90	516,9	385,8	386,5	369,5	333,5
100	512,9	381,5	386,3	371,4	330,1
110	512,3	380,5	384,9	376,2	327,1
120	511,8	379,9	384,2	376,2	327,1

Tabla 3.7 Microfiltración de agua de la red de suministro (M14).
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)					
	U _G (m/s)					
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2	3,7
0	242,5	269,8	222,7	189	225,1	344,2
10	240,5	197,8	179,3	186,6	223,8	271,4
20	235,0	197,7	179,4	185,8	220,0	249,8
30	227,0	197,0	180,6	186,3	215,8	231,2
40	216,4	197,3	183,1	187,1	212,0	217,5
50	214,5	198,8	181,7	187,3	209,3	215,3
60	208,9	194,8	181,8	187,0	204,2	207,0
70	205,4	194,0	182,3	188,3	206,5	197,8
80	199,0	193,6	183,8	185,3	206,6	190,1
90		191,7	182,9	186,6	205,4	186,7
100	194,7	189,0	183,4	187,0	201,7	185,4
110	190,7	186,3	184,6	187,5	199,9	179,6
120	189,8	184,2	184,9	186,5	201,5	175,1

Tabla 3.8 Microfiltración de agua de la red de suministro (M14).
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)					
	U _G (m/s)					
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2	3,7
0	402,6	446,6	391,5	331,8	309,1	460,0
10	399,4	433,0	377,4	331,0	305,7	415,0
20	398,4	417,5	362,6	329,8	306,2	389,1
30	397,6	409,0	349,7	315,2	308,5	374,4
40	397,1	399,0	338,5	315,3	296,2	363,5
50	396,8	399,52	329,05	315,12	298,72	356,2
60	396,3	388,0	318,5	311,2	294,3	347,5
70	395,3	382,6	317,4	312,0	299,8	337,8
80	394,2	378,0	313,4	310,7	299,4	328,2
90	393,5	372,5	311,9	311,5	299,5	323,1
100	393,0	366,0	314,3	310,2	299,6	309,7
110	391,8	358,2	309,4	309,3	293,1	289,2
120	391,3	353,3	308,0	309,8	292,6	278

Tabla 3.9 Microfiltración de agua de la red de suministro (M14).
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,7
0	558,2	426,2	458,2	437,2	504,7
10	554,7	407,6	446,1	436,4	492,6
20	552,6	403,3	441,3	434,1	481,4
30	551,4	406,0	439,4	431,7	471,3
40	550,6	402,6	406,1	429,2	462,1
50	547,8	394,2	414,4	426,6	453,8
60	539,5	391,1	410,1	421,0	439,4
70	538,5	393,0	408,0	427,0	437,2
80	536,7	384,9	407,2	424,6	441,1
90	536,2	383,2	408,2	423,7	434,0
100	535,6	385,8	401,0	423,4	428,0
110	534,4	382,5	399,0	417,0	418,6
120	534,4	379,4	399,8	419,2	419,9

Tabla 3.10 Microfiltración de suspensión de hidróxido férrico (1g/l) (M14).
 $U_L = 0,5$ m/s; $\Delta P = 1$ bar.

Tiempo (min)	J (l m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	0,2	0,3	0,4
0	49,8	85,3	95,4	130,5
10	42,2	78,2	89,9	105,3
20	40,1	74,7	86,3	93,0
30	39,9	72,5	83,4	87,1
40	39,5	72,0	78,7	82,3
50	39,1	71,4	77,8	78,9
60	39,2	70,8	75,6	76,5
70	39,0	70,6	74,0	76,9
80	39,0	69,8	71,4	71,8
90	39,0	69,3	70,2	70,9
100	39,1	69,0	68,9	69,4
110	39,1	65,5	66,4	68,4
120	39,0	63,7	65,8	67,8

Tabla 3.11 Microfiltración de suspensión de hidróxido férrico (1g/l) (M14).
 $U_L = 0,5$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J (l/m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	0,3	0,4	0,45
0	85,3	91,0	106,4	130,5
10	78,2	86,0	95,8	105,3
20	74,7	85,6	90,4	93,0
30	72,5	84,3	86,7	87,1
40	72,0	81,3	82,8	84,4
50	71,4	80,2	81,0	82,2
60	70,8	77,5	79,1	80,6
70	70,6	74,7	77,4	81,0
80	69,8	72,5	75,8	81,0
90	69,3	70,5	76,1	77,9
100	69,0	68,8	74,5	78,5
110	68,4	67,8	74,5	78,6
120	67,8	64,2	74,5	77,0

Tabla 3.12 Microfiltración de suspensión de hidróxido férrico (1g/l) (M14).
 $U_L = 0,7$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo (min)	J (l/m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,2	0,3	0,4	0,8
0	77,7	103,8	113,6	112,2	119,0
10	69,6	87,8	95,9	101,8	103,7
20	67,8	82,6	94,3	97,4	98,4
30	66,4	79,8	94,6	97,8	97,0
40	65,9	81,6	92,6	95,6	96,7
50	65,6	80,8	91,4	95,1	96,5
60	65,0	80,5	90,6	95,2	96,2
70	64,7	80,1	90,0	94,4	95,8
80	64,5	81,3	89,6	94,1	95,3
90	64,6	81,1	91,4	94,7	94,6
100	64,7	79,8	91,7	93,4	94,2
110	64,0	79,8	90,6	92,6	93,6
120	63,6	80,7	91,1	92,0	93,6

Tabla 3.13 Microfiltración de suspensión de hidróxido férrico (1g/l) (M14).
 $U_L = 0,7$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J (l/m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,2	0,3	0,4	0,8
0	90,3	99,9	125,1	131,2	125,9
10	85,5	92,0	102,9	114,9	116,0
20	84,1	89,5	101,1	110,8	115,1
30	84,7	87,4	99,5	107,3	114,7
40	84,5	88,6	99,4	105,0	114,3
50	84,1	86,3	99,0	103,8	113,4
60	84,4	87,0	99,0	102,6	111,7
70	84,0	85,8	100,0	100,9	111,2
80	83,1	86,2	100,6	100,4	110,8
90	83,4	83,2	100,8	99,2	110,5
100	82,6	82,7	100,5	100,4	110,2
110	83,8	82,1	100,6	98,6	109,9
120	83,4	82,4	100,6	98,0	109,0

Tabla 3.14 Microfiltración de suspensión de hidróxido férrico (1g/l) (M14).
 $U_L = 0,7$ m/s; $\Delta P = 3$ bares

Tiempo (min)	J (l / m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,2	0,3	0,4	0,8
0	110,3	136,1	149,4	129,1	138,6
10	105,9	118,1	133,1	119,0	128,8
20	104,4	109,3	129,1	117,8	126,0
30	101,3	108,4	126,3	116,8	124,9
40	99,3	107,6	123,6	116,3	124,5
50	98,3	106,9	119,3	115,1	124,3
60	97,3	106,6	117,2	114,5	123,6
70	97,6	105,9	116,1	113,1	120,6
80	96,9	105,7	114,4	112,6	120,0
90	96,4	105,3	111,4	112,2	119,4
100	95,9	105,3	109,6	111,8	119,1
110	95,2	104,6	108,1	111,5	118,9
120	94,1	104,6	106,6	111,2	118,5

Tabla 3.15 Microfiltración de suspensión de hidróxido férrico (1g/l) (M14).
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Tiempo (min)	J (l/m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,2	0,3	0,5	0,8
0	77,7	79,0	100,9	114,8	115,8
10	76,1	79,0	91,9	104,0	106,6
20	74,1	78,6	88,6	98,7	98,6
30	73,9	77,9	88,4	97,8	98,3
40	73,1	77,8	88,0	96,9	97,1
50	72,3	76,8	88,2	96,5	96,7
60	72,5	77,0	88,1	95,9	96,9
70	72,4	76,6	87,4	95,6	95,9
80	71,6	76,0	86,6	95,4	95,9
90	71,6	75,5	86,4	95,3	95,8
100	71,5	74,9	86,0	94,8	95,3
110	70,3	73,0	84,2	93,7	94,7
120	70,8	72,8	84,5	93,3	94,0

Tabla 3.16 Microfiltración de suspensión de hidróxido férrico (1g/l) (M14).
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,2	0,3	0,5	0,8
0	150,1	119,8	146,9	166,0	173,1
10	108,7	114,2	122,7	131,9	140,6
20	104,5	110,6	121,4	131,5	139,9
30	103,4	108,9	119,7	131,2	139,5
40	101,9	107,7	120,1	130,9	139,3
50	102,8	106,9	120,3	130,9	138,9
60	103,0	106,6	120,2	130,7	138,5
70	102,6	105,8	120,2	130,5	137,8
80	10,40	105,5	120,1	128,7	137,0
90	103,7	105,8	119,8	126,9	135,4
100	102,7	105,5	121,0	123,4	131,9
110	104,6	104,1	120,2	122,2	130,5
120	102,1	104,8	116,4	120,9	129,0

Tabla 3.17 Microfiltración de suspensión de hidróxido férrico (1g/l) (M14).
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l / m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,2	0,3	0,4	0,8
0	140,5	143,4	145,1	145,4	191,8
10	138,6	130,2	138,4	143,1	152,6
20	135,4	129,6	137,7	142,4	150,8
30	131,8	128,9	136,8	142,0	149,6
40	130,4	128,3	134,6	141,8	149,2
50	129,0	127,8	134,1	141,4	148,8
60	128,3	127,6	133,7	140,8	148,4
70	127,9	127,2	133,1	139,1	148,2
80	127,5	125,4	132,5	138,6	148,0
90	126,7	124,0	131,9	137,9	147,7
100	124,2	123,0	131,0	135,3	147,5
110	124,1	122,1	129,6	133,9	146,9
120	124,0	121,8	129,4	133,2	146,8

Tabla 3.18 Microfiltración de suspensión de hidróxido férrico (1g/l) (M14).
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 4 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l / m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	0,3	0,4	0,8
0	157,1	155,8	160,4	192,4
10	141,7	152,6	155,6	182,2
20	140,9	150,8	154,6	178,0
30	140,5	149,6	153,5	176,1
40	140,2	148,4	152,7	173,9
50	139,4	147,7	151,6	173,4
60	139,0	147,2	150,9	172,7
70	138,6	146,7	150,3	172,0
80	138,2	146,4	149,7	171,4
90	137,8	146,2	149,2	170,7
100	136,8	145,6	148,7	168,5
110	132,5	144,5	148,4	166,7
120	132,1	144,1	148,1	166,2

Tabla 3.19 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 1$ m/s; $U_G = 0$ m/s; ΔP variable

J (l/ m² h)						
Tiempo (min)	DP (bar)					
	1	2	3	4	5	6
0	65,0	70,2	63,6	66,1	78,3	87,2
10	60,9	65,8	57,8	65,2	77,0	79,6
20	59,3	64,0	55,7	65,0	75,5	76,1
30	57,6	62,2	54,5	65,0	74,3	74,4
40	54,9	59,3	53,6	64,6	70,5	71,8
0	51,1	55,2	52,5	64,4	67,2	71,0
60	48,6	52,5	51,9	64,2	63,8	70,6
70	46,6	50,3	51,0	63,5	63,2	70,2
80	45,5	49,1	50,6	62,9	62,8	69,8
90	43,4	46,8	50,2	62,1	62,4	69,6
100	37,6	44,4	49,6	60,3	61,9	69,3
110	34,6	42,4	49,2	57,8	61,2	68,9
120	31,5	40,6	48,6	53,8	60,5	68,7

Tabla 3.20 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 2$ m/s; $U_G = 0$ m/s; ΔP variable

J (l/ m² h)						
Tiempo (min)	DP (bar)					
	1	2	3	4	5	6
0	47,3	56,6	59,9	66,8	76,5	96,6
10	45,4	54,2	56,3	65,6	71,7	84,5
20	44,2	52,8	55,4	65,1	71,4	81,8
30	43,5	53,3	54,8	64,4	71,1	81,1
40	41,8	51,3	54,6	64,0	70,9	80,4
50	39,8	48,7	54,4	63,1	70,6	79,9
60	38,9	47,7	54,2	62,3	70,5	79,4
70	38,3	46,9	54,0	60,7	70,2	79,0
80	38,5	46,1	53,7	62,1	69,8	78,5
90	37,8	44,8	53,4	60,9	69,4	78,2
100	36,6	42,8	53,3	59,6	69,0	77,5
110	36,2	41,9	52,9	58,2	68,7	75,3
120	35,9	41,1	52,2	56,7	68,3	74,4

Tabla 3.21 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 3$ m/s; $U_G = 0$ m/s; ΔP variable

J (l/ m² h)						
Tiempo (min)	DP (bar)					
	1	2	3	4	5	6
0	39,7	53,4	70,8	88,5	96,4	127,9
10	39,6	51,7	65,4	83,0	88,6	105,0
20	39,4	51,3	64,5	82,6	87,7	104,2
30	39,2	51,0	64,2	81,1	87,3	103,7
40	38,5	50,9	63,9	79,4	86,9	103,5
50	38,4	50,8	63,4	78,8	86,6	103,2
60	38,1	50,6	63,3	78,5	86,4	102,4
70	37,8	50,5	63,0	77,8	86,2	101,7
80	37,6	50,3	62,4	77,0	85,9	101,2
90	37,2	50,2	61,2	75,6	85,7	100,4
100	37,0	50,1	59,4	73,8	85,4	98,9
110	36,7	49,8	59,0	73,1	85,1	97,1
120	36,4	49,7	58,7	72,1	84,5	96,5

Tabla 3.22 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	65,0	65,1	79,1	59,1	63,8
10	61,0	64,3	42,0	58,5	41,6
20	59,3	64,0	40,3	57,8	40,4
30	57,6	63,3	38,6	56,6	40,1
40	54,9	62,0	36,7	53,6	39,8
50	51,1	59,0	34,3	49,6	39,5
60	48,6	57,0	33,7	40,3	39,3
70	46,6	51,0	33,3	39,7	38,7
80	45,5	36,2	33,1	39,0	38,1
90	43,4	30,3	32,6	38,6	37,5
100	37,6	26,9	32,2	37,9	37,0
110	34,6	24,1	31,8	36,8	36,3
120	31,5	24,1	30,7	33,6	36,3

Tabla 3.23 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	70,2	56,1	52,9	77,1	75,9
10	65,8	55,8	49,3	48,6	54,0
20	64,0	55,7	49,0	48,4	53,4
30	62,2	55,5	48,7	47,9	52,0
40	59,3	55,4	48,5	44,9	51,4
50	55,2	55,2	48,4	43,0	52,0
60	52,5	55,2	48,3	43,5	50,4
70	50,3	55,0	48,1	42,0	49,4
80	49,1	54,9	47,9	41,2	48,4
90	46,8	54,7	47,7	39,7	47,4
100	44,4	54,6	47,6	40,2	45,4
110	42,4	54,5	47,4	40,2	44,4
120	40,6	54,4	47,2	40,5	42,6

Tabla 3.24 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 3$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	63,6	75,3	66,1	66,3	69,2
10	57,8	71,8	61,6	65,7	64,1
20	55,7	71,2	61,2	65,4	62,7
30	54,5	70,7	60,9	65,2	60,8
40	53,6	70,4	60,6	65,0	59,9
50	52,5	70,0	60,5	64,1	59,4
60	51,9	69,8	60,3	61,2	58,3
70	51,0	69,5	60,1	58,6	57,4
80	50,6	69,2	59,8	58,0	56,8
90	50,2	69,0	59,7	56,8	56,5
100	49,6	68,6	59,4	55,7	56,2
110	49,2	68,2	59,2	54,6	55,7
120	48,6	68,0	59,0	53,5	55,4

Tabla 3.25 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 4$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	66,1	98,0	99,5	81,4	91,0
10	65,2	91,3	84,2	76,2	85,3
20	65,0	89,3	81,2	74,6	83,0
30	64,9	88,6	80,5	73,6	82,0
40	64,6	87,8	80,2	72,6	81,4
50	64,4	87,0	79,4	71,8	79,8
60	64,2	86,6	78,9	71,4	78,7
70	63,5	86,2	78,3	71,1	77,6
80	62,9	85,9	77,4	70,9	76,7
90	62,1	85,4	76,3	70,4	76,0
100	60,3	84,9	72,6	69,9	75,6
110	57,8	84,2	71,7	69,2	75,1
120	53,8	82,8	69,4	69,2	74,6

Tabla 3.26 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 5$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	78,3	114,1	94,2	107,5	105,3
10	77,0	103,7	88,6	97,1	104,6
20	75,5	97,9	86,0	92,7	104,1
30	74,3	95,7	83,8	90,5	103,1
40	70,5	93,9	82,8	89,1	101,8
50	67,2	92,6	82,2	87,8	98,3
60	63,8	90,5	79,6	87,0	97,8
70	63,2	89,8	79,1	86,3	97,1
80	62,8	89,5	79,0	85,0	96,2
90	62,4	89,0	78,6	84,3	95,0
100	61,9	88,4	78,5	83,7	91,8
110	61,2	87,5	78,2	83,0	90,0
120	60,5	86,8	78,0	82,4	88,1

Tabla 3.27 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	47,3	51,8	68,9	43,0	27,3
10	45,4	50,2	48,7	28,9	26,6
20	44,2	49,1	44,7	27,4	26,2
30	43,5	45,6	40,9	26,9	25,4
40	41,8	38,0	37,2	26,3	23,8
50	39,8	37,3	35,8	25,9	23,6
60	38,9	36,8	34,5	25,8	23,4
70	38,3	36,4	34,3	25,6	23,3
80	38,5	36,1	34,4	25,6	23,0
90	37,8	35,9	34,6	25,4	22,5
100	36,6	34,3	34,1	25,4	21,8
110	36,2	34,1	33,8	25,3	21,2
120	35,9	34,0	32,4	25,1	20,9

Tabla 3.28 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	56,6	58,1	53,6	68,0	48,5
10	54,2	57,0	52,7	63,9	42,2
20	52,8	56,8	51,9	62,2	41,7
30	53,3	56,6	51,7	60,8	41,2
40	51,3	56,5	51,6	60,5	40,9
50	48,7	56,3	51,3	60,3	40,6
60	47,7	56,2	50,8	60,2	40,4
70	46,9	56,0	50,3	59,8	40,2
80	46,1	55,5	50,0	59,6	40,2
90	44,8	55,2	49,6	58,5	39,9
100	42,8	55,0	49,4	57,4	39,5
110	41,9	54,3	48,8	56,2	38,5
120	41,1	53,7	48,2	51,6	38,0

Tabla 3.29 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 3$ bares

J, l/ m² h					
Tiempo (min)	U_G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	59,9	78,9	90,6	70,2	70,9
10	56,3	76,6	88,5	66,9	68,0
20	55,4	74,3	86,4	66,1	66,6
30	54,8	69,5	83,2	65,8	63,3
40	54,6	66,8	81,6	65,0	63,1
50	54,4	66,3	78,7	64,9	62,8
60	54,2	66,1	76,1	64,7	62,6
70	54,0	65,8	75,8	64,4	62,3
80	53,7	65,7	75,4	64,2	61,7
90	53,4	65,4	75,1	64,0	61,2
100	53,3	65,1	74,3	63,7	60,5
110	52,9	64,3	73,7	63,5	60,3
120	52,2	63,9	71,3	63,1	60,3

Tabla 3.30 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 4$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	66,8	85,6	99,5	88,6	95,5
10	65,6	82,2	95,4	87,3	94,5
20	65,1	80,8	94,6	85,2	92,6
30	64,4	80,3	93,2	80,2	91,8
40	64,0	79,9	90,0	79,0	91,3
50	63,1	79,7	89,6	78,6	90,9
60	62,3	79,3	89,1	78,3	90,4
70	60,7	79,1	88,9	77,9	88,8
80	62,1	78,7	88,5	77,4	88,0
90	60,9	77,6	88,1	77,3	87,0
100	59,6	76,6	86,3	77,1	83,9
110	58,2	76,3	87,8	76,5	76,4
120	56,7	76,1	88,3	75,6	70,0

Tabla 3.31 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 5$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	76,5	117,9	119,1	93,9	90,4
10	71,7	115,7	110,6	91,2	87,2
20	71,4	113,7	109,8	89,6	86,2
30	71,1	113,2	109,4	87,8	85,6
40	70,9	112,5	109,2	86,4	84,9
50	70,6	112,1	108,5	85,8	83,7
60	70,5	111,2	108,0	85,4	82,4
70	70,2	110,7	107,5	84,7	81,7
80	69,8	109,0	106,9	84,4	80,9
90	69,4	106,2	106,4	83,8	80,1
100	69,0	101,9	105,9	83,5	78,5
110	68,7	97,6	105,2	83,2	77,7
120	68,3	94,4	104,2	83,0	78,1

Tabla 3.32 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	39,7	29,4	27,0	40,9	22,2
10	39,6	28,9	25,8	24,2	20,9
20	39,4	27,5	25,1	23,6	20,7
30	39,2	24,9	24,6	23,0	20,6
40	38,5	24,5	23,1	22,9	20,5
50	38,4	24,0	22,8	22,8	20,3
60	38,1	23,4	22,6	22,7	20,2
70	37,8	23,1	22,3	22,7	20,1
80	37,6	22,8	21,6	22,6	19,8
90	37,2	22,6	21,4	22,6	19,4
100	37,0	22,6	21,3	22,5	19,1
110	36,7	22,8	21,3	22,4	19,2
120	36,4	22,9	21,4	22,1	19,0

Tabla 3.33 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

J, l/ m² h					
Tiempo (min)	U_G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	53,4	55,2	63,1	49,4	57,0
10	51,7	51,4	62,2	48,3	54,1
20	51,3	51,1	61,1	46,6	50,7
30	51,0	50,8	59,9	45,9	50,0
40	50,9	50,4	59,3	45,8	49,5
50	50,8	49,3	58,4	45,5	49,4
60	50,6	49,0	57,4	45,4	49,1
70	50,5	48,7	56,2	45,4	49,0
80	50,3	48,4	55,3	45,2	48,8
90	50,2	48,1	54,7	45,1	48,6
100	50,1	47,6	53,5	45,0	48,0
110	49,8	47,6	52,1	44,7	48,5
120	49,7	47,6	51,1	44,6	49,1

Tabla 3.34 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 3$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	70,8	79,1	71,4	78,2	70,3
10	65,4	75,7	69,8	77,2	68,6
20	64,5	75,4	69,3	76,9	68,1
30	64,2	75,2	69,0	76,7	67,6
40	63,9	75,1	68,6	76,4	67,4
50	63,4	74,9	68,3	75,9	66,8
60	63,3	74,8	68,1	75,1	65,1
70	63,0	74,7	67,9	73,5	62,6
80	62,4	74,4	67,7	72,9	61,5
90	61,2	74,3	67,6	71,4	60,8
100	59,4	74,2	67,3	70,0	60,0
110	59,0	74,0	66,6	68,8	59,2
120	58,7	76,7	67,3	67,8	58,8

Tabla 3.35 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 4$ bares

J, l/ m² h					
Tiempo (min)	U_G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	88,5	92,5	98,2	88,9	89,1
10	83,0	90,6	96,5	87,6	85,8
20	82,6	87,8	95,9	86,7	85,2
30	81,1	84,6	95,7	85,8	84,8
40	79,4	83,8	95,5	85,4	84,3
50	78,8	83,5	95,4	85,2	83,8
60	78,5	82,6	95,0	84,9	82,6
70	77,8	81,9	94,8	84,6	80,8
80	77,0	80,6	94,7	84,4	80,4
90	75,6	77,8	94,5	84,2	79,9
100	73,8	77,7	94,4	83,5	79,2
110	73,1	76,8	94,2	83,8	78,1
120	72,1	76,1	93,8	83,7	77,3

Tabla 3.36 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M2). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 5$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	96,4	123,1	116,5	113,1	106,2
10	88,6	116,4	113,8	111,1	104,3
20	87,7	114,6	112,1	110,8	103,1
30	87,3	113,5	106,2	110,4	102,6
40	86,9	113,2	105,8	109,9	101,8
50	86,6	112,8	105,3	109,6	101,0
60	86,4	112,6	105,0	109,4	100,2
70	86,2	112,1	104,6	109,2	99,7
80	85,9	111,9	104,3	108,9	99,0
90	85,7	111,4	103,8	108,6	97,8
100	85,4	110,4	103,3	107,9	95,0
110	85,1	109,9	100,3	106,7	95,6
120	84,5	110,4	99,3	106,1	96,4

Tabla 3.37 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 1$ m/s; $U_G = 0$ m/s; ΔP variable

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)					
	1	2	3	4	5	6
0	183,0	206,0	287,1	429,4	621,3	385,2
10	168,6	183,1	234,7	306,7	333,0	319,9
20	126,2	173,5	203,1	266,2	288,2	284,3
30	122,9	168,7	198,2	247,7	262,0	261,0
40	122,1	163,3	191,9	235,3	244,5	240,9
50	106,0	157,3	189,8	223,9	250,4	221,6
60	99,5	154,3	188,9	214,1	239,4	203,4
70	95,4	150,3	186,8	206,5	230,9	196,7
80	91,9	145,9	172,1	194,6	223,1	190,0
90	86,5	143,3	171,0	191,7	215,4	183,6
100	80,2	141,8	170,2	186,8	210,8	177,3
110	73,0	138,4	166,6	185,8	202,5	172,0
120	70,0	130,0	163,7	184,9	204,3	169,0

Tabla 3.38 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 2$ m/s; $U_G = 0$ m/s; ΔP variable

J (l/ m² h)						
Tiempo (min)	DP (bar)					
	1	2	3	4	5	6
0	92,6	129,0	248,7	394,9	402,6	250,2
10	83,5	127,3	236,6	278,3	366,8	243,3
20	82,1	126,1	233,0	256,9	313,6	240,8
30	81,0	125,0	230,6	245,6	298,9	239,8
40	79,9	124,2	218,6	227,2	283,0	238,6
50	78,9	123,6	213,4	225,9	275,3	238,1
60	77,9	122,9	212,5	224,2	267,9	237,0
70	77,4	122,4	208,7	221,8	262,1	235,5
80	76,4	122,1	202,7	219,5	256,7	231,6
90	75,4	121,6	199,2	215,0	247,1	228,8
100	74,2	120,3	196,6	213,0	241,8	227,4
110	69,4	119,6	194,9	212,2	239,6	220,0
120	65,8	118,1	194,2	212,0	265,8	207,9

Tabla 3.39 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 3$ m/s; $U_G = 0$ m/s; ΔP variable

J (l/ m² h)						
Tiempo (min)	DP (bar)					
	1	2	3	4	5	6
0	75,1	184,4	207,6	279,7	373,1	400,2
10	70,8	163,2	205,4	260,1	316,1	243,4
20	70,4	160,2	204,5	249,3	293,0	237,4
30	70,0	159,0	202,5	246,9	288,7	229,5
40	69,5	157,1	193,6	241,7	280,2	225,0
50	68,6	156,0	193,0	237,5	273,6	219,2
60	68,3	155,3	192,0	235,3	270,2	213,8
70	67,9	152,7	191,7	233,4	264,0	211,1
80	67,7	146,4	191,2	233,6	247,5	208,6
90	67,4	145,2	189,8	220,1	244,8	206,7
100	67,2	142,8	187,2	218,4	241,8	205,4
110	66,9	133,1	186,1	218,1	240,9	198,7
120	66,5	115,3	184,8	216,4	240,9	197,2

Tabla 3.40 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	183,0	74,1	98,6	42,9	61,9
10	168,6	36,2	50,8	40,6	60,3
20	126,2	34,0	47,8	39,5	58,6
30	122,9	33,0	46,5	38,3	55,1
40	122,1	25,0	43,0	36,8	52,3
50	106,0	24,1	35,3	35,6	51,4
60	99,5	23,3	29,7	34,6	50,6
70	95,4	22,2	26,5	33,7	49,9
80	91,9	21,5	26,5	32,6	48,1
90	86,5	21,0	26,5	32,2	46,1
100	80,2	20,6	26,5	31,3	45,4
110	73,0	20,6	26,5	30,2	44,7
120	70,0	20,6	26,5	29,1	43,3

Tabla 3.41 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	206,0	147,2	147,5	163,9	126,2
10	183,1	144,7	136,3	153,9	125,0
20	173,5	141,8	122,4	151,0	122,7
30	168,7	136,2	155,7	147,6	121,4
40	163,3	134,1	110,8	142,5	119,2
50	157,3	133,0	110,0	134,7	117,8
60	154,3	130,9	109,8	122,7	116,4
70	150,3	130,0	109,5	116,7	114,8
80	145,9	129,4	109,0	115,5	111,6
90	143,3	128,6	108,6	114,2	104,4
100	141,8	125,9	107,2	111,6	101,8
110	138,4	125,5	105,6	107,3	98,5
120	130,0	124,9	100,6	98,3	97,9

Tabla 3.42 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 3$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	287,1	181,8	189,4	159,3	176,3
10	234,7	167,0	180,9	157,2	155,9
20	203,1	161,8	172,6	154,2	150,8
30	198,2	157,3	170,8	150,6	147,7
40	191,9	153,6	168,8	145,0	146,2
50	189,8	149,9	165,4	138,3	144,6
60	188,9	144,6	162,1	136,9	142,5
70	186,8	143,8	157,9	136,4	141,8
80	172,1	142,3	155,7	135,3	141,1
90	171,0	138,2	154,2	134,3	140,5
100	170,2	136,9	153,0	133,4	139,8
110	166,6	136,0	149,8	132,3	139,3
120	163,7	134,4	149,8	127,4	138,8

Tabla 3.43 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 4$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	429,4	161,6	244,1	196,1	271,5
10	333,0	157,7	224,3	186,5	225,8
20	288,2	154,9	206,6	182,5	217,4
30	262,0	149,0	191,4	178,2	218,1
40	244,5	148,3	178,7	176,6	213,3
50	250,4	148,0	171,4	175,4	215,5
60	239,4	147,6	164,0	172,9	209,9
70	230,9	146,7	158,7	170,9	203,1
80	223,1	145,4	153,5	165,1	198,4
90	215,4	143,4	150,8	164,4	196,1
100	210,8	141,4	146,9	161,4	197,0
110	202,5	136,5	144,1	159,9	195,0
120	204,3	136,5	144,1	159,5	193,1

Tabla 3.44 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 5$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	621,3	239,0	236,1	219,0	264,7
10	333,0	227,6	222,2	210,1	247,4
20	288,2	214,8	217,1	203,8	239,0
30	262,0	208,6	206,0	197,8	232,6
40	244,5	202,1	203,3	194,3	229,4
50	250,4	195,4	200,0	191,2	225,4
60	239,4	190,6	194,5	188,8	223,4
70	230,9	181,1	192,0	182,5	218,4
80	223,1	177,4	189,4	180,2	212,4
90	215,4	174,2	186,4	178,8	210,8
100	210,8	171,6	184,0	177,8	209,0
110	202,5	168,2	183,1	176,6	206,6
120	204,3	165,9	185,1	175,1	205,6

Tabla 3.45 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	92,6	222,2	246,4	96,5	92,9
10	83,5	108,7	127,0	91,3	90,5
20	82,1	102,0	119,6	88,9	88,0
30	81,0	99,1	116,2	86,2	82,7
40	79,9	74,9	107,6	82,8	78,5
50	78,9	72,2	88,2	80,1	77,0
60	77,9	69,8	74,2	77,9	76,0
70	77,4	66,5	66,2	75,8	74,9
80	76,4	64,6	66,2	73,5	72,1
90	75,4	63,1	66,2	72,4	69,1
100	74,2	61,7	66,2	70,4	68,2
110	69,4	61,7	66,2	67,9	67,1
120	65,8	61,7	66,2	65,5	64,7

Tabla 3.46 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	129,0	140,0	177,3	196,7	170,4
10	127,3	137,6	163,6	184,7	168,7
20	126,1	134,9	146,9	181,1	165,7
30	125,0	129,5	138,8	177,1	163,8
40	124,2	127,5	133,0	171,0	160,9
50	123,6	126,4	132,0	161,7	159,0
60	122,9	124,5	131,7	147,3	157,1
70	122,4	123,6	131,4	140,1	155,0
80	122,1	123,1	130,8	138,6	150,7
90	121,6	122,3	130,3	137,0	141,0
100	120,3	119,7	128,6	133,9	137,4
110	119,6	119,4	126,7	128,7	133,0
120	118,1	118,8	120,8	118,0	132,2

Tabla 3.47 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 3$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	248,7	263,7	246,3	278,7	264,5
10	236,6	242,1	235,1	275,1	233,9
20	233,0	234,7	224,4	269,8	226,2
30	230,6	228,1	222,0	263,5	221,5
40	218,6	222,7	219,4	253,8	219,2
50	213,4	217,4	215,1	242,1	217,0
60	212,5	209,6	210,7	239,5	213,7
70	208,7	208,6	205,3	238,7	212,6
80	202,7	206,4	202,4	236,7	211,7
90	199,2	200,4	200,4	235,1	210,7
100	196,6	198,5	198,9	233,4	209,6
110	194,9	197,2	194,7	231,4	208,9
120	194,2	194,9	194,7	222,9	208,2

Tabla 3.48 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 4$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	394,9	266,6	366,1	274,5	304,8
10	278,3	260,2	336,5	261,1	301,7
20	256,9	255,6	310,0	255,5	290,3
30	245,6	245,9	277,1	249,4	285,8
40	227,2	244,7	268,1	247,2	271,8
50	225,9	244,2	257,2	245,6	241,2
60	224,2	243,5	246,0	242,0	238,0
70	221,8	242,1	238,1	239,2	237,5
80	219,5	240,0	230,3	231,2	237,1
90	215,0	236,7	226,2	230,2	236,6
100	213,0	233,2	220,3	225,9	235,8
110	212,2	225,2	216,1	223,9	215,1
120	212,0	225,2	216,1	223,3	213,8

Tabla 3.49 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 5$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	402,6	352,3	459,4	470,2	430,0
10	366,8	240,6	294,1	366,0	377,8
20	313,6	229,6	257,8	343,3	362,2
30	298,9	225,1	241,0	318,7	344,4
40	283,0	220,7	231,0	303,1	331,0
50	275,3	215,6	223,5	284,6	316,0
60	267,9	211,2	218,5	280,1	307,9
70	262,1	206,7	213,6	275,2	303,7
80	256,7	203,6	208,6	272,5	301,5
90	247,1	202,9	204,7	263,6	296,7
100	241,8	202,1	200,7	252,3	293,0
110	239,6	201,2	197,8	236,4	282,6
120	265,8	200,3	197,8	236,4	277,0

Tabla 3.50 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	75,1	153,5	169,5	152,8	161,0
10	70,8	150,3	167,0	149,4	151,3
20	70,4	148,2	165,2	147,7	149,4
30	70,0	147,0	164,2	146,2	147,8
40	69,5	144,9	157,2	145,0	145,8
50	68,6	144,0	148,1	144,4	142,6
60	68,3	141,9	141,0	142,6	137,9
70	67,9	131,8	140,0	141,3	129,4
80	67,7	130,5	139,2	139,7	125,5
90	67,4	128,9	137,9	136,2	122,3
100	67,2	127,8	136,6	134,6	120,0
110	66,9	127,1	133,0	133,1	118,8
120	66,5	127,1	133,0	131,8	116,4

Tabla 3.51 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	184,4	260,1	267,3	273,5	245,1
10	163,2	250,6	256,8	260,1	240,1
20	160,2	243,6	246,1	257,2	236,4
30	159,0	238,1	233,8	255,5	233,6
40	157,1	227,6	219,0	253,0	231,7
50	156,0	226,0	207,0	245,4	230,6
60	155,3	223,6	203,4	242,5	229,5
70	152,7	221,1	200,5	238,4	227,8
80	146,4	218,4	196,8	230,2	225,8
90	145,2	215,4	193,7	217,8	221,4
100	142,8	198,7	188,4	200,0	218,1
110	133,1	196,6	176,6	190,4	215,2
120	115,3	196,3	174,3	204,6	210,6

Tabla 3.52 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 3$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	207,6	375,0	368,7	298,6	323,8
10	205,4	313,8	331,4	277,4	308,4
20	204,5	294,6	309,1	270,6	292,6
30	202,5	285,5	294,2	268,2	285,8
40	193,6	275,8	285,0	266,6	282,7
50	193,0	266,5	275,5	265,3	277,0
60	192,0	261,2	263,7	264,5	270,3
70	191,7	253,5	259,8	263,8	267,2
80	191,2	250,6	257,6	261,7	265,0
90	189,8	247,4	253,4	259,7	263,1
100	187,2	243,3	249,4	249,8	261,1
110	186,1	238,0	244,9	235,4	257,2
120	184,8	236,7	241,0	232,3	255,3

Tabla 3.53 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 4$ bares

J, l/ m² h					
Tiempo (min)	U_G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	279,7	263,4	389,5	427,6	477,5
10	260,1	253,3	330,2	384,2	427,7
20	249,3	251,6	307,2	350,3	406,6
30	246,9	249,2	289,8	335,2	389,4
40	241,7	244,0	275,3	321,8	375,0
50	237,5	243,5	266,5	312,3	369,8
60	235,3	242,6	263,7	301,0	363,0
70	233,4	242,0	261,1	298,9	343,2
80	233,6	240,6	254,1	294,6	338,9
90	220,1	239,4	251,7	289,4	335,5
100	218,4	238,0	249,8	284,6	333,0
110	218,1	236,2	247,0	281,1	332,9
120	216,41	228,6	237,2	278,6	329,9

Tabla 3.54 Ultrafiltración de disolución de dextrano (1g/l)
(M9). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 5$ bares

Tiempo (min)	J, l/ m ² h				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
0	419,8	428,7	455,0	508,3	361,7
10	355,6	332,0	386,8	418,5	342,0
20	330,2	303,7	347,9	380,0	341,2
30	324,8	285,3	314,1	359,7	339,7
40	315,3	271,4	294,9	344,2	338,3
50	307,8	263,9	287,9	341,4	336,3
60	304,0	257,8	280,6	338,3	335,5
70	297,0	256,9	275,4	334,6	334,9
80	278,4	255,6	269,6	329,2	333,5
90	275,4	253,4	265,1	322,3	332,5
100	272,0	251,2	261,3	313,1	330,8
110	271,0	247,4	250,9	289,2	329,0
120	271,0	245,2	245,0	280,7	316,8

Tabla 3.54 Microfiltración de agua residual depurada (M14). $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

J (l/ m² h)						
Tiempo (min)	U_G (m/s)					
	0,0	0,5	0,8	1,2	1,6	2,0
0	71,6	123,8	125,4	168,2	198,2	206,2
10	44,4	86,2	94,5	103,7	118,2	126,2
20	43,0	77,0	91,3	98,0	102,2	110,2
30	42,0	71,4	87,9	96,6	94,6	102,6
40	40,4	70,6	87,0	93,8	90,4	98,4
50	38,9	70,0	84,7	91,3	88,2	96,2
60	37,0	71,4	83,5	89,8	87,4	95,4
70	36,2	66,6	82,9	88,4	87,0	95,0
80	35,8	67,4	82,3	87,4	86,2	94,2
90	35,0	66,6	81,5	87,4	85,4	93,4
100	34,4	65,5	81,0	85,9	85,0	93,0
110	33,0	65,7	80,4	86,2	84,7	92,7
120	32,8	65,0	79,6	85,0	83,9	91,9

Tabla 3.54 (Continuación I)
 Microfiltración de agua residual depurada (M14).
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	2,4	2,6	3,2
0	71,6	192,6	206,6	192,9
10	44,4	128,6	136,6	148,0
20	43,0	111,8	118,8	133,8
30	42,0	109,7	116,0	127,2
40	40,4	108,7	114,0	126,6
50	38,9	107,8	113,6	124,8
60	37,0	107,6	113,3	123,1
70	36,2	107,1	112,4	121,0
80	35,8	106,2	112,1	118,0
90	35,0	105,3	112,4	114,7
100	34,4	105,0	111,1	113,7
110	33,0	103,7	109,8	112,7
120	32,8	101,6	108,0	110,2

Tabla 3.55 Microfiltración de agua residual depurada (M14).
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,3	0,5	1,2	1,6
0	146,2	200,2	183,7	206,1	184,5
10	62,4	99,2	111,2	133,8	140,2
20	50,6	87,0	101,0	116,9	120,8
30	45,4	81,2	93,0	108,2	111,0
40	43,0	75,4	86,8	100,2	107,6
50	40,5	72,3	84,8	94,9	90,4
60	38,6	69,8	81,5	91,5	99,2
70	37,8	66,7	80,2	89,4	98,0
80	36,6	65,9	77,6	87,6	94,7
90	336,3	64,1	76,8	86,2	94,8
100	36,0	62,8	76,6	84,6	93,4
110	34,6	62,3	74,6	83,6	89,4
120	34,8	61,4	74,4	82,6	89,5

Tabla 3.55 (Continuación I)
 Microfiltración de agua residual depurada (M14).
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	2,0	2,4	3,2
0	146,2	230,2	215,5	335,0
10	62,4	152,4	161,5	191,8
20	50,6	136,8	150,3	165,0
30	45,4	125,1	142,1	150,2
40	43,0	119,9	139,3	146,1
50	40,5	114,8	133,7	138,6
60	38,6	112,6	130,4	132,9
70	37,8	110,2	128,0	122,2
80	36,6	109,0	128,2	120,2
90	336,3	107,6	127,2	118,5
100	36,0	105,6	126,7	117,0
110	34,6	103,9	125,7	115,4
120	34,8	103,8	125,3	111,0

Tabla 3.56 Microfiltración de agua residual depurada (M14).
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

J (l/ m² h)							
Tiempo (min)	U_G (m/s)						
	0,0	0,3	0,5	1,2	2,0	3,2	3,7
0	141,4	161,1	162,3	187,9	268,0	233,4	335,0
10	63,5	87,4	98,4	114,2	151,1	144,2	191,8
20	49,5	76,0	85,5	101,8	134,4	136,8	165,0
30	43,2	69,0	79,6	94,1	122,7	127,9	150,2
40	40,1	68,4	74,6	89,1	113,4	122,9	146,1
50	38,9	64,9	72,2	84,4	114,7	119,5	138,6
60	36,6	64,1	69,0	82,3	114,6	116,0	132,9
70	35,0	62,1	66,7	80,1	113,8	113,3	122,2
80	34,1	60,4	64,5	80,6	110,1	111,9	120,2
90	33,4	60,0	61,4	80,1	109,9	107,9	118,5
100	32,9	59,0	63,8	79,8	106,8	107,4	117,0
110	31,5	58,1	64,6	79,2	104,6	106,8	115,4
120	31,6	57,7	63,1	77,4	102,2	107,0	111,0

Tabla 3.57 Microfiltración de agua residual depurada (M14).
 $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)					
	U _G (m/s)					
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2	3,7
0	91,1	145,9	140,3	152,0	147,9	163,8
10	77,6	89,2	111,3	120,5	141,8	155,9
20	75,2	87,2	107,6	119,5	134,5	149,1
30	73,7	84,9	103,0	119,2	132,8	147,4
40	73,1	83,6	102,2	118,6	129,2	146,2
50	72,3	82,0	101,6	118,1	127,3	144,1
60	72,0	80,9	101,1	117,7	127,1	139,1
70	71,6	80,0	100,7	117,0	127,7	137,7
80	71,3	79,8	100,3	116,4	127,3	135,5
90	71,1	79,5	99,8	114,5	126,2	134,1
100	70,5	79,3	99,0	114,8	125,0	132,9
110	70,0	78,9	97,8	114,0	125,2	131,3
120	70,0	78,4	94,3	111,2	125,8	129,4

Tabla 3.58 Microfiltración de agua residual depurada (M14).
 $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)					
	U _G (m/s)					
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2	3,7
0	199,8	178,4	165,8	221,2	240,8	231,8
10	104,6	114,3	113,1	152,6	199,9	185,8
20	92,1	114,0	110,7	145,6	183,9	180,3
30	86,8	106,9	105,4	141,6	173,1	176,4
40	82,8	104,5	107,8	138,9	168,5	172,7
50	80,2	106,3	104,8	136,2	166,4	167,3
60	77,8	105,3	101,7	133,5	152,2	164,1
70	75,6	103,9	90,3	132,5	152,6	160,8
80	75,6	103,9	88,9	131,3	149,4	159,9
90	74,0	102,5	88,9	129,8	150,9	156,2
100	72,9	101,2	89,4	126,7	145,8	154,8
110	71,9	102,0	88,2	125,0	141,4	153,1
120	69,2	100,4	88,3	125,1	141,0	151,4

Tabla 3.59 Microfiltración de agua residual depurada (M14).
 $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)					
	U _G (m/s)					
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2	3,7
0	252,8	259,7	261,1	311,0	222,2	284,9
10	104,3	151,8	120,2	200,9	348,4	222,8
20	93,7	128,3	112,1	181,5	197,8	199,7
30	87,0	117,8	110,2	173,6	191,4	191,5
40	83,4	107,1	107,7	167,3	174,0	183,7
50	80,9	102,6	106,6	161,4	173,9	171,2
60	77,6	97,2	103,6	158,7	173,6	172,5
70	75,8	93,8	102,5	155,0	171,9	171,4
80	74,9	91,4	100,8	150,2	169,7	166,0
90	73,1	89,0	100,8	148,1	165,8	160,8
100	70,6	87,2	98,6	139,6	162,9	165,4
110	69,5	85,6	97,8	136,7	165,2	163,6
120	69,8	84,1	95,8	134,9	164,7	160,2

Tabla 3.60 Microfiltración de agua residual depurada (M14).
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)					
	U _G (m/s)					
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2	3,7
0	98,8	129,4	12,7	128,4	164,5	128,6
10	96,6	103,4	111,4	118,1	122,9	140,4
20	96,2	100,6	107,4	117,3	120,6	136,4
30	96,0	99,4	103,1	115,1	116,9	134,8
40	95,7	98,0	102,3	113,7	116,7	133,3
50	95,5	98,2	101,6	112,2	115,9	132,7
60	95,4	97,7	101,0	111,5	113,8	131,7
70	95,2	95,9	100,5	111,2	112,5	130,6
80	94,9	95,3	99,0	110,7	114,9	130,0
90	94,5	94,2	97,2	110,3	114,4	129,0
100	93,9	93,6	94,8	110,0	114,3	128,0
110	92,6	92,2	91,6	109,9	112,0	126,6
120	91,6	92,9	90,5	109,7	113,1	124,0

Tabla 3.61 Microfiltración de agua residual depurada (M14).
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)					
	U _G (m/s)					
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2	3,7
0	376,4	384,4	385,2	419,1	276,0	399,2
10	161,1	169,1	189,1	217,8	145,4	217,1
20	144,1	152,1	172,1	193,9	205,1	200,1
30	137,4	145,4	165,4	185,4	194,2	193,4
40	132,5	140,5	160,5	180,1	187,5	188,5
50	129,0	137,0	157,0	177,1	184,0	185,0
60	126,2	134,2	154,2	173,8	180,5	182,2
70	123,9	131,9	151,9	171,6	175,0	179,9
80	122,6	130,6	150,6	171,2	176,0	178,6
90	121,2	129,2	149,2	168,5	176,4	177,2
100	120,2	128,2	148,2	167,0	173,4	176,2
110	119,0	127,0	147,0	165,6	172,1	175,0
120	118,2	127,6	146,6	165,1	171,5	176,7

Tabla 3.62 Microfiltración de agua residual depurada (M14).
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)					
	U _G (m/s)					
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2	3,7
0	235,6	364,2	367,0	364,0	348,8	316,1
10	171,3	187,2	199,2	214,4	248,2	272,6
20	149,6	171,3	172,6	190,2	228,3	253,4
30	142,6	163,5	161,0	178,4	216,7	239,4
40	137,2	154,1	153,2	177,3	206,9	227,4
50	134,0	149,7	148,1	176,2	202,1	220,8
60	131,6	147,5	147,0	174,9	201,1	215,6
70	127,4	143,2	146,6	173,9	199,4	211,8
80	125,1	139,5	145,5	172,5	198,3	207,8
90	121,4	135,9	144,6	170,9	197,8	204,2
100	119,9	130,6	143,3	168,2	196,5	197,6
110	118,1	128,8	142,8	164,7	194,6	196,1
120	116,8	128,5	142,2	163,2	192,6	193,4

Tabla 3.63 Microfiltración de agua residual prefiltrada (M14)
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)		
	U _G (m/s)		
	0,0	0,3	3,2
0	101,1	151,6	232,1
10	46,8	104,6	156,9
20	46,0	98,3	137,8
30	45,0	91,8	131,8
40	43,9	87,4	126,3
50	43,3	83,4	122,3
60	42,2	81,3	118,0
70	41,4	77,8	114,8
80	40,6	76,4	112,3
90	40,2	76,1	110,8
100	39,9	75,3	109,4
110	39,7	71,6	105,2
120	36,9	71,0	103,2

Tabla 3.64 Microfiltración de agua residual prefiltrada (M14)
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)		
	U _G (m/s)		
	0,0	0,3	3,2
0	272,3	268,6	401,2
10	127,6	176,7	242,3
20	101,9	144,4	221,8
30	94,2	126,3	206,0
40	88,5	117,0	194,8
50	78,7	108,8	189,2
60	77,8	102,6	185,7
70	76,9	98,8	182,1
80	75,2	94,8	180,9
90	73,8	91,7	178,3
100	73,3	90,7	175,8
110	72,5	88,6	170,2
120	71,6	86,2	169,2

Tabla 3.65 Microfiltración de agua residual prefiltrada (M14)
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)		
	U _G (m/s)		
	0,0	0,3	3,2
0	581,4	455,4	487,4
10	123,6	145,5	234,2
20	88,8	122,5	208,2
30	72,5	113,0	193,2
40	62,3	106,0	181,6
50	61,4	101,4	175,4
60	60,4	97,6	172,2
70	58,6	94,5	166,9
80	57,0	91,6	161,9
90	56,0	88,8	159,1
100	54,6	86,6	155,9
110	52,6	84,6	152,3
120	51,2	82,9	151,2

Tabla 3.66 Microfiltración de agua residual prefiltrada (M14)
 $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)		
	U _G (m/s)		
	0,0	0,3	3,2
0	136,4	280,6	214,0
10	121,8	174,6	197,8
20	119,7	133,3	192,7
30	118,6	124,6	188,2
40	115,2	119,6	183,4
50	110,7	113,8	178,7
60	107,4	108,8	176,7
70	102,5	105,3	175,4
80	95,6	100,8	172,3
90	92,0	88,7	166,0
100	88,1	80,3	155,7
110	73,6	74,2	154,7
120	72,1	71,5	154,0

Tabla 3.67 Microfiltración de agua residual prefiltrada (M14)
 $U_L = 2\text{ m/s}$; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)		
	U _G (m/s)		
	0,0	0,3	3,2
0	361,8	319,4	363,6
10	164,2	183,8	286,9
20	135,0	160,7	269,8
30	125,6	150,9	263,2
40	118,9	145,4	253,3
50	103,8	140,1	244,7
60	102,8	136,0	240,5
70	102,1	134,1	238,1
80	101,3	133,4	237,0
90	99,8	132,3	234,6
100	98,0	130,9	232,2
110	97,0	128,6	228,5
120	96,2	127,8	224,7

Tabla 3.68 Microfiltración de agua residual prefiltrada (M14)
 $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)		
	U _G (m/s)		
	0,0	0,3	3,2
0	323,2	265,4	468,7
10	155,6	218,2	315,7
20	130,4	212,5	281,7
30	120,6	207,4	264,1
40	114,6	195,8	252,6
50	109,0	175,5	243,2
60	106,9	160,2	233,4
70	106,1	149,4	225,2
80	104,6	137,7	221,0
90	103,1	130,1	217,5
100	101,3	124,6	214,0
110	99,8	120,8	209,6
120	97,1	118,5	208,4

Tabla 3.69 Microfiltración de agua residual prefiltrada (M14)
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)		
	U _G (m/s)		
	0,0	0,3	3,2
0	151,6	224,8	233,8
10	145,8	157,1	221,8
20	137,5	155,0	218,6
30	136,1	150,9	215,1
40	135,4	147,7	209,6
50	134,8	143,8	208,2
60	134,0	139,2	207,0
70	133,0	135,5	205,7
80	130,0	133,6	204,5
90	128,6	128,2	203,0
100	126,7	127,3	200,9
110	124,1	123,4	199,6
10	123,0	121,4	197,0

Tabla 3.70 Microfiltración de agua residual prefiltrada (M14)
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)		
	U _G (m/s)		
	0,0	0,3	3,2
0	261,6	367,5	323,5
10	174,7	243,4	294,0
20	165,6	227,4	284,7
30	157,3	206,7	277,4
40	153,6	201,9	270,4
50	150,2	196,2	265,2
60	149,0	192,2	260,1
70	147,6	190,8	259,0
80	146,6	189,8	257,3
90	145,7	188,2	256,0
100	144,6	186,3	254,9
110	143,8	184,6	252,6
120	141,4	183,0	251,0

Tabla 3.71 Microfiltración de agua residual prefiltrada (M14)
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)		
	U _G (m/s)		
	0,0	0,3	3,2
0	436,6	433,9	771,4
10	208,2	242,0	430,2
20	183,4	219,4	390,0
30	171,8	206,6	367,4
40	162,6	196,0	348,4
50	159,9	190,7	339,1
60	158,6	185,4	329,5
70	157,4	183,1	325,5
80	156,5	180,1	320,1
90	151,0	178,2	316,7
100	148,7	174,0	310,9
110	147,2	171,9	308,6
120	146,2	170,2	305,8

Tabla 4.1 Microfiltración de agua residual depurada (M14)
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Parámetros	A	P	A	P
	$U_G = 0,0 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,41	8,16	7,84	7,81
Conductividad, mS/cm	1820	1700	1770	1750
MES, mg/l	20	-	19	-
Turbidez, FTU	59	3	51	3
DQO, mg/l	125	65	123	64
COT, mg/l	33,7	33,3	29,0	28,3
CT, mg/l	163,0	136,1	153,9	153,0
Cl, mg/l	129,3	102,8	124,9	124,7
N-NH ₃ , mg/l	38,00	33,75	39,25	35,00
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	0,02	0,01	0,03	0,02
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	15,0	15,0	12,5	15,0
PO ₄ ³⁻ , mg/l	41,2	38,0	41,0	37,6

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.2 Microfiltración de agua residual depurada (M14)
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

Parámetros	A	P	A	P
	$U_G = 0,0 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,39	8,09	7,91	7,81
Conductividad, mS/cm	1810	1710	1760	1740
MES, mg/l	20	-	23	-
Turbidez, FTU	60	3	53	3
DQO, mg/l	127	68	128	64
COT, mg/l	23,8	23,0	24,2	23,8
CT, mg/l	148,5	147,5	149,5	148,5
Cl, mg/l	124,7	124,5	125,3	124,7
N-NH ₃ , mg/l	38,5	34,5	39,5	35,5
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	0,02	0,01	0,01	0,01
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	15,0	12,5	15,0	10,0
PO ₄ ³⁻ , mg/l	41,2	37,8	40,7	37,5

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.3 Microfiltración de agua residual depurada (M14)
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

Parámetros	A	P	A	P
	$U_G = 0,0 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,40	8,10	7,89	7,72
Conductividad, mS/cm	1820	1710	1770	1750
MES, mg/l	21	-	21	-
Turbidez, FTU	59	3	54	3
DQO, mg/l	123	67	129	60
COT, mg/l	23,5	22,9	23,9	23,5
CT, mg/l	145,6	145,2	145,8	145,2
Cl, mg/l	122,1	122,3	121,9	121,7
N-NH ₃ , mg/l	39,0	34,7	39,0	34,5
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	0,02	0,01	0,02	0,01
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	15	15	15	12,5
PO ₄ ³⁻ , mg/l	40,3	37,5	41,7	39,2

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.4 Microfiltración de agua residual depurada (M14)
 $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Parámetros	A	P	A	P
	$U_G = 0,0 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,81	8,64	8,90	8,89
Conductividad, mS/cm	1590	1410	1590	1380
MES, mg/l	44	-	50	-
Turbidez, FTU	62	8	65	7
DQO, mg/l	131	45	127	41
COT, mg/l	20,4	14,5	29,7	16,5
CT, mg/l	133,6	110,5	115,8	104,1
Cl, mg/l	113,2	96,1	86,2	87,6
N-NH ₃ , mg/l	32,2	26,9	26,9	25,8
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	0,05	0,04	0,08	0,08
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	0,4	0,0	0,6	0,1
PO ₄ ³⁻ , mg/l	48,5	38,7	42,4	35,3

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.5 Microfiltración de agua residual depurada (M14)
 $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

Parámetros	A	P	A	P
	$U_G = 0,0 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,72	8,21	8,98	8,78
Conductividad, mS/cm	1570	1510	1590	1500
MES, mg/l	78	-	75	-
Turbidez, FTU	155	4	217	5
DQO, mg/l	301	23	251	44
COT, mg/l	32,0	13,5	20,9	11,1
CT, mg/l	140,6	103,4	131,4	105,0
Cl, mg/l	108,6	89,9	110,5	93,9
N-NH ₃ , mg/l	34,1	26,7	34,8	30,4
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	0,06	0,08	0,12	0,16
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	0,4	0,3	0,3	0,3
PO ₄ ³⁻ , mg/l	28,6	28,4	29,1	28,7

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.6 Microfiltración de agua residual depurada (M14)
 $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

Parámetros	A	P	A	P
	$U_G = 0,0 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,29	8,30	8,42	8,45
Conductividad, mS/cm	1570	1540	1560	1530
MES, mg/l	42	-	41	-
Turbidez, FTU	60	7	59	8
DQO, mg/l	130	48	125	50
COT, mg/l	21,5	10,4	20,5	11,2
CT, mg/l	115,7	98,3	116,0	99,5
Cl, mg/l	94,2	87,9	95,5	88,3
N-NH ₃ , mg/l	31,2	29,5	32,1	28,9
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	0,04	0,04	0,05	0,04
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	0,4	0,5	0,3	0,5
PO ₄ ³⁻ , mg/l	29,5	28,3	30,1	29,6

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.7 Microfiltración de agua residual depurada (M14)
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Parámetros	A	P	A	P
	$U_G = 0,0 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,25	8,40	8,73	8,70
Conductividad, mS/cm	1620	1620	1610	1600
MES, mg/l	31	-	49	-
Turbidez, FTU	51	5	78	5
DQO, mg/l	75	33	111	27
COT, mg/l	65,5	4,1	16,2	11
CT, mg/l	186,4	125,4	128,6	118,7
Cl, mg/l	120,9	121,3	112,4	107,7
N-NH ₃ , mg/l	71,3	41,5	36,8	39,3
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	0,19	0,11	0,38	0,21
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	0,6	0,6	1,5	3,3
PO ₄ ³⁻ , mg/l	23,1	17,6	28,7	19,5

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.8 Microfiltración de agua residual depurada (M14)
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

Parámetros	A	P	A	P
	$U_G = 0,0 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,74	8,46	8,71	8,47
Conductividad, mS/cm	1590	1550	1570	1510
MES, mg/l	22	-	10	-
Turbidez, FTU	52	4	33	5
DQO, mg/l	57	14	45	21
COT, mg/l	44,5	24,5	32,9	15,0
CT, mg/l	115,1	103,2	112,8	122,7
Cl, mg/l	70,7	78,7	79,9	107,7
N-NH ₃ , mg/l	35,3	37,0	35,5	36,0
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	0,38	0,38	0,28	0,25
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	9,0	7,5	6,5	9,5
PO ₄ ³⁻ , mg/l	23,5	21,5	22,0	18,3

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.9 Microfiltración de agua residual depurada (M14)
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

Parámetros	A	P	A	P
	$U_G = 0,0 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,75	8,73	8,74	8,74
Conductividad, mS/cm	1680	1650	1670	1640
MES, mg/l	29	-	31,96	-
Turbidez, FTU	77	4	82	6
DQO, mg/l	84	25	84	22
COT, mg/l	40,5	16,5	39,9	15,6
CT, mg/l	134,9	125,6	135,2	140,4
Cl, mg/l	94,4	109,1	95,4	124,7
N-NH ₃ , mg/l	41,0	35,0	41,0	41,0
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	0,35	2,25	0,35	0,25
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	7,0	7,0	6,8	9,0
PO ₄ ³⁻ , mg/l	29,8	29,5	29,8	30,0

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.10 Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14)
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

	A	P	A	P	A	P
Parámetros	$U_G = 0 \text{ m/s}$		$U_G = 0,3 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,26	8,57	8,79	8,72	8,98	9,04
Conductividad, mS/cm	1627	1534	1559	1483	1536	1503
Turbidez, FTU	16	4	18	6	20	7
Turbidez, NTU	2,3	0,1	2,4	0,3	4,4	0,1
DQO, mg/l	43	18	47	29	51	21
COT, mg/l	17,5	9,2	17,7	11,7	19,5	11,0

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.11 Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14)
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

	A	P	A	P	A	P
Parámetros	$U_G = 0 \text{ m/s}$		$U_G = 0,3 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,5	8,99	8,94	8,66	8,92	8,79
Conductividad, mS/cm	1657	1451	1523	1474	1526	1483
Turbidez, FTU	22	5	19	7	21	7
Turbidez, NTU	3,6	0,8	3,2	0,3	3,5	0,4
DQO, mg/l	52	12	54	25	56	30
COT, mg/l	20,3	9,8	21,2	12,0	20,8	13,3

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.12 Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14)
 $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

	A	P	A	P	A	P
Parámetros	$U_G = 0 \text{ m/s}$		$U_G = 0,3 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,73	8,41	8,89	8,51	8,99	8,83
Conductividad, mS/cm	1664	1510	1592	1513	1617	1537
Turbidez, FTU	23	6	24	6	26	6
DQO, mg/l	49	25	58	27	50	25
COT, mg/l	26,0	13,0	21,5	11,4	23,1	11,9

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.13 Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14)
 $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

	A	P	A	P	A	P
Parámetros	$U_G = 0 \text{ m/s}$		$U_G = 0,3 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,86	8,93	8,86	8,76	8,94	8,57
Conductividad, mS/cm	1676	1525	1619	1531	1631	1562
Turbidez, FTU	20	6	20	7	21	7
Turbidez, NTU	3,2	0,4	3,7	0,3	3,4	0,5
DQO, mg/l	58	23	60	25	61	24
COT, mg/l	18,7	11,7	19,9	12,3	19,8	13,3

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.14 Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14)
 $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

Parámetros	A	P	A	P	A	P
	$U_G = 0 \text{ m/s}$		$U_G = 0,3 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,76	8,89	8,9	8,97	9,02	8,94
Conductividad, mS/cm	1665	1543	1680	1547	1672	1559
Turbidez, FTU	20	5	24	5	25	7
Turbidez, NTU	3,2	0,5	4,1	0,3	4,2	0,2
DQO, mg/l	48	24	54	22	51	24
COT, mg/l	19,9	13,3	21,8	10,2	21,7	10,8

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.15 Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14)
 $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

Parámetros	A	P	A	P	A	P
	$U_G = 0 \text{ m/s}$		$U_G = 0,3 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,63	8,95	8,96	9,07	9,07	8,98
Conductividad, mS/cm	1679	1576	1677	1576	1676	1560
Turbidez, FTU	20	5	25	5	23	6
Turbidez, NTU	3,2	0,4	4,5	0,5	3,6	0,5
DQO, mg/l	59	20	53	17	49	24
COT, mg/l	24,4	9,5	23,3	10,4	22,9	12,1

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.16 Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14)
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

	A	P	A	P	A	P
Parámetros	$U_G = 0 \text{ m/s}$		$U_G = 0,3 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,63	8,80	8,94	8,85	8,90	9,02
Conductividad, mS/cm	1659	1607	1685	1605	1677	1613
Turbidez, FTU	21	8	36	8	22	9
Turbidez, NTU	4,5	0,4	9,3	0,7	3,8	0,3
DQO, mg/l	59	29	78	37	59	36
COT, mg/l	20,3	13,8	28,9	14,0	20,5	13,4

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.17 Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14)
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

	A	P	A	P	A	P
Parámetros	$U_G = 0 \text{ m/s}$		$U_G = 0,3 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	8,78	8,89	8,99	8,90	9,06	9,03
Conductividad, mS/cm	1668	1581	1648	1571	1618	1597
Turbidez, FTU	20	8	25	7	21	6
Turbidez, NTU	3,6	0,3	5,2	0,5	4,1	0,3
DQO, mg/l	45	27	48	21	54	25
COT, mg/l	20,0	12,3	22,7	12,1	20,6	12,3

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 4.18 Microfiltración de agua residual depurada prefiltrada (M14)
 $U_L = 3 \text{ m/s}$; $\Delta P = 3 \text{ bares}$

Parámetros	A	P	A	P	A	P
	$U_G = 0 \text{ m/s}$		$U_G = 0,3 \text{ m/s}$		$U_G = 3,2 \text{ m/s}$	
pH	9,00	8,95	8,99	8,88	8,96	8,70
Conductividad, mS/cm	1670	1555	1651	1575	1649	1589
Turbidez, FTU	21	4	21	5	23	6
Turbidez, NTU	3,9	0,2	4,3	0,1	4,8	0,5
DQO, mg/l	49	27	46	26	53	24
COT, mg/l	21,4	9,8	21,3	10,8	21,9	11,9

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 5.1 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 1 \text{ m/s}$; $U_G = 0 \text{ m/s}$

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %					
	Presión transmembranaria, bar					
	1	2	3	4	5	6
15	34,72	47,14	69,99	67,04	65,50	65,50
60	42,40	54,05	70,24	67,54	64,47	64,47
120	44,52	56,49	69,87	67,50	66,65	66,65

Tabla 5.2 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 2 \text{ m/s}$; $U_G = 0 \text{ m/s}$

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %					
	Presión transmembranaria, bar					
	1	2	3	4	5	6
15	37,92	55,11	57,34	24,31	33,05	23,56
60	52,34	60,47	65,12	58,26	43,89	35,19
120	54,78	72,62	71,66	69,69	45,42	41,67

Tabla 5.3 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 3 \text{ m/s}$; $U_G = 0 \text{ m/s}$

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %					
	Presión transmembranaria, bar					
	1	2	3	4	5	6
15	62,22	62,74	55,52	15,57	25,44	16,21
60	65,2	62,54	59,98	26,55	32,03	21,81
120	66,84	63,02	63,91	29,93	34,16	25,65

Tabla 5.4 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	34,72	29,99	26,02	33,99	31,78
60	42,40	32,42	41,19	42,32	40,64
120	44,52	38,34	46,24	45,91	48,09

Tabla 5.5 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	47,14	37,40	24,10	35,09	33,43
60	54,05	41,26	28,46	37,06	35,31
120	56,49	42,69	35,12	37,85	35,45

Tabla 5.6 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 3$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	69,99	31,72	34,08	40,46	26,72
60	70,24	32,20	34,36	43,47	33,64
120	69,87	33,00	38,90	51,09	36,52

Tabla 5.7 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 4$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	67,04	16,97	24,73	20,62	28,54
60	67,54	18,73	25,85	22,55	31,29
120	67,50	25,64	25,90	24,21	32,48

Tabla 5.8 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 5$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	65,50	20,08	30,75	29,47	27,95
60	64,47	20,86	32,97	31,39	27,03
120	66,65	25,98	34,11	34,65	37,27

Tabla 5.9 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	37,92	49,26	37,64	54,4	34,43
60	52,34	50,23	40,69	54,18	55,18
120	54,78	50,06	46,55	54,46	55,84

Tabla 5.10 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	55,11	42,69	39,32	46,65	46,23
60	60,47	46,77	40,76	47,22	50,15
120	72,62	47,75	43,25	49,64	49,89

Tabla 5.11 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 3$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	57,34	42,34	33,56	34,06	31,54
60	65,12	45,17	37,04	41,73	35,20
120	71,66	48,33	39,58	41,63	39,46

Tabla 5.12 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 4$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	24,31	30,68	29,09	42,02	46,59
60	58,26	43,23	35,74	41,81	46,90
120	69,69	46,78	44,33	46,82	53,03

Tabla 5.13 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 5$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	33,05	26,00	45,84	43,23	47,15
60	43,89	33,29	48,34	43,98	49,10
120	45,42	44,66	49,15	45,85	51,38

Tabla 5.14 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	37,92	62,12	63,60	33,67	23,24
60	52,34	63,00	66,42	69,59	67,50
120	54,78	65,17	67,99	70,64	68,56

Tabla 5.15 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	62,74	63,96	64,94	65,61	66,89
60	62,54	64,58	64,22	66,95	68,08
120	63,02	64,78	64,94	67,01	69,05

Tabla 5.16 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 3$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	55,52	57,96	58,76	55,15	59,18
60	59,98	59,37	58,86	59,39	60,77
120	63,91	57,95	60,69	59,71	62,21

Tabla 5.17 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 4$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	15,57	38,68	54,38	52,98	62,52
60	26,55	38,61	54,49	53,98	65,09
120	29,93	45,98	54,73	55,51	66,23

Tabla 5.18 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M2). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 5$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	25,44	54,62	57,58	62,24	60,95
60	32,03	55,09	60,68	63,09	61,93
120	34,16	59,21	61,38	63,33	63,46

Tabla 5.19 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 1$ m/s; $U_G = 0$ m/s

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %					
	Presión transmembranaria, bar					
	1	2	3	4	5	6
15	9,21	8,9	8,49	7,86	1,21	0,18
60	4,51	4,76	8,84	6,40	1,38	0,52
120	5,97	5,50	7,60	8,09	2,74	1,12

Tabla 5.20 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 2$ m/s; $U_G = 0$ m/s

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %					
	Presión transmembranaria, bar					
	1	2	3	4	5	6
15	13,29	9,88	0,143	0,80	4,98	1,22
60	22,70	15,37	2,31	1,01	3,81	3,19
120	23,90	16,05	1,93	2,25	2,88	5,23

Tabla 5.21 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 3$ m/s; $U_G = 0$ m/s

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %					
	Presión transmembranaria, bar					
	1	2	3	4	5	6
15	2,14	0,67	13,21	3,36	7,83	1,07
60	2,10	1,67	17,91	9,43	15,17	4,15
120	3,03	1,46	-	21,30	18,20	6,79

Tabla 5.22 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	9,21	4,89	3,86	4,24	4,98
60	4,51	4,16	5,16	1,48	6,44
120	5,97	4,32	6,16	0,54	8,27

Tabla 5.23 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	8,90	10,50	6,24	19,50	31,91
60	4,76	13,25	11,96	23,72	29,64
120	5,50	13,64	20,18	9,42	28,74

Tabla 5.24 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 3$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	8,49	4,68	4,84	9,41	27,20
60	8,84	3,75	7,90	9,20	26,60
120	7,60	4,83	12,15	20,72	29,60

Tabla 5.25 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 4 \text{ bares}$

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	7,86	7,36	0,08	6,76	6,35
60	6,40	4,26	1,59	11,88	6,81
120	8,09	10,16	0,52	14,23	8,53

Tabla 5.26 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 5 \text{ bares}$

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	1,21	4,00	4,91	2,44	7,25
60	1,38	1,42	7,88	2,95	9,14
120	2,74	2,54	9,01	3,60	11,9

Tabla 5.27 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	13,29	19,40	54,88	64,4	57,50
60	22,70	23,90	36,46	64,14	59,00
120	23,90	20,74	42,52	70,40	60,00

Tabla 5.28 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	9,88	11,35	5,58	12,30	29,17
60	15,37	7,51	9,85	10,90	30,66
120	16,05	7,53	13,06	21,32	34,80

Tabla 5.29 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 3$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	0,14	-	2,04	5,43	2,53
60	2,31	3,24	2,71	3,93	3,86
120	1,93	3,28	3,27	4,73	7,25

Tabla 5.30 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 4$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	0,80	4,19	7,93	4,71	7,39
60	1,01	4,85	2,47	5,71	5,84
120	2,25	6,52	5,22	10,72	13,07

Tabla 5.31 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 5$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	4,98	5,44	3,58	9,57	7,28
60	3,81	6,48	3,94	6,32	-
120	2,88	7,61	4,44	7,15	6,05

Tabla 5.32 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	2,14	16,25	20,80	32,10	28,71
60	2,10	25,56	28,42	25,45	27,36
120	3,03	24,54	24,27	8,99	25,00

Tabla 5.33 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	0,67	6,32	1,85	13,11	19,28
60	1,67	9,00	4,34	11,80	13,22
120	1,46	9,59	18,22	14,04	15,28

Tabla 5.34 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 3$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	13,21	4,11	4,83	6,63	9,23
60	17,91	3,73	5,67	8,67	9,26
120	-	7,15	4,77	10,54	11,45

Tabla 5.35 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 4$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	3,36	12,85	6,03	9,19	1,79
60	9,43	6,17	4,65	5,33	7,97
120	21,30	9,20	8,93	8,46	11,04

Tabla 5.36 Medidas de la tasa de rechazo. Ultrafiltración de disolución de dextrano (M9). $U_L = 3$ m/s; $\Delta P = 5$ bares

Tiempo de operación, min	Tasa de rechazo (T_r), %				
	Velocidad de la fase gaseosa, m/s				
	0,0	0,3	1,2	2,0	3,2
15	7,83	5,51	9,25	6,55	6,61
60	15,17	8,32	5,12	6,70	5,73
120	18,20	8,97	7,37	9,41	8,72

INFLUENCIA DEL TIPO DE GAS EN LA FILTRACION BIFÁSICA DE AGUA RESIDUAL

Una vez visto que la introducción de una corriente de aire en el interior de la membrana consigue mejorar notablemente la microfiltración de agua residual depurada, se ha creído conveniente determinar si la sustitución de dicho gas por nitrógeno u oxígeno puede modificar en algún grado la depuración del agua residual o los flujos de filtración, así como estimar en que grado el oxígeno contenido en el aire influye en el proceso. Para ello, se han realizado nuevos ensayos de microfiltración de agua residual depurada, empleando nitrógeno y oxígeno. En estas experiencias se ha analizado la evolución del flujo de permeado y la selectividad de la membrana, y los datos obtenidos pueden ser consultados en su totalidad en el anexo VI.

En la utilización del nitrógeno, los resultados alcanzados no presentan novedades con respecto al uso con aire comprimido, desde el punto de vista del flujo (Figuras 6.1). Por tanto, se puede decir sin equivocarse, que el oxígeno contenido en el aire inyectado en las primeras experiencias de microfiltración no produce ningún efecto particular sobre la operación. De hecho, cuando los ensayos de microfiltración se realizan inyectando solamente oxígeno, la evolución del flujo de permeado es prácticamente la misma que en el caso de emplear nitrógeno o aire, si bien los valores son ligeramente inferiores (Figuras 6.2). Este hecho puede deberse a la diferente solubilidad en agua del oxígeno y del nitrógeno.

En cuanto a la selectividad de la membrana, ésta no se ve afectada por el tipo de gas a inyectar, siendo similar para el nitrógeno y el oxígeno (Tablas

6.15 a 6.20). En el caso del oxígeno, en que pudiera pensarse en un primer momento que la depuración de la alimentación sería mayor, no hay una modificación especial de la selectividad normal de la membrana, pues dado el gran tamaño de las burbujas de Taylor, que son las encargadas de transportar el mayor volumen de gas ; la transferencia de oxígeno a la fase líquida es un proceso lento para poder ser apreciado en el tiempo que dura la filtración. Por tanto, para que además de mejorar la filtración, mejorase la depuración al inyectar oxígeno, dicha inyección debería prolongarse por muchas horas, incluso días, para que se pudiera apreciar alguna evolución significativa en la población de la flora microbiana y en los parámetros que definen la calidad del agua.

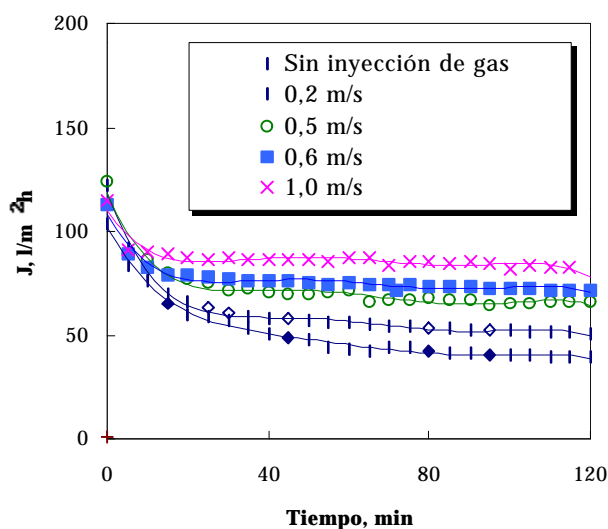


Figura 6.1 Evolución del flujo de permeado, para diferentes velocidades de nitrógeno inyectado. Microfiltración bifásica de agua residual depurada (M14). $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$.

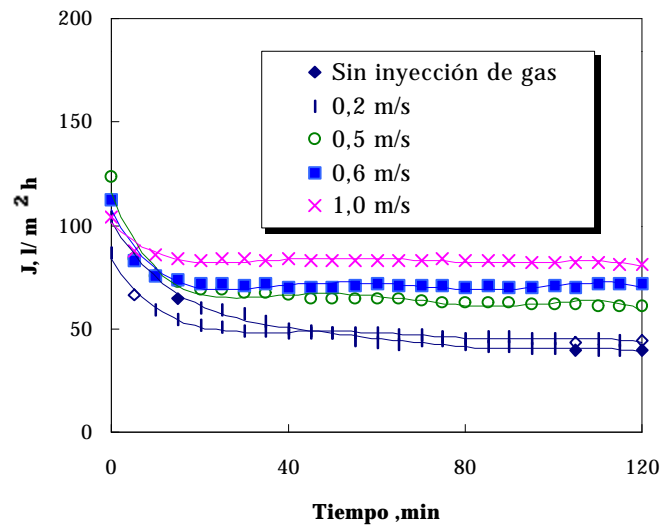


Figura 6.2 Evolución del flujo de permeado, para diferentes velocidades de oxígeno inyectado. Microfiltración bifásica de agua residual depurada (M14). $U_L = 1$ m/s ; $\Delta P = 1$ bar.

Tabla 6.1 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de nitrógeno)
(M14). $U_L = 0,5$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo (min)	J (l/m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	0,2	0,4	0,5
0	140,6	183,4	226,0	213,7
10	65,9	80,4	107,0	120,8
20	49,0	64,6	92,1	101,2
30	43,4	58,6	81,9	92,2
40	38,8	56,4	78,2	88,2
ar50	34,6	54,2	75,1	84,2
60	37,3	53,9	72,6	81,6
70	28,2	51,0	70,6	78,8
80	25,8	51,1	69,3	78,2
90	30,7	46,9	66,6	77,5
100	23,9	49,4	59,3	75,0
110	27,5	48,2	58,2	73,
120	25,4	47,4	58,0	73,5

Tabla 6.2 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de nitrógeno)
(M14). $U_L = 0,7$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo (min)	J (l/m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	0,2	0,3	0,4
0	118,0	115,8	143,6	146,2
10	62,6	71,0	92,7	99,2
20	49,2	65,3	76,7	89,0
30	41,0	61,0	71,7	83,5
40	36,8	57,3	68,8	80,4
50	33,4	53,7	66,9	78,1
60	31,2	50,4	65,1	76,8
70	30,2	47,2	63,9	75,2
80	27,8	46,1	63,0	74,2
90	27,1	46,2	61,8	72,8
100	27,0	45,4	61,5	72,0
110	25,4	44,2	61,0	77,4
120	24,9	44,6	60,2	70,3

Tabla 6.3 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de nitrógeno)
(M14). $U_L = 0,7$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J (l/m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	0,2	0,3	0,4
0	153,8	170,7	178,0	179,0
10	69,5	85,1	99,0	103,7
20	51,4	67,2	81,3	97,4
30	43,0	58,0	74,6	87,8
40	37,8	55,9	69,6	84,3
50	34,6	54,8	68,5	81,7
60	32,6	51,6	66,8	79,3
70	30,9	51,0	65,6	75,9
80	29,4	50,4	64,3	76,2
90	28,3	49,6	63,4	75,0
100	27,6	49,4	61,4	74,2
110	26,8	47,9	61,4	73,4
120	26,1	48,1	60,6	73,4

Tabla 6.4 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de nitrógeno)
(M14). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

J (l/ m² h)						
Tiempo (min)	U_G (m/s)					
	0,0	0,2	0,5	0,6	1,0	1,2
0	103,8	122,1	123,8	112,6	114,8	168,2
10	76,1	79,0	86,2	82,6	89,8	103,7
20	59,6	65,6	77,0	78,6	87,1	98,0
30	56,9	60,6	71,4	77,3	86,9	96,6
40	50,2	57,7	70,6	76,3	86,2	93,8
50	48,2	57,2	70,0	75,4	85,8	91,3
60	43,5	55,6	71,4	75,2	87,3	89,8
70	44,0	54,5	66,6	74,7	83,9	88,4
80	42,1	53,4	67,4	73,2	85,3	87,4
90	41,3	52,6	66,6	73,1	85,0	87,4
100	40,6	52,3	65,5	72,7	82,1	85,9
110	39,6	51,2	65,7	72,0	83,0	86,2
120	39,3	50,4	65,0	72,7	82,8	85,0

Tabla 6.5 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de nitrógeno)
(M14). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J (l / m ² h)				
	U _G (m/s)				
	0,0	0,2	0,5	0,6	1,0
0	183,2	144,1	205,9	170,2	183,4
10	69,0	72,9	97,3	92,7	99,3
20	53,0	64,3	82,5	81,3	87,4
30	46,0	61,0	76,1	75,4	79,8
40	42,0	59,4	72,8	73,0	75,2
50	38,0	56,7	70,9	71,2	73,0
60	38,6	57,3	68,5	68,6	71,6
70	37,2	54,9	66,1	63,8	68,2
80	37,0	55,0	64,6	63,7	66,7
90	35,4	52,9	63,4	69,1	66,6
100	35,8	50,3	61,7	67,1	65,5
110	36,0	51,4	60,0	65,2	64,2
120	35,0	50,1	60,3	65,2	64,2

Tabla 6.6 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de nitrógeno)
(M14). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo (min)	J (l/m ² h)			
	U_G (m/s)			
	0,0	0,2	0,5	1,0
0	136,4	158,2	179,3	207,8
10	89,7	105,2	109,7	130,8
20	79,8	95,4	103,5	124,6
30	74,6	90,6	98,2	119,5
40	73,1	87,8	95,5	116,9
50	71,5	86,4	94,3	111,0
60	69,5	83,4	92,2	109,5
70	67,8	81,8	90,6	108,3
80	67,0	81,0	90,7	106,7
90	65,8	80,5	88,6	106,3
100	64,6	78,2	87,9	104,6
110	65,0	77,1	86,6	104,7
120	65,0	76,0	87,7	104,7

Tabla 6.7 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de nitrógeno)
(M14). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J (l/m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	0,2	0,5	1,0
0	219,0	207,6	212,2	214,2
10	112,3	120,5	130,1	133,4
20	93,2	104,9	115,8	121,4
30	85,1	99,4	108,2	114,0
40	76,9	93,4	104,0	110,6
50	78,6	90,9	101,4	108,6
60	75,6	88,8	98,0	104,6
70	74,5	87,0	96,6	101,8
80	70,5	85,5	93,9	100,7
90	69,6	84,6	92,7	98,8
100	70,3	82,6	90,4	98,0
110	68,5	80,3	89,6	98,0
120	67,6	80,4	89,3	98,0

Tabla 6.8 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de oxígeno)
(M14). $U_L = 0,5$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo (min)	J (l/m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	0,2	0,4	0,5
0	140,6	167,8	221,0	213,7
10	65,9	88,5	102,0	115,8
20	49,0	67,6	87,1	96,2
30	43,4	58,4	76,9	87,2
40	38,8	52,9	73,2	83,2
50	34,6	49,9	70,1	79,2
60	37,3	48,8	67,6	76,6
70	28,2	46,9	65,6	73,8
80	25,8	46,5	64,3	73,2
90	30,7	45,5	63,6	72,5
100	23,9	45,3	63,8	70,0
110	27,5	44,6	63,8	68,4
120	25,4	44,4	63,8	68,5

Tabla 6.9 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de oxígeno)
(M14). $U_L = 0,7$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo (min)	J (l/m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	0,2	0,3	0,4
0	118,0	108,6	138,5	139,2
10	62,6	68,4	86,6	91,7
20	49,2	58,6	71,0	82,0
30	41,0	53,8	65,8	77,9
40	36,8	51,0	64,2	75,4
50	33,4	49,2	61,1	73,5
60	31,2	47,8	60,3	72,3
70	30,2	46,9	59,7	71,1
80	27,8	45,9	58,3	68,9
90	27,1	45,3	58,3	69,2
100	27,0	44,8	56,9	66,4
110	25,4	44,1	56,6	66,7
120	24,9	43,6	56,6	64,6

Tabla 6.10 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de oxígeno)
(M14). $U_L = 0,7$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J (l/m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	0,2	0,3	0,4
0	153,8	165,4	175,7	194,0
10	69,5	80,9	92,2	103,0
20	51,4	65,2	75,6	88,2
30	43,0	58,2	68,2	82,5
40	37,8	54,9	64,5	77,7
50	34,6	53,3	62,0	74,9
60	32,6	51,4	61,0	72,8
70	30,9	51,1	58,9	72,5
80	29,4	50,2	58,2	68,8
90	28,3	48,7	58,1	67,0
100	27,6	48,0	57,0	68,1
110	26,8	47,0	55,4	64,7
120	26,1	46,6	55,4	64,2

Tabla 6.11 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de oxígeno)
(M14). $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)				
	U_G (m/s)				
	0,0	0,2	0,5	0,6	1,0
0	103,8	86,3	123,1	112,9	104,2
10	76,1	58,9	75,4	75,8	85,3
20	59,6	51,8	69,3	71,9	83,4
30	56,9	49,3	67,3	70,9	83,6
40	50,2	48,1	66,6	70,1	83,8
50	48,2	47,5	64,7	70,4	82,5
60	43,5	47,5	64,2	71,5	83,4
70	44,0	46,7	63,3	70,6	83,3
80	42,1	45,4	62,5	70,4	82,5
90	41,3	45,8	62,4	70,1	82,6
100	40,6	45,4	62,2	70,8	82,4
110	39,6	44,8	61,3	71,4	82,1
120	39,3	43,9	60,6	70,6	80,9

Tabla 6.12 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de oxígeno)
(M14). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	0,2	0,5	0,6
0	183,2	102,7	161,4	156,6
10	69,0	72,1	75,2	101,5
20	53,0	63,9	67,4	85,0
30	46,0	61,1	66,5	78,4
40	42,0	59,0	63,8	74,1
50	38,0	56,9	63,4	71,5
60	38,6	55,1	60,7	68,6
70	37,2	54,6	59,2	66,8
80	37,0	52,9	59,2	65,9
90	35,4	51,8	58,7	64,1
100	35,8	50,4	58,6	61,3
110	36,0	50,0	58,5	61,1
120	35,0	49,5	58,7	59,5

Tabla 6.13 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de oxígeno)
(M14). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	0,2	0,5	1,0
0	136,4	135,5	147,3	156,3
10	89,7	96,1	101,7	126,8
20	79,8	87,8	95,5	111,9
30	74,6	83,0	90,2	111,0
40	73,1	81,4	87,5	108,5
50	71,5	78,5	86,3	107,0
60	69,5	75,4	84,2	106,6
70	67,8	73,8	82,6	104,8
80	67,0	71,8	82,7	105,4
90	65,8	71,2	80,6	104,7
100	64,6	70,3	79,9	104,7
110	65,0	68,9	78,6	104,7
120	65,0	67,9	78,1	104,7

Tabla 6.14 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de oxígeno)
(M14). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Tiempo (min)	J (l/ m ² h)			
	U _G (m/s)			
	0,0	0,2	0,5	1,0
0	219,0	174,0	181,7	214,8
10	112,3	126,8	129,4	121,0
20	93,2	112,7	115,9	113,4
30	85,1	106,7	110,9	111,0
40	76,9	101,7	104,9	108,6
50	78,6	89,7	99,0	106,2
60	75,6	87,2	96,6	105,0
70	74,5	83,2	92,7	104,2
80	70,5	82,0	92,8	104,7
90	69,6	80,0	91,6	100,7
100	70,3	78,3	90,7	97,0
110	68,5	77,3	89,1	96,2
120	67,6	77,4	87,5	96,0

Tabla 6.15 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de nitrógeno y oxígeno) (M14). $U_L = 0,7$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Parámetros	A	P	A	P	A	P
	$U_G = 0,0$ m/s		$U_{GN} = 0,4$ m/s		$U_{GO} = 0,4$ m/s	
pH	8,37	8,09	8,63	8,08	8,73	8,41
Conductividad, mS/cm	1730	1700	1740	1710	1750	1700
MES, mg/l	18	-	18	-	18	-
Turbidez, FTU	44	3	31	5	32	5
DQO, mg/l	82	28	81	24	65	17
COT, mg/l	27,8	17,7	21,52	-	22,7	14,38
N-NH ₃ , mg/l	29,75	27,75	31,4	31,3	31	29,6
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	3,7	3,35	2,7	0,53	2	2,6
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	3,2	4,2	3,8	3	3,2	3,4
PO ₄ ³⁻ , mg/l	35,5	27	24,9	23,4	27	26,7

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 6.16 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de nitrógeno y oxígeno) (M14). $U_L = 0,7$ m/s; $\Delta P = 2$ bares

Parámetros	A	P	A	P	A	P
	$U_G = 0,0$ m/s		$U_{GN} = 0,4$ m/s		$U_{GO} = 0,4$ m/s	
pH	8,19	8,06	8,65	8,54	8,45	8,28
Conductividad, mS/cm	1790	1780	1780	1730	1800	1790
MES, mg/l	7	-	11	-	11	-
Turbidez, FTU	33	3	38	3	44	4
DQO, mg/l	68	27	58	19	59	19
COT, mg/l	21,6	15,3	21,9	12,7	21,2	12,9
N-NH ₃ , mg/l	25,2	21,7	29,3	27,5	26,3	25,8
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	0,59	1,08	0,31	1,64	0,96	0,9
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	4,2	11,4	2	11,8	5,5	13,5
PO ₄ ³⁻ , mg/l	45,4	26,7	35,4	28,8	41,2	40,3

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 6.17 a Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de nitrógeno y oxígeno) (M14). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Parámetros	A	P	A	P	A	P
	$U_G = 0,0$ m/s		$U_{GN} = 1,0$ m/s		$U_{GO} = 1,0$ m/s	
pH	8,45	8,61	8,84	8,64	8,88	8,72
Conductividad, mS/cm	1700	1670	1740	1750	1720	1730
MES, mg/l	22	-	23	-	16,8	-
Turbidez, FTU	42	4	52	4	54	3
DQO, mg/l	77	-	86	33	66	10
COT, mg/l	24,4	23,7	26,8	21,3	27,8	13,3
N-NH ₃ , mg/l	35,8	35,0	43,0	35,3	35,2	34
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	0,32	0,22	0,16	0,15	1,96	1,8
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	lang10 34 1,0	0,5	0,7	0,8	3,7	3,5
PO ₄ ³⁻ , mg/l	27,8	22,3	41,3	28,0	39,2	31,5

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 6.17 b Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de nitrógeno y oxígeno) (M14). $U_L = 1$ m/s; $\Delta P = 1$ bar

Parámetros	A	P	A	P	A	P
	$U_{GO} = 0,3$ m/s		$U_{GO} = 0,4$ m/s		$U_{GO} = 0,6$ m/s	
pH	8,72	8,59	8,79	8,51	8,89	8,78
Conductividad, mS/cm	1760	1720	1620	1620	1680	1690
MES, mg/l	29	-	19,2	-	14,4	-
Turbidez, FTU	51	6	43	2	49	4
DQO, mg/l	84	22	70	18	59	21
COT, mg/l	25,6	17,5	11,1	11,5	29,1	13,3
N-NH ₃ , mg/l	39,0	36,8	35,5	33	36,5	34,25
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	0,33	0,21	0,565	0,49	0,77	0,7
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	0,9	0,5	1,4	1	1,9	1,5
PO ₄ ³⁻ , mg/l	35,5	31,3	31	21,75	36	35,75

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 6.18 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de nitrógeno y oxígeno) (M14). $U_L = 1 \text{ m/s}$; $\Delta P = 2 \text{ bares}$

Parámetros	A	P	A	P	A	P
	$U_G = 0,0 \text{ m/s}$		$U_{GN} = 0,6 \text{ m/s}$		$U_{GO} = 0,6 \text{ m/s}$	
pH	8,65	7,79	8,62	8,79	9,04	8,61
Conductividad, mS/cm	1770	1810	174 0	1650	1720	1780
MES, mg/l	21	0	24	0	24	0
Turbidez, FTU	52	2	52	4	67	6
DQO, mg/l	70	25	91		106	35
COT, mg/l	28,1	13,1	28,2	15,7	36,5	16,3
N-NH ₃ , mg/l	34,5	33,0	35,5	29,8	31,3	28,8
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	1,18	0,95	1,04	1,56	3,03	2,33
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	3,0	25,0	2,1	2,6	5,2	22,0
PO ₄ ³⁻ , mg/l	63,8	25,5	34,8	26,5	40,5	30,0

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 6.19 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de nitrógeno y oxígeno) (M14). $U_L = 2 \text{ m/s}$; $\Delta P = 1 \text{ bar}$; $T = 25^\circ\text{C}$

Parámetros	A	P	A	P	A	P
	$U_G = 0,0 \text{ m/s}$		$U_{GN} = 1,0 \text{ m/s}$		$U_{GO} = 1,0 \text{ m/s}$	
pH	8,54	8,49	9	8,7	8,9	8,71
Conductividad, mS/cm	1630	1610	1580	1550	1650	1630
MES, mg/l	17,6	-	16	-	19,6	-
Turbidez, FTU	45	4	51	3	61	3
DQO, mg/l	91	32	86	29	89	30
COT, mg/l	27,7	15,9	29,7	16,0	30,9	17,3
N-NH ₃ , mg/l	39,0	37,5	36,8	34,2	37,8	36,0
N-NO ₂ ⁻ , mg/l	0,14	0,14	0,33	0,29	1,00	0,90
N-NO ₃ ⁻ , mg/l	0,8	0,3	1,0	0,9	4,4	3
PO ₄ ³⁻ , mg/l	34,0	26,5	35,0	28,8	38,8	28,5

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 6.20 Microfiltración de agua residual depurada (Inyección de nitrógeno y oxígeno) (M14). $U_L = 2$ m/s; $\Delta P = 2$ bares; $T = 25^\circ\text{C}$

Parámetros	A	P	A	P	A	P
	U _g = 0,0 m/s		U _{gN} = 1,0 m/s		U _{gO} = 1,0 m/s	
pH	8,64	7,92	8,12	8,61	8,80	8,47
Conductividad, mS/cm	1670	1680	1720	1630	1700	1680
MES, mg/l	18	-	15	-	24	-
Turbidez, FTU	53	3	36	4	62	6
DQO, mg/l	86	31	84	32	80	30
COT, mg/l	34,8	15,4	26,9	15,6	30,5	15,48
N-NH₃, mg/l	36,5	36,7	39,2	34,7	38,7	35,2
N-NO₂⁻, mg/l	1,50	1,53	0,12	0,71	1,60	0,73
N-NO₃⁻, mg/l	2,9	2,8	0,5	1,8	3,3	2,0
PO₄³⁻, mg/l	38,0	30,5	28,8	24,8	35,8	26,3

NOTA: A:alimentación; P: permeado

Tabla 7.1 Datos de calibración de rotámetro de aire ATP (Platon) de bajo rango

Rotámetro de aire de bajo rango.	
Po= 740 mmHg ; To= 18°C	
División	Q (cm³/ min)
400	542,98
600	738,10
800	952,72
1000	1127,99
1200	1336,07
1400	1554,97
1600	1754,30
1800	1942,80

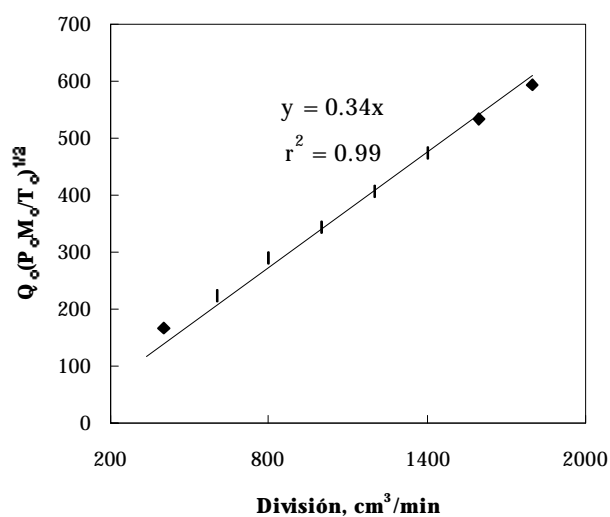


Figura 7.1 Recta de calibración del rotámetro de gas PLATON de bajo rango.

Tabla 7.2. Datos de la calibración del rotámetro de aire de alto rango ATP (Platon)

Rotámetro de aire de alto rango. $P_o = 733 \text{ mmHg}$; $T_o = 20^\circ\text{C}$	
División	Q (cm^3 / min)
1,0	610,57
1,5	1043,42
2,0	2101,48
2,5	2379,93
3,0	2447,23
3,5	2748,19
4,5	3523,57
5,5	3846,38
8,0	5897,79
10,0	7077,34
12,0	10496,06

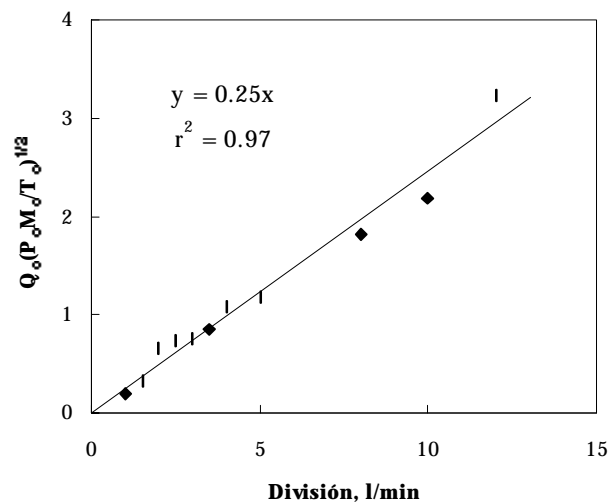


Figura 7.2 Recta de calibrado del rotámetro de gas PLATON de alto rango.