



UNIVERSIDAD CATÓLICA
SAN ANTONIO
UCAM

FACULTAD DE CIENCIAS DE LA SALUD, DE LA
ACTIVIDAD FÍSICA Y DEL DEPORTE

Cátedra de Ingeniería y Toxicología Ambiental

Descontaminación de efluentes de la industria
cervecera mediante el uso de membranas UF
arrolladas en espiral como barrera de seguridad

Rebeca Martínez Martínez-Espejo

Director: Dr. Amalio Garrido Escudero

Murcia, noviembre de 2010



UNIVERSIDAD CATÓLICA
SAN ANTONIO
UCAM

AUTORIZACIÓN DEL DIRECTOR DE LA TESIS PARA SU PRESENTACIÓN

El Dr. D. Amalio Garrido Escudero como Director de la Tesis Doctoral titulada **“Descontaminación de efluentes de la industria cervecera mediante el uso de membranas UF arrolladas en espiral como barrera de seguridad”** realizada por D^a. Rebeca Martínez Martínez-Espejo en la Cátedra de Ingeniería y Toxicología Ambiental, **autoriza su presentación a trámite** dado que reúne las condiciones necesarias para su defensa.

Lo que firmo, para dar cumplimiento a los Reales Decretos 56/2005 y 778/98, en Murcia a 25 de Noviembre de 2010

Dr. D. Amalio Garrido Escudero

Tercer Ciclo. Vicerrectorado de Investigación
Campus de Los Jerónimos. 30107 Guadalupe (Murcia)
Tel. (+34) 968 27 88 22 • Fax (+34) 968 27 85 78 - C. e.: tercerciclo@pdi.ucam.edu

A mis Padres
A Pedro

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar mi más sincero agradecimiento al Dr. D. Amalio Garrido Escudero, director de esta Tesis, por haberme dado la oportunidad de participar en este proyecto, por su asesoramiento científico, dedicación, supervisión y por toda la confianza depositada en mi.

A los Departamentos de Ciencia y Tecnología de los Alimentos y de Nutrición Humana y Dietética, de la Universidad Católica San Antonio de Murcia, por acogerme durante los primeros meses de trabajo y prestar sus instalaciones para la realización de este proyecto. En especial a Gabi y Alfonso, que hicieron que el comienzo fuera menos duro. Y por supuesto a Ana, que me ha apoyado y animado en todo momento.

A la Cátedra de Ingeniería y Toxicología Ambiental, en especial a Raquel por su ayuda y colaboración. Sólo ella sabe como yo, lo que ha sido cargar día tras día con un nevera llena de botellas y pasar horas y horas trabajando a la intemperie, hiciera frío o calor.

A Mari Luz García, del Departamento de Química Agrícola, Geología y Edafología de la Universidad de Murcia, amiga y compañera de promoción, que me ha ayudado de manera desinteresada cuando más perdida me encontraba. Gracias por el asesoramiento estadístico.

Al *Grupo Damm*, por su ayuda en la obtención de datos e información referente a los procesos de tratamiento de aguas residuales en la Industria Cervecera, en especial a Ana Belén.

A la empresa *TriSep Corporation*, en especial a Walter Wesson, por su colaboración en las funciones técnicas y de diseño de la Planta Piloto.

A mis padres, Jose Luís y M^a Dolores, a los que estaré siempre agradecida, porque a ellos les debo todo lo que soy. Por su guía y confianza en la realización de mis sueños. Haber llegado hasta aquí ha sido, única y exclusivamente, gracias a vosotros.

A mis hermanas, Ester, Elena y María, porque ellas lo son todo para mí.

A mi gran amiga María Sánchez, que siempre está ahí cuando la necesito.

Quiero agradecerle especialmente a Pedro su comprensión y paciencia durante todo este tiempo, porque realmente es él quien ha sufrido cada día conmigo, prestándome su apoyo y cariño continuamente. Él es mi mejor amigo, mi marido y quien mejor me conoce, y sabe lo que ha significado para mí haber realizado este proyecto.

A todos y cada uno de los que forman parte de mi gran familia.

A la Universidad Católica San Antonio de Murcia, por su colaboración.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ABREVIATURAS	15
ÍNDICE DE TABLAS.....	17
ÍNDICE DE FIGURAS	23
CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN	29
1. INTRODUCCIÓN.....	31
1.1. Industria cervecera.....	31
1.1.1. Procesos para la elaboración de la cerveza	33
1.1.2. El agua en la industria cervecera	36
1.1.2.1. Consumo de agua	36
1.1.2.2. Agua residual	41
1.1.3. Tratamientos de las aguas residuales	47
1.1.3.1. Pretratamiento.....	48
1.1.3.2. Tratamientos Biológicos.....	50
1.1.3.3. EDARI de la fábrica de cerveza estudiada.....	54
1.1.3.4. Composición de las aguas residuales tratadas.....	56
1.2. Reutilización de Aguas	58
1.2.1. Introducción	58
1.2.2. Potencial y nivel de reutilización del agua residual	61
1.2.3. Aplicaciones de las aguas residuales regeneradas	63
1.2.3.1. Uso urbano.....	64
1.2.3.2. Riego agrícola y de zonas verdes	64
1.2.3.3. Uso ambiental y recreativo.....	75
1.2.3.4. Uso industrial	75
1.2.3.5. Recarga de aguas subterráneas.....	76

1.2.3.6.	Uso para agua potable.....	76
1.3.	Legislación sobre la reutilización de Aguas Residuales	77
1.3.1.	Legislación española sobre reutilización.....	77
1.3.2.	Otras legislaciones sobre reutilización de aguas.....	78
1.4.	Tratamiento de las aguas residuales para su reutilización: Tratamiento terciario	85
1.4.1.	Tecnología de membranas	87
1.4.1.1.	Aspectos de diseño	90
1.4.1.2.	Clasificación de las membranas	93
1.4.1.3.	Membranas de UF aplicables a la descontaminación de aguas residuales	101
CAPÍTULO 2. OBJETIVOS.....		113
2.	OBJETIVOS	115
CAPÍTULO 3. MATERIALES Y MÉTODOS		117
3.	MATERIALES Y MÉTODOS.....	119
3.1.	Tecnología empleada para el tratamiento de agua	119
3.1.1.	Descripción técnica de los equipos empleados	120
3.1.1.1.	Sistemas de prefiltración.....	120
3.1.1.2.	Sistema de Ultrafiltración	124
3.1.1.3.	Especificaciones del proceso de tratamiento propuesto	131
3.2.	Funcionamiento de la planta piloto.....	134
3.2.1.	Descripción del proceso de ultrafiltración	134
3.3.	Planificación de la experimentación.....	139
3.4.	Metodología analítica	143
3.4.1.	Toma de muestras.....	143
3.4.2.	Análisis físico-químico.....	145
3.4.2.1.	DQO	145

3.4.2.2.	DBO ₅	146
3.4.2.3.	Nitrógeno Total Kjeldahl	149
3.4.2.4.	Nitritos (NO ₂ ⁻)	151
3.4.2.5.	Nitratos (NO ₃ ⁻).....	152
3.4.2.6.	Amonio (NH ₄ ⁺)	154
3.4.2.7.	Sólidos totales en suspensión (SST)	156
3.4.2.8.	Turbidez	158
3.4.2.9.	pH.....	159
3.4.2.10.	Conductividad eléctrica.....	159
3.4.2.11.	Alcalinidad.....	160
3.4.2.12.	Dureza	161
3.4.3.	Análisis microbiológico	162
3.4.3.1.	Coliformes totales	162
3.4.3.2.	<i>E.coli</i>	165
3.4.3.3.	<i>Clostridium sulfito-reductores</i>	167
3.4.3.4.	<i>Clostridium perfringens</i>	167
3.4.3.5.	Enterococos fecales	168
3.4.3.6.	Huevos de Nematodos Intestinales	169
3.5.	Análisis estadísticos	170
CAPÍTULO 4. RESULTADOS		173
4.	RESULTADOS.....	175
4.1.	Fase I.....	175
4.1.1.	Caracterización del agua residual	175
4.1.1.1.	Parámetros físico-químicos	175
4.1.1.2.	Parámetros microbiológicos.....	182
4.2.	Fase II.....	188
4.2.1.	Comportamiento general de la membrana de UF.....	188
4.2.1.1.	Membrana de UF ₁	190

4.2.1.2.	Membrana de UF ₂	197
4.2.2.	Estudio del proceso de tratamiento	199
4.2.2.1.	Filtros de anillas +UF ₁	199
4.2.2.2.	Filtro de arena + UF ₁	211
4.2.2.3.	Filtro de arena + UF ₂	226
4.2.3.	Resultados Analíticos	227
4.2.3.1.	Parámetros físico-químicos.....	228
4.2.3.2.	Parámetros microbiológicos	238
CAPÍTULO 5. DISCUSIÓN		245
5.	DISCUSIÓN	247
5.1.	Fase I	247
5.1.1.	Caracterización del agua residual procedente de la EDARI	247
5.1.1.1.	Contaminación orgánica	247
5.1.1.2.	Contaminación inorgánica.....	251
5.1.1.3.	Contaminación física	256
5.1.1.4.	Contaminación microbiológica	259
5.2.	Fase II.....	265
5.2.1.	Comportamiento general de la membrana de UF	266
5.2.1.1.	Resistencia mecánica.....	266
5.2.1.2.	Ensuciamiento o “fouling”	267
5.2.1.3.	Presión Transmembrana (PTM).....	271
5.2.1.4.	Flux, TPM y TPI.....	275
5.2.2.	Calidad del agua tratada.....	278
5.2.2.1.	Sistema de prefiltración.....	278
5.2.2.2.	Membrana de UF.....	280
5.3.	Comparación con otras alternativas de tratamiento	286

CAPÍTULO 6. NECESIDAD DE INVESTIGACIONES FUTURAS 293

6. NECESIDAD DE INVESTIGACIONES FUTURAS..... 295

CAPÍTULO 7. CONCLUSIONES..... 297

7. CONCLUSIONES..... 299

CAPÍTULO 8. BIBLIOGRAFÍA..... 303

8. BILIOGRAFÍA..... 305

ÍNDICE DE ABREVIATURAS

CaCO₃: carbonato cálcico

CIP: sistema de limpieza in situ

COD: carbono orgánico disuelto

COT: carbono orgánico total

DBO₅: demanda bioquímica de oxígeno a los cinco días

DQO: demanda química de oxígeno

EDARI: estación depuradora de aguas residuales industriales

FAO: Organización para la Agricultura y la Alimentación de las Naciones Unidas.

h: hora

hL: hectolitro

L: litro

MBR: birreactor de membrana

MF: microfiltración

MF: microfiltración

min.: minutos

mL: mililitros

NaClO: hipoclorito sódico

NH₄⁺: amonio

NM: nanofiltración

NO₂: nitrito

NO₃: nitrato

OI: ósmosis inversa

OMS: Organización Mundial de la Salud

PLC: controlador lógico programable

ppm: partes por millón

PTM: presión transmembrana

s: segundos

SS: sólidos en suspensión

SST: sólidos totales en suspensión

TDS: sólidos totales disueltos

TPI: tasa de producción instantánea

TPM: tasa de producción media

UF: ultrafiltración

UFC: unidades formadoras de colonias

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Producción de los 10 mayores grupos cerveceros a nivel mundial en 2002 [2]	31
Tabla 2. Aspectos ambientales significativos y operaciones donde se producen [8]...	40
Tabla 3. Caracterización de algunos efluentes en la industria cervecera	45
Tabla 4. Parámetros de diseño y resultados alcanzados con la tecnología IC® y CIRCOX® empleada por la empresa GROLSCH.....	56
Tabla 5. Composición del agua residual de la industria cervecera una vez tratada....	57
Tabla 6. Reutilización de aguas regeneradas en Europa	60
Tabla 7. Aplicaciones del agua reutilizada [50, 51]	61
Tabla 8. Valores indicativos de la calidad de agua de riego propuestos por la FAO. Adaptado de Pettygrove y Asano [43], Ayers y Westcot [58] y Mujeriego [60]	66
Tabla 9. Clasificación de la salinidad del agua.	68
Tabla 10. Concentraciones máximas recomendadas en el agua de riego de los principales microelementos presentes en las aguas regeneradas. Adaptado de: Pettygroven y Asano [43], Ayers y Westcot [58] y Crook [68].....	70
Tabla 11. Algunos de los agentes infecciosos que pueden estar presentes en las aguas residuales urbanas no tratadas [51, 55, 57, 59].....	74
Tabla 12. Concentración de microorganismos indicadores de contaminación habituales en aguas residuales municipales sin ningún tratamiento [51, 55, 79]	75
Tabla 13. Parámetros de calidad microbiológica y criterios para riego en el Estado de California [70]	81
Tabla 14. Requisitos que deben cumplir las aguas residuales depuradas para riego de zonas verdes según la "OMS" [89, 95].....	82

Tabla 15. Legislación para la reutilización de aguas regeneradas en los Estados Unidos para Uso Urbano sin restricción (incluye campos de golf en zonas habitadas) [51]	83
Tabla 16. Legislación para la reutilización de aguas regeneradas en los Estados Unidos para Uso Urbano con restricción ((incluye campos de golf en espacios abiertos) [51]	84
Tabla 17. Tratamientos terciarios más frecuentes [98, 99]	86
Tabla 18. Operaciones básicas de membrana técnicamente relevantes en el tratamiento de agua [107, 111].....	89
Tabla 19. Calidad del agua (influyente, permeado y rechazo) en el estudio piloto realizado por Lubello y cols.....	104
Tabla 20. Datos técnicos filtros automáticos Novhidro+Separador Modelo 3FS3L4B122	
Tabla 21. Prestaciones del equipo automático empleado.....	123
Tabla 22. Principales características de la planta de ultrafiltración	124
Tabla 23. Leyenda del diagrama de flujo de la instalación experimental completa...	132
Tabla 24. Fases y duración de la investigación.....	139
Tabla 25. Puntos de muestreo durante el periodo de experimentación.....	144
Tabla 26. Datos característicos de la calidad y del procedimiento para la determinación de la DQO	146
Tabla 27. Selección de la escala en función de la DBO esperada.....	148
Tabla 28. Selección del volumen de inhibidor de la nitrificación en función del volumen de muestra (Fuente: Velp Científica)	148
Tabla 29. Datos característicos de la calidad y del procedimiento para la determinación de nitrito	152
Tabla 30. Datos característicos de la calidad y del procedimiento para la determinación de nitrato	154
Tabla 31. Datos característicos de la calidad y del procedimiento para la determinación de amonio.....	156
Tabla 32. Datos técnicos del turbidímetro empleado para el análisis	159

Tabla 33. Estadísticos descriptivos de la concentración de DBO ₅ (mg/L) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo.....	175
Tabla 34. Estadísticos descriptivos de la concentración de DQO (mg/L) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo.....	176
Tabla 35. Estadísticos descriptivos de la concentración de Nitrógeno Total Kjeldahl (mg/L) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo	177
Tabla 36. Estadísticos descriptivos de la concentración de amonio (mg/L) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo.....	178
Tabla 37. Estadísticos descriptivos de la concentración de nitritos (mg/L) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo	179
Tabla 38. Estadísticos descriptivos de la concentración de nitratos (mg/L) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo.....	180
Tabla 39. Estadísticos descriptivos de la concentración de SST (mg/L) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo	181
Tabla 40. Estadísticos descriptivos de la turbidez (NTU) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo	182
Tabla 41. Estadísticos descriptivos de la concentración de coliformes totales (UFC/100 mL) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo	183
Tabla 42. Estadísticos descriptivos de la concentración de <i>E.coli</i> (UFC/100mL) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo.....	184
Tabla 43. Resultados de los análisis realizados para determinar la presencia/ausencia de la bacteria <i>Clostridium sulfito-reductores</i> en el agua	186
Tabla 44. Resultados de los análisis realizados para determinar la presencia/ausencia de la bacteria <i>Clostridium perfringens</i> en el agua	186
Tabla 45. Estadísticos descriptivos de la concentración de enterococos fecales (UFC/100mL) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo	187
Tabla 46. Resultados de los análisis realizados para determinar la presencia/ausencia de huevos de nematodos intestinales en el agua	188
Tabla 47. Parámetros operacionales	189

Tabla 48. Especificaciones del sistema de limpieza de la membrana de ultrafiltración propuestas por el fabricante y propuestas por el equipo técnico una vez probada la membrana con el agua residual a tratar.....	189
Tabla 49. Estadísticos descriptivos de la PTM (bar) durante el periodo de experimentación	191
Tabla 50. Frecuencia de la PTM durante el periodo de experimentación.....	192
Tabla 51. Estadísticos descriptivos de la PTM (bar) registrada durante cada ciclo de producción estudiado	193
Tabla 52. Estadísticos de contraste de la PTM registrada durante cada ciclo de producción estudiado	194
Tabla 53. Estadísticos descriptivos de la PTM (bar) registrada con cada pretratamiento físico estudiado	195
Tabla 54. Estadísticos de contraste de la PTM registrada durante el pilotaje con filtros de anillas y con filtro de arena.....	195
Tabla 55. Estadísticos descriptivos de la PTM (bar) registrada con y sin pretratamiento químico	196
Tabla 56. Estadísticos de contraste de la PTM registrada durante el pilotaje con y sin pretratamiento químico	196
Tabla 57. Estadísticos descriptivos de la PTM (bar) durante el periodo de experimentación	198
Tabla 58. Frecuencia de la PTM durante el periodo de experimentación.....	198
Tabla 59. Estadísticos descriptivos de la concentración de SST (mg/L) en el agua a la entrada y salida de los filtros de anillas.....	200
Tabla 60. Estadísticos de contraste de la variable SST para los distintos puntos de muestreo estudiados (influyente y efluente).....	201
Tabla 61. Estadísticos descriptivos de la turbidez (NTU) registrada en el agua a la entrada y salida de los filtros de anillas.....	203
Tabla 62. Estadísticos de contraste de la variable turbidez para los distintos puntos de muestreo estudiados (influyente y efluente de los filtros de anillas)	204
Tabla 63. Condiciones de operación de la Planta Piloto	205

Tabla 64. Estadísticos descriptivos del rendimiento de la membrana de UF (TPI, TPM y Flux) durante los distintos ciclos de producción estudiados	206
Tabla 65. Estadísticos de contraste del rendimiento de la membrana de UF (TPI, TPM y Flux) durante los distintos ciclos de producción estudiados	209
Tabla 66. Estadísticos descriptivos de la concentración de SST (mg/L) a la entrada y salida del filtro de arena.....	211
Tabla 67. Estadísticos de contraste de la variable SST para los distintos puntos de muestreo estudiados (influyente y efluente del filtro de arena)	211
Tabla 68. Condiciones de operación de la Planta Piloto.....	216
Tabla 69. Estadísticos descriptivos del rendimiento de la membrana de UF (TPI, TPM y Flux) durante los distintos ciclos de producción estudiados	216
Tabla 70. Estadísticos de contraste del rendimiento de la membrana de UF (TPI, TPM y Flux) durante los distintos ciclos de producción estudiados	217
Tabla 71. Estadísticos de contraste para el pH del agua antes y después de la dosificación de ácido cítrico	218
Tabla 72. Estadísticos de contraste para el pH del agua después del tratamiento químico	219
Tabla 73. Estadísticos descriptivos del rendimiento de la membrana de UF ₁ (TPI, TPM y Flux) obtenidos en función de la dosificación de ácido cítrico	220
Tabla 74. Estadísticos de contraste, significativos, del rendimiento de la membrana de UF ₁ (TPI, TPM y Flux), obtenidos en función de la dosificación de ácido cítrico.....	222
Tabla 75. Estadísticos de contraste del rendimiento de la membrana de UF ₁ (TPI, TPM y Flux) con y sin pretratamiento químico.....	225
Tabla 76. Estadísticos descriptivos del rendimiento de la membrana de UF ₂ (TPI, TPM y Flux) durante el periodo de experimentación	226
Tabla 77. Estadísticos descriptivos de la concentración de SST (mg/L) en el agua, a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF	229
Tabla 78. Estadísticos de contraste de la variable SST para los distintos puntos de muestreo estudiados (influyente y efluente de la membrana de UF)	229

Tabla 79. Estadísticos descriptivos de la turbidez (NTU) del agua, a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF	232
Tabla 80. Estadísticos de contraste de la variable turbidez para los distintos puntos de muestreo estudiados (influyente y efluente de la membrana de UF)	232
Tabla 81. Estadísticos descriptivos de la DQO (mg/L) en el agua, a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF	235
Tabla 82. Estadísticos de contraste de la variable DQO para los distintos puntos de muestreo estudiados (influyente y efluente de la membrana de UF)	235
Tabla 83. Estadísticos descriptivos de la conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$) del agua, a la entrada y salida de la membrana de UF	237
Tabla 84. Estadísticos de contraste de la variable conductividad para los distintos puntos de muestreo estudiados (influyente y efluente de la membrana de UF)	237
Tabla 85. Estadísticos descriptivos de la concentración de coliformes totales (UFC/100 mL) en agua en los dos puntos de muestreo estudiados	238
Tabla 86. Estadísticos descriptivos de las concentraciones de <i>E.coli</i> (UFC/100 mL) en el agua, en los dos puntos de muestreo estudiados	241
Tabla 87. Estadísticos descriptivos de la concentración (UFC/100 mL) de enterococos fecales en el agua, a la entrada y salida de la membrana de UF	242
Tabla 88. Composición típica de aguas residuales domésticas no tratadas [93]	248
Tabla 89 Fracción de amonio tóxico (no ionizado) en solución acuosa para diferentes valores de pH y temperatura [225]	253
Tabla 90. Comparación del coste de inversión y explotación del tratamiento del agua por procesos de membrana de UF y MBR	290

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Producción de cerveza en la UE durante el año 2007 [5]..... 32

Figura 2. Producción de cerveza en el mundo durante el año 2007 [5] 32

Figura 3. Diagrama general del proceso productivo de la cerveza [8]..... 34

Figura 4. Balance General para la fabricación de 1 hectolitro de cerveza [14]..... 40

Figura 5. Concepto de Hidroeficiencia industrial (16)..... 41

Figura 6. Diagrama de los vertidos producidos en el proceso de elaboración de la
cerveza [18]..... 43

Figura 7. Diagrama de flujo de la EDARI de la fábrica de cerveza objeto de estudio. 55

Figura 8. Distribución por usos del agua regenerada..... 63

Figura 9. Fundamento de la separación por membranas [107] 87

Figura 10. Membranas según el mecanismo de separación..... 94

Figura 11. Alcance de los diferentes procesos de filtración según el tamaño de poro
[135] 95

Figura 12. Esquema de un módulo tubular..... 98

Figura 13. Esquema de un módulo de placa y bastidor 99

Figura 14. Configuración de una membrana arrollada en espiral..... 100

Figura 15. Módulo de membrana de fibras huecas..... 101

Figura 16. Ensuciamiento producido en membranas [165] 109

Figura 17. Diagrama de bloques del proceso de tratamiento de agua a la salida de la
EDARI 120

Figura 18. Sección longitudinal de un filtro de anillas 121

Figura 19. Filtros de anillas instalados en la EDARI..... 122

Figura 20. Filtro de arena laminado 124

Figura 21. Planta Piloto instalada en la EDARI de la fábrica de cervezas, vista desde
una perspectiva lateral 126

Figura 22. Planta Piloto instalada en la EDARI de la fábrica de cervezas, vista desde una perspectiva frontal.....	126
Figura 23. Detalle de la membrana de ultrafiltración empleada, donde se pueden observar las capas del espaciador de agua de alimentación y el espaciador del canal de permeado, que forman un conjunto de múltiples hojas enrolladas en torno al tubo de permeado.....	128
Figura 24. Diagrama de flujo planta piloto (membrana de UF)	130
Figura 25. Depósito intermedio instalado antes del sistema de prefiltración	131
Figura 26. Agua acumulada en el depósito intermedio.....	132
Figura 27. Diagrama de flujo de la instalación experimental completa	133
Figura 28. Esquema del proceso de filtración mediante SpiraSep™	134
Figura 29. Diagrama de bloques del funcionamiento de la planta piloto.....	135
Figura 30. Diluciones seriadas a partir de una solución concentrada	164
Figura 31. Variación de la DQO en el periodo de muestreo	176
Figura 32. Variación de la concentración de Nitrógeno T. Kjeldahl en el agua durante el periodo de muestreo	177
Figura 33. Variación de la concentración de amonio en el agua durante el periodo de muestreo.....	178
Figura 34. Variación de la concentración de nitritos en el agua durante el periodo de muestreo.....	179
Figura 35. Variación de la concentración de nitratos en el agua durante el periodo de muestreo.....	180
Figura 36. Variación de la concentración de SST en el agua durante el periodo de muestreo.....	181
Figura 37. Variación de la turbidez del agua durante el periodo de muestreo.....	182
Figura 38. Variación de la concentración de coliformes totales en el agua durante el periodo de muestreo	183
Figura 39. Colonias de coliformes totales en el agua muestreada (fotografía de la izquierda: dilución 1:1.000; fotografía de la derecha: dilución 1:10.000)	183

Figura 40. Siembra y recuento de coliformes totales en placa mediante dilución seriada del agua muestreada.....	184
Figura 41. Variación de la concentración de <i>E.coli</i> en el agua durante el periodo de muestreo	185
Figura 42. Colonias de <i>E.coli</i> en el agua muestreada (fotografía de la izquierda: dilución 1:1.000.000; fotografía de la derecha: dilución 1:10.000.000).....	185
Figura 43. Colonias de Clostridium sulfito-reductores (agua bruta)	186
Figura 44. Variación de la concentración de enterococos fecales en el agua durante el periodo de muestreo.....	187
Figura 45. Colonias de enterococos fecales en el agua muestreada.....	188
Figura 46. Evolución de la PTM de la planta de UF ₁ durante el periodo de experimentación	191
Figura 47. Frecuencia de la PTM (UF ₁) durante el periodo de experimentación	192
Figura 48. Evolución de la PTM de la planta de UF ₂ durante el periodo de experimentación	197
Figura 49. Frecuencia de la PTM (UF ₂) durante el periodo de experimentación	199
Figura 50. Variación de la concentración de SST en el agua, a la entrada (influyente) y salida (efluente) de los filtros de anillas, durante el periodo de muestreo ...	200
Figura 51. Rendimiento, en cuanto a reducción de SST, de los filtros de anillas a lo largo del periodo de muestreo	201
Figura 52. Regresión lineal entre los valores de SST a la entrada y a la salida de los filtros de anillas estudiados.....	202
Figura 53. Variación de la turbidez, a la entrada (influyente) y salida (efluente) de los filtros de anillas durante el periodo de muestreo	203
Figura 54. Rendimiento, en cuanto a reducción de turbidez, de los filtros de anillas a lo largo del periodo de muestreo.....	204
Figura 55. Regresión lineal entre los valores de turbidez a la entrada y a la salida de los filtros de anillas estudiados.....	205
Figura 56. Rendimiento de la membrana de UF, en términos de Flux, en función de los distintos ciclos de producción estudiados	207

Figura 57. Rendimiento de la membrana de UF ₁ , en términos de TPI y TPM, en los distintos ciclos de producción estudiados	208
Figura 58. Variación de la concentración de SST en el agua, a la entrada (influyente) y salida (efluente) del filtro de arena, durante el periodo de muestreo	212
Figura 59. Rendimiento, en cuanto a reducción de SST, del filtro de arena a lo largo del periodo de muestreo.....	213
Figura 60. Regresión lineal entre los valores de SST a la entrada y a la salida del filtro de arena estudiado	214
Figura 61. Regresión lineal entre los valores de SST a la entrada (<600 mg/L) y a la salida del filtro de arena estudiado hasta una	214
Figura 62. Regresión lineal entre los valores de SST a la entrada (≥600 mg/L) y a la salida del filtro de arena estudiado	215
Figura 63. Comparación del pH del agua antes y después de dosificar ácido cítrico, a distintas concentraciones.....	218
Figura 64. Rendimiento de la membrana de UF ₁ , en términos de TPI y TPM, en función de la concentración de ácido cítrico dosificado al tanque de membrana	221
Figura 65. Rendimiento de la membrana de UF, en términos de Flux, en función de la concentración de ácido cítrico dosificado al tanque de membrana	221
Figura 66. Comparación de las tasas de producción obtenidas en la planta piloto (UF ₁) sin pretratamiento químico y con pretratamiento químico (dosificación de ácido cítrico)	224
Figura 67. Comparación del flux obtenido en la planta piloto (UF ₁) sin pretratamiento químico y con pretratamiento químico (dosificación de ácido cítrico).....	225
Figura 68. Variación de la TPI y la TPM durante el periodo de muestreo.....	227
Figura 69. Variación del flux durante el periodo de muestreo	227
Figura 70. Valores de pH registrados en el agua a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF, durante el periodo de muestreo.....	228
Figura 71. Concentración de SST registrada en el agua a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF, durante el periodo de muestreo.....	230

Figura 72. Rendimiento, en cuanto a reducción de SST, de la membrana de UF a lo largo de los distintos periodos de muestreo	230
Figura 73. Correlación entre los valores de SST registrados en el influente y en el efluente de la membrana de UF	231
Figura 74. Variación de la turbidez registrada en el agua a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF, durante el periodo de muestreo...	233
Figura 75. Rendimiento, en cuanto a reducción de turbidez, de la membrana de UF a lo largo de los distintos periodos de muestreo.....	233
Figura 76. Correlación entre los valores de turbidez registrados en el influente y en el efluente de la membrana de UF	234
Figura 77. Variación de la DQO registrada en el agua, a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF, durante el periodo de muestreo	235
Figura 78. Rendimiento, en cuanto a reducción de DQO, de la membrana de UF a lo largo de los distintos periodos de muestreo	236
Figura 79. Variación de la conductividad registrada en el agua, a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF durante el periodo de muestreo	238
Figura 80. Concentración de coliformes totales en el agua a la entrada y salida de la membrana de UF, durante el periodo de muestreo.....	239
Figura 81. Siembra y recuento de Coliformes totales en placa mediante dilución seriada del agua a la entrada de la planta piloto (membrana de UF)	239
Figura 82. Siembra en placa sin dilución. Ausencia de coliformes totales en el permeado, tras el tratamiento terciario.....	240
Figura 83. Comparativa de coliformes totales en el permeado sin dilución (fotografía de la izquierda), y a la entrada de la membrana de UF, con una dilución 1:1.000 (fotografía de la derecha)	240
Figura 84. Concentración de <i>E.coli</i> en el agua a la entrada y salida de la membrana de UF, durante el periodo de muestreo	241
Figura 85. Colonias de <i>E.coli</i> en el agua, antes de su paso por la membrana de UF, con una dilución 1:1.000.000 (fotografía de la izquierda) y detalle de una placa	

sembrada con agua tras su paso por la membrana de UF, sin realizar ninguna dilución, con ausencia total de contaminación (fotografía de la derecha).....	242
Figura 86. Concentración de enterococos fecales (UFC/100 mL) en el agua a la entrada y salida de la membrana de UF, durante el periodo de muestreo.....	243
Figura 87. Placa sembrada (sin dilución) con agua procedente de la UF (permeado), con ausencia total de <i>Clostridium sulfito-reductores</i>	244
Figura 88. Ciclo del Nitrógeno en los peces de un estanque.....	252
Figura 89. Soplante en acción durante el proceso de filtrado	273
Figura 90. Acción de esquileo de las burbujas sobre la superficie de la membrana ..	273
Figura 91. Rendimiento de la membrana de UF en términos de Flux medio, obtenido en las distintas etapas del estudio.....	277
Figura 92. Rendimiento de la membrana de UF en términos de TPI y TPM, obtenido en las distintas etapas de estudio.....	277
Figura 93. Esquema del proceso de tratamiento de agua mediante la tecnología MBR con membrana sumergida externa.	287

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

1. INTRODUCCIÓN

1.1. INDUSTRIA CERVECERA

Dentro de la industria agroalimentaria, el sector cervecero ocupa una posición económica estratégica, con una producción anual por encima de los 1,34 billones de hectolitros durante el año 2002 [1].

La cerveza es la quinta bebida consumida en el mundo por detrás del té, bebidas carbónicas, la leche y el café, con un consumo medio de 23 litros/persona y año. El sector cervecero tiene una tradición antigua y sigue siendo un sector dinámico abierto a los nuevos progresos en tecnología y desarrollo científico [2]. Sin embargo, este mercado presenta una heterogeneidad importante en la capacidad de producción [3, 4]; por ejemplo en 2002, los diez mayores grupos cerveceros del mundo compartieron casi el 50% de la producción mundial (capacidad de producción superior a 100 millones hL/año para los grupos Anheuser-Bush e Interbrew) tal y como se muestra en la **Tabla 1**.

Tabla 1. Producción de los 10 mayores grupos cerveceros a nivel mundial en 2002 [2]

Grupos cerveceros	Producción (10 ⁶ hL)	Porcentaje (%)
Anheuser- Bush (USA)	155	11,7
Interbrew (BEL)	90	6,8
Heieken (NTL)	88	6,7
Ambev (BRA)	63	4,8
SAB (SA)	60	4,5
Calsberg (DAN)	54	4,1
Miller (USA)	52	3,9
Scottish & Newcastle (UK)	37	2,8
Modelo (MEX)	36	2,7
Kirin (JAP)	35	2,6
Producción Total	670	50,7

España es el cuarto productor de cerveza de la Unión Europea y se encuentra entre los 10 principales productores del mundo, tal y como se puede observar en la **Figura 1** y la **Figura 2**.

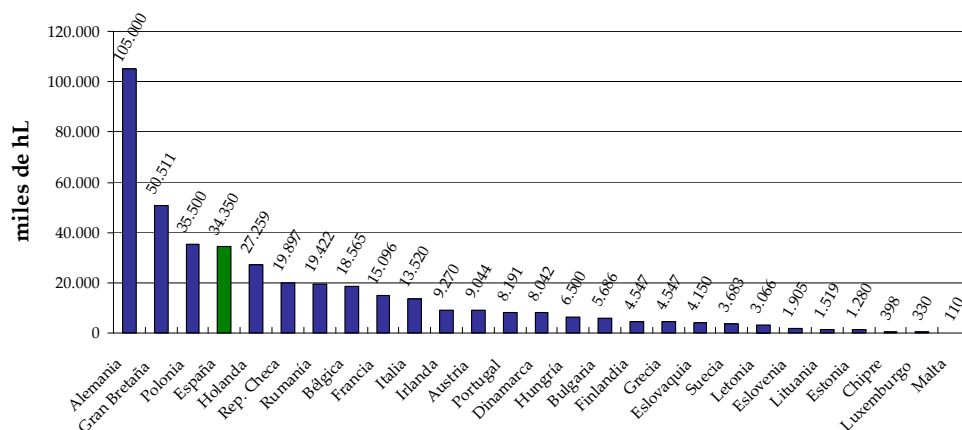


Figura 1. Producción de cerveza en la UE durante el año 2007 [5]

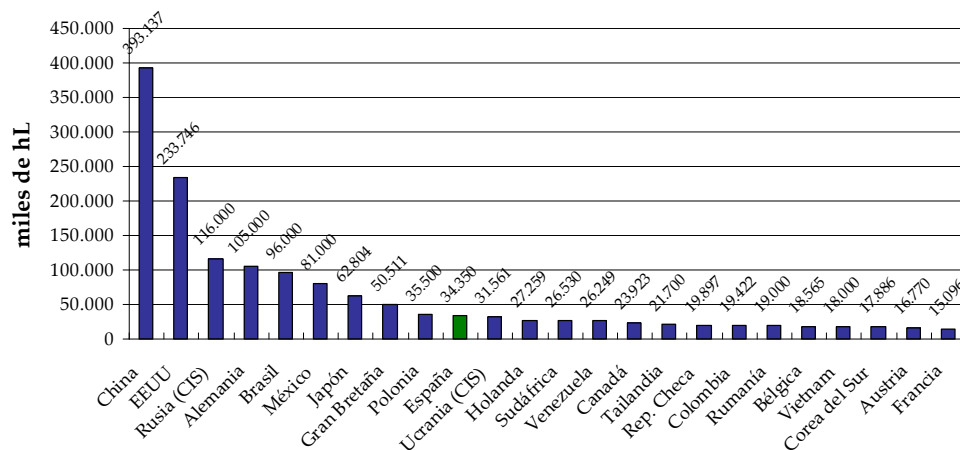


Figura 2. Producción de cerveza en el mundo durante el año 2007 [5]

La producción de cerveza en España ha ido creciendo progresivamente a lo largo de los años; en el ejercicio 2003 se elaboraron 2,8 millones de hectolitros más que en el año 2002, lo que supuso un incremento del 10,1%. Este dato no sólo confirma la tendencia ascendente de los últimos 7 años, sino que rompe esa línea de

crecimiento moderado para transformarla en un súbito incremento. Desde el año 2001 se han recuperado e incluso superado los niveles de producción que se tenían a finales de la década de los 80. Sin embargo la producción de la industria cervecera española durante el año 2008 fue de 33,4 millones de hL, lo que supuso un descenso de 2,4% con respecto al ejercicio anterior [5], lo que demuestra, que la coyuntura económica del momento afectó en gran medida al consumo de cerveza y por tanto a su producción.

Si se tienen en cuenta las estadísticas de producción anual desde el año 1971 hasta el 2001, se aprecia todavía mejor la excelente progresión del sector español, siendo el crecimiento de la producción del 29%, mientras que la media Europea para ese mismo periodo fue del 11%.

El consumo realizado por los españoles en 2008 fue de cerca de 52 litros per cápita [6], un 6% menos que el año anterior debido fundamentalmente a la situación económica actual. A ello cabe sumar las bajas temperaturas registradas durante ese año, que tuvo una media de 15,5 °C, resultando el año más frío desde 1967, situación que no resultó favorable para el consumo de esta bebida.

1.1.1. Procesos para la elaboración de la cerveza

La cerveza es la bebida resultante de la fermentación alcohólica, mediante levadura seleccionada, de un mosto procedente de malta de cebada, solo o mezclado con otros productos amiláceos transformables en azúcares por digestión enzimática (malta de otros cereales, granos crudos que contengan féculas, así como azúcares y féculas, siempre que estas sustancias añadidas no excedan del 50% en masa de la materia prima empleada), al cual se agrega lúpulo y/o sus derivados y se somete a un proceso de cocción. El producto elaborado se distribuye listo para su consumo [7].

Se pueden realizar varias clasificaciones de los muchos tipos de cerveza existentes en el mercado, dependiendo del criterio de clasificación seleccionado. En función del tipo de fermentación, el amplio abanico de variedades de cerveza se puede reducir a dos grandes grupos: cervezas de fermentación baja, también conocidas como “tipo lager” y cervezas de fermentación alta, también conocidas como “tipo ale” [8].

Las materias primas para la producción de cerveza son malta de cebada, adjuntos (principalmente maíz y arroz), lúpulo, agua y levadura.

Los métodos de producción diferirán de una planta cervecera a otra, así como los tipos de cerveza y los equipos de elaboración. Sin embargo, el proceso de fabricación de cualquier tipo de cervecera consta de cuatro fases, que se desglosan en diversas etapas como se verá a continuación:

1. Fabricación del mosto
2. Fermentación y guarda
3. Filtración
4. Estabilización microbiológica y envasado

El diagrama de la **Figura 3**, muestra el proceso general de producción de cerveza.

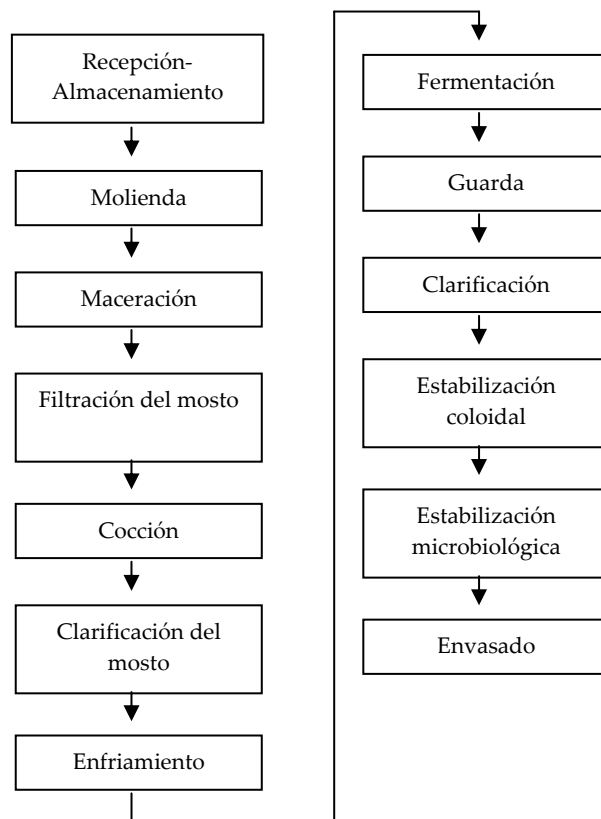


Figura 3. Diagrama general del proceso productivo de la cerveza [8]

El procedimiento general de elaboración de cerveza se puede resumir como se indica a continuación [8]:

1. El grano (la malta y otros cereales no malteados llamados adjuntos) se recibe en las cerveceras a granel y se transfiere a los silos tras ser pesada y limpiada.
2. La cebada malteada se muele previamente con el objetivo de romper el endospermo, causando el mínimo daño posible a la cascarilla.
3. Después de la molienda, la harina resultante (denominada sémola, harina gruesa o harina fina, en función de su paso por distintas cribas, además de la cascarilla desprendida del grano) se macera en agua a temperaturas seleccionadas para liberar mediante la acción enzimática un extracto fermentable, que servirá de sustrato a las levaduras en la fase de fermentación. Se pueden añadir adjuntos como fuente suplementaria de carbohidratos tanto en la caldera de maceración o empaste (p.ej. maíz o arroz), como en la cuba de cocción (p.ej. sacarosa o glucosa/maltosa en forma de jarabe).
4. El mosto se separa del bagazo durante la etapa de filtración. Una vez completada la separación, el bagazo se almacena en silos pudiendo ser reutilizado, por ejemplo como alimento para ganado.
5. El mosto se lleva a ebullición junto con el lúpulo en la etapa conocida como cocción. Durante esta etapa tienen lugar una serie de reacciones muy variadas y complejas, una de las cuales es la solubilización e isomerización de las sustancias amargas y aceites del lúpulo.
6. Un grueso coágulo de materia proteínica precipitada se separa del mosto por efecto del calor. Este coágulo se conoce con el nombre de “turbios calientes”. El mosto se clarifica en una cuba conocida con el nombre de remolino o whirlpool, separando el precipitado proteínico.
7. Posteriormente se enfría el mosto hasta la temperatura de inoculación de la levadura, entre 8°C y 12°C.
8. Al mosto clarificado y enfriado se le inyecta aire estéril previamente a la fase de fermentación para favorecer el crecimiento de la levadura. A la cerveza resultante de la fermentación se le somete a una etapa de

enfriamiento, favoreciendo la decantación de levaduras y otras sustancias enturbiantes del producto. A esta operación se le conoce con el nombre de guarda, maduración o decantación.

9. Después de la guarda o maduración y separación de los sólidos decantados, la cerveza se clarifica por filtración, normalmente en filtros de tierra de diatomeas, membranas, cartones, etc. Por último, se realizan las operaciones de carbonatación, aditivación, estabilización microbiológica y envasado, cuyo orden dentro del proceso depende del tipo de proceso utilizado.

1.1.2. El agua en la industria cervecera

1.1.2.1. Consumo de agua

La industria cervecera forma parte del grupo de empresas que utilizan más agua en su proceso productivo, por lo tanto, el agua juega un papel fundamental en la totalidad de las operaciones unitarias que intervienen en la producción de cerveza, lo cual la convierte en un elemento esencial [9].

El consumo de agua en la industria cervecera no es sólo un parámetro económico sino que también sirve para determinar el rendimiento de sus procesos de producción en comparación con otras industrias [10,11] y es, además, uno de los aspectos ambientales que más fluctúa entre unas instalaciones y otras.

Autores como Perry [12] establecen el rango de variación, en el consumo de agua, entre 4-15 hL agua/hL cerveza con un valor medio de 7,5 hL agua /hL cerveza, sin embargo otros autores como Martins y Soria [9] sitúan este consumo dentro de un rango más pequeño, entre 6-9 hL agua /hL cerveza, con un valor frecuente de 7 hL agua /hL cerveza. Estudios realizados por Fillaudeau y cols. [2], establecen que las industrias cerveceras tienen un consumo específico de agua desde 4 hasta 11 hL agua/hL cerveza. Esta variabilidad es una consecuencia inmediata de la alta dependencia que de este recurso tienen las industrias del sector de transformación y elaboración de alimentos en general y las cerveceras en particular y de la multitud de procesos, operaciones y equipamiento que guardan una relación directa con el uso de agua. En otras palabras, el número de parámetros que entran en juego en las

alternativas de los usos del agua en la industria cervecera es por si mismo enorme, a lo que hay que añadir la casuística particular de cada planta [8].

En el caso de la industria cervecera, como en casi todas las industrias de medio y gran tamaño con un elevado número de operaciones, procesos de cierta complejidad y dependientes para su funcionamiento de multitud de servicios auxiliares, los niveles de consumo y emisiones son función de muchos factores, entre los cuales se indican los siguientes ejemplos [8]:

- a) Capacidad productiva y antigüedad de la instalación
- b) Tipos de cerveza y procesos de elaboración aplicados
- c) Ubicación geográfica y condiciones climatológicas
- d) Posibilidades de acceso a redes de suministro de ciertos combustibles, como gas natural
- e) Tipología de los envases empleados y proporción de envases reutilizables que se ponen en el mercado
- f) Distancia a núcleos urbanos
- g) Sistemas de depuración empleados y manejo de los mismos
- h) Composición inicial del agua de abastecimiento.
- i) Técnicas empleadas en los distintos procesos

En producción, el consumo medio de agua, de alrededor de 5-6 hL agua /hL cerveza, esta correlacionada con la producción de cerveza de las industrias cerveceras [11]. Cuanto mayor es la producción de cerveza menor es el ratio de consumo y ratio de vertido [9].

Aproximadamente 2/3 del agua consumida se emplean en los procesos de producción y 1/3 en las operaciones de limpieza. De la misma manera la proporción entre efluente y cerveza esta correlacionado con la producción de cerveza [11].

$$\frac{\text{Agua}}{\text{Cerveza}} = 2,89 + \frac{87.312}{\text{Cerveza}} \quad \text{Ec. 1}$$

$$\frac{\text{Efluente}}{\text{Cerveza}} = 2,21 + \frac{545.832}{\text{Cerveza}} \quad \text{Ec. 2}$$

Esta fórmula se cumple para producciones de cerveza entre 300.000 y 600.000 hL/mes cerveza.

Las unidades del término “cerveza” son hL/mes y para los términos “efluente/cerveza” y “agua/cerveza” son hL/hLcerveza.

El agua es el componente principal de la cerveza, constituyendo aproximadamente el 95% en peso del producto, pero además de ser la materia prima mayoritaria de la cerveza, es una sustancia indispensable para el funcionamiento de gran número de operaciones. Los principales usos del agua en la elaboración de cerveza son [8]:

- a) limpieza de equipos e instalaciones
- b) incorporación a producto
- c) circuitos de refrigeración y calderas
- d) envasado
- e) sanitarias

Respecto al agua incorporada al producto, hay que hacer en este momento una matización por la importancia que tiene tanto desde el punto de vista de la calidad del producto como por la influencia que puede tener en el consumo total de la instalación. Si la composición química del agua de abastecimiento en la zona donde se ubica la instalación no es la idónea para ser empleada directamente como materia prima, es necesario realizar una serie de tratamientos de eliminación y/o adición de ciertos constituyentes minerales hasta ajustar la concentración apropiada de iones, con el fin de evitar efectos perjudiciales en la calidad de los mostos y cervezas y en la propia marcha de los procesos y funcionamiento de los equipos. Este acondicionamiento previo del agua, en muchos casos inevitable, puede hacer que el consumo se incremente notablemente ya que el ajuste de la composición requerida no se puede realizar sin una cierta pérdida de agua. Estas pérdidas se producen en forma de concentrados o rechazos si se utilizan métodos basados en la ósmosis inversa o la electrodiálisis, o como agua procedente de la regeneración de resinas de intercambio iónico si se opta por esta solución.

El mayor consumo de agua se suele producir en las operaciones de limpieza de equipos e instalaciones, tanto las que se realizan manual o semi-automáticamente

(la limpieza de suelos o superficies exteriores) como las realizadas mediante los sistemas automáticos CIP (*"Cleaning in place"*).

En la línea de envasado existen dos puntos de elevado consumo de agua, uno de ellos es el acondicionamiento de los envases reutilizables y el otro los túneles de pasteurización. También hay que mencionar el consumo de agua debido a la lubricación de las cintas de transporte en las líneas de envasado. Mención aparte merece el agua utilizada en la operación de enfriamiento del mosto antes de introducirlo en los tanques de fermentación. Esta sencilla y rápida operación suele consumir por sí misma, al menos, tanta agua como mosto se produce en la instalación. Sin embargo, las condiciones favorables del agua de enfriamiento a la salida del intercambiador de calor, unido a la importante ganancia de temperatura que experimenta el agua de enfriamiento, la hace idónea para ser recuperada y reutilizada en otras partes del proceso productivo. En las instalaciones españolas el consumo total de agua es de 4,4-8,6 hL agua /hL cerveza [8]. Estos valores incluyen el volumen total de agua de cualquier procedencia y destinada a cualquier uso, desde la preparación de agua para incorporación a producto (en los casos que sea necesario) hasta la utilizada para baldeos de limpieza o preparación de soluciones de limpieza CIP.

En la **Figura 4**, se muestra un diagrama de flujo que representa el consumo de agua en la industria cervecera. Según se puede apreciar en ella, la mayor parte del agua utilizada en la elaboración de cerveza acaba en la red de drenajes, entre un 70-80% del consumo [13, 14].

En cuanto a los aspectos ambientales de la industria cervecera, referentes al consumo de agua y la generación de aguas residuales, en la **Tabla 2**, se muestra cada uno de ellos, vinculados con las operaciones unitarias que están más involucradas en la generación de impactos ambientales que pueden considerarse importantes.

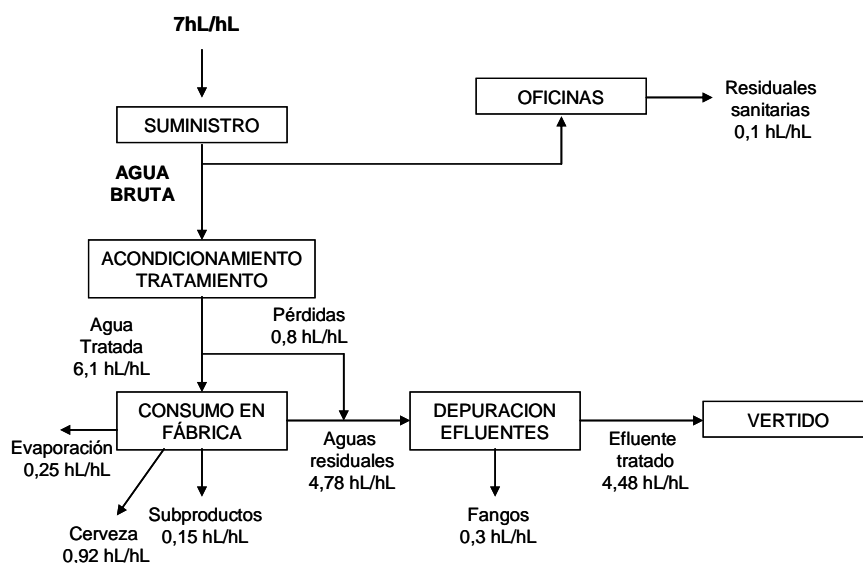


Figura 4. Balance General para la fabricación de 1 hectolitro de cerveza [14]

Tabla 2. Aspectos ambientales significativos y operaciones donde se producen [8]

Aspecto ambiental	Operación	Tipo de aspecto/parámetro contaminante
Consumo de agua	Limpieza de equipos	Elevado volumen de agua
	Estabilización microbiológica	Elevado volumen de agua
	Envasado (limpieza de envases)	Elevado volumen de agua
	Cocción	Elevado volumen de agua
	Enfriamiento del mosto	Elevado volumen de agua
Generación de aguas residuales	Envasado (limpieza de envases)	DQO, SST, pH, conductividad, T ^a
	Tratamiento de agua de proceso	Cl, pH, conductividad
	Limpieza de equipos	DQO, SST, N, P, pH, conductividad, T ^a
	Estabilización microbiológica	Caudal, T ^a
	Enfriamiento del mosto	Caudal, T ^a

1.1.2.2. Agua residual

El volumen de agua residual que se genera en las instalaciones cerveceras corresponde al agua total consumida descontando la que se incorpora al producto final, la que se evapora en las operaciones de producción y servicios auxiliares y la que queda absorbida en la matriz sólida de los residuos generados. Este consumo se puede resumir en la siguiente ecuación [15]:

$$V_{\text{agua residual}} = V_{\text{consumida}} - V_{\text{cerveza}} - V_{\text{evaporado}} - V_{\text{uso planta}} - V_{\text{residuos/ prod. intermedios}}$$

Ec. 3

Esta ecuación coincide con el concepto general de hidroeficiencia industrial descrita por Garrido [16] (**Figura 5**).

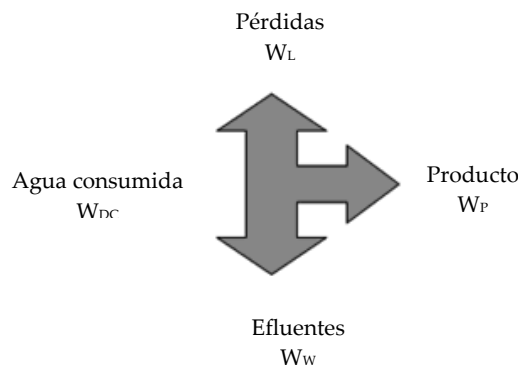


Figura 5. Concepto de Hidroeficiencia industrial (16)

Según la Guía de Mejores Técnicas Disponibles (MTD) del Sector Cervecerero en España [8], el volumen total de agua residual vertida en los centros productivos españoles oscila entre 2,5-7,2 hL de agua residual/hL cerveza. Este amplio rango de emisión está relacionado directamente con el nivel de consumo de agua y con la eficiencia de la gestión que cada fábrica hace de este recurso.

Realizando un balance entre el volumen de agua consumida con el volumen de agua residual vertida, se obtiene que el agua que no abandona la instalación como efluente residual fluctúa, según diversos autores, entre 1,3-1,5 hL agua/hL cerveza [14], 1,2-2 hL agua/hL cerveza [17] y 1,4 y 1,9 hL agua/hL cerveza [8], que en términos relativos se traduce en 16,2%-43,1%. Estos porcentajes se distribuyen entre el agua

incorporada al producto, la retenida en los residuos sólidos y la emitida a la atmósfera en forma de vapor [8, 14, 17].

El volumen total del agua residual producida proviene principalmente de las operaciones de limpieza de equipos e instalaciones, siendo a la vez la corriente que normalmente aporta mayor carga contaminante, ya que las soluciones de limpieza además de contener diversas sustancias químicas como agentes de limpieza y desinfección, entran en contacto directo con la superficie de equipos, conductos y depósitos que han transportado o contenido mosto, cerveza o materias primas, incrementando considerablemente la carga orgánica y la cantidad de sólidos en suspensión entre otros parámetros [8].

Otros efluentes importantes tienen su origen en la línea de envasado. En la cabecera de los trenes de envasado se realiza el acondicionamiento de los barriles y envases reutilizables. La corriente residual que se genera en esta zona tiene importancia no tanto por el volumen que se produce, como por la carga contaminante que aporta. Sus características son similares a los efluentes de limpieza de equipos e instalaciones, pues confluye el uso de sustancias químicas más o menos agresivas con la eliminación de restos de cerveza y sólidos que pueden contener los envases.

El otro punto significativo de generación de agua residual en la línea de envasado es el túnel de pasteurización. Este equipo ha sido tradicionalmente un punto de alto consumo y emisión de agua, aunque actualmente los diseños de los túneles de pasteurización se han adaptado para evitar tanto el vertido de agua como el consumo energético. La corriente residual procedente de los túneles no suele llevar una carga contaminante importante, sí puede llegar a serlo el caudal en el caso de equipos antiguos no optimizados.

Finalmente se deben mencionar otros dos puntos generadores de agua residual. La que se utiliza para enfriar el mosto y la que se produce en la planta de tratamiento del agua de proceso. El primer caso es una corriente residual más potencial que real, ya que como se ha dicho anteriormente las posibilidades de recuperación y reutilización de esta corriente son muy factibles.

Respecto al efluente que se genera en la planta de acondicionamiento de agua de proceso, es muy difícil valorar en conjunto las características del vertido, ya que depende mucho de la composición del agua a la entrada y del sistema de acondicionamiento empleado. En algunos casos, puede ser muy leve o incluso

innecesario el acondicionamiento del agua de proceso. En otras situaciones menos favorables, en las que es estrictamente necesario utilizar columnas de intercambio iónico o sistemas de ósmosis inversa o electrodiálisis para garantizar la composición constante del agua de proceso, se pueden verter corrientes de rechazo o de regeneración de resinas importantes, tanto en volumen como en carga inorgánica, originada por la concentración alta de sales.

En la **Figura 6**, se muestra un diagrama que resume los vertidos producidos en el proceso de elaboración de la cerveza.

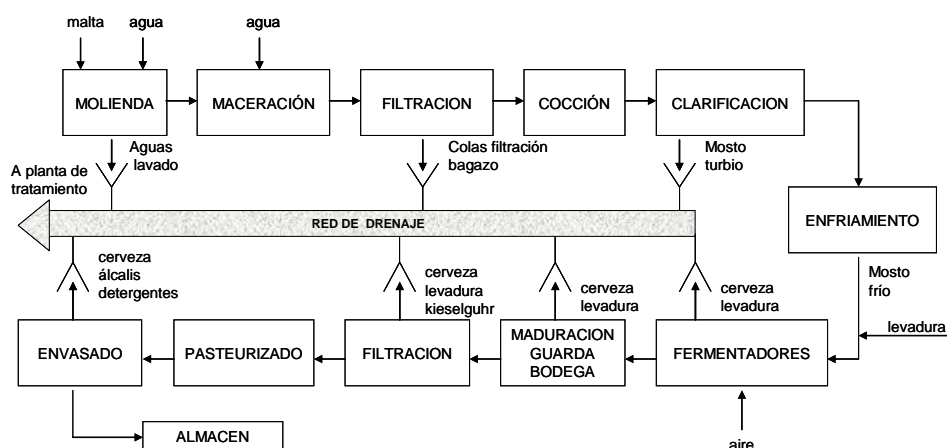


Figura 6. Diagrama de los vertidos producidos en el proceso de elaboración de la cerveza [18]

La calidad y cantidad del efluente en la industria cervecera puede variar significativamente, dependiendo de los diferentes procesos que se lleven a cabo en la propia cervecera [19]. Generalmente, las aguas residuales generadas en la industria cervecera, presentan contaminantes en forma soluble e insoluble, así como compuestos orgánicos [20].

Las características comunes, de este tipo de agua residual industrial, son [8]:

1. Volumen de generación elevado y gran variabilidad de caudal a lo largo de la jornada
2. Marcado carácter orgánico (elevada DQO y DBO₅)
3. Biodegradabilidad elevada (DBO₅/DQO >0,6)

4. Gran parte de la materia orgánica está en forma soluble.
5. Presencia de sólidos en suspensión.
6. Ocasionalmente, pueden tener pH extremos debidos a las operaciones de limpieza.

Las diferencias existentes en las características de las aguas residuales generadas en las distintas instalaciones dependen entre otros factores de:

1. Grado de optimización del consumo del agua
2. Tipo de limpieza y productos químicos utilizados
3. Porcentaje de envases reutilizados frente a los no reutilizables
4. La gestión de los residuos realizada (aporte o no de levadura, tierra de diatomeas, turbios o cerveza residual a las aguas residuales)
5. La necesidad o no de preparar el agua de proceso

De entre las características de las aguas residuales, descritas anteriormente, la más destacable es su elevada carga orgánica, y su alta biodegradabilidad, lo que favorece sus posibilidades de depuración mediante métodos biológicos con buenos rendimientos de eliminación [8, 13, 17, 18, 19, 21, 22]. Los compuestos orgánicos presentes en los efluentes de la industria cervecera son principalmente azúcares, almidón soluble, etanol, ácidos grasos volátiles, etc. [17, 19].

La carga contaminante de los distintos procesos presenta distintos rendimientos volumétricos, por ejemplo, el agua de limpieza de botellas supone un consumo de agua muy alto pero con baja carga contaminante, en cambio el agua empleada en los procesos de fermentación y filtración supone sólo el 3% del consumo, pero el 97% de la carga orgánica se debe a la DBO₅ [15].

Las concentraciones de contaminantes dependen del consumo específico de agua o ratio vertido/producción, de las pérdidas que tienen lugar durante la fabricación, el destino de los subproductos o residuos y del tipo de reactivos químicos empleados [12].

Tanto los caudales como la composición son muy variables a lo largo de un día de trabajo o entre temporadas de alta y baja producción (invierno-verano). Esto se debe a la naturaleza discontinua del proceso de elaboración de la cerveza (proceso en

lotes), por lo que el efluente varía en caudal y concentración en períodos cortos de tiempo, coincidiendo con los momentos en el día en los que se produce una determinada operación [23].

Las concentraciones que se encuentren en una o varias muestras puntuales no son representativas. Sólo cuando se analizan los datos promedios de períodos semanales o mensuales, se pueden observar valores similares repetitivos [21].

Tabla 3. Caracterización de algunos efluentes en la industria cervecera

Parámetros	Composición del efluente en la industria cervecera					
	Canales [8]	Perry [12]	Driessen y Vereijken [17]	EMBI [24]	CBMC [25]	Parawira, y cols. [26]
Volumen (hL/hL cerveza)	2,5-7,2	2-13	2-8	3,5-8	1,3-1,8	
pH		4-12	4,5-12	3-13		3,3-6,3
DQO (mg/L)	5.000-29.000	2.000-5.000	2.000-6.000		1.800-3.000	8.240-20.000
DBO ₅ (mg/L)		1.000-3.000	1.200-3.600	6.000-18.000	1.000-1.500	2.901-3000
DBO ₅ /DQO	>0,6	0,50-0,75	0,6-0,7	0,58-0,66		
SST (mg/L)	600-2.800	500-1.500	200-1.000	2.000-4.000	2.000-4.000	2.910-3.000
Nitrógeno Total (mg/L)	100-600	30-300	25-80			0,019-0,033
NH ₄ -N (mg/L)		10-30				
NO ₂ -N (mg/L)						
NO ₃ -N (mg/L)						
Fósforo (mg/L)	100-1.000	5-50	10-50			
Sulfato (mg/L)		50-500				

La **Tabla 3** muestra la gran variabilidad que existe en los parámetros característicos del agua residual de la industria cervecera. Además de la inevitable variabilidad, vinculada a las múltiples opciones de gestión y usos específicos del agua que se realizan en cada centro productivo, hay que añadir las condiciones de las

redes de drenaje de efluentes, de manera que el grado de segregación de las corrientes tiene una marcada influencia en el volumen y carga contaminante del agua residual que entra en el sistema de depuración (propio o ajeno).

Los constituyentes de las aguas residuales se diferencian en materiales degradados (ácido úrico y glucosa son degradados biológicamente y a través de la descomposición anaeróbica dan lugar a olores molestos, además estos materiales pueden reducir la concentración de oxígeno en el agua), nutrientes (compuesto de nitrógeno y fósforo, los cuales pueden desencadenar una particular eutrofización en aguas estancadas), agentes contaminantes (metales pesados, compuestos sintéticos orgánicos, agentes desinfectantes y lubricantes) y sustancias que interfieren como sales grasas, aceites, arena y arcilla [20].

El origen de esta carga contaminante en el efluente es variado:

- La contaminación orgánica se produce principalmente por los cereales y semillas usadas en la cerveza, levadura, descarga pobre de malta, llenado y vaciado de los tanques de cocción/proceso, funcionamiento y limpieza de los filtros de diatomeas.
- Los sólidos en suspensión se originan en la descarga de productos intermedios, y contienen celulosa del bagazo, sílice de las tierras de filtración, complejos carbohidrato-proteínas de la levadura y proteínas del turbio [21], así como kieselguhr y almidón [17].
- Los niveles de fósforo y nitrógeno dependen principalmente del tipo de materia prima empleada para la producción y la cantidad de levadura presente en el efluente [17, 26]; el uso de productos químicos para la limpieza de tanques es también un factor determinante de elevadas concentraciones de fósforo y nitrógeno [8, 17, 26].
- El pH resulta alterado por el uso de ácidos o productos cáusticos en los procesos de limpieza de equipos y botellas retornables [26]. En los procesos de maceración y embotellamiento se puede producir algún tipo de incidencia que ocasionan vertidos accidentales altamente cargados o con elevado pH [21].

- La presencia de metales pesados en concentraciones bajas como puede ser el níquel y el cromo puede deberse al desgaste de la maquinaria [8] o al ataque químico de los materiales de acero inoxidable por parte de soluciones de limpieza agresivas.
- Las aguas residuales, además de los contaminantes específicos de la actividad industrial que las genere, pueden presentar otras características, no reflejadas en la bibliografía, como son las relativas a la contaminación microbiológica debida, en algunos casos, a que el vertido procedente del proceso productivo es mezclado con el agua de las instalaciones sanitarias.

1.1.3. Tratamientos de las aguas residuales

Los tratamientos a los que se deben someter los efluentes industriales tienen que garantizar la eliminación o recuperación del compuesto orgánico en el grado requerido por la legislación que regula el vertido del efluente o para garantizar las condiciones mínimas del proceso en el caso de reutilización o recirculación de la corriente para uso interno [27].

Según algunos autores [28], a la hora de seleccionar el tipo de planta de tratamiento de las aguas residuales de la industria cervecera, deben tenerse en cuenta tanto los criterios medioambientales como los criterios socioeconómicos. El objetivo principal es seleccionar un proceso que sea lo bastante flexible como para poder tratar este tipo de efluentes, con grandes variaciones de carga orgánica, llegando a tener, además, un coste de operación lo más bajo posible. Para esta selección se deben tener en cuenta dos factores importantes, característicos de este tipo de efluentes, que hacen que incremente el coste de las operaciones en los sistemas de tratamiento, estos son:

1. La elevada concentración de materia orgánica requiere de grandes aportes de energía para los procesos de aireación.
2. Los lodos generados durante el metabolismo aerobio necesitan ser tratados y eliminados.

Otro factor importante a tener en cuenta a la hora de seleccionar un tipo u otro de tratamiento es el límite de vertido impuesto a las distintas instalaciones en

función del vertido final y de la legislación en materia de aguas residuales que afecta a cada municipio o comunidad autónoma [8].

Si se comparan las características de un efluente de una industria cervecera con los límites a colector municipal, se observa que en general hay que reducir la carga orgánica al menos en un 50-60%, y para ello hay que recurrir a un pretratamiento seguido de un tratamiento biológico. Cuando se trata de un vertido a cauce, se requieren, generalmente, rendimientos de eliminación de materia orgánica de más del 95%, ya que el límite de vertido es mucho más restrictivo, y la única forma de conseguirlo es mediante un pretratamiento y un tratamiento biológico aerobio en dos o más etapas, o bien anaerobio/aerobio, precisándose incluso, en algunas ocasiones, de un tratamiento terciario [21].

1.1.3.1. Pretratamiento

I. Desbaste

El pretratamiento consiste en un desbaste de gruesos mediante rejillas de 5-10 mm para separar los residuos más gruesos como pueden ser papeles, plástico, etc., seguido por un desbaste fino en tamices filtrantes de 1-0,5 mm donde se separa la mayor parte del bagazo y fibras de papel. Las tierras de diatomeas o keiselguhr, empleadas en los filtros para la clarificación de la cerveza, atraviesan estos tamices de finos y si no son separadas, en fábrica, práctica cada vez más extendida, se deben separar por medio de una decantación primaria [21]. Es muy importante la correcta gestión y eliminación de las tierras de diatomeas una vez usadas ya que desde el punto de vista de la salud, son consideradas como un residuo peligroso [2]. Existen alternativas en cuanto a la gestión de este tipo de residuo (lodos de keiselguhr), debido, entre otras razones, a que su uso presenta serias complicaciones ambientales, sanitarias y económicas, ya que para los procesos de filtración o clarificación de la cerveza se emplean grandes cantidades de este medio filtrante (1-2 g/L de cerveza clarificada) [29]. Los lodos de tierra de diatomeas pueden ser usados como abono en agricultura o como material de construcción, pueden ser también regenerados química y térmicamente, y finalmente pueden ser eliminados en vertedero [30]. Desde un punto de vista económico, el consumo de tierra de diatomeas y la disposición de sus lodos generan el coste principal del proceso de la filtración. Las

distintas vías de disposición de sus lodos están en la agricultura y el reciclaje, como se ha visto anteriormente, con un coste medio de 170 €/ Tm. [2]. Existen técnicas alternativas para los procesos de filtración y clarificación que reducen los problemas inducidos por los keiselguhr como son la regeneración de las tierras de diatomeas, descritas por distintos autores [31, 32], o los procesos de membranas como alternativa al uso de este medio filtrante en la clarificación, reduciendo directamente el volumen de residuos generados e indirectamente el consumo de agua [2, 33].

II. Homogeneización/ Preacidificación

Posteriormente se coloca un depósito de homogeneización para laminar puntas de caudal, de concentración, así como de pH, evitando cambios bruscos que puedan llegar a afectar el funcionamiento de los procesos biológicos situados aguas abajo. La homogeneización se lleva a cabo en una balsa mediante agitación. Cuanto mayor sea el volumen de estos depósitos mejor, ya que nos permitirá amortiguar derrames o descargas accidentales, así como almacenar las aguas durante el fin de semana (fábrica parada), para ser tratadas el lunes. No se debe trabajar con tiempos de retención demasiado elevados (depósito lleno), ya que conducen a una excesiva acidificación de las aguas y a problemas de olores si estos no se controlan debidamente (tanques cubiertos, agitación mediante difusores de aire, pH por encima de 9) [21].

Dependiendo de las características de los efluentes, una balsa de emergencia permite amortiguar las variaciones de pH. Cuando el pH es menor de 5 ó mayor de 11 el vertido se almacena en este tanque de emergencia. Una vez almacenados, estos vertidos son bombeados de forma controlada al tanque de homogeneización. De esta manera se consigue neutralizar el efluente sin afectar al proceso biológico y reducir considerablemente los consumos de ácido y sosa para su neutralización [21].

Por último, como paso previo al bombeo al digestor, que trabaja en un rango de pH en torno a 6 -7, el efluente se puede acondicionar en una tercera balsa donde se produce un proceso de preacidificación. Dicha preacidificación se alcanza mediante uno de estos tres métodos [8].

1. Parte del efluente de salida del reactor anaerobio se puede recircular con el fin de ahorrar sosa de neutralización, mediante el aprovechamiento de la alcalinidad producida en el tratamiento aerobio.

2. Neutralización biológica espontánea. El pH en la balsa de preacidificación puede descender sin aporte de reactivo ácido, debido a la hidrólisis de la materia orgánica. Este efecto es difícil de controlar pero hace disminuir las necesidades de aporte de reactivos a los efluentes básicos. Para conseguir el efecto de neutralización biológica el tiempo de retención hidráulica resulta un factor limitante.
3. Por adición de reactivos. Cuando no se puede obtener el nivel de pH óptimo por los métodos anteriores, hay que recurrir al empleo de reactivos. Tiende a emplearse el vertido contenido en la balsa de emergencia, reduciendo el consumo de reactivos.

1.1.3.2. Tratamientos Biológicos

Los sistemas biológicos se presentan como la alternativa más adecuada y utilizada para la reducción de la carga orgánica de los efluentes de las cerveceras [8].

Existen dos posibilidades de selección del sistema biológico, el sistema aerobio y el sistema anaerobio. La aplicación de un tratamiento anaerobio combinado posteriormente con un tratamiento aerobio, para la eliminación de los nutrientes o carga orgánica, es considerada la mejor solución para este tipo de efluentes [8, 28, 34, 35]. Es común la instalación de ambos sistemas en serie, situando primero el reactor anaerobio [8].

I. Proceso anaerobio

El tratamiento de aguas residuales mediante proceso anaerobio es el más apropiado para tratar residuos altamente concentrados y con una elevada biodegradabilidad [36].

El principio de tratamiento consiste en la descomposición de la materia orgánica en CH_4 y CO_2 , en ausencia de oxígeno. El proceso se lleva a cabo en un reactor en condiciones anaerobias.

Los procesos anaerobios constituyen una opción para el tratamiento de los efluentes de las fábricas de cerveza [2, 21, 34, 35] y son elegidos por las industrias cerveceras, para el tratamiento de sus efluentes, ya que, además de presentar un mayor número de ventajas respecto al uso de tratamientos aerobios, parte de la

energía que emplean estos procesos puede ser reutilizada, y la gestión de los lodos generados tiene un coste mínimo; por estas y otras razones, una cuarta parte (26%) de los sistemas anaerobios usados por el sector industrial de Norte América corresponde a la industria cervecera.

Durante el proceso anaerobio los microorganismos rompen las moléculas orgánicas y producen hidrógeno, dióxido de carbono y metano. El metano puede comprender hasta el 80% del biogás generado, siendo el resto principalmente dióxido de carbono. De esta forma el metano, fuente valiosa de energía, constituye el biogás primario producido por los procesos anaerobios [36].

En la práctica, la degradación de la materia orgánica se realiza a través de una serie compleja de reacciones bioquímicas que transcurren tanto en paralelo como en serie [37], donde intervienen distintos grupos de microorganismos. Las distintas reacciones que tienen lugar se pueden agrupar en 4 fases diferenciadas [8]:

1. Hidrólisis: la materia orgánica en suspensión con estructura compleja se transforma en compuestos solubles por actuación de exoenzimas. Esta fase tiene lugar en el depósito de homogenización, donde se debe de operar en unas condiciones determinadas para una hidrólisis correcta (tiempo de retención hidráulico suficiente, pH alrededor de 6 y temperaturas superiores a 20 °C).
2. Ácidogénesis: las bacterias acidificantes transforman la materia orgánica disuelta (aminoácidos, azúcares, ácidos grasos de cadena larga) en ácidos grasos volátiles (AGVs) (ácido láctico, acético, propiónico, butírico, etc.), dióxido de carbono e hidrógeno.
3. Acetogénesis: las bacterias acetogénicas convierten los productos de la anterior etapa en ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono.
4. Metanogénesis: las bacterias metanogénicas producen metano (CH₄) a partir de mezclas de acetato, dióxido de carbono e hidrógeno. Este proceso tiene lugar en condiciones estrictamente anaerobias, a un pH óptimo de 7 y temperatura de 35 °C.

Los sistemas de tratamiento biológico anaeróbico pueden clasificarse según la retención de biomasa y el contacto biomasa/agua residual [17].

Kassam y cols. [36] realizaron un estudio de mercado a nivel europeo y norteamericano sobre los distintos tipos de reactores anaerobios que durante las dos últimas décadas se habían estado empleando, para ello contaron con la ayuda de tres grandes Sociedades Anónimas como son Biothane Corporation, ADI Systems y Paques, evaluando más de 750 reactores anaeróbico instalados. Llegaron a la conclusión de que los sistemas anaerobios más comúnmente utilizados en el mercado eran los siguientes: reactor de flujo suspendido Biothane UASB, reactores de contacto Biobulk CSTR, reactores de lecho de lodos expandido Biotahen Biobed EGSB, reactor ADI BVF, reactor ADI Hybrid, reactor modular ADI-AMR, reactor BIOPAQ UASB y reactor de circulación interna BIOPAQ (IC).

Según autores como Batston, [26] y Parawira y cols. [38], el reactor ampliamente demandado y empleado en las fábricas de cerveza es el reactor UASB.

El sistema UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) fue uno de los que primero se implantó en la industria cervecera española y el que se sigue siendo utilizando mayoritariamente en el sector. En estos sistemas el agua residual se introduce por la base del reactor atravesando en flujo ascendente una densa biomasa granular que se encuentra en suspensión dentro del reactor. En la parte superior existe un separador que permite separar las tres fases generadas durante el proceso de digestión anaerobia de parte de la materia orgánica contenida en el agua residual (agua residual, fango granular y biogás). En estos sistemas se obtienen cargas volumétricas de 5-15 Kg. DQO/m³día [8].

En los últimos años ha aparecido una nueva generación de reactores, nombrados anteriormente, que permiten mejorar el rendimiento de separación de los fangos y aumentar la carga volumétrica del reactor. Los más utilizados en la industria cervecera son [8]:

- a) EGSB reactor (Expanded Granular Sludge Bed). Es como un reactor UASB pero mucho más alto (12-16 m de altura frente a los 4.5-6.5 m del UASB). La mayor altura del reactor permite utilizar mayores velocidades de flujo ascendente que provoca la expansión del fango granular mejorando la carga volumétrica del reactor (15-25 kg DQO/m³·d). El sistema de separación de las tres fases (biogás, agua y fango) es similar al del UASB

- b) IC Reactor (Circulación Interna). Básicamente consiste en dos reactores UASB colocados uno encima del otro, con una altura total de 16-24 m. La parte del reactor que está en la base recibe un flujo de recirculación interna que genera un régimen turbulento en el que se pueden mantener elevadas cargas másicas. La propia presión del biogás generado permite realizar la recirculación sin consumo externo de energía. Un separador intermedio permite recoger el biogás producido y reducir la turbulencia en la parte superior del reactor, con lo que se consigue una mejor separación del fango del agua en el segundo separador. En conjunto, la carga volumétrica en un reactor IC[®] puede ser de 20-30 kg DQO/m³·día, índice que se muestra dos veces mas alto.

Los sistemas anaerobios pueden combinarse con una instalación de recuperación y depuración del biogás generado para ser utilizado como combustible. La depuración del biogás consiste fundamentalmente en la eliminación del agua y del ácido sulfhídrico (H₂S). Para eliminar el ácido sulfhídrico existen diversos métodos químicos y biológicos. En caso de que no se aproveche el biogás, se debe disponer de una instalación para su combustión en antorcha.

En 1990 la industria cervecera de Heineken en Den Bosch (Países Bajos), fue la primera en aplicar la tecnología del reactor IC[®]. Dentro del sector cervecero el reactor IC[®] ha ganado una cuota de mercado importante estimada en 41% durante los últimos años en comparación con el reactor UASB [17].

II. Proceso aerobio

El principio básico del tratamiento aerobio de la materia orgánica es la conversión de la fracción biodegradable en CO₂ agua. La conversión se lleva a cabo con aporte de O₂ al reactor, ya sea mecánicamente o por difusión del aire atmosférico. Los sistemas aerobios trabajan con cargas orgánicas más bajas que los anaerobios por lo que se suelen colocar a continuación de estos [8].

Los reactores aerobios pueden clasificarse según el proceso que lleven a cabo:

1. Proceso con biomasa en suspensión (Aerobic Suspended Sludge Reactor): lodos o fangos activados y lagunas o estanques de estabilización.

2. Proceso con biomasa en lecho fijo (Packed Bed Reactors): lechos bacterianos y biodiscos.

Existen sistemas desarrollados recientemente como los *airlift reactors* que permiten cargas volumétricas mucho mayores, ya que trabajan con altas concentraciones de fango granular. En ocasiones, este sistema debe ir acompañado de un sistema de flotación de sólidos DAF (flotación por aire disuelto) que asegure la eliminación de sólidos en el efluente [8]. Dentro de este tipo de reactores se encuentran los reactores CIRCOX®, los cuales han demostrado una serie de ventajas sobre los sistemas de fangos activados [21].

En los procesos aerobios empleados en las fábricas de cerveza se deben cuidar ciertos aspectos en su diseño. Para poder alcanzar un rendimiento superior al 70%, es necesario emplear dos etapas en el proceso de tratamiento, ya que se parte de una concentración muy elevada [21]. Autores como Zielinski y McWhorter [39], recomiendan emplear dos torres de relleno (trickling filter) o biofiltros en cabeza, seguidos de fangos activados.

1.1.3.3. EDARI de la fábrica de cerveza estudiada

La fábrica de cerveza, objeto de estudio, presenta un sistema de depuración que consiste en un pretratamiento (desbaste y homogeneización/preacidificación), tratamiento anaerobio y un afino aerobio. El reactor anaerobio usado en la fábrica es del tipo BIOPAQ (IC).

Mediante un grupo de bombeo el agua pasa de la balsa de preacidificación al digestor anaerobio IC/BIOPAQ en donde se produce la mezcla del influente. El primer compartimiento del reactor contiene un lecho de fangos granulares expandido, y en él se produce la conversión de la mayor parte de DQO en biogás. El biogás producido es utilizado para generar un flujo de gas que arrastra el agua y el fango hasta el separador intermedio de gas/líquido; en este punto el biogás se separa de la mezcla y sale del sistema. La mezcla es dirigida por gravedad dando lugar al flujo de Circulación Interna.

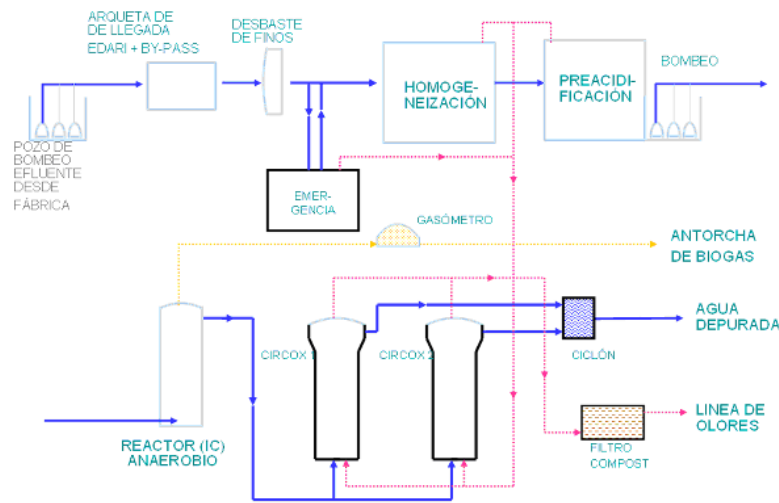


Figura 7. Diagrama de flujo de la EDARI de la fábrica de cerveza objeto de estudio.

El efluente del primer compartimiento es tratado en el segundo, que trabaja a baja carga, eliminando la DQO biodegradable residual.

La biomasa del reactor está compuesta por:

1. Bacterias fermentables que son las que llevan a cabo el proceso de hidrólisis y la acidogénesis generando CO_2 , Hidrógeno y ácidos grasos volátiles (AGV).
2. Bacterias acetogénicas cuyo producto final es el ácido acético.
3. Bacterias metanogénicas que se encargan de transformar el ácido acético, el hidrógeno y el CO_2 en metano.

El efluente final sale del reactor anaerobio a través de los vertederos. El tratamiento biológico del efluente de los IC se realiza en los reactores aerobios CIRCOX. El agua entra por la camisa exterior y una vez alcanza el fondo es desplazada, mediante inyección de aire en sentido ascendente, arrastrando el fango granular formado en el reactor y los sólidos en suspensión.

Se trata de una fase final de afino aerobio, al objeto de adaptar el proceso a las características estacionales de la producción de cerveza, consiguiéndose, además, la eliminación de los nutrientes presentes en el agua, N y P, la degradación y absorción de la DQO en suspensión y la oxidación de compuestos olorosos como el ácido

sulfhídrico (H₂S), procedente de reactor anaerobio o de la red de olores de las balsas de homogenización, emergencia y preacidificación.

GROLSCH, uno de los mayores productores de cerveza holandeses, instaló en 1993 un tratamiento anaerobio-aerobio en Enschede, eligiendo, dada la escasa disponibilidad de espacio, la tecnología IC® y CIRCOX®. Se trataba de encontrar un sistema muy compacto, sin ningún tipo de problema con olores, con eliminación de sulfuros antes del vertido al colector municipal y con mínima producción de fangos [21]. La **Tabla 4** presenta los parámetros de la planta y resultados de operación de los 2,5 años de funcionamiento (1994-1996).

Tabla 4. Parámetros de diseño y resultados alcanzados con la tecnología IC® y CIRCOX® empleada por la empresa GROLSCH.

Parámetros	Efluente	Resultados obtenidos	
		Salida IC	Salida CIRCOX
DQO (mg/L)	1.600-5.900 ^a	500-1.300	200-1.000
SST (mg/L)	750 ^b	----	----
Temperatura (°C)	32	----	----
Sulfuros (mg/L)	220 ^b	35	<1
pH	5-13 ^c	----	----
Biogás (m ³ /d)		2.227	----
Lodos (Kg sólidos/Kg DQO eliminada)		<1 (IC® + CIRCOX®)	

a: media semanal

b: parámetro de diseño

c: media diaria

1.1.3.4. Composición de las aguas residuales tratadas

Los valores característicos de la carga contaminante de las aguas residuales después de su tratamiento [8], vienen recogidos en la **Tabla 5**.

Tabla 5. Composición del agua residual de la industria cervecera una vez tratada

Parámetros	Agua tratada
DQO (mg/L)	200 - 4.200
SST (mg/L)	50 - 1.700
Nitrógeno Total (mg/L)	26 - 310
Fósforo Total (mg/L)	11 - 90
Cloruros (mg/L)	260 - 3.400

La mayor parte de los vertidos producidos por la industria son eliminados a través de las redes municipales de saneamiento, con la única condición de cumplimiento de unos límites establecidos por las ordenanzas municipales. Por esta razón la autorización y control de los vertidos realizados al alcantarillado municipal corresponde a los Ayuntamientos.

La Ley 4/2009 de 14 de mayo, de Protección Ambiental Integrada [40], regula, en su artículo 66, el control de los vertidos industriales a la red de saneamiento, y señala que en desarrollo de la misma, el Consejo de Gobierno fijará reglamentariamente los vertidos prohibidos y las concentraciones máximas admisibles, así como cualquier otra condición necesaria para garantizar la calidad ambiental de los vertidos industriales a la red de saneamiento. El desarrollo reglamentario, en este caso, viene establecido a través del Decreto 16/1999, de 22 de abril sobre vertidos de Aguas Residuales Industriales al Alcantarillado [41]. Este Decreto fija los criterios mínimos a los que deben atenerse todas las ordenanzas municipales. Según establece en su artículo 3, las aguas residuales procedentes de vertidos realizados por las industrias y actividades comprendidas en el Anexo I, que no se ajusten a las características señaladas en este Decreto, deberán ser depuradas antes de su incorporación a las redes de alcantarillado mediante la instalación de unidades de pretratamiento, plantas depuradoras específicas o, incluso, modificando sus procesos de producción.

La industria cervecera, objeto de estudio, se encuentra incluida en el Anexo I (relación de industrias y actividades sometidas a lo dispuesto en este decreto), como “fabricación de cerveza y malta cervecera”, por lo que las concentraciones máximas

instantáneas de contaminantes en las aguas residuales, una vez tratadas en la EDARI, que se viertan a las redes de alcantarillado, no podrán superar los límites señalados en el Anexo III; además, no podrán realizar vertidos a la red de alcantarillado que contengan los componentes y las características que de forma enumerativa quedan agrupadas por similitud de efectos en el Anexo II.

En caso de que este tipo de efluentes fueran vertidos a cauce público los límites máximos permitidos son mucho más restrictivos, y vienen regulados, en el caso de la Región de Murcia, por el Plan Hidrológico de la Cuenca del Segura [42].

1.2. REUTILIZACIÓN DE AGUAS

1.2.1. Introducción

Los primeros pasos en el campo de la reutilización del agua residual están identificados con la práctica histórica de la evacuación y aplicación del agua residual al terreno. Con la llegada de las redes de alcantarillado en el siglo XIX, las aguas residuales domésticas fueron vertidas al terreno, constituyendo la denominada “sewage farms”, de las que en 1900 ya existían numerosas, tanto en Europa como en Estados Unidos [43, 44]. Posteriormente y como consecuencia de la necesidad de hacer frente a una mayor demanda, se desarrollaron varios proyectos de recuperación y reutilización de aguas residuales [45]:

- En 1912, en el Golden Gate Park de San Francisco, el agua residual (primero sin tratar y después, tras un tratamiento en fosas sépticas) ya se utilizaba para el riego de zonas verdes y para la creación de lagos ornamentales.
- En 1929, en Pomona, California, se puso en marcha un proyecto en el que se utilizaba el agua residual recuperada para el riego de jardines y zonas verdes [46].
- En 1942, la Bethlehem Steel Company, empezó a utilizar el efluente clorado de la planta de Baltimore, Maryland. La falta de fuentes de suministro alternativas es la razón que induce a la mayoría de las industrias a implantar planes de reutilización de agua.

- En 1962, en el Grand Canyon nacional Park de Arizona, se utilizó por primera vez el agua residual en un sistema de abastecimiento doble para su uso en lavabos, sistemas de aspersión de zonas verdes y como agua de refrigeración y de calefacción. En este mismo año, en Whittier Narrows (Los Ángeles County), California, se llevó a cabo el primer proyecto de gran alcance de recarga de acuíferos con agua residual.

En las últimas décadas, el interés por el aprovechamiento de las aguas residuales urbanas que han recibido tratamientos avanzados de depuración ha ido en aumento.

La convicción de que estas aguas deben ser aprovechadas y no desperdiciadas, junto con la escasez creciente de aguas y los problemas de protección medioambiental, crean un entorno realista para considerar la reutilización de las aguas residuales en muchas áreas del mundo que se enfrentan a la escasez del agua. En los países ribereños del Mediterráneo, los del Oriente Medio, Suroeste de los Estados Unidos, Méjico o Sureste y Centro de Asia, entre otros, el uso de aguas residuales recuperadas es una práctica habitual que en los últimos años han tenido un incremento notable. Incluso, en zonas con abundancia de precipitaciones, como Japón o Florida, las aguas residuales se están reutilizando, en servicios higiénicos, sobre todo cuando las fuentes de agua se encuentran lejos y el transporte es caro o cuando existen demandas competitivas de otras regiones o usos.

Concretamente, las zonas mediterráneas de varios países miembros de la Unión Europea y algunos del norte de África, experimentan de forma relativamente regular sequías muy severas, que se hacen especialmente patentes en los meses de verano. Estas sequías pueden ser temporales o estructurales y se deben a la ocurrencia simultánea de episodios de baja precipitación, evaporación elevada y aumento de la demanda, principalmente para agricultura y turismo [47].

Para hacer frente a la escasez de recursos (escasez de oferta), pueden desarrollarse varias estrategias, desde la transferencia de agua entre cuencas (trasvases) a la recuperación de la escorrentía, sin olvidar la reutilización [47].

En la cuenca mediterránea, Israel fue pionero en la reutilización moderna aunque con cierta rapidez se incorporaron a esta práctica Chipre y Túnez. Posteriormente otros países iniciaron la práctica. Una panorámica de los volúmenes a

reutilizar actuales y previstos en Europa, básicamente países mediterráneos, puede encontrarse en la **Tabla 6** [48].

Actualmente un elevado número de Agencias del Agua están adoptando una gestión integrada del agua, en la cual las estrategias de reutilización son evaluadas y puestas en marcha junta a otras opciones de abastecimiento de agua, conservación, tratamiento y eliminación de aguas residuales y recuperación medioambiental [49].

La reutilización del agua requiere un estudio profundo de planificación de la infraestructura y de los recursos, el emplazamiento de la planta de tratamiento de las aguas residuales, la fiabilidad del tratamiento, la seguridad sanitaria, el análisis económico y financiero, y una gestión del uso del agua que suponga una integración del agua recuperada con otro tipo de agua no recuperada.

Tabla 6. Reutilización de aguas regeneradas en Europa

País	Reutilización de agua regenerada	
	2002 (1999-2005) Hm ³ /año	Cantidades que se han planificado reutilizar en la década 2006-2015. Hm ³ /año
Malta	4	9
Israel	280	380
Chipre	25	30
Italia	45	250
España	300	1.200
Turquía	50	Sin datos
Albania	Despreciable	Sin planes
Francia	6-7	Sin planes
Grecia	>10	>15
Portugal	No hay datos fiables	>20
Total	>700	aprox. 2000

La reutilización del agua presenta algunas ventajas potenciales, desde la mejora de las condiciones del recurso hídrico hasta otras menos cuantificables como son la mejora de la salud pública y el desarrollo económico local [49].

1.2.2. Potencial y nivel de reutilización del agua residual

Para entender la importancia de la reutilización del agua residual, es útil comparar el potencial de reutilización de un país con su consumo total. En los Estados Unidos, en 1985, se estimaba que el caudal medio de extracción de agua tanto salada como dulce, para usos no relacionados con los cursos de agua, era de 1.600.000.000 m³/día (10% por debajo de las estimaciones realizadas en 1980). Sin embargo, el caudal de extracción para el abastecimiento público resultó ser superior, en un 7%, al correspondiente a 1980. El consumo medio por habitante en 1985, contabilizando todos los usos del agua no relacionados con los cursos de agua, fue de 6,25 m³/día de agua dulce y salina, de los que 5,3 m³/día correspondían a agua dulce [45].

Las aguas residuales municipales e industriales una vez tratadas pueden presentar las categorías de reutilización descritas en la **Tabla 7**.

Tabla 7. Aplicaciones del agua reutilizada [50, 51]

Categorías de Reutilización	Ejemplos de Aplicación
1. USO URBANO	
Zonas verdes	Riego de espacios verdes (parques, campos de golf, patios de colegios, cementerios, zonas residenciales, medianas de autopistas)
Comercial	Lavadero de coches, lavanderías
Otros	Protección contra incendios, construcción, fuentes ornamentales, estanques recreativos, lavabos, aire acondicionado.
2. USO AGRÍCOLA	
Riego de cultivos	Cultivo para consumo humano
Otros cultivos	Forraje, fibra, cosecha de semillas, pasto, viveros,

Categorías de Reutilización	Ejemplos de Aplicación
3.USO RECREATIVO	
Sin restricción	Ninguna limitación en cuanto al contacto con el cuerpo (Lagos y estanques usados para natación, fabricación de nieve artificial)
Con restricción	Pesca, paseo en barco y otras actividades recreativas que no presenten contacto con el cuerpo.
4. USO AMBIENTAL	
5. RECARGA AGUAS SUBTERRÁNEAS	Humedales artificiales, mejora natural de humedales, incremento de los caudales de los cursos de agua.
6. USO INDUSTRIAL	Reabastecimiento de acuíferos, control de la intrusión de aguas salinas, control de subsidencias.
7.USO POTABLE	Sistemas de refrigeración, agua de procesos, calderas, actividades de construcción.
	Mezcla en depósitos de agua de abastecimiento (superficial o subterránea)

Las posibilidades de reutilización de las aguas residuales tratadas son numerosas y variadas dependiendo del nivel de tratamiento a que se sometan, lo que determinará la calidad del efluente conseguido, destacando como destino más frecuente, en la mayoría de los proyectos, el riego agrícola.

Según distintos autores [45], el riego agrícola y de zonas verdes presenta el mayor potencial de reutilización. El segundo gran uso de las aguas recuperadas se produce en actividades industriales, principalmente para cubrir necesidades de refrigeración y de procesado. Los usos industriales son muy variados y, para proporcionar un agua de calidad adecuada, suele ser necesario llevar a cabo tratamientos adicionales más allá del tratamiento secundario convencional de aguas residuales. La tercera aplicación del agua residual es la recarga de acuíferos. Los demás usos descritos en la **Tabla 7**, como son el uso recreativo, el uso en lavabos y otros usos similares, suponen menos del 5% de las aplicaciones de reutilización.

En los Estados Unidos el agua regenerada es empleada principalmente en agricultura y riego de zonas verdes. El riego agrícola comprende aproximadamente un 46% del agua reutilizada en California, mientras que en Florida es el riego de

zonas verdes el uso que presenta un mayor porcentaje en agua reutilizada (45%) [52, 53].

Según el Plan Nacional de Calidad de las Aguas [54], la distribución por usos de la reutilización de agua en España, se sitúa en unas tres cuartas partes para uso agrícola, del orden del 12% (y creciendo) para usos recreativos y campo de golf, el 6% para servicios urbanos, el 4% para usos ecológicos y recarga de acuíferos, y del orden del 3% para uso industrial [54] (**Figura 8**). En este caso, España coincide con el Estado de California, ya que el mayor porcentaje de agua regenerada, se emplea en riego agrícola.

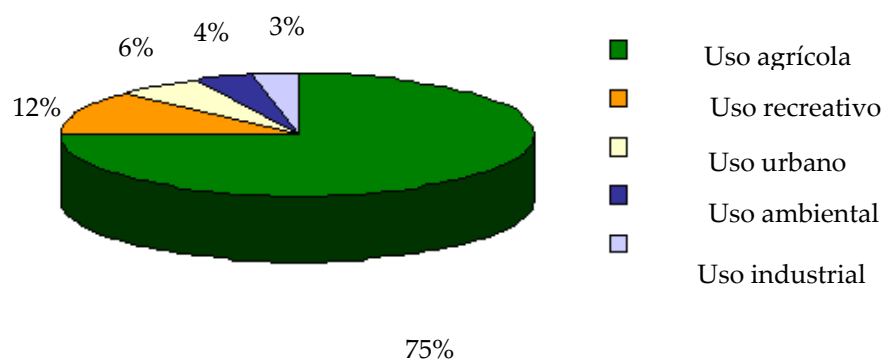


Figura 8. Distribución por usos del agua regenerada

1.2.3. Aplicaciones de las aguas residuales regeneradas

El factor que normalmente determina el grado de tratamiento necesario y el nivel de confianza deseado de los procesos y operaciones de tratamiento, en la instrumentación y aplicación de los planes de recuperación y reutilización de aguas residuales, suele ser el uso a que se destina el agua (**Tabla 7**). Es importante, en el proceso de planificación, evaluar la fiabilidad de las operaciones y procesos de tratamiento existentes o propuestos, ya que la recuperación de aguas residuales obliga a un suministro continuo de agua de una determinada calidad [45].

En esta sección se presentan las aplicaciones de las aguas residuales recuperadas así como los criterios de calidad para proteger el medio ambiente y mitigar los riesgos para la salud pública.

1.2.3.1. *Uso urbano*

La reutilización del agua residual en aplicaciones urbanas no potables puede incluir los sistemas que abastecen a grandes usuarios, dentro de los cuales se incluyen parques, patios de colegio, campos de atletismo, medianas de autopista, campos de golf, e instalaciones recreativas. Esta reutilización conlleva una infraestructura consistente en una red de distribución doble, una para el agua potable y otra para el agua que va a ser reutilizada. Esta doble red presenta el problema de poder contaminar el agua potable, con lo cual se han de tener en cuenta criterios técnicos y sanitarios. [51].

El consumo de agua residual para estos fines puede equilibrar la producción, siendo nulo el exceso de agua residual depurada, evitando problemas derivados del impacto medioambiental. A su vez, en determinadas épocas del año en que la producción de agua residual es mayor, el exceso generado puede ser acumulado en lagos o embalses reguladores para su uso en la extinción de incendios forestales.

En el diseño de un sistema de distribución de agua recuperada, los factores más importantes a tener en cuenta son la fiabilidad del servicio y protección de la salud pública.

La preocupación más común asociada a la reutilización de las aguas residuales municipales tratadas es la transmisión potencial de enfermedades infecciosas por agentes patógenos, como son bacterias, protozoos, helmintos y virus [55, 56, 57].

1.2.3.2. *Riego agrícola y de zonas verdes*

En la mayoría de estudios realizados sobre reutilización del agua residual se presta mayor atención a su uso como agua de riego, ya que, en comparación con otros tipos de aplicaciones, requiere en muchos casos un nivel de calidad menos estricto, lo cual implica, a su vez, que el nivel de depuración que se debe alcanzar durante el tratamiento no sea tan elevado. Además, la aplicación del agua depurada en el terreno supone una fase más del tratamiento de depuración del agua residual ya que al infiltrarse el agua a través de la zona no saturada se producen numerosos procesos tanto físicos, químicos como biológicos que dan lugar a la disminución de su carga contaminante por oxidación de la materia orgánica.

A pesar de que los sistemas de riego se han empleado en todo el mundo durante milenios, la importancia de la calidad del agua para el riego ha sido reconocida durante el presente siglo [45]. A la hora de evaluar la calidad de un agua residual para riego se debe tener en cuenta tanto la calidad físico-química como la calidad microbiológica de la misma.

I. Calidad física y química

La calidad del agua de riego es especialmente importante en zonas áridas, en las que se producen altas velocidades de evapotranspiración como consecuencia de las altas temperaturas y de la baja humedad existente.

Los principales elementos que componen el agua de riego son los cationes calcio, magnesio, sodio y potasio y los aniones carbonatos, bicarbonatos, cloruros, sulfatos, nitratos y boratos.

En los casos en los que se pretende regar con agua residual recuperada, se deben tener en cuenta tanto las propiedades del suelo como las características de producción del cultivo [45].

Se han propuestos diversos indicadores de la calidad de un agua para riego desarrollados por la Comisión de Consultores de Agua de la Universidad de California, posteriormente ampliados por autores como Pettygrove y Asano [43] y Ayers y Westcot [58], los cuales vienen descritos en la **Tabla 8**.

Las características físico-químicas que sirven para determinar la calidad de un agua regenerada para el riego son básicamente las mismas que se utilizan para determinar la calidad de cualquier otro tipo de agua. No obstante existen algunas diferencias, ya que las aguas regeneradas presentan algunos elementos en concentraciones relativamente elevadas, imposibles de encontrar en cualquier otro tipo de agua [59]. Sin embargo, los problemas que se presentan en este tipo de agua son los mismos que los que provocan la presencia de salinidad o de metales traza en cualquier suministro de agua [45].

Tabla 8. Valores indicativos de la calidad de agua de riego propuestos por la FAO. Adaptado de Pettygrove y Asano [43], Ayers y Westcot [58] y Mujeriego [60]

Posible problema de riego	Unidades	Grado de restricción en el uso		
		Ninguno	Ligero a moderado	Elevado
Salinidad^a				
Conductividad eléctrica (CE)	dS/m	<0,7	0,7-3,0	>3,0
Materia disuelta tota	mg/L	<450	450-2.000	>2.000
Permeabilidad ^a				
SAR: 0-3	CE	≥ 0,7	0,7-0,2	<0,2
3-6		≥ 1,2	1,2-0,3	<0,3
6-12		≥ 1,9	1,9-0,5	<0,5
12-20		≥ 2,9	2,9-1,3	<1,3
20-40		≥ 5,0	5,0-2,9	<2,9
Toxicidad de iones específicos				
Sodio (Na⁺)	SAR	<0,3	3-9	>9
Riego superficial	mg/L	<70	>70	
Riego por aspersión				
Cloruros (Cl⁻)				
Riego superficial	mg/L	<140	140-350	>350
Riego por aspersión	mg/L	<100	>100	
Boro (B)				
Microelementos	mg/L	<0,7	0,7-3,0	>3,0
Efectos diversos^c				
Nitrógeno total	mg/L	<5	5-30	>30
Bicarbonatos: (sistemas con aspersión elevada)		<90	90-500	>500
Bicarbonatos: (efecto sobre el suelo)	mg/L	<1,5	1,5-8,5	>8,5
pH				
Intervalo normal es 6,5-8,4				
Cloro residual (solo en sistemas de aspersión elevada)	mg/L	<1,0	1,0-5,0	>5,0

a. Afecta a la disponibilidad de agua para el cultivo

b. Afecta a la velocidad de infiltración del agua en el suelo. Valorado conjuntamente mediante la CEa y el SAR (tasa de adsorción de sodio) o adj. RNA

c. Afecta a especies sensibles

Los posibles problemas de gestión asociados a la calidad del agua se dividen en seis categorías [45, 59]:

1. Parámetros relacionados con la salinidad: conductividad eléctrica, sólidos totales, concentración de sodio, calcio, magnesio, carbonatos, bicarbonatos, cloruros y sulfatos.

Uno de los peligros de la agricultura de regadío es la posible acumulación de sales solubles en la zona radicular (Riesgo de Salinidad). Algunas plantas toleran más sales que otras, pero todas tienen límite. Con prácticas razonablemente buenas de riego, el contenido de sales del suelo es entre 1,5 y 3 veces mayor que la del agua de riego, aunque puede rebasar ampliamente estos límites (incluso llegar a 20) si la política de riego no es adecuada. La salinidad de un agua de riego se determina midiendo su conductividad, y es el parámetro de mayor importancia a la hora de determinar su aptitud para el agua de riego [45, 51, 59]. Las estimaciones indican que el 23% de las tierras cultivadas regadas con aguas recuperadas han sido dañadas por la salinidad [61].

El nivel de tolerancia de las plantas a la salinidad varía extensamente [51]. La presencia de sales afecta al crecimiento de las plantas por tres mecanismos: (a) efectos osmóticos, provocados por la concentración total de sales en el agua del suelo; (b) toxicidad de iones específicos, provocada por la concentración de un ión determinado, y (b) dispersión de las partículas de suelo, provocada por la presencia importante de sodio y por una baja salinidad. Cuanto mayor es la salinidad del suelo en la zona radicular, las plantas consumen más energía para ajustar la concentración de sales en el interior del tejido vegetal (ajuste osmótico) para conseguir el agua necesaria del suelo, por lo tanto, la energía disponible para el crecimiento de la planta es mucho menor [45]. Esta situación se conoce como “estrés hídrico”.

El riesgo de salinización del suelo se puede determinar mediante la clasificación propuesta por la FAO [58], descrita en la **Tabla 9**.

Tabla 9. Clasificación de la salinidad del agua

Grado de salinidad	CE (dS/m)	SST (mg/L)
No salina	< 0,7	< 500
Salinidad Ligera	0,7-3	500-2.000
Salinidad Media	3-6	2.000-4.000
Salinidad Alta	6-14	4.000-9.000
Salinidad Alta	>14	>9.000

2. *Velocidad de infiltración al terreno.* Otro riesgo que existe en agricultura de regadío es convertir al suelo en sódico; como esto supone la pérdida de su estructura es por lo que se suele denominar a este peligro como “riesgo de impermeabilización” [62] o riesgo de sodificación [63].

El problema de la infiltración de agua se desarrolla en los primeros centímetros del suelo, y suele estar relacionado con la estabilidad estructural de la capa superficial de este. Para predecir el potencial problema de infiltración o riesgo de sodificación o alcalinización se suele emplear la tasa de adsorción de sodio (RAS o en inglés SAR) [43, 58, 64]. La tasa de adsorción de sodio es un parámetro que relaciona las concentraciones de sodio, calcio y magnesio, expresadas en mili equivalentes por litro (meq/L), y es de fundamental importancia para evaluar el riesgo de acumulación de sodio en el suelo, que incide directamente en su permeabilidad [59]. Su fórmula es [65]:

$$SAR = \frac{[Na^+]}{\sqrt{(Ca^{2+} + Mg^{2+})/2}}$$

Ec. 4

Ayers y Westcot [58] recomiendan la utilización del llamado RAS ajustado ($adj R_{Na}$), que es una modificación de la Ec.4, que incorpora la influencia de la variación de la solubilidad del calcio en el agua del suelo [43, [58, 66], ya que para evaluar este peligro hay que tener en cuenta las precipitaciones de calcio y magnesio a causa de los carbonatos, aunque también se puede utilizar el RAS calculado mediante la fórmula clásica, expuesta anteriormente [63].

$$Adj R_{Na} = \frac{[Na^+]}{\sqrt{(Ca^{2+} + Mg^{2+})/2}}$$

Ec. 5

En esta ecuación, las concentraciones de Na^+ y de Mg^{2+} se expresan en meq/L y el valor de Ca^{2+} , que también se expresa en meq/L, se obtiene a partir de la bibliografía [66].

El RAS ajustado pretende tener en cuenta la variación de la concentración de Ca^{2+} en el agua del suelo debido a la disolución ó precipitación de minerales carbonatados. Para el cálculo del RAS ajustado según este procedimiento es necesario conocer la relación $\text{HCO}_3^-/\text{Ca}^{2+}$ y la conductividad eléctrica del agua de riego [58]. A partir del valor del RAS ajustado, se puede calcular el porcentaje del sodio cambiante (PSC) en equilibrio con el suelo, el cual viene dado de forma aproximada por:

$$\text{PSC} = 2 \text{ Adj R}_{\text{Na}} \quad \text{Ec. 6}$$

Con valores del RAS ajustado menores de 6 no deben existir problemas, entre 6 y 9 los problemas aumentan y con más de 9 se podrán esperar severas complicaciones [62].

A un valor determinado de la tasa de adsorción de sodio, la infiltración aumenta con el incremento de la salinidad, y decrece con el descenso de ésta [45]. Por lo tanto, para evaluar el potencial de aparición de problemas de permeabilidad, o lo que es lo mismo, el efecto de la salinidad del agua en la velocidad de infiltración del suelo, tanto el SAR como el SAR ajustado, se deben emplear conjuntamente, con el valor de la conductividad eléctrica (CE) del agua de riego, tal y como se muestra en la **Tabla 9**.

3. Toxicidad de iones específicos: parámetros relativos al contenido de micronutrientes y metales pesados, entre ellos, cabe destacar el boro, manganeso, molibdeno, aluminio, cadmio, cobre, cromo, níquel, plomo y zinc. Como se muestra en la **Tabla 8**, los iones cuya presencia en el agua residual resulta más problemática son el sodio, el cloro y el boro. La concentración de cloro y sodio presente en el agua residual depende de la concentración presente en el agua potable que la ha originado [59].

Según Mancino y Pepper [67], la toxicidad mas frecuente en los vegetales es la provocada por cloruros, siendo el césped una de las especies más tolerantes a este ión.

El Boro, a diferencia del Sodio, es un elemento esencial para el desarrollo de la planta y es necesario relativamente en cantidades mínimas; sin embargo, si está

presente en cantidades elevadas, causa toxicidad. Las fuentes de boro suelen ser los detergentes de uso domestico lo vertidos industriales [45].

En la **Tabla 10** se indican las máximas concentraciones de elementos traza recomendadas para aguas de riego. En casos graves en los que el agua reutilizada contiene niveles, superiores a los indicados, los elementos se pueden acumular en las plantas y en el terreno y pueden suponer riesgos para la salud de los hombres y animales y provocar problemas de fototoxicidad en las plantas [43, 58].

Tabla 10. Concentraciones máximas recomendadas en el agua de riego de los principales microelementos presentes en las aguas regeneradas. Adaptado de: Pettygroven y Asano [43], Ayers y Westcot [58] y Crook [68]

Elemento	Límite máximo recomendado en agua de riego (mg/L)	Elemento	Límite máximo recomendado en agua de riego (mg/L)
Aluminio (Al)	5,00	Litio (Li)	2,50
Arsénico (As)	0,10	Manganeso (Mn)	0,20
Berilio (Be)	0,10	Molibdeno (Mo)	0,01
Cadmio (Cd)	0,01	Níquel (Ni)	0,20
Cobalto (Co)	0,05	Plomo (Pb)	5,00
Cromo (Cr)	0,10	Selenio (Se)	0,02
Cobre (Cu)	0,20	Vanadio (V)	0,10
Flúor (F)	1,00	Zinc (Zn)	2,00
Hierro (Fe)	5,00		

4. *Parámetros relativos al contenido de macronutrientes:* nitrógeno en todas sus formas amonio, nitrito, nitrato y orgánico, fósforo total y potasio. En el caso de riego con agua regenerada se puede incluir también hierro.

Los nutrientes presentes en las aguas residuales recuperadas actúan como fertilizantes en la producción de cultivos y espacios verdes, sin embargo, en algunos casos en el que su contenido es superior a la demanda de las plantas, pueden provocar problemas. Los nutrientes de importancia en la gestión agrícola y de espacios verdes son el nitrógeno, el fósforo, y en algunas ocasiones, el potasio, el cinc, el boro [45].

El nutriente más beneficioso es el nitrógeno. Las cantidades excesivas de nitrógeno estimulan el crecimiento vegetativo en la mayoría de las cosechas, pero también pueden retrasar su madurez y reducir la calidad y cantidad de la cosecha [51].

La concentración de nitrógeno y los tipos de especies químicas en las que este nitrógeno se encuentra, dependen del tipo y del grado de tratamiento al que se ha sometido el agua residual. Así, por ejemplo, en los efluentes secundarios procedentes de un tratamiento biológico de fangos activados, el nitrógeno amoniacal y el nitrógeno orgánico son los tipos de especies químicas nitrogenadas más habituales [59].

Los niveles de fósforo presentes en agua recuperada suelen ser inferiores a los necesarios para las plantas. Niveles excesivos de fósforo no suponen un problema para las cosechas, aunque si lo son en la escorrentía de las aguas superficiales [51].

A diferencia del nitrógeno y del fósforo, la concentración de potasio no se ve afectada por los procesos de tratamiento biológico de las aguas residuales, sino que depende de la concentración del agua potable y de la cantidad de potasio que se pueda introducir durante el uso del agua [60].

5. Otros parámetros: pH, sólidos en suspensión y cloro residual.

Como se observa en la **Tabla 8**, los valores de pH deseables para un agua de riego oscilan entre 6,5 y 8 unidades y su importancia radica en que afecta a la solubilidad de los metales y a la alcalinidad de los suelos [59]. Sin embargo, Rowe y Abdel-Magid [69] establecen un pH de 6 como límite recomendado en aguas recuperadas para riego.

Los sólidos en suspensión (SST), junto con la demanda química de oxígeno (DQO) y la demanda bioquímica de oxígeno (DBO), es uno de los principales parámetros de determinación de calidad empleado en el mundo del tratamiento de aguas. La importancia de este parámetro no se debe a sus efectos sobre el suelo ni sobre las plantas, sino a sus efectos sobre el proceso de regeneración del agua, con especial incidencia en el proceso de desinfección, ya que para que la desinfección de un efluente secundario presente la máxima eficacia es deseable que la concentración de sólidos en suspensión sea lo más baja posible para evitar que el desinfectante se combine con la materia orgánica [59]. El principal objetivo de los tratamientos

terciarios o avanzados cuando la reutilización del agua tiene como finalidad el riego agrícola o de zonas verdes, es la reducción de este parámetro (<5 mg/L) al mínimo, con el fin de aumentar la fiabilidad del proceso de desinfección posterior y garantizar la adecuada calidad sanitaria del agua regenerada [70].

Rowe y Anbdel-Magid [69] establecen, como límite recomendado en aguas recuperadas para riego, una concentración entre 500-2.000 mg/L de sólidos en suspensión, ya que a estos niveles pueden verse afectadas las plantas más sensibles. El riego con agua que presente concentraciones entre 1.000-2.000 mg/L de sólidos en suspensión, pueden afectar numerosas cosechas, por lo que se deben seguir prácticas de gestión adecuadas. Por encima de 2.000 mg/L de sólidos en suspensión, el agua únicamente puede emplearse para el riego de plantas tolerantes en suelos permeables.

Otro parámetro a estudiar en este tipo de agua es el cloro residual. Si el proceso de desinfección se realiza con derivados del cloro, es muy probable encontrar pequeños niveles de cloro residual que son los que mantienen la calidad bacteriológica del agua durante un cierto tiempo; según Pettygroven y Asano [43], las concentraciones de cloro residual inferiores a 1 mg/L no afectan al follaje, pero las concentraciones por encima de 5 mg/L pueden causar daños graves a las plantas si se aplican directamente sobre el follaje pudiendo provocar quemaduras en las hojas.

6. *Otros problemas* como la obturación de los sistemas de riego de goteo o con aspersores, especialmente en la distribución de efluentes primarios y efluentes procedentes de estanques de estabilización.

El índice de Langelier (LSI) esta relacionado con la necesidad de proteger las conducciones de riego contra las incrustaciones, y por tanto su mal funcionamiento, por ejemplo en el riego por goteo. Si el índice de Langelier es positivo, el carbonato de calcio puede precipitar de una solución y formar incrustaciones. Se establece para una temperatura determinada y mide el estado de equilibrio del agua en relación con su carácter incrustante o corrosivo. Se define teóricamente como [58, 71]:

$$LSI = pH - pHs \quad \text{Ec. 7}$$

Siendo pH, el pH al que se encuentra la muestra de agua y pHs el valor de pH al que comenzaría a precipitar Carbonato Cálcico (CaCO_3). Debido a ello, cuando LSI tenga un valor negativo se tratará de un agua con tendencia corrosiva, tendencia

tanto mayor cuanto menor sea el LSI. En cambio, para valores de LSI positivos el agua tendrá una tendencia incrustante provocando la deposición de carbonato cálcico. Para que el agua presente unas condiciones ideales el Índice tiene que se igual a cero. Ya que el agua en condiciones óptimas de saturación no es muy frecuente, se toleran variaciones de $\pm 0,5$ en la aplicación de este Índice.

II. Calidad microbiológica: características sanitarias

El control de los parámetros físico-químicos y microbiológicos es muy importante tanto en los sistemas de potabilización como de depuración del agua. Sin embargo, en los lugares donde el agua es consumida por el hombre o es reutilizada, el factor de riesgo más importante está asociado con la exposición a agentes biológicos que incluyen bacterias patógenas, helmintos, protozoos y virus entéricos [72].

La presencia de microorganismos patógenos en las aguas regeneradas para el riego agrícola y de zonas verdes representa un peligro potencial para la salud de la población expuesta ya que son responsables de numerosas enfermedades. Esto hace que sea necesaria la determinación de la calidad microbiológica del agua recuperada para distintas aplicaciones [73].

Existen distintas vías de exposición a estos patógenos, como son la consumición de productos vegetales contaminados con agua reutilizada, o la exposición a aerosoles generados durante el riego por aspersión donde se emplee este tipo de agua regenerada [74]. Por esta razón es muy importante determinar la eficacia del tratamiento de un agua residual y llevar a cabo un análisis microbiológico del efluente final [75].

La elevada y diversa carga microbiana patogénica (**Tabla 12**) que habitualmente presentan las aguas residuales hace imprescindible que se efectúe un tratamiento adicional que la reduzca de forma drástica antes de proceder a la reutilización, especialmente si se va a producir algún tipo de contacto, directo o indirecto, entre el agua y el público [59].

Existe un consenso general sobre la dificultad de determinar la presencia de todos los organismos patógenos implicados en los procesos de contaminación ambiental. Dicha determinación implica varios días de análisis, costos elevados y

laboratorios especializados. Frente a estas dificultades y a la necesidad de hacer una evaluación rápida y fiable de la presencia de patógenos en el agua, se ha planteado la necesidad de trabajar con organismos indicadores [76]. Los microorganismos indicadores son aquellos que tienen un comportamiento similar a los patógenos (concentración y reacción frente a factores ambientales y barreras artificiales), pero son más rápidos, económicos y fáciles de identificar. Una vez se ha evidenciado la presencia de grupos indicadores, se puede inferir que los patógenos se encuentran presentes en la misma concentración y que su comportamiento frente a diferentes factores como pH, temperatura, presencia de nutrientes, tiempo de retención hidráulica o sistemas de desinfección es similar a la del indicador.

Tabla 11. Algunos de los agentes infecciosos que pueden estar presentes en las aguas residuales urbanas no tratadas [51, 55, 57, 59]

Patógeno	Enfermedad
Bacterias	
<i>Shigella</i> (4 spp.)	Shigelosis (disentería bacilar)
<i>Salmonella typhi</i>	Fiebres tifoideas
<i>Salmonella</i> (1.700 serotipos)	Salmonelosis
<i>Vibrio cholera</i>	Cólera
<i>Escherichia coli</i> (enteropatógena)	Gastroenteritis
Protozoos	
<i>Entamoeba histolytica</i>	Amebiasis (disentería amébrica)
<i>Giardia lamblia</i>	Giardiasis
<i>Cryptosporidium</i>	Criptosporidiosis, diarrea, fiebre
Helmintos	
<i>Ascaris lumbricoides</i> (nematodo)	Ascariasis
<i>Trichuris trichura</i> (nematodo)	Tricuriasis
<i>Taenia spp.</i> (cestodo)	Teniasis
Virus	
Enterovirus (72 tipos)	Gastroenteritis, anomalías cardíacas, meningitis
Virus de hepatitis A	Hepatitis infecciosa
Adenovirus (47 tipos)	Infecciones oculares y respiratorias

No existe ningún microorganismo que reúna todos los criterios de un indicador ideal y apenas algunos grupos satisfacen algunos de estos requisitos. Los indicadores más usados son coliformes totales, coliformes fecales, *Escherichia coli*, estreptococos fecales y esporas de anaerobios sulfito-reductores [77, 78].

Los niveles de virus, parásitos, y de bacterias encontrados en aguas residuales sin tratamiento se muestran en la **Tabla 12**, que ilustra el enorme rango concentraciones de los microorganismos que se pueden encontrar en aguas residuales brutas.

Tabla 12. Concentración de microorganismos indicadores de contaminación habituales en aguas residuales municipales sin ningún tratamiento [51, 55, 79]

Microorganismos indicadores	Valores típicos efluente de aguas residuales brutas (UFC)
Coliformes fecales/100 mL	$10^5 - 10^6$
Enterococos/100 mL	$10^4 - 10^5$
Shigella /100 mL	$1 - 10^3$
Salmonella /100 mL	$10^2 - 10^4$
Huevos de helminto /100 mL	$1 - 10^3$
Enteric virus/100 mL	$1 - 5 \times 10^3$

1.2.3.3. *Uso ambiental y recreativo*

La reutilización ambiental incluye la mejora, la restauración y la creación de humedales que pueden servir como hábitat y refugio de flora y fauna y el incremento de los caudales de los cursos de agua. Las aplicaciones del agua recuperada para uso recreativo incluyen: diversas aplicaciones paisajísticas, campo de golf, estanques recreativos donde hay contacto fortuito (pesca, paseo en barca) o directo con el agua (natación y vadeo). El desarrollo de los proyectos recreativos y ambientales mediante el uso de agua recuperada dependerá de la demanda que exista junto con un coste efectivo para obtener un agua recuperada de calidad [51].

1.2.3.4. *Uso industrial*

La reutilización industrial ha aumentado sustancialmente desde principio de los años 90 por muchas de las mismas razones que la reutilización urbana ha ganado popularidad, debido a la escasez del agua y al aumentado poblaciones,

particularmente en áreas de sequía, junto con la legislación ambiental que cada vez es más estricta en cuanto a la conservación del agua se refiere [51].

Debido a las limitaciones establecidas para el control de contaminación de los vertidos, es de esperar que las tecnologías de gestión del agua en las industrias experimenten cambios, lo cual hace prever que el reciclaje del agua en las industrias aumente [45].

La reutilización del agua en la industria puede tener distintos fines [51]: agua de refrigeración, agua para calderas, y agua para procesos industriales.

1.2.3.5. *Recarga de aguas subterráneas*

La recarga de aguas subterráneas se emplea para establecer barreras para evitar la intrusión de agua salina en acuíferos costeros, proporcionar un tratamiento adicional para una futura reutilización, aumentar la disponibilidad de acuíferos potables y no potables, proporcionar un almacenamiento de aguas regeneradas para una posterior recuperación y reutilización y para controlar y prevenir subsidencias [51].

La recarga de acuíferos con aguas residuales regeneradas se realiza mediante dos métodos [45, 80]:

1. Recarga en superficie mediante balsas de infiltración
2. Inyección directa a acuíferos subterráneos.

El aspecto de la recarga de acuíferos con aguas residuales regeneradas que mayor atención y preocupación recibe es el relativo a los posibles efectos nocivos sobre la salud pública derivados de la introducción de patógenos o trazas de contaminantes tóxicos. Debido a la creciente preocupación por los efectos sobre la salud pública a largo plazo, es necesario concentrar todo el esfuerzo en reducir el número de especies químicas y la concentración de los constituyentes orgánicos específicos en le agua de recarga [81, 82, 83].

1.2.3.6. *Uso para agua potable*

La potabilización de las aguas residuales urbanas es la utilización más costosa que se puede llevar a cabo, ya que se exigen unos rigurosos criterios de calidad. La OMS recomienda las siguientes indicaciones sanitarias:

- Ningún microorganismo coliforme fecal en 100 ml.
- Ninguna partícula vírica en 100 ml.
- Ningún efecto tóxico en el hombre.
- Observación de los demás criterios aplicables al agua potable.

La mayoría de los países descartan el consumo humano de agua residual depurada, aunque algunos como Singapur utilizan este sistema desde 2003: el agua reciclada se ha bautizado como "NEWater". En Windhoek, la capital de Namibia, el reciclado funciona con éxito desde hace años. En Estados Unidos (EE.UU.), varias poblaciones han puesto en marcha este sistema o tienen previsto hacerlo.

En España la Legislación de aguas prohíbe este uso, salvo en casos de excepción o catástrofe, y siempre previa autorización de la Administración sanitaria y del Organismo de cuenca correspondiente.

Para obtener los criterios de calidad, la OMS propone los siguientes tratamientos:

- Tratamientos exigidos: tratamiento primario, tratamiento secundario, filtración por arena, nitrificación y desnitrificación.
- Tratamientos deseables: desnitrificación, clarificación química, absorción con carbón activo, intercambio iónico.

1.3. LEGISLACIÓN SOBRE LA REUTILIZACIÓN DE AGUAS RESIDUALES

1.3.1. Legislación española sobre reutilización

La aprobación de la Directiva Marco del Agua [84] supone un reto para la gestión del agua ya que obliga a alcanzar el objetivo ambicioso de cumplir con el buen estado de las aguas antes del 2015. Esta exigencia es compleja para España ya que tiene un clima mayoritariamente seco en el que se repiten cíclicamente períodos de sequía más o menos prolongados. Por otro lado el desarrollo social supone un incremento de la demanda hídrica como consecuencia del aumento de la población y de la actividad tanto industrial como agrícola. La buena gestión del agua obliga a satisfacer ambos requerimientos, es decir proporcionar los medios para cubrir las necesidades de agua y a la vez proteger las aguas de modo que alcancen el buen

estado, o al menos, que no se deterioren. Para ello es necesario acometer cambios en el modelo de gestión que fomenten el ahorro y la eficiencia del uso, por ejemplo, buscando fuentes alternativas de agua [85].

A pesar de que la necesidad de utilizar este recurso y el convencimiento de que supone una medida de gestión eficiente del agua, en España no existía una regulación específica que permitiera el fomento de la reutilización en todo tipo de ámbitos. Todo ello, a pesar de que desde el año 1985 la Ley de Aguas [86, 87] fijaba la obligación de regular las condiciones básicas para la reutilización de las aguas, precisando la calidad exigible a las aguas depuradas según los usos previstos [85]. Con la aprobación del Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas [88], se dispone del marco legislativo que permite fomentar con garantías la reutilización de las aguas.

El Real Decreto de reutilización, trata de los aspectos jurídicos que rigen el uso de las aguas regeneradas y establece los criterios de calidad para una utilización segura. Define el concepto de reutilización, introduce la denominación de aguas regeneradas, determina los requisitos necesarios para llevar a cabo la actividad de utilización de aguas regeneradas y los procedimientos para obtener la concesión exigida en la Ley, e incluye disposiciones relativas a los usos admitidos y exigencias de calidad precisas en cada caso.

Este Real Decreto regula casi todos los usos posibles del agua regenerada, abarcando 5 ámbitos de actuación que son el urbano, el agrícola, el industrial, el recreativo y el ambiental. A día de hoy, es probable que este decreto sea el único a nivel internacional que regula tantos usos o aplicaciones ya que la mayoría de textos legales regulan principalmente el uso agrícola, y en casos concretos, otras aplicaciones como la urbana o ambiental [85].

1.3.2. Otras legislaciones sobre reutilización de aguas

Las primeras regulaciones para el uso de las aguas residuales en agricultura surgen en el estado de California, en el año 1918. Posteriormente fue aprobado el Título 22 de los criterios del estado de California, en 1978 [70]. En esta normativa se determina que, para el riego de zonas verdes, el agua residual deberá haber pasado, como mínimo, por un proceso de oxidación, en este caso el tratamiento secundario de

depuración, seguido de un proceso de desinfección hasta conseguir una mediana no superior a los 23 UFC de coliformes totales en 100 mL de muestra, calculada a partir de los valores de los últimos siete días. No obstante, y dado que se ha observado que la simple desinfección del efluente secundario no asegura de forma total que el agua se encuentre absolutamente libre de patógenos, en la actualidad se autoriza el uso de este tipo de agua solo en aquellas zonas verdes situadas fuera del ámbito urbano y/o sin zonas habitadas a su alrededor, imponiéndose además algunas limitaciones y reglas para el uso del agua, tales como el riego en horas en las que no exista público en el recinto, a fin de aumentar el margen de seguridad del proceso de reutilización. Para las zonas verdes situadas en zonas urbanas o que cuentan con zonas habitadas a su alrededor, donde el contacto con las personas es más que probable, el estado de California impone condiciones más restrictivas para poder llevar a cabo la reutilización del agua. Estas condiciones hacen referencia a la necesidad de realizar un tratamiento terciario completo al agua residual, oxidación, coagulación, clarificación, filtración y desinfección, que produzca unos niveles de UFC (unidades formadoras de colonias) de coliformes totales con una media inferior a 2,2/100mL, obtenida mediante la técnica del número más probable (NMP) y calculada a partir de los valores de los últimos siete días.

Desde entonces, ha habido una cierta evolución de las normativas entre las que se podrían citar: Directrices de la Organización Mundial de la Salud (OMS) para la reutilización de aguas residuales [89], recomendaciones de la US EPA para la reutilización (1992) [90], revisión del Título 22 de los criterios del estado de California (1978) [91] y nuevo manual de la US EP [51].

Posteriormente, en 2006, la OMS publicó la tercera edición de sus "Guidelines for the Safe Use of Wastewater, Excreta and Greywater in Agriculture and Aquaculture" [92], que está estructurado en 4 volúmenes, y propone recomendaciones para la reutilización de aguas en la agricultura y acuicultura.

Entre los grupos de investigación, se puede diferenciar entre los que siguen los criterios de la OMS (**Tabla 14**), y los que siguen las normas de California (**Tabla 13**). En todo caso la base de estas normas ha estado casi siempre limitada a la reutilización en riego con y sin restricciones, olvidando otros posibles usos, excepto el de la acuicultura por la OMS [93].

Puesto que no existe una única normativa federal para el conjunto de los Estados Unidos, sino tan solo recomendaciones [90], cada estado puede disponer de su propia normativa, lo que hace que exista una variación entre los niveles de calidad permitidos para la reutilización de las aguas residuales regeneradas [59]. En la actualidad existen numerosos Estados donde el uso de agua regenerada está regulado a través de normativas o directrices en función del tipo de aplicación. La **Tabla 15** muestra la calidad del agua y el tratamiento requerido en función del uso del agua regenerada.

Asimismo, existe legislación en diferentes países del área mediterránea entre los que se puede destacar las Normas provisionales de 1997 Chipre; el Decreto 94/469, de 3 de junio, y la Circular DGS/SDI, D/91/nº51 de Francia; la regulación del Ministerio de Sanidad de Israel; los decretos Nº152, de 11 de mayo de 1999 y Nº185, de 12 de enero de Italia, los Estándares de vertido nº893/2006 de Jordania; las *Guidelines applied to irrigation area supplied with treated sewage effluent* y *Legal Notice LN71/98 forbidding the use of wastewater for the irrigation of any crop for human consumption* de Malta. En otros ámbitos destaca la legislación australiana que dispone del *Environmental Protect* nº66/1996 [85].

Como hemos visto, muchos países han desarrollado regulaciones y guías de actuación para la reutilización de agua residual tratada de forma que sea segura para la salud pública y el medio ambiente. El económico es un factor claramente dominante en la elección de soluciones. Los países desarrollados han tendido a adoptar una forma de operar que conduce a la pauta de alta tecnología/ alto precio/ bajo riesgo. Algunos países en desarrollo han hecho el esfuerzo de seguir esta misma pauta, pero no siempre han tenido éxito debido a falta de dinero, experiencia o capacidad de control. Es por ello que en la mayoría de estos países se opta por la opción de baja tecnología/ bajo precio/ riesgo controlado según las pautas expresadas por la Organización Mundial de la Salud [94].

Tabla 13. Parámetros de calidad microbiológica y criterios para riego en el Estado de California [70]

Aplicación	Técnica de riego	Coliformes fecales o totales ^a	Requisitos de tratamiento
Cultivos de especies comestibles	Por aspersión	< 2,2/100 m ^b	Tratamiento secundario, coagulación, clarificación, filtración y desinfección
Cultivos de especies comestibles	En superficie	< 2,2/100 mL ^b	Tratamiento secundario y desinfección
Árboles frutales y viñas	En superficie	Sin límite	Tratamiento primario
Cultivos forrajeros, producción de fibras y semillas	En superficie o por aspersión	Sin límite	Tratamiento primario
Pastos para especies productoras de leche	En superficie o por aspersión	< 23/100 mL ^b	Tratamiento secundario y desinfección
Campos de golf, cementerios, zonas ajardinadas en autopistas y otras áreas de acceso público similar	En superficie o por aspersión	< 23/100 mL ^{b,c}	Tratamiento secundario y desinfección
Parques, jardines públicos, campos y patios de recreo escolares y otras áreas públicas similares	En superficie o por aspersión	< 2,2/100 mL ^b	Tratamiento secundario, coagulación, clarificación, filtración y desinfección

a. se expresa como el número medio del total de coliformes por cada 100 mL, determinado a partir de los resultados bacteriológicos correspondiente a los últimos 7 días en los que se realiza el análisis.; b. La concentración de coliformes no debe exceder de 23 ufc por 100 mL en más de una muestra en periodos de 30 días; c. La concentración de coliformes no debe exceder de 240 ufc en 100 mL en más de una muestra en periodos de 30 días.

Tabla 14. Requisitos que deben cumplir las aguas residuales depuradas para riego de zonas verdes según la “OMS” [89, 95]

Calidad del agua ¹	Tipo de cultivo o zona a regar	Método de riego que puede utilizarse	Otras condiciones que deben cumplirse
Nº Nematodos intestinales (*): <1/l	Riego de campos deportivos y zonas verdes de acceso público	Cualquiera	El riego no debe realizarse en horas de afluencia del público
Nº Coliformes fecales : <200/100 ml			
Nº Nematodos intestinales (*): <1/l	Riego de cultivos de consumo en crudo	Cualquiera	
Nº Coliformes fecales: <1000/100 ml			
Nº Nematodos intestinales (*): <1/l	Riego de cultivos industriales, madereros, forrajeros, cereales y semillas oleaginosas, viveros, cultivos destinados a industrias conserveras, productos vegetales que se consuman cocinados y árboles frutales	Cualquiera excepto: Aspersión e inundación para el riego de hortalizas .Aspersión para el riego de árboles frutales	El riego de árboles frutales con este tipo de agua debe suprimirse al menos dos semanas antes de la recolección y la fruta no debe ser recogida del suelo El riego de pastos para consumo en verde debe cesar al menos dos semanas antes de que se permita apacentar al ganado
No se establecen límites pero se exige un tratamiento de, al menos, sedimentación primaria	Riego de cultivos industriales, madereros, forrajeros, cereales, semillas oleaginosas y zonas verdes no accesibles al público	Localizado	

*Ascaris, Trichuris y Ancylostoma

1. Se considera que la calidad del agua es conforme con las condiciones requeridas si las muestras recogidas en un mismo punto, durante un año, cumplen que: El 95% de las muestras no exceden del valor límite establecido para nematodos intestinales. El 90% de las muestras no exceden del valor límite establecido para Coliformes fecales.

Tabla 15. Legislación para la reutilización de aguas regeneradas en los Estados Unidos para Uso Urbano sin restricción (incluye campos de golf en zonas habitadas) [51]

Tratamiento	Arizona	California	Florida	Hawai	Nevada	Texas	Washington
	Secundario, filtración y desinfección	Oxidación, coagulación, filtración, y desinfección	Secundario, filtración y elevado nivel de desinfección	Oxidación, filtración y desinfección	Secundario y desinfección	N.E.^a	Oxidación, coagulación, filtración y desinfección
DBO ₅	N.E.	N.E.	20mg/L	N.E.	30 mg/L	5 mg/L	30 mg/L
SST	N.E.	N.E.	5 mg/L	N.E.	N.E.	N.E.	
Turbidez	2 NTU (mediana)	2 NTU (mediana)	N.E.	2 NTU (máx.)	N.E.	3 NTU	2 NTU (mediana)
	5 NTU (máx.)	5 NTU (máx.)					5 NTU (máx.)
Coliformes	Fecal	Total	Fecal	Fecal	Fecal	Fecal	Total
	No detectable	2,2 /100 mL (mediana)	75% de muestras por debajo del nivel de detección	2,2 /100 mL (mediana)	2,2 /100 mL (mediana)	20 /100mL (mediana)	2,2 /100 mL (mediana)
	23 UFC/100 mL (máx.)	23 UFC/100 mL (máx. en 30 días)	25 UFC/100mL (máx.)	23 UFC/100 mL (máx. en 30 días)	23 UFC/100 mL (máx.)	75 UFC/100 mL (máx.)	23 UFC/100 mL (máx.)

a. No especificado en la normativa

Tabla 16. Legislación para la reutilización de aguas regeneradas en los Estados Unidos para Uso Urbano con restricción ((incluye campos de golf en espacios abiertos) [51]

Tratamiento	Arizona	California	Florida	Hawai	Nevada	Texas	Washington
	Secundario y desinfección	Secundario-23, oxidación y desinfección.	Secundario, filtración y elevado nivel de desinfección	Oxidación y desinfección	Secundario y desinfección	N.E.	Oxidación y desinfección
DBO ₅	N.E.	N.E.	20mg/L	N.E.	30 mg/L	20 mg/L	30 mg/L
SST	N.E.	N.E.	5 mg/L	N.E.	N.E.	N.E.	
Turbidez	N.E.	N.E.	N.E.	N.E.	N.E.	N.E.	2 NTU (mediana) 5 NTU (máx.)
Coliformes	Fecal	Total	Fecal	Fecal	Fecal	Fecal	Total
	200 UFC/100 mL (mediana)	23 UFC/100 mL (mediana)	75% de muestras por debajo del nivel de detección	23 UFC 100 mL (mediana)	23 UFC /100 mL (mediana)	200 UFC /100mL (mediana)	23 UFC 100 mL (mediana)
	800 UFC /100 mL (máx.)	240 UFC /100 mL, (máx. en 30 días)	25 ufc /100mL (máx.)	200 UFC /100 mL (máx.)	240 UFC /100 mL (máx.)	800 UFC /100 mL (máx.)	240 UFC /100 mL (máx.)

1.4. TRATAMIENTO DE LAS AGUAS RESIDUALES PARA SU REUTILIZACIÓN: TRATAMIENTO TERCIARIO

El tratamiento terciario y/o avanzado se emplea cuando los componentes específicos de las aguas residuales, que no pueden ser eliminados por el tratamiento secundario, deben ser reducidos o eliminados. Los procesos individuales de tratamiento son necesarios para eliminar el nitrógeno, el fósforo, los sólidos suspendidos adicionales, los orgánicos refractarios, los metales pesados y los sólidos disueltos y los microorganismos. Debido a que el tratamiento avanzado es generalmente posterior al tratamiento secundario se le denomina tratamiento terciario. En ocasiones, estos tratamientos pueden ir combinados con un tratamiento primario o secundario (adición química a los clarificadores o a los lavabos primarios de la aireación para quitar el fósforo) o se utilizan a veces en sustitución del tratamiento secundario [96].

La selección de un proceso o combinación de varios, en una situación determinada, está influida por la necesidad de cumplir los objetivos de calidad reglamentada, el deseo de la instalación y de sus clientes de cumplir los objetivos de calidad del agua (como los de aspecto o estética) y la necesidad de proporcionar el servicio de agua al mas bajo costo razonable.

Los factores que deberían estar incluidos a la hora de tomar decisiones en cuanto al proceso o procesos de tratamiento del agua comprenden, entre otros [97]:

1. Remoción de contaminantes
2. Calidad de la fuente original del agua
3. Fiabilidad
4. Condiciones existentes
5. Flexibilidad del proceso
6. Capacidades de la instalación
7. Costes
8. Compatibilidad ambiental
9. Calidad del sistema de distribución de agua
10. Realización del proceso a escala

El propósito principal del tratamiento de agua es la remoción o eliminación de los contaminantes. Existe mucha información acerca de las posibilidades y capacidades de los diversos procesos de tratamiento de agua para la eliminación de sustancias contaminantes. En 1997, se inició una revisión a fondo de los procesos adecuados de tratamiento del agua potable para retirar contaminantes por parte del Consejo Nacional de Investigación o National Research Council (NCR), en Estados Unidos, en el contexto de proporcionar agua potable segura a los pequeños sistemas de agua. Muchos de los hallazgos del NCR, relativos a los procesos de tratamiento, son aplicables sin tener en cuenta la dimensión de la planta. Es por ello que, en ocasiones, sea necesaria una información específica local sobre las capacidades de los procesos, antes de seleccionar y desarrollar un tren de procesamiento para una planta o instalación, particularmente, siempre y cuando no exista experiencia previa de tratamiento para la fuente de agua en cuestión. Los estudios con planta piloto pueden ser un medio adecuado para desarrollar y generar información sobre procesos de tratamiento y sobre la calidad del agua que puede obtenerse a partir de los procesos en evaluación. Realizar un estudio en planta piloto, antes de la selección del proceso, podría llevar de 1 a 12 meses para probarla in situ y un tiempo adicional de 2 a 6 meses para la preparación del informe. Un estudio de este tipo es clave para un buen diseño económico de coste y que asegure que los objetivos de calidad fijados, serán alcanzados por el tren de proceso seleccionado.

Los tratamientos de regeneración intensivos mas frecuentes utilizados, se muestran en la **Tabla 17**.

Tabla 17. Tratamientos terciarios más frecuentes [98, 99]

Tratamiento	Tipos	Objetivos
Físico-químicos	Coagulación, floculación, decantación lamelar	Mejora de la calidad del efluente, homogeneización y protección de membranas
Filtración	Sobre arena, anillas y membranas	Reducción de SST, turbidez y nemátodos
Desalación	Electrodesionización, electrodiálisis reversible, osmosis inversa	Disminuye la salinidad y otros contaminantes
Desinfección	Derivados de cloro, ozono y radiación ultravioleta	Mejora la calidad bacteriológica

1.4.1. Tecnología de membranas

Los procesos convencionales, como parte del tratamiento terciario, son a menudo insuficientes para resolver los requisitos de la reutilización de aguas residuales. Consecuentemente, la tecnología de membrana se está considerando como una opción fiable para la recuperación de estas aguas, puesto que puede eliminar selectivamente contaminantes físicos, químicos y microbiológicos de las aguas residuales [100, 101, 102, 103, 104, 105].

Una membrana, o más exactamente, una membrana semipermeable, es una lámina fina de material capaz de separar sustancias en función de sus propiedades físicas y químicas cuando se aplica una fuerza directora a través de la misma [106].

Según Mallevalle y cols. [106], el término operación de membrana es más adecuado que el término proceso de membrana, ya que en general se supone que un proceso consta de dos o más operaciones.

Una operación de membrana, también llamada filtración de membrana, se puede definir como una operación de separación que usa una membrana semipermeable para separar una corriente de agua en dos: un permeado, o agua filtrada, que contiene el material que ha pasado a través de la membrana y un retenido o concentrado, que contiene las especies que no han podido pasar a través de la membrana [106], tal y como se muestra en la **Figura 9**. A este tipo de filtración se le llama también filtración tangencial.

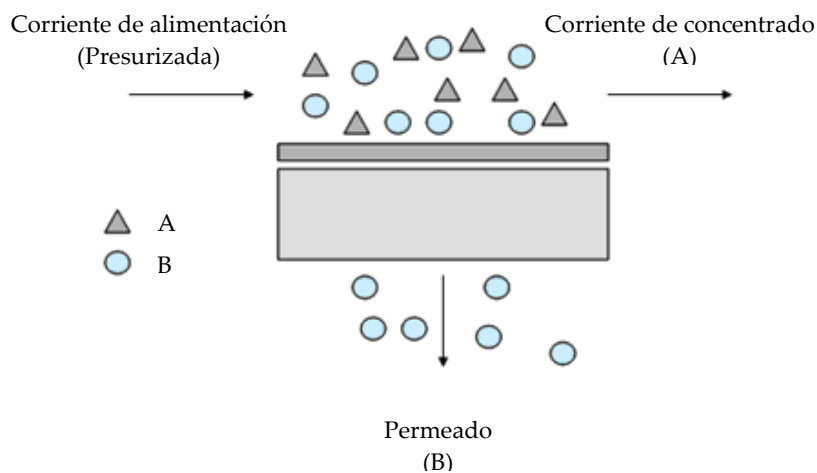


Figura 9. Fundamento de la separación por membranas [107]

El tratamiento de aguas residuales mediante la tecnología de membrana ha incrementado significativamente en la última década. En el pasado, estas tecnologías eran consideradas inadecuadas, debido principalmente a su elevado coste. Sin embargo, la escasez de agua, que conlleva a un aumento en la demanda de reutilización de aguas residuales, las cada vez más restrictivas normas aplicadas en este campo, así como las fuerzas de mercado que rodean el desarrollo y comercialización de la tecnología de membrana, hacen que el uso de estas membranas sea considerado en la actualidad más viable en aplicaciones de ingeniería medioambiental [106, 108].

Se trata de una técnica que presenta una serie de ventajas:

1. No aporta ningún tipo de sustancia química al agua, debido a que es una operación netamente física, ya que la separación se lleva a cabo mediante exclusión por tamaño.
2. La producción es constante y la calidad del efluente es independiente de la calidad del agua de alimentación para la mayoría de parámetros medidos en agua potable.
3. Los módulos son compactos, de fácil adaptación y su proceso es de fácil automatización [109].
4. Puede eliminar tanto precursores orgánicos como inorgánicos de los subproductos de desinfección, además de realizar funciones desinfectantes ya que elimina una gran variedad de microorganismos dependiendo del tamaño de poro de la membrana usada [110].

Las operaciones de membrana que más han interesado en el tratamiento de aguas son microfiltración (MF), ultrafiltración (UF), nanofiltración (NF) y ósmosis inversa (OI). Todas ellas tienen en común el ser operaciones unitarias que presentan como fuerza impulsora un gradiente de presión y el utilizar membranas de tipo poroso. En la **Tabla 18**, se presenta la clasificación general de las operaciones de membrana, que considera parámetros tales como la fuerza directora, mecanismo de separación, estructura de membrana y las fases en contacto.

Tabla 18. Operaciones básicas de membrana técnicamente relevantes en el tratamiento de agua [107, 111]

Operación de membrana	Fuerza directora	Mecanismo separación	Diámetro de poro	Especies retenidas
Microfiltración	Presión	Cribado	0,1-10 μm	Partículas coloides
Ultrafiltración	Presión	Cribado	0,01-0,1 μm	Macromoléculas coloides virus
Nanofiltración	Presión	Cribado+ (solución/difusión+ exclusión)	< 0,001 μm	Pequeñas moléculas (masa mol. de 300 g/mol)
Osmosis inversa	Presión	solución/difusión+ exclusión	< 0,0001 μm	Sales
Electrodialisis	Potencial eléctrico	Intercambio iónico		

En 1995, Freeman y Morin [112] describieron numerosas aplicaciones para el uso de MF/UF como tratamiento previo de la ósmosis inversa para la recuperación y la reutilización del agua residual con distintos fines (industrial, riego de zonas verdes, recarga de acuíferos, etc.). Según diversos autores, los procesos de microfiltración y ultrafiltración pueden ser empleados también como proceso principal de tratamiento, como tratamiento previo a la desalación, como proceso para eliminación de compuestos orgánicos, en lugar de la clarificación convencional o los procesos de filtros de arena [104, 113, 114, 115].

Las ventajas principales de los sistemas de MF/UF son [116]:

1. La reducción de sólidos en suspensión y la turbidez, mejoran mucho con respecto a tratamientos tradicionales.
2. Permeado con muy baja turbidez y sólidos en suspensión, sin importar las características de la alimentación.
3. Pretratamiento óptimo para la ósmosis inversa.

Otros autores [117, 118], reconocen la importancia de estas membranas en cuanto a que eliminan, de forma significativa, la presencia de microorganismos, incluido virus, en aguas residuales, reduciendo así o eliminando gastos de

desinfección. Gómez y cols. [118], registraron elevados porcentajes de eliminación de coliformes fecales (MF: 99,81%; UF: 99,99%) y *E.coli* (MF: 100%; UF: 100%) empleando procesos de membrana para la desinfección de aguas residuales urbanas.

Los procesos de nanofiltración (NF) son empleados también para reutilización de aguas residuales, ya que eliminan pequeños compuestos orgánicos e iones [119, 120, 121]. La nanofiltración tiene aplicaciones en la industria del agua de bebida [122, 123, 124] y muestra resultados prometedores en la eliminación de los aditivos de limpieza empleados para el proceso de aclarado de las botellas. Autores como Braeken y cols. [125], apostaron por la NF como proceso de tratamiento de aguas residuales de una cervecera procedentes de 4 puntos de vertido (agua tratada biológicamente, agua procedente del aclarado de las botellas, agua procedente del aclarado de los depósitos de cerveza y agua procedente del aclarado de los tanques de elaboración de la cerveza), para su reutilización en el proceso industrial. Los resultados demostraron que con un proceso de nanofiltración la eliminación de DQO, Na⁺ y Cl⁻, era suficiente únicamente para la reutilización del agua tratada biológicamente.

Dentro del campo del tratamiento de aguas residuales, los procesos de MF/UF, pueden ser instalados de varias maneras [116]:

- MF puede ir unido a sistemas biológicos para la filtración directa del fango activado, en el caso de birreactores de membrana, o para el tratamiento directo de aguas residuales para su reutilización [126, 127, 128].
- Como tratamiento terciario para el refinamiento de efluentes de plantas de tratamiento de aguas residuales diseñadas para reutilización [129, 130].

1.4.1.1. Aspectos de diseño

En esta sección se mencionan algunos de los aspectos fundamentales en el diseño de las operaciones de membranas [131, 132, 133].

I. Flux o densidad de flujo

Normalmente entendido como densidad de flujo volumétrico, es decir como caudal que atraviesa la membrana por unidad de área. Las unidades que se emplearán son $\text{m}^3 \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}$, $\text{L m}^{-2} \text{día}^{-1}$, $\text{L m}^{-2} \text{h}^{-1}$. Cuando se refiere a “densidad de flujo másico” viene expresado en $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$, y para “densidad de flujo molar” en $\text{mol m}^{-2} \text{s}^{-1}$.

II. Selectividad

Este factor cuantifica la capacidad separadora de la membrana, normalmente se emplean los siguientes factores:

1. Índice de retención o factor de rechazo de un componente

Este factor se calcula a partir de las concentraciones de componente en el alimento (C_a) y en el permeado (C_p) como:

$$R = \frac{C_a - C_p}{C_a}$$

Ec. 8

2. Factor de selectividad entre dos componentes A y B

Se calcula a partir de sus concentraciones o fracciones (molares o másicas) en el permeado (y_A, y_B) y la alimentación (x_A, x_B).

$$\alpha_{A/B} = \frac{y_A / y_B}{x_A / x_B}$$

Ec. 9

3. Umbral de corte molecular

Este parámetro es normalmente utilizado en membranas de ultrafiltración, y se define como la masa molecular a la que se obtiene una retención prácticamente total (normalmente un 90% de una macromolécula determinada). Una información completa la proporciona la curva de retención para una serie de compuestos moleculares del mismo tipo pero con diferentes tamaños moleculares.

III. Presión transmembrana (PTM)

La presión transmembrana se define como la diferencia de presiones de entrada y salida del módulo, divididas entre la presión del permeado, tal y como lo indica la siguiente ecuación:

$$PTM = \frac{P_{\text{entrada}} - P_{\text{salida}}}{P_p}$$

Ec. 10

Donde,

P_{entrada} = Presión a la entrada del módulo.

P_{salida} = Presión a la salida.

P_p = Presión del permeado.

IV. Caudal de permeado

El caudal J de agua muy limpia a través de una membrana sin materiales depositados en su superficie o en el interior de sus poros, se define a menudo como la ley de Darcy:

$$J = \frac{\Delta p}{\mu R_m}$$

Ec. 11

Donde,

J = Caudal de permeado.

Δp = Caída de presión a través de presión.

μ = Viscosidad absoluta (del agua).

R_m = Resistencia hidráulica de la membrana limpia.

Si la mayor parte del permeado pasa por advección a través de una red de poros capilares de la membrana, como en MF y UF, el caudal de permeado a través de la membrana limpia puede modelizarse como un flujo de Poiseuille a través de un gran número de estos poros en paralelo. Para tal permeado a través de las membranas de UF y MF, el caudal a través de una membrana, caracterizada por un radio efectivo del poro se describe como:

$$J = \frac{fr^2\Delta p}{8\mu\theta\delta m}$$

Ec. 12

Donde,

J= Caudal de permeado.

f= Fracción del área del poro abierta sobre la superficie de la membrana.

r= Radio efectivo del poro

Δp = Caída de presión a través de la membrana

μ = Viscosidad absoluta del agua.

θ = Factor de tortuosidad del poro.

δm = Espesor efectivo de la membrana.

1.4.1.2. Clasificación de las membranas

Las membranas pueden clasificarse de acuerdo a diferentes criterios tales como mecanismos de separación, tamaño de poro, morfología física y naturaleza química.

I. Según el mecanismo de separación

Hay tres mecanismos de separación que dependen de alguna propiedad específica de los componentes que serán eliminados o retenidos selectivamente por la membrana: a) separación fundamentada en grandes diferencias de tamaño, cuyas operaciones fundamentales son la microfiltración, ultrafiltración y nanofiltración, b) separación basada en las diferencias de solubilidad y difusividad de los materiales de la membrana (solución-difusión), caso típico de la ósmosis inversa y c) separación fundada en diferencias de cargas de las especies a separar (electrodialisis).

La clasificación de las membranas basada en mecanismos de separación, se reduce a tres clases principales:

1. Membranas porosas. Poseen poros finos de diferentes tamaños y realizan la filtración por medio del efecto criba:
 - a) Macroporos, mayores de 50 nm (MF)
 - b) Mesoporos, en el rango de 2 a 50 nm (UF)

- c) Microporo, menores de 2 nm (NF).
2. Membranas no porosas. Estas membranas pueden considerarse como medios densos. La difusión de especies tiene lugar en el volumen libre que esté presente entre las cadenas macromoleculares del material de la membrana. La OI, entre otras, utilizan este tipo de membrana.
 3. Membranas de intercambio iónico. Son un tipo especial de membranas no porosas, de separación electroquímica, en la que los iones se transfieren a través de la membrana por medio de una tensión o corriente eléctrica continua [134].

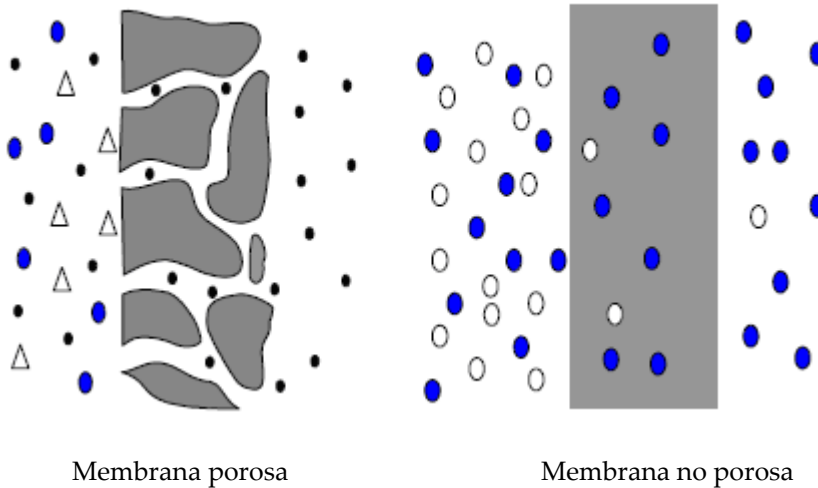


Figura 10. Membranas según el mecanismo de separación

II. Según el tamaño de poro

Las membranas pueden clasificarse por el tamaño de exclusión del soluto, que se denomina diámetro de poro, de la siguiente manera:

1. Osmosis inversa: $< 0,0001 \mu\text{m}$
2. Nanofiltración: $< 0,001 \mu\text{m}$
3. Ultrafiltración: $0,01 - 0,1 \mu\text{m}$
4. Microfiltración: $0,1 - 10 \mu\text{m}$

Por esta razón, la naturaleza de la alimentación a tratar por el proceso de membrana determinará cuál será la mejor membrana para cada alimentación. La **Figura 11**, ilustra los tipos de membrana usados y sus áreas de aplicación, en términos de tamaño del contaminante de referencia.

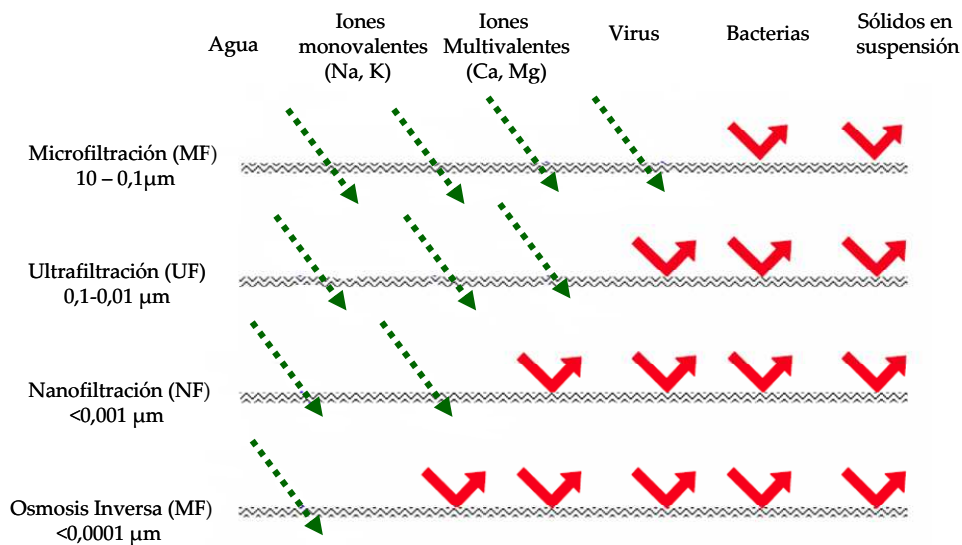


Figura 11. Alcance de los diferentes procesos de filtración según el tamaño de poro [135]

III. Según la morfología

Para las operaciones de membrana conducidas por presión, el flujo de permeado es inversamente proporcional al espesor de la membrana. El desarrollo de las membranas anisotrópicas para diversas aplicaciones industriales, abrió el camino hacia su uso en tratamiento de agua. Estas membranas constan de una capa muy fina, llamada película o superficie activa, soportada por otra capa subyacente más espesa y porosa. La capa pelicular es responsable de las funciones principales de la membrana, ya que el flujo y la selectividad dependen de la estructura de esta capa. La capa soportante solo cumple la función de dar estabilidad mecánica a la membrana. Pueden diferenciarse dos tipos de membranas anisotrópicas:

1. Membranas asimétricas. Son un tipo de membranas producidas a partir de una solución de polímero. Entre los muchos materiales utilizados para

la fabricación de este tipo de membranas se encuentran varias formas modificadas de materiales de acetato de celulosa natural y una amplia variedad de materiales sintéticos. Su principal característica es que son unas membranas preparadas a base de un mismo material.

2. Membranas mixtas o compuestas. En este tipo de membrana, los materiales que componen la superficie activa son distintos de los del material de soporte. Generalmente, la capa porosa es una membrana asimétrica.

IV. Según su naturaleza química

Las membranas sintéticas, pueden realizarse a partir de un gran número de diferentes materiales: orgánicos (polímeros) o inorgánicos (metales, cerámica, vidrio, etc.).

1. Membranas orgánicas. Son aquellas en la que la capa activa del proceso se fabrica a partir de polímeros o co-polímeros de tipo orgánico. Los usados más ampliamente son la celulosa y sus derivados. Se usan normalmente como membranas de UF y/o como soporte de membranas mixtas. Algunos ejemplos de los polímeros utilizados en la fabricación son: acetato de celulosa, triacetato de celulosa, poliamidas aromáticas, polieter-urea, polímeros de vinilo, etc. [134].
2. Membranas inorgánicas. Las membranas inorgánicas poseen, generalmente mayor estabilidad química, mecánica y térmica en comparación con los polímeros orgánicos. Sin embargo, tienen la desventaja de ser muy frágiles y más caras que las membranas orgánicas. El tipo principal de membranas inorgánicas lo representan las membranas cerámicas, fabricadas, por lo general de alúmina (Al_2O_3). Este tipo de membrana, ha sido utilizada para la eliminación de metales pesados, como arsénico, cromo y cadmio, en agua [136].

V. Según su geometría

Un módulo de membrana es la unidad básica en un dispositivo de filtración. Los módulos contienen las membranas con sus soportes, así como las conducciones

necesarias para el flujo, y se sitúan en unos recipientes adecuados a las condiciones de operación. Se les debe exigir que garanticen el caudal requerido para la instalación, así como que sean los más compactos posibles (es decir, que incluyan la mayor superficie de membrana por unidad de volumen de módulo), y también que su manipulación, en cuanto a sustitución y limpieza de membranas, sea sencilla, así como que tengan una buena compatibilidad química con los fluidos a tratar [137].

En principio los módulos se fabricaban con membranas planas, aunque las aplicaciones de éstos, debido a su escasa compacidad, se redujeron prácticamente a la escala de laboratorio. En la actualidad, los módulos que se comercializan, son de los siguientes tipos: módulo tubular, módulo de placa y bastidor ("*plate-and-frame*"), módulo con arrollamiento en espiral ("*spiral wound*"), y módulo de fibra hueca ("*hollow fiber*") [137].

1. Módulo tubular. Es uno de los diseños industriales que primero se comercializaron y consiste en un conjunto de tubos paralelos (diámetro interior entre 1 y 3 cm), con longitud entre 0,5 y 5 m, de paredes rígidas, porosas o perforadas, y revestidas internamente por la membrana. El flujo presurizado de alimentación fluye por el interior, goteando el permeado por la superficie externa, y recogiendo en el interior del contenedor del módulo, que suele ser de PVC o de acero inoxidable, desde donde se conduce al exterior. Aunque la producción de permeado sea relativamente baja, este tipo de módulo presenta algunas ventajas: limpieza fácil, sin necesidad de desmantelar el equipo, mediante el uso de bolas y baquetas; posibilidad de desactivar individualmente los tubos defectuosos; debido a los diámetros relativamente grandes de los tubos, el sistema no requiere un pretratamiento severo del líquido de alimentación, e incluso, en determinadas circunstancias, ninguno. Sin embargo, tiene el inconveniente de su baja compacidad (25-50 m²/m³), lo que implica exigencias de mayor tamaño para la instalación del equipo. Por otra parte, los costes de inversión y mantenimiento, resultan relativamente elevados.

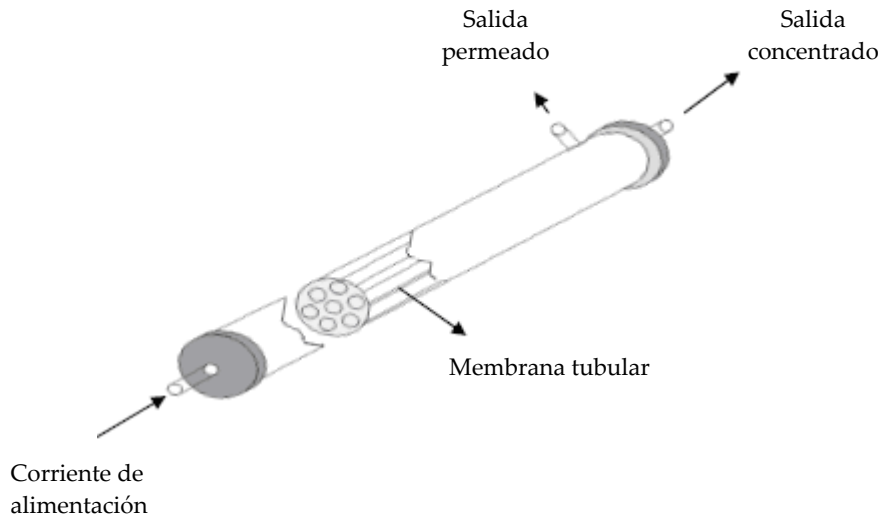


Figura 12. Esquema de un módulo tubular

2. Módulo de placa y bastidor. El modelo más común consiste en placas separadoras delgadas, con ambas caras recubiertas por la membrana, apiladas horizontalmente, y con los bordes sellados para evitar pérdidas. El separador puede ser poroso, o bien tener canales huecos, que conduzcan el líquido producto hasta el punto de recogida. El fluido de alimentación circula entre las membranas de dos placas adyacentes, separadas 1 ó 2 mm, y después de atravesar la membrana, por efecto de la diferencia de presión entre el líquido de alimentación y el líquido en el interior de los separadores, el permeado fluye por el separador, y es recogido en un tubo colector. Este tipo de módulo es mas compacto que el tubular, resultando fácil la sustitución y limpieza de cualquier membrana. En general, requiere pretratamiento del líquido de alimentación.

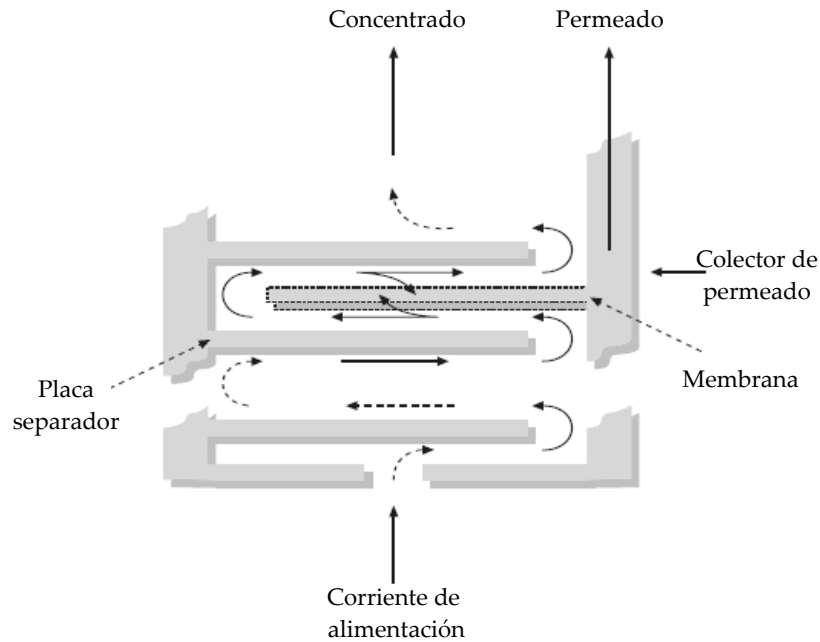


Figura 13. Esquema de un módulo de placa y bastidor

3. Módulo con arrollamiento en espiral. Es uno de los diseños mas baratos y compactos, estando constituido por dos laminas membranosas que se colocan paralelas, separadas por un espaciador, con sus caras activas hacia fuera, pegándose por tres de sus cuatro lados, y fijándose por el lado abierto sobre un tubo perforado. Una malla de espesor adecuado (0,75-1,1 mm), se sobrepone para servir de separador del flujo de alimentación. Toda esta estructura se arrolla alrededor de un tubo colector, colocándose el conjunto dentro de un tubo de depresión. El líquido de alimentación fluye longitudinalmente, en tanto que el permeado discurre entre las membranas hacia el tubo perforado, en el que es recogido. Estos módulos pueden disponerse en serie, de manera que el líquido de alimentación puede pasar a través de un gran número de ellos. La longitud y el diámetro de esto módulos están limitados por la perdida de carga que experimenta el liquido en las membranas y en el entramado. La relación área de membrana/volumen de este tipo de módulos se sitúa en el rango 1.500-2.000 m^2/m^3 , aunque su limpieza

resulta difícil, requiriéndose un pretratamiento severo, que elimine el máximo de materia en suspensión del líquido de alimentación.

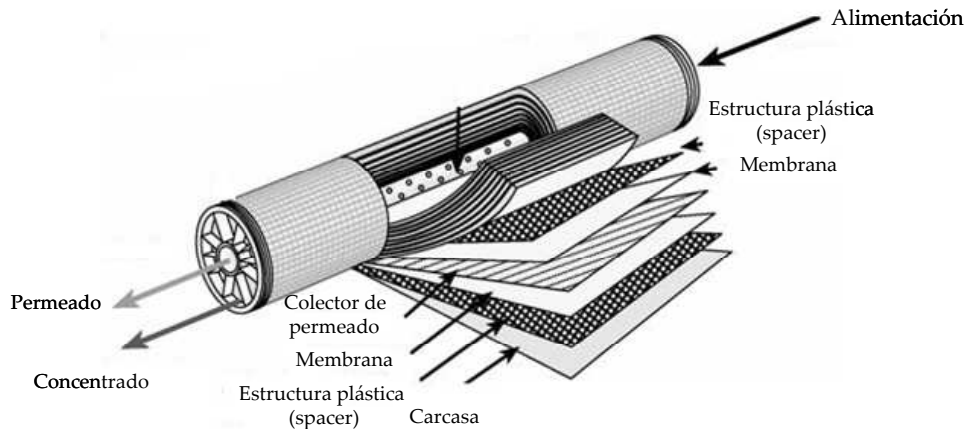


Figura 14. Configuración de una membrana arrollada en espiral

4. Módulo de fibras huecas. Se trata de un módulo mas reciente, que ha alcanzado una gran aceptación. La membrana se presenta como una fibra cilíndrica extremadamente fina (diámetro externo entre 25 μm y 1,25 mm; espesor de pared, entre 5 y 200 μm), con la capa densa en la superficie interior. El módulo se presenta como una agrupación de muchas de estas fibras (de unas decenas a millares, dependiendo de su diámetro y del tamaño del cartucho que las contiene). Estos cartuchos están sellados por los extremos, donde se enlazan las fibras mediante resinas "epoxy" para la entrada de flujo de alimentación y la salida del concentrado, estando provistos de un conducto adecuado para la salida del permeado. Estos módulos son altamente compactos, y así, por ejemplo, para cartuchos de tan solo 0,5 litros de volumen, se dispone de una superficie total del orden de 1,5 m^2 de membrana. Por el contrario, estos módulos son los más sensibles a las incrustaciones, aunque la posibilidad de operar con el flujo invertido favorece la limpieza del módulo. También su coste resulta un inconveniente, ya que es el más caro. No soportan presiones muy elevadas, por lo que los flujos decaen para disoluciones muy viscosas.

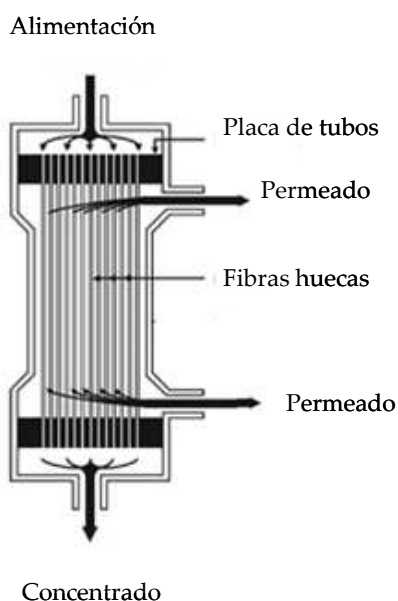


Figura 15. Módulo de membrana de fibras huecas

Por lo general, los módulos planos, espirales y de fibra hueca emplean membranas de tipo orgánico, mientras que las membranas inorgánicas suelen adoptar la configuración tubular o multicanal [107].

A la hora de valorar la implementación de un proceso por membranas para una aplicación dada, la limpieza de las membranas es un aspecto decisivo. El método de limpieza puede variar dependiendo de la configuración, el material de membrana y el tamaño de poro o corte molecular, pudiendo ser mediante retrolavado con aire, con el propio permeado, con flujo pulsado, con ultrasonidos, etc. La limpieza química podrá variar en función del tipo de ensuciamiento, siendo, por lo general, la limpieza ácida la adecuada para el ensuciamiento producido por compuestos de tipo inorgánico y la limpieza básica para el ensuciamiento orgánico [107].

1.4.1.3. Membranas de UF aplicables a la descontaminación de aguas residuales

La ultrafiltración, es un proceso conducido por presión, por el cual los coloides, las partículas y las especies solubles de elevada masa molecular son retenidas por un mecanismo de exclusión por tamaño, y como tal, suministra medios para concentrar, fraccionar o filtrar especies disueltas o en suspensión [138]. El

proceso de tratamiento de agua con membranas de UF puede ser definido como una operación intermedia entre la microfiltración y la nanofiltración, con un tamaño medio de poro entre 0,1-0,01 μm . Las membranas de UF por lo general poseen estructuras asimétricas, con una capa activa mucho más densa que la utilizada en microfiltración, para poder garantizar un tamaño de poro y una permeabilidad mucho menor y de esta forma generar una mayor resistencia hidrodinámica [139].

En principio la UF fue utilizada a nivel industrial en el procesamiento de alimentos, biotecnología y procesos químicos; luego su rango de aplicación fue desarrollado para el tratamiento de agua potable y reutilización de aguas residuales, eliminando material particulado y macromoléculas [134].

Debido a las propiedades antes descritas y a ventajas tales como la estabilidad química de la membrana, la resistencia a las variaciones de temperatura y de pH y a la flexibilidad en su uso, tiene aplicaciones muy variadas. Entre ellas tenemos su uso en la industria de la leche, las bebidas frescas y alcohólicas, en la industria farmacéutica, para poder eliminar virus en la producción de proteínas y vacunas, en la industria textil y del papel, etc. La UF entonces es utilizada para la eliminación de macromoléculas, partículas coloidales, endotoxinas, virus y bacterias. Pero es su uso en el tratamiento de agua potable la más reciente aplicación [135].

Las principales ventajas de los procesos de ultrafiltración por membranas a baja presión, en comparación con los procesos convencionales de tratamiento y desinfección son [140]:

1. Ninguna necesidad de adición de productos químicos al agua.
2. Filtración por exclusión de tamaño en oposición a la filtración por medio de profundidad.
3. Adecuada y constante calidad del agua tratada, en cuanto a eliminación de partículas y microorganismos, independiente de la calidad del agua.
4. Compacidad del proceso y de la planta de tratamiento.
5. Automatización sencilla.

Ahora bien, algunos estudios sin demasiado éxito se han realizado con la finalidad de comprobar la posible utilización de las membranas de UF para la eliminación de los subproductos de la desinfección, una vez generados en la línea de tratamiento de agua [141]. Bodzek y cols. [142], llevaron a cabo una investigación

haciendo uso de membranas de ultrafiltración para retener cloroformo del agua y concluyeron que no era posible su eliminación dado que el rendimiento nunca superó el 5%.

Autores como Lubello y cols. [116], realizaron un estudio piloto para el tratamiento terciario de aguas residuales industriales empleando el proceso de UF para su reutilización, llegando a la conclusión de que tanto desde el punto de vista de la calidad obtenida del permeado (**Tabla 19**) como desde el punto vista económico (coste estimado de 0,38 €/m³), esta era la alternativa más viable.

Las membranas de UF son empleadas frecuentemente como pretratamiento de la OI. Se han reportado un número de casos en los que se usó la UF como pretratamiento de OI en el tratamiento de aguas residuales [143], así como en la desalación del agua de mar [144]. Asimismo, las membranas de UF se emplean como pretratamiento de la OI para la regeneración de aguas residuales que han sido sometidas a un tratamiento secundario.

En la industria cervecera existen varios estudios sobre la posibilidad de reutilización de sus aguas residuales, empleando la tecnología de membranas de UF. Cornelissen y cols. [145], realizaron un estudio sobre el tratamiento de aguas residuales de la industria cervecera procedentes de un tratamiento biológico, donde se hizo un estudio comparativo entre filtración de arena, coagulación en línea con una filtración de arena y ultrafiltración como pretratamiento para un proceso de ósmosis inversa, con el fin de reutilizar dicha agua. De todos los procesos estudiados la UF resultó ser el mejor pretratamiento para este tipo de aguas. Van der Bruggen y Braeken [146], estudiaron la combinación de 2 procesos de membrana, UF, para eliminar partículas, fibras y sólidos en suspensión, seguido de NF, para eliminar sales y materia orgánica, con el objetivo de reutilizar el agua residual en su proceso industrial (refrigeración y limpieza).

I. Rendimiento y fiabilidad de las membranas de UF

Se han llevado a cabo numerosas investigaciones con el fin de evidenciar la eficiencia de las membranas de ultrafiltración en cuanto a eliminación total o parcial de material particulado y coloidal, de microorganismos patógenos, de las sustancias precursoras de subproductos de desinfección (sustancias húmicas y carbono orgánico natural) y de los subproductos mismos una vez generados. En muchos casos, estos

estudios se han centrado en el proceso de membrana como único tratamiento y en muchos otros asociado con otras operaciones de tratamiento como la adición de carbón activado granular (GAC), carbón activado en partículas (PAC), coagulación-floculación y ozonización [147, 148, 149].

Múltiples investigaciones se han realizado para evaluar la utilización de la tecnología de membranas de ultrafiltración en la eliminación de todo tipo de materiales orgánicos disueltos, como los ácidos húmicos y fúlvicos que despiertan el mayor interés por ser los principales precursores de los subproductos de la desinfección [135]. Arnal y cols. [109], usaron una planta piloto de ultrafiltración para tratar agua con un alto grado de contaminación orgánica, midiendo la eficiencia en la mejora de las características físico-químicas como DQO, DBO₅, SS, y microbiológicas. La membrana eliminó el 100% de los microorganismos y presentó un rendimiento en la eliminación de SS y de DQO del 95% y 78% respectivamente. Sin embargo, autores como Lubello y cols. [116] emplearon membranas de UF para tratar y reutilizar agua residual industrial y obtuvieron rendimientos similares, en cuanto a reducción de SST (98,62%) y eliminación de microorganismos (100%), aunque la reducción obtenida para el parámetro de la DQO fue mucho menor (34%). Este último estudio, obtuvo también un rendimiento muy alto en cuanto a reducción de la turbidez (94,55%), tal y como se puede ver en la **Tabla 19**.

Tabla 19. Calidad del agua (influyente, permeado y rechazo) en el estudio piloto realizado por Lubello y cols.

Parámetro	Influyente	Permeado	Rechazo
DQO (mg/L)	41,4	27,4	77,6
Turbidez (NTU)	7,35	0,40	29,9
SST (mg/L)	23,2	0,32	45,5
<i>E.coli.</i> (UFC/100mL)	29.000	0	----

Domany y cols. [150], realizaron pruebas con un agua preparada y otra natural, empleando cuatro tipos de membranas de UF distintas, midiendo la turbidez, carbono orgánico total (COT) y carbono orgánico disuelto (COD), y obtuvieron un rendimiento, en cuanto a eliminación de estos parámetros, entre un 85 y 90% en el agua preparada; mientras que en el agua natural fue relativamente

menor, entre un 50 y 60%. Resultados similares fueron obtenidos por Wong y cols. [151]. Este fenómeno, según los autores, se debe a las diferencias en la composición y distribución de pesos moleculares de las sustancias que conformaban las muestras. Choi y cols. [152], usando membranas tubulares de polisulfona pudieron demostrar como el rendimiento de eliminación de la materia orgánica disuelta presente en una muestra de agua natural, oscilaba entre un 49% y un 58%, mientras que la turbidez y los sólidos en suspensión eran eliminados en un 100%. Siddiqui y cols. [153], concluyeron que el rendimiento de la tecnología de UF, en cuanto a eliminación de la materia orgánica disuelta, era muy bajo, no llegando a superar nunca el 35%. Sin embargo, autores como Lowe y Hossain [154], usando membranas planas de celulosa, concluyeron que, bajo ciertas condiciones especiales de caudal y tiempo de producción, podían eliminar hasta un 90% la materia orgánica natural disuelta en las muestras de agua tratadas.

Autores como Brindle y cols. [155], estudiaron la combinación de membranas de UF de fibra hueca unido a un birreactor, para el tratamiento de agua residual procedente de la industria cervecera, obteniendo un porcentaje de eliminación de DQO del 82%. Asimismo, esta tecnología (UF + Biorreactor) seguida de una ósmosis inversa, ha sido probada en la industria de la maltería [156], generando un agua apta para el consumo humano y para la posterior reutilización en el proceso de malteado.

Otros autores [157] emplearon membranas de UF para el tratamiento de aguas residuales con alta carga de aceites, grasas y sólidos en suspensión, y consiguieron reducir estos parámetros en más de un 97%.

Por otro lado, el buen funcionamiento de los sistemas de reutilización de agua, depende, fundamentalmente, de la desinfección del agua residual, que es el tratamiento más ampliamente utilizado para la protección de la salud pública. La desinfección del agua residual por radiación Ultravioleta o por la adición de reactivos, requiere una etapa de pretratamiento para eliminar o reducir los sólidos en suspensión y la turbidez [158]. Del mismo modo, las tecnologías de membrana exigen un tratamiento previo adecuado, a fin de mantener la eficacia de la membrana para impedir la suciedad y el daño del módulo [159]. Tradicionalmente, el pretratamiento más comúnmente usado para la reutilización del agua, ha sido el proceso de macrofiltración (filtro de arena) [160]; estos sistemas de filtración han demostrado, además, ser eficaces en la reducción de ciertos grupos de patógenos [161].

El rendimiento de las membranas de UF, en cuanto a reducción o eliminación de bacterias, virus y en general de agentes de contaminación microbiológica del agua, es muy elevado, encontrándose, en la mayoría de estudios realizados, en un porcentaje del 100 %, usando membranas de fibra hueca [162], membranas planas [108, 163] o en membranas arrolladas en espiral [164]. Asimismo, otros autores [117] observaron que el empleo de membranas de MF y UF puestas en serie, eliminaban en un 100%, cualquier microorganismo indicador de contaminación viral usando un agua preparada con una suspensión de polivirus. Hagen [162] realizó un estudio con el objetivo de determinar el rendimiento de eliminación de protozoos (*Cryptosporidium parvum* y *Giardia lamblia*) y bacterias (coliformes fecales), obteniendo resultados completamente satisfactorios, con una eliminación del 100 % en todos los grupos microbianos. Por lo tanto, la UF ha sido considerada, por la comunidad científica en general, como una técnica de desinfección física, dado que su eficacia es teórica y prácticamente independiente de los microorganismos encontrados en el agua de alimentación y de sus características y tamaños [135].

Un factor importante, en la eliminación de partículas en la ultrafiltración, es el tipo de material del que está fabricada la membrana, así como la naturaleza de las partículas presentes en el agua tratada. Muchos investigadores han optado por utilizar “el peso molecular de corte” como un medida estándar para cuantificar la eliminación de partículas por la membrana, término que se refiere a la masa molecular de un macro soluto para el que la membrana tiene una capacidad de retención mayor del 90% [165]. Se han realizado múltiples investigaciones usando membranas de ultrafiltración con un amplio rango de peso molecular de corte, entre 3kDa-10kDa, y en general, el rendimiento en la eliminación aumenta al disminuir el peso molecular [154, 166, 167].

Ahora bien, el fenómeno más limitante, responsable de la mayoría de las dificultades halladas en la generación de la tecnología de membrana para el tratamiento de agua, es el ensuciamiento (fouling), ya que los mecanismos de acción de la ultrafiltración no están ciertamente exentos de ser afectados o condicionados por este problema. Por este motivo, el control del ensuciamiento, y por ende, la productividad de la membrana, son temas suficientemente importantes a tener en cuenta.

El ensuciamiento es definido como la deposición de material sólido de la corriente de alimentación sobre un elemento de membrana [134].

Se ha observado que las sales poco solubles, compuestos orgánicos disueltos, los coloides, partículas finas, y el crecimiento biológico, pueden causar el ensuciamiento de la membrana [168, 169, 170, 171, 172, 173]. Según Pittner [174] el ensuciamiento es un problema importante en los sistemas de membrana. El impacto económico sobre el rendimiento de la planta puede ser sustancial, y la vida útil de las membranas a menudo se reduce drásticamente. El ensuciamiento interfiere con la operación de filtrado reduciendo la carga de producción, alterando la selectividad de la membrana, aumentando los costos de operación, haciendo menos viable la utilización en tratamiento de agua [165].

Afortunadamente, el ensuciamiento puede ser controlado; bien con un adecuado pretratamiento, o con la adición de productos químicos, y por supuesto con un manejo adecuado.

Se han identificado cinco mecanismos principales de ensuciamiento: polarización por concentración, formación de película, adsorción orgánica, precipitación inorgánica y ensuciamiento biológico [175], los cuales se describen a continuación:

1. Polarización por concentración

En términos estrictos, la polarización no es un fenómeno de ensuciamiento, es sólo la consecuencia de que el soluto esté siendo dirigido hacia la barrera física de la membrana que detiene estos solutos. Se refiere al fenómeno de carácter reversible que se genera cerca o sobre la membrana de formación de película. El término "aglomeración" en sentido general, puede describir este fenómeno, refiriéndose a precipitados de origen coloidal que resultan de la atracción soluto-soluto que pueden formarse cerca de la membrana [135].

2. Formación de película

La acumulación de partículas sobre la superficie de la membrana lleva a la formación de una película que se puede considerar como una segunda membrana, cuya resistencia hidráulica se añade a la resistencia inicial de la membrana y eventualmente conduce a la reducción de caudal. Generalmente, este tipo de

ensuciamiento es parcialmente reversible por medio de técnicas de lavado hidráulico. Sin embargo, si la concentración sobre la pared de la membrana no es muy grande, puede generarse un fenómeno que en algunos casos ha resultado ser beneficioso para el proceso de filtración. El proceso de separación líquido-sólido que tiene lugar en la membrana por la acción de cribado, en algunas investigaciones se ve incrementada por la concentración de soluto que se va acumulando cerca o sobre la superficie de la membrana, consiguiendo así retener partículas con tamaños menores al tamaño medio de poro [176].

3. Adsorción orgánica

La materia orgánica natural en las aguas, puede conducir al ensuciamiento de la membrana, bien por adsorción superficial sobre las partículas que forman la película, o bien por la adsorción en la masa de la membrana (poros, subestructura). Este fenómeno es generado por la atracción electrostática (fuerzas de Van der Waals y puentes de hidrógeno) entre los solutos y la membrana que causa un taponamiento externo "película" o interno "colmatación" de los poros reduciendo su diámetro natural, favoreciendo la pérdida de carga y el aumento en la presión transmembrana (PTM). Este tipo de ensuciamiento puede controlarse con una selección cuidadosa de los aditivos químicos, el tipo de membranas y con limpiezas "in situ" [174] aunque es difícil de invertir o es lentamente reversible porque requiere de la desorción de las moléculas orgánicas [177].

4. Precipitación inorgánica (incrustaciones)

Consiste en la precipitación de sales pocos solubles y metales. Esta precipitación es similar a la que ocurre en los calentadores de agua caliente de las viviendas. Las incrustaciones son generalmente debidas a carbonato cálcico y sulfatos de bario, de calcio o de estroncio. Menos frecuentes son las incrustaciones de sílice, fluoruro cálcico y fosfato cálcico. En los sistemas de OI precipitan a veces hierro y manganeso como resultado de su oxidación con oxígeno u otros oxidantes químicos. Las incrustaciones pueden controlarse eficazmente añadiendo anti-incrustantes al agua de entrada o reduciendo el pH.

5. Ensuciamiento biológico

El bioensuciamiento se define operacionalmente como la formación de una biocapa, que da como resultado un grado inaceptable de pérdida de rendimiento del sistema [178, 179]. Ocurre en las membranas cuando se ha eliminado la cloración del agua de entrada o cuando el agua de entrada es biológicamente activa. El ensuciamiento biológico afecta a las membranas de varias maneras. Cuando las bacterias colonizan las membranas y se multiplican, producen una mucosidad que supone un importante factor ensuciante. Tanto las bacterias como la mucosidad afectan a la superficie de las membranas alterando sus condiciones y facilitando con ello el ensuciamiento coloidal o las incrustaciones. Las bacterias pueden llegar a colonizar la parte del permeado de las membranas en cuyo caso pueden aparecer contaminaciones de mucosa y bacterias en el permeado. El control del ensuciamiento biológico de la membrana durante la operación continua de la planta, se realiza con la adición de cloro, productos químicos específicos y con limpiezas in situ. Este control, es necesario también durante los extensos periodos de inactividad de la planta, debidos a reparaciones o modificaciones. El bioensuciamiento debe controlarse cuando los módulos de membranas, recién fabricados, se empaquetan y almacenan durante largos periodos de tiempo, antes del transporte o de instalación [180].

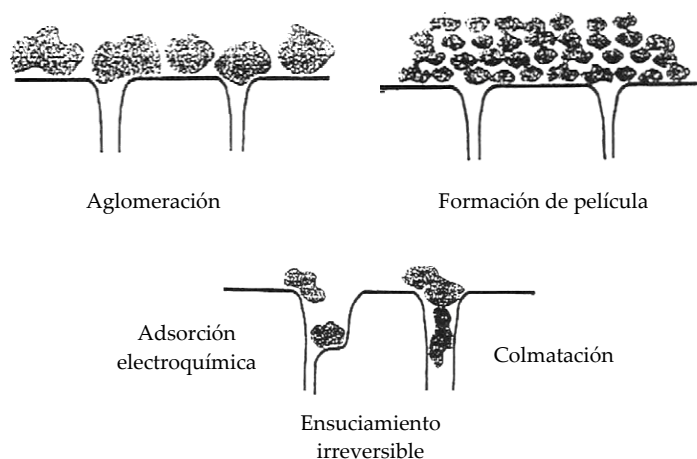


Figura 16. Ensuciamiento producido en membranas [165]

La reversibilidad de estos fenómenos es uno de los puntos críticos a resolver y sobre el cual han centrado sus objetivos múltiples investigaciones [181, 182, 183]. El

ensuciamiento de los poros, en el interior de la membrana, debido a precipitación de sales y a pequeños coloides, es considerado a menudo como un proceso irreversible, y es responsable de la disminución, a largo plazo, del flujo de permeado, a menos que estos compuestos, que han originado el ensuciamiento, sean disueltos, durante los procesos de retrolavado, por medio de agentes de limpieza. Sin embargo el descenso del flux, debido al ensuciamiento externo, es decir, el que se produce en la superficie de la membrana, se considera reversible. Los esfuerzos para predecir el descenso del flujo de permeado se complican por la aparición simultánea de estos dos tipos de ensuciamiento. Por ejemplo, el bioensuciamiento suele ir acompañado, primero, de una adsorción de macromoléculas, que condiciona la superficie de la membrana para la adhesión de microorganismos, y luego de la multiplicación microbiana [180, 184].

La importancia relativa de estos mecanismos de ensuciamiento de las membranas, se ve afectada por la calidad del agua a tratar, de las propiedades del material de membrana, de la configuración del módulo de la membrana (material, tamaño de poro, hidrofobicidad/hidrofilia y geometría) y de las condiciones de funcionamiento en si [175, 186, 187].

II. Pretratamientos aplicables a las membranas de UF

Las membranas de ultrafiltración son muy eficientes en los casos donde el agua de entrada no está muy contaminada, pero cuando el agua posee contenidos elevados de material orgánico disuelto, el proceso, como único tratamiento, es insuficiente, en la eliminación de color, materia orgánica disuelta de bajo peso molecular y algunos químicos orgánicos, para garantizar la calidad de agua requerida [188, 189]. Más aún, el proceso de ensuciamiento es acelerado por la materia orgánica disuelta, disminuyendo la permeabilidad e incrementando la pérdida de carga [190]

El combinar tratamientos convencionales (absorción, coagulación, oxidación, carbón activo particulado) a la tecnología de membrana y en particular a la ultrafiltración, mejora considerablemente las condiciones de trabajo para la membrana, traduciéndose en una mejor calidad del efluente obtenido, incrementando el tiempo de producción de la membrana, aumentando el promedio de vida media de la membrana, entre otras ventajas [188].

El pretratamiento requerido para las membranas de UF con una configuración tubular, es despreciable, incluso cuando se traten de aguas residuales

de mataderos altamente contaminados [191]. No ocurre lo mismo para las membranas de UF de configuración plana o capilar. Para las membranas capilares y arrolladas en espiral en particular, los tratamientos mínimos estándar están especificados por los fabricantes. En concreto, la configuración arrollada en espiral, que no puede ser retrolavada y muestra bajo rendimiento de limpieza química, puede necesitar la implementación de un pretratamiento directo de filtro de arena, tal como se precisa con los módulos de membrana de NF y OI [140].

Otro tipo de pretratamiento es el ajuste de pH por dosificación química. Este puede ser necesario para mantener el pH en el rango de trabajo de la membrana. Afortunadamente, este ajuste raramente se necesita en la mayoría de las membranas de UF disponibles comercialmente, que tienen un rango de trabajo de pH de acuerdo con el normalmente hallado en las aplicaciones de agua [140].

Las aguas que contienen iones hierro y manganeso disueltos o quelados, tienen que ser tratadas con un proceso de oxidación adecuado para precipitar estos iones antes de la filtración por membrana. Esto se recomienda para evitar la precipitación de hierro y manganeso en la membrana o, incluso, sobre el lado del permeado de la membrana (ensuciamiento de la membrana durante el proceso de retrolavado). Los procesos de preoxidación utilizados generalmente incluyen procesos de aireación, ajuste de pH para valores mayores de 8, o adición de oxidantes fuertes como el cloro, dióxido de cloro, ozono y permanganato potásico [140].

Hay un gran número de ejemplos donde las membranas de UF han sido usadas en combinación con varios procesos convencionales de tratamiento de agua. Los contaminantes inorgánicos al igual que los contaminantes orgánicos, pueden ser eliminados por los procesos de UF. En la mayoría de estos casos, adicionalmente al aumento de la calidad del agua, los autores han notado un incremento en los rendimientos de membranas debido a una disminución del ensuciamiento potencial del agua bruta a tratar. Esto se traduce en el incremento del caudal de hasta un 30%, usando ozonización con membranas cerámicas [192] y utilizando adsorción en carbono en polvo activado (CPA) con membranas sintéticas de UF [193].

Autores como Lahoussine-Turcaud y cols. [194], probaron la adición de coagulante (sulfato de aluminio o cloruro férrico) a una dosis equivalente para el óptimo de floculación (50 a 150 mg/L de solución comercial, dependiendo del tipo de agua a tratar) aguas arriba de la unidad de membrana; este pretratamiento hace

posible duplicar el caudal de la membrana de UF de polisulfona cuando se compara con lo rendimientos obtenidos con el tratamiento directo de agua bruta por la misma membrana. Por el contrario, el efecto de la coagulación por cloruro férrico o por alúmina sobre algunas membranas celulósicas no es satisfactorio, ya que estos coagulantes tienden a ensuciar la propia membrana [195].

CAPÍTULO 2. OBJETIVOS

2. OBJETIVOS

El objetivo principal de esta Tesis es la aplicación de la tecnología de ultrafiltración para la descontaminación de aguas residuales procedentes de la industria cervecera.

Para la consecución de este objetivo principal, se contemplan los siguientes objetivos específicos:

1. Demostrar la idoneidad de las membranas de UF para el tratamiento de efluentes de la industria cervecera, tratados biológicamente, con el fin de garantizar un adecuado nivel de seguridad física, química y microbiológica para su posterior reutilización.
2. Aportar nuevos datos sobre el comportamiento, a nivel de calidad de las aguas residuales tratadas y rendimiento, de las membranas de UF arrolladas en espiral, para el tratamiento de efluentes que proceden de un tratamiento secundario, como es el caso de las aguas residuales de una EDARI de cervecera.
3. Conocer el comportamiento de un tratamiento de UF, con membranas arrolladas en espiral, en regímenes de operación intermitente así como sus condiciones óptimas de operación.

CAPÍTULO 3. MATERIALES Y MÉTODOS

3. MATERIALES Y MÉTODOS

3.1. TECNOLOGÍA EMPLEADA PARA EL TRATAMIENTO DE AGUA

En el diseño del proceso de tratamiento, se evaluaron diferentes tecnologías. Teniendo en cuenta las características del agua residual industrial, que indicaban que el principal problema de contaminación se debía a la altísima concentración de sólidos en suspensión y a la elevada contaminación microbiológica, se descartaron las tecnologías de filtración en medio granular y el microtamizado, como tratamiento terciario del agua residual, por ser dispositivos que eliminan principalmente flóculos biológicos residuales y una fracción de los sólidos suspendidos, respectivamente [196]. Se decidió, entonces, por una barrera basada en membranas de ultrafiltración, ya que según Lubello y cols. [116], esta técnica, además de reducir considerablemente los sólidos en suspensión y la turbidez, elimina de forma significativa la presencia de microorganismos, incluidos virus, en aguas residuales [117, 118].

A pesar de las elevadas expectativas puestas en el funcionamiento de la membrana de ultrafiltración, se propuso incorporar un sistema previo al tratamiento terciario, con el propósito de proteger a la membrana de la altísima concentración de sólidos que presentaba el agua a tratar; para ello se seleccionó una filtración convencional sobre medio filtrante poroso (filtros tangenciales de anillas y filtro transversal de lecho mineral).

La planta piloto se instaló en las dependencias de la estación depuradora de agua residual (EDARI), la cual estaba situada a 1 Km, aproximadamente, de la fábrica de cerveza.

A continuación se muestra, en la **Figura 17**, la propuesta de configuración óptima del proceso, representada por un diagrama de bloques.

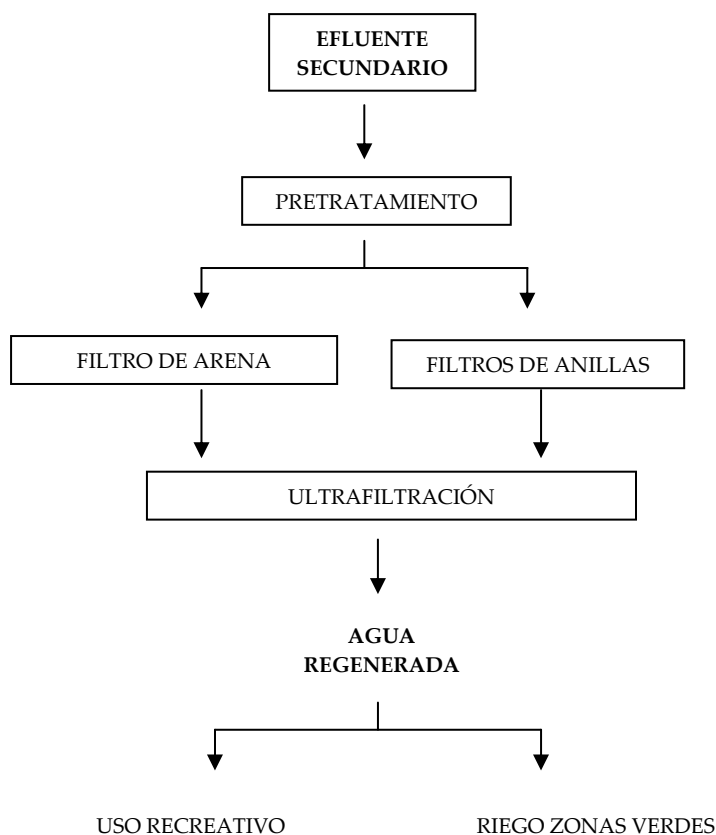


Figura 17. Diagrama de bloques del proceso de tratamiento de agua a la salida de la EDARI

3.1.1. Descripción técnica de los equipos empleados

3.1.1.1. Sistemas de prefiltración

Los tratamientos previos son comunes a prácticamente todos los sistemas de tratamiento, y sirven como preparación del agua residual para que pueda ser procesada posteriormente con el mayor rendimiento posible.

En nuestro caso, se probaron, como barrera de protección para la UF, dos tipos distintos de filtros: filtros tangenciales de anillas y filtros transversales de arena.

A continuación, se describen los filtros que fueron probados para la reducción de sólidos en suspensión en el efluente secundario, antes de su paso por la membrana de UF.

I. Filtros tangenciales: filtro de anillas

Se instaló un equipo automático de filtración en anillas. Este tipo de filtro está diseñado especialmente para garantizar una filtración selectiva (hasta 5 micrómetros o micras en material plástico) y una limpieza 100% automática con independencia del caudal a tratar, con un ahorro energético e hídrico gracias a su funcionalidad, modularidad y una eficiencia y eficacia demostradas en su utilización en el sector agrícola, jardinería, paisajismo, golf y resorts, procesos industriales (alimentación, papel, etc.), torres de refrigeración, pulverización, aspersión, pretratamientos de ósmosis, depuración de aguas residuales, potabilización de aguas, procesos de desalinización, etc.

En los filtros de anillas, el elemento filtrante está constituido por un cartucho de anillas ranuradas, dejando pasar el agua y reteniendo aquellas partículas cuyo tamaño sea mayor al de paso de las ranuras.

El agua entra al filtro (**Figura 18**) con las impurezas en suspensión y se provoca su movimiento de trayectoria helicoidal. Las anillas están insertadas en el cartucho en el interior del filtro, colocadas de manera idéntica longitudinalmente una sobre otra y comprimidas. La depresión creada por la entrada del agua en el interior del cilindro formado por las anillas, favorece el paso del agua a través de las anillas. En este momento, se realiza la filtración. Después se crea otra depresión para favorecer la salida del agua limpia ya filtrada.

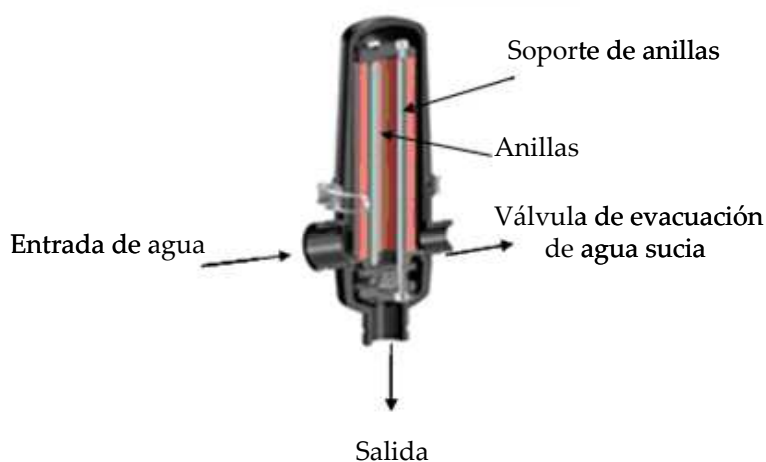


Figura 18. Sección longitudinal de un filtro de anillas

Este tipo de filtros están especialmente diseñados para caudales relativamente pequeños, entre 10 y 350 m³/h, y un grado de filtración requerido exigente, y son específicos para aguas con gran concentración de partículas en suspensión [197]

El equipo modular que se empleó consistía en un equipo automático Novhidro con separador de partículas con una configuración en línea de 3 unidades, tal y como se puede ver en la **Figura 19**. Para el pilotaje, se emplearon anillas de 20 µm.

Tabla 20. Datos técnicos filtros automáticos Novhidro+Separador Modelo 3FS3L4B

Modelo filtro	2''	3''	
Presión máxima	16 bar		
Caudal máximo (125 µm)	25 m ³ /h	35 m ³ /h	
Sección área cartucho filtrado	1.334,50 cm ²		
Superficie de filtrado	4.582,95 cm ²		
Presión de lavado	2,5 bar	3 bar	4 bar
Caudal de lavado	3,25 L/s	3,51 L/s	4,1 L/s



Figura 19. Filtros de anillas instalados en la EDARI

II. Filtración en medio granular: filtro de arena

Se instaló un filtro de arena laminado, de 400 mm de diámetro, compuesto por una bancada en poliéster reforzado en fibra de vidrio (PRFV), un filtro con válvula selectora lateral, una bomba autoaspirante Sprint y todos los accesorios necesarios. El material empleado en este sistema de filtración fue arena de sílex con una granulometría de 0,4 mm. La altura del lecho filtrante era 545 mm.

El sistema de filtración constaba de lo siguiente:

1. Filtro de arena laminado fabricado con resina de poliéster y fibra de vidrio que incorpora un tapón para vaciado de arena y agua.
2. Montado con colectores y difusor de material plástico inalterable PVC y PP
3. Equipado con manómetro y purga de aire en la tapa
4. Válvula selectora lateral de seis vías para operaciones de filtración, lavado, enjuague, recirculación, vaciado y cerrado
5. Pie en polipropileno
6. Tapa sin tornillos de apertura y cierre rápido
7. Distribución de los brazos colectores, para aumentar al máximo la altura de filtración

Tabla 21. Prestaciones del equipo automático empleado

Velocidad máxima de filtración	50 m ³ /h/m ²
Presión máxima de trabajo	2,5 bar
Bomba Sprint	
- Potencia (CV)	1/3
- Voltaje (V)	230 II
- Frecuencia (Hz)	50



Figura 20. Filtro de arena laminado

3.1.1.2. Sistema de Ultrafiltración

Para el proceso de ultrafiltración se utilizó la tecnología de la compañía TRISEP, quienes habían desarrollado una membrana de ultrafiltración sumergida, arrollada en espiral con separador autolimpiable, que combinaba aireación, retrolavado y succión de permeado. Las características de la planta de ultrafiltración se resumen en la **Tabla 22**.

Tabla 22. Principales características de la planta de ultrafiltración

Planta UF	Características
Modelo planta ultrafiltración	M100
% Recuperación	90
Capacidad de la planta (efluente) (m ³ /h)	0-1
Flujo de la membrana (lm ⁻² h ⁻¹)	0-70
Caudal de permeado (m ³ /h)	0,9
Caudal de rechazo (m ³ /h)	0,1
Tanque de membrana	
Volumen (L)	150
Rebose	1
Nº niveles	3
Membrana	
Marca	SpiraSep 900

Planta UF	Características
Tamaño de poro (μm)	0,05
Material	Polieteresulfona
Nº membranas	1
Disco de aireación (burbuja gruesa)	1
Rotámetro de aireació	1
Válvula de ajuste de caudal de aire	1
Presión (bar)	-0,07 a -0,7
Temperatura de operación ($^{\circ}\text{C}$)	2-45
Tanque de permeado	
Volumen (L)	300
Bomba de permeado	
Capacidad (m^3/h)	2,3
Presión de aspiración (bar)	0,7
Presión descarga (bar)	1,03
Bomba de lavado	
Capacidad (m^3/L)	2
Presión descarga (bar)	0,7
Soplante	
Caudal (m^3/h)	15
Presión descarga (bar)	0,17

La planta piloto SpiraSep M100 estaba dotada de todos los elementos necesarios para el tratamiento de agua, contando con una unidad central de permeado, depósitos de almacenamiento para la membrana y el permeado, sistema de distribución de aire, bomba de permeado, bomba de retrolavado, soplante y un sistema de adición de reactivos químicos dotado de todos los elementos para su funcionamiento y dosificación. Contaba, así mismo, de un panel táctil de control asociado a un PLC para el manejo y control de todas las funciones de la planta.

La **Figura 21** y la **Figura 22**, muestran la planta piloto compuesta por la membrana de UF.



Figura 21. Planta Piloto instalada en la EDARI de la fábrica de cervezas, vista desde una perspectiva lateral



Figura 22. Planta Piloto instalada en la EDARI de la fábrica de cervezas, vista desde una perspectiva frontal

Las características de la planta de ultrafiltración se amplían, de manera más detallada, a continuación.

- Sistema de válvulas: la planta piloto estaba dotada de un sistema de válvulas neumáticas de bola en PVC de diferentes diámetros entre 40 mm y 25 mm, para cuyo accionamiento se dotó a la instalación de un compresor de aire a una presión de 6 bar. El funcionamiento de dichas válvulas se podía realizar de manera automática o manual, pudiendo ser controladas desde el Panel de control (PLC).. El flujo al tanque de la membrana era controlado por una válvula manual y el flujo de alimentación de la planta era controlado por una válvula automática.
- Depósito de la membrana: este depósito contenía la membrana de ultrafiltración y estaba constituido por una estructura cilíndrica de una mezcla de polímeros resistentes a la corrosión como el polipropileno y el polietileno. Sus dimensiones eran 355 mm de diámetro y 1.524 mm de altura, con una capacidad de 150 L. Este depósito estaba equipado de un rebose en la parte alta y tres indicadores de nivel L1 (alto), L2 (intermedio) y L3 (bajo).
- Membrana de ultrafiltración: la membrana empleada fue del tipo sumergida a presión negativa, modelo SpiraSep 900, de ultrafiltración, diseñada por TRISEP. Esta era del tipo asimétrica y arrollada en espiral, fabricada en polieterosulfona, con un tamaño medio de poro de 0,05 μm y un peso molecular de corte de 500 kDa. Sus dimensiones eran 1.092 mm de altura y un diámetro de 238 mm en su forma arrollada, con una superficie efectiva activa de 16,5 m^2 y un flujo neto teórico de 52 $\text{lm}^{-2}\text{h}^{-1}$ recomendado por el fabricante. Poseía una estabilidad física y química a pH entre 2 y 11, a una presión de vacío entre -0,07 y -0,7 bar y a una temperatura entre 2 y 45°C.



Figura 23. Detalle de la membrana de ultrafiltración empleada, donde se pueden observar las capas del espaciador de agua de alimentación y el espaciador del canal de permeado, que forman un conjunto de múltiples hojas enrolladas en torno al tubo de permeado.

- Depósito de permeado: el permeado de la planta era recogido en un tanque con una capacidad de 300 L y se empleaba para realizar los procesos de limpieza de la membrana. Presentaba un rebose en su parte mas alta y una línea de desagüe con un indicador de nivel en la parte baja del mismo. ç
- Bomba de permeado: esta bomba proporcionaba la presión necesaria como para llevar el agua de alimentación a través de la superficie de la membrana. Era una bomba centrífuga autocebante con capacidad para generar una presión de vacío de -0,7 bar, una capacidad de flujo de 2,3 m³/h y una presión de descarga de 1,03 bar. El flujo del permeado era controlado manualmente mediante una válvula, pero la bomba de operación era controlada automáticamente a través del PLC
- Bomba de retrolavado: esta bomba era del tipo centrífuga autocebante, que generaba la presión necesaria para impulsar el agua de permeado a contracorriente a través de la membrana de UF. El flujo fue controlado manualmente a través del PLC y contaba con un medidor de caudal con un rango entre 0,3 y 2 m³/h.
- Soplante: esta bomba aportaba una aireación en continuo cuyo caudal se regulaba y controlaba de forma manual por medio de una válvula manual y un rotámetro con un rango entre 0,3 y 2 m³/h, instalados en la línea de conducción de aire hacia el deposito de la membrana.

- Sistema de control electrónico: el sistema originario (modelo Allen Bradley SLC/05 Siemens) fue reemplazado por otro controlador programable (PLC), con pantalla táctil (LCD).
- Sistema de dosificación química: para los ciclos de limpieza de la membrana de ultrafiltración se hacía necesaria la dosificación de distintos reactivos químicos, por lo que la planta venía provista de 4 depósitos, fabricados en polipropileno y con conexiones de PVC, de una capacidad de almacenamiento de 100 L, con su correspondiente bomba dosificadora tipo pistón, con una capacidad de flujo de 2 L/h. La velocidad de flujo de la dosificación, fue determinada de forma manual. Estos depósitos fueron sustituidos por las garrafas de los propios reactivos por motivos de seguridad a la hora de la manipulación de los reactivos.
- Otra instrumentación: la instalación contaba con un indicador de presión transmembrana con un rango de medida de -1 a 1 bar, y un indicador de la temperatura del agua a la entrada del tanque de la membrana, con un rango de medida de 0 a 60°C. Para la toma de muestras, la planta contaba con dos grifos manuales, uno a la entrada de la planta y otro a la salida del permeado.

A continuación, en la **Figura 24**, se muestra el diagrama de flujo de la planta piloto compuesta por la membrana de ultrafiltración.

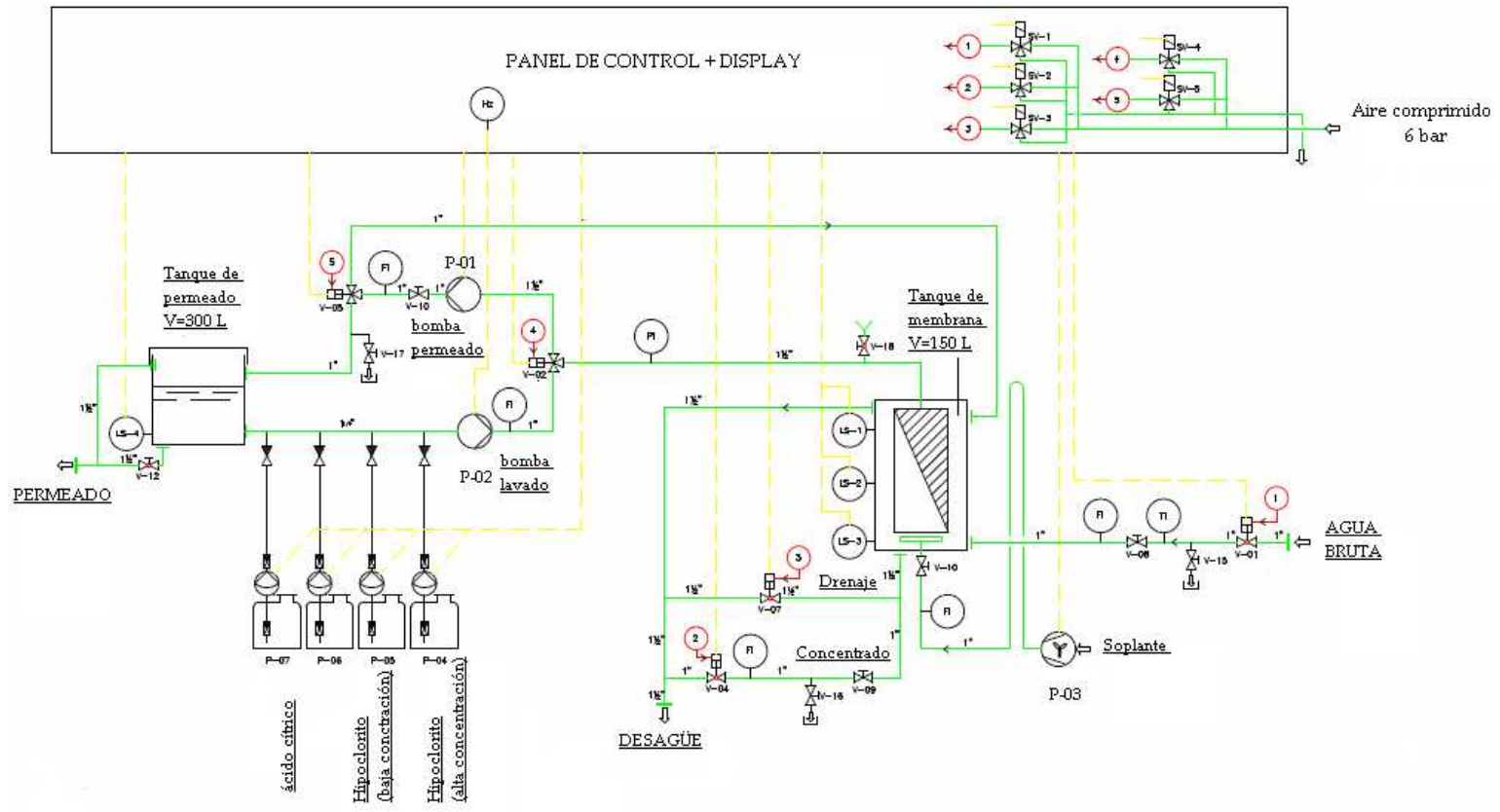


Figura 24. Diagrama de flujo planta piloto (membrana de UF)

3.1.1.3. Especificaciones del proceso de tratamiento propuesto

A continuación, en la **Figura 27**, se presenta el diagrama de flujo de la instalación experimental completa, compuesta por los sistemas de prefiltración y el sistema de ultrafiltración, que se instalaron y se pilotaron en el recinto de la EDARI de la fábrica de cerveza.

Debido a la gran variabilidad que presentaba el caudal de agua residual a la salida del tratamiento secundario, medido en el caudalímetro Parshall a la salida de la EDARI, y con el objeto de conseguir un caudal constante de alimentación a la planta, en este caso al proceso de prefiltración, se instaló un tanque intermedio de 1m^3 aproximadamente, donde el tiempo de residencia para los caudales ensayados nunca excedió de 50 minutos. Al tanque intermedio se le instaló una válvula de boya, cuya misión era impedir el rebose del mismo.



Figura 25. Depósito intermedio instalado antes del sistema de prefiltración



Figura 26. Agua acumulada en el depósito intermedio

Tabla 23. Leyenda del diagrama de flujo de la instalación experimental completa

-
- D-01. Depósitos de agua a tratar, de 1m³ de capacidad
 - F-01. Filtro de arena laminado, con arena de sílice de 0,4 μm de grosor
 - F-02. Filtro de anillas semiautomático
 - F-03. Membrana de UF
 - D-02. Depósito de permeado de PE, de 300L de capacidad
 - D-03. Depósito de agua tratada
-

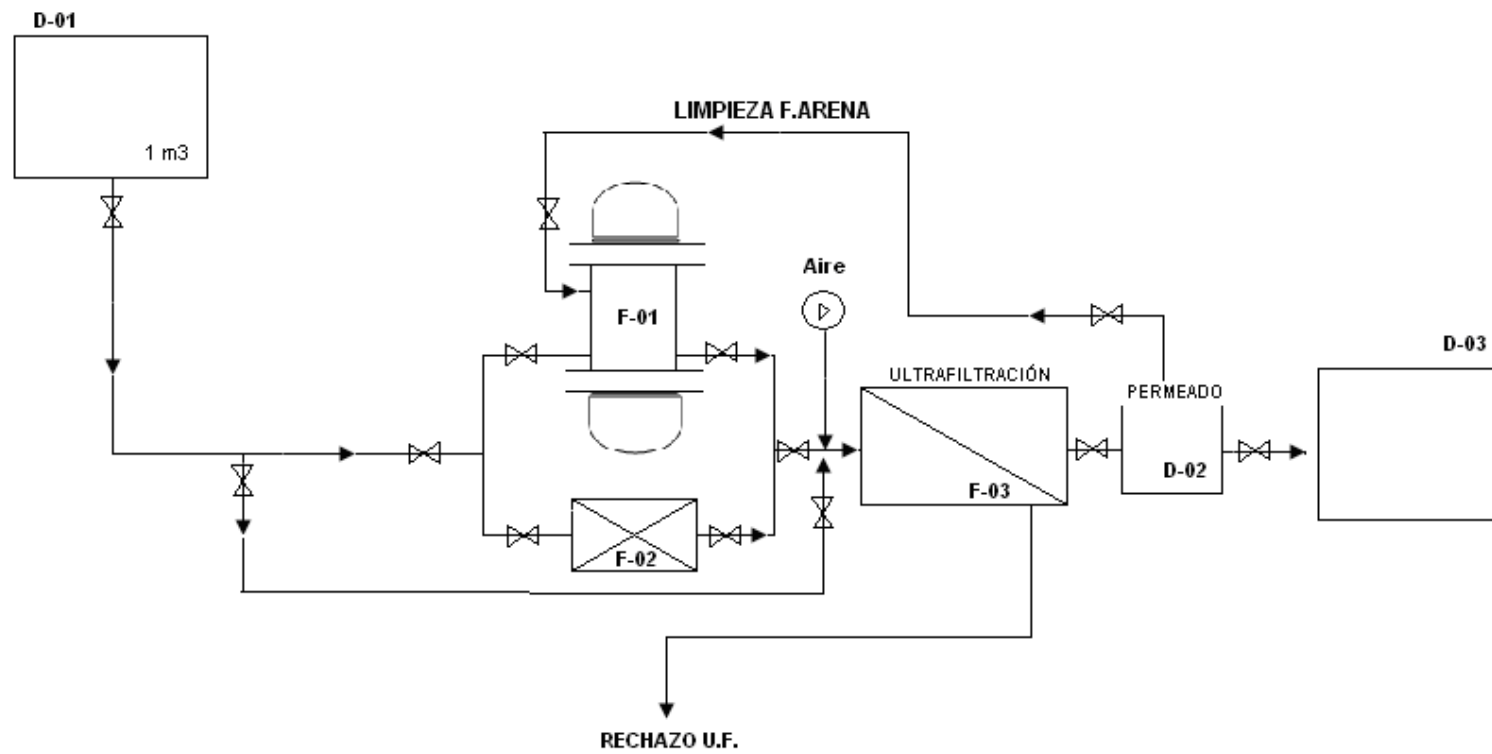


Figura 27. Diagrama de flujo de la instalación experimental completa

3.2. FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA PILOTO

3.2.1. Descripción del proceso de ultrafiltración

El proceso de ultrafiltración generaba dos corrientes: permeado y concentrado. El sistema operaba con un porcentaje de recuperación, esto significa que parte del agua de alimentación que entraba en el tanque de la membrana pasaba a ser permeado, y el restante se eliminaba como concentrado.

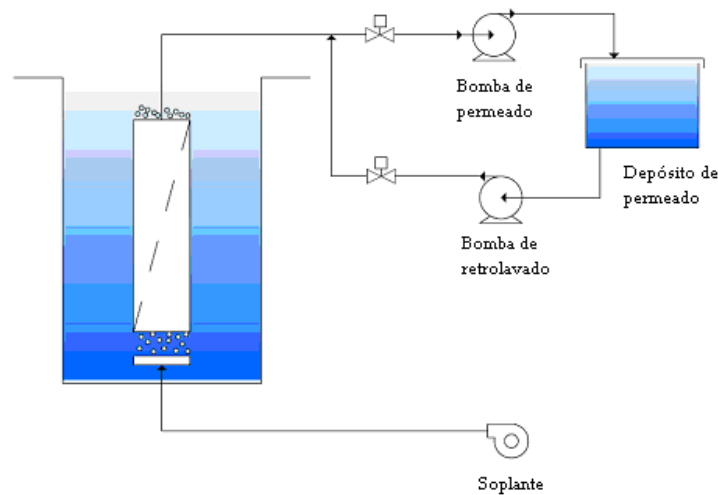


Figura 28. Esquema del proceso de filtración mediante SpiraSep™

La planta piloto de ultrafiltración contaba con 4 módulos de operaciones diferentes:

1. Producción
2. Retrolavado
3. Limpieza periódica (PFE)
4. Limpieza química (CIP)

A continuación se muestra, de manera esquemática (**Figura 29**), la secuencia de los ciclos de funcionamiento de la membrana de ultrafiltración.

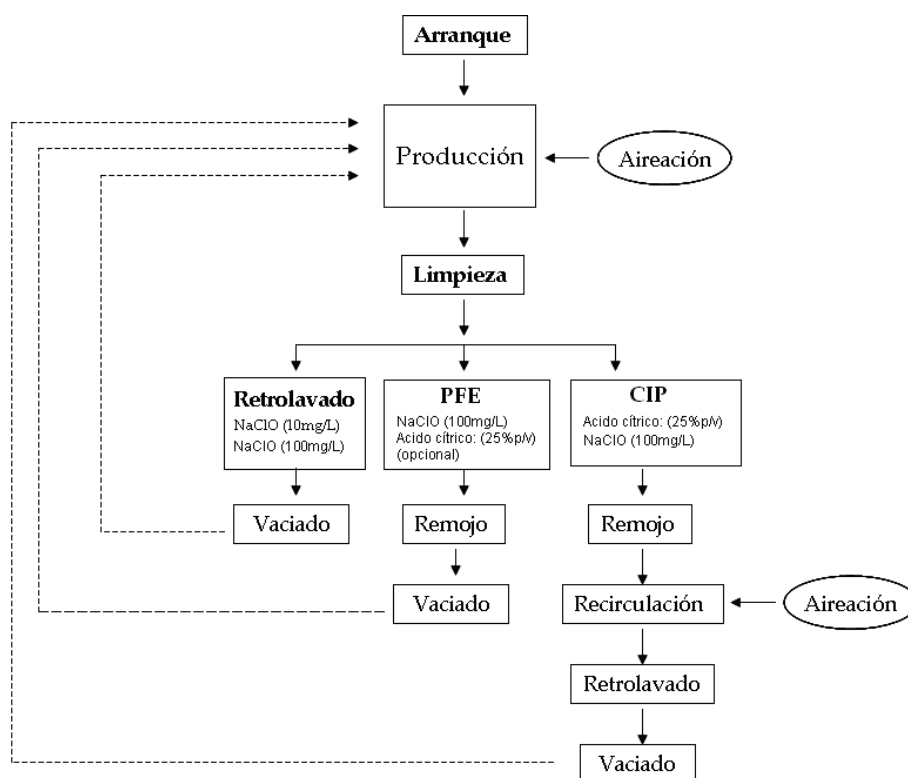


Figura 29. Diagrama de bloques del funcionamiento de la planta piloto

I. Producción

El proceso de ultrafiltración comenzaba con el llenado del tanque de membrana, activándose los sensores de nivel. Cuando los sensores L1 y L2 cerraban el contacto, comenzaba la operación de producción. Durante 10 s existía un periodo de inactividad de la planta, tras el aviso de los sensores de nivel, hasta que se ponía en marcha la bomba de permeado y se abría la válvula de permeado. El tiempo de producción de la membrana venía definido por el usuario de la planta y se determinaba desde el PLC.

Una vez el agua de entrada comenzaba a llenar el depósito de la membrana, la bomba soplante se ponía en marcha, con un caudal, en un principio de 10 m³/h, que

luego se rebajó hasta 2-3 m³/h. La membrana, durante esta fase de operación, estaba continuamente aireada con el fin de prevenir y minimizar el ensuciamiento.

El vacío generado por la bomba producía una presión sobre la membrana denominada transmembrana (PTM) que no debía superar los -0,7 bar, según las recomendaciones del fabricante. Una vez la producción del permeado comenzaba, los temporizadores para la frecuencia del retrolavado y de las limpiezas químicas PFE y CIP se ponían en marcha. La alimentación del depósito de la membrana estaba en todo momento controlada por los sensores de nivel y la soplante permanecía encendida durante todo el tiempo de producción.

Tras el proceso de producción se producía un descenso de nivel de agua tratada en el tanque de la membrana, que daba paso a la función de retrolavado.

II. Retrolavado

Tras cada ciclo de producción comenzaba una secuencia de retrolavado. Para ello, la válvula de alimentación a la membrana y la de permeado se cerraba y la bomba de permeado y soplante se paraban. Se activaba entonces la bomba de retrolavado, abriéndose la válvula de retrolavado, después de unos segundos de inactividad.

El agua del depósito del permeado era impulsada, con una dosis de hipoclorito sódico, a través de la membrana, en sentido inverso del flujo de producción, por un periodo de 40 segundos. Una vez la secuencia de retrolavado terminaba, la bomba de retrolavado y la dosificación de cloro se apagaban automáticamente. La soplante se ponía en funcionamiento y operaba durante unos segundos antes de ponerse en marcha la bomba de permeado. Esta fase de retrolavado comenzaba siempre, al final de cada ciclo de producción, que venía determinado de forma manual en el PLC por el usuario.

Dentro del sistema de retrolavado se programaron dos tipos de autolimpieza. Una primera era el retrolavado dosificando hipoclorito a baja concentración (10 mg/L), y la segunda, dosificando hipoclorito a alta concentración (100 mg/L). El PLC estaba programado de forma que cada cinco autolimpiezas con el hipoclorito de baja concentración, se hacía un retrolavado con hipoclorito de alta concentración.

En un primer momento el caudal de dosificación de reactivo era siempre constante, pero tras los resultados obtenidos en las limpiezas, se sugirió cambiar este sistema de autolimpieza por otro donde el caudal fuera variando a lo largo del ciclo de limpieza. De esta forma, se alternaba la dosificación de reactivo con cambios bruscos de caudal. De modo que durante 13 segundos se inyectaba una dosis de hipoclorito a un caudal máximo y durante 7 segundos se inyectaba una dosis de hipoclorito a un caudal del 10%, así hasta completar los 40 s que duraba el retrolavado.

Con este sistema de retrolavado, mediante cambios bruscos de caudal, se consiguió una mejor limpieza de la membrana.

III. Limpieza de mantenimiento o PFE

El flujo de la membrana y la frecuencia de lavados podían ser optimizados mediante una limpieza de mantenimiento, que no era más que una recuperación diaria del flujo de corta duración (20 minutos). La función de este proceso era proporcionar un choque químico para limpiar las membranas y minimizar el tiempo de parada durante las limpiezas químicas más profundas. Durante este proceso se introducía hipoclorito sódico o ácido cítrico en las membranas por medio del tanque de permeado, durante un periodo de tiempo que oscilaba entre 15-20 minutos. Esto se realizaba una vez al día. Después de este retrolavado, las membranas se mantenían en remojo de 5 a 15 minutos para lograr que el ácido o el cloro pudieran actuar sobre la materia orgánica y las partículas que se habían depositado sobre la superficie de la membrana.

Al igual que con el sistema de retrolavado, el CIP diario también estaba programado mediante el PLC, y podía ser modificado manualmente. Esta limpieza estaba programada para que se realizara cada 1.440 min. (24h), aunque era susceptible de ser forzada en cualquier momento. Constaba de dos fases, una ácida y una básica.

1. Fase Básica

Durante esta fase se dosificaba hipoclorito de alta concentración durante un tiempo total de 180 s. Al igual que en el retrolavado, en esta limpieza el caudal, hacia el tanque de la membrana, no era constante, en concreto, durante 13 s. se dosificaba

hipoclorito a un caudal máximo, y durante 7 s, se dosificaba hipoclorito con el caudal al 25%.

Durante todo este proceso la válvula de drenaje permanecía abierta, de modo que conforme iba entrando el agua de permeado junto con la dosificación de reactivo, se vaciaba a través de la válvula de drenaje, arrastrando consigo la suciedad que estaba depositada en la membrana.

Tras la dosificación de reactivo, la válvula de drenaje se cerraba y la membrana permanecía en remojo, durante 300 s. Transcurrido este tiempo comenzaba el aclarado de la membrana, durante un tiempo de 180 s, empleando para ello únicamente agua de permeado. Igualmente el aporte de caudal para el aclarado sufrían variaciones (15 s: caudal al 100% y 13 s.: caudal al 10%).

2. Fase Ácida

Una vez finalizada la limpieza con hipoclorito, comenzaba una nueva limpieza, esta vez con ácido cítrico. El procedimiento era el mismo que el realizado durante la fase básica.

IV. Limpieza profunda o CIP

Una vez por semana la membrana, se sometía a una limpieza profunda y a un remojo que duraba aproximadamente entre 24-48 horas dependiendo de la carga contaminante del agua.

El PLC fue programado de tal manera que se podía realizar el CIP empleando sosa y/o ácido cítrico. El mecanismo de actuación del CIP constaba de 4 fases o etapas que se detallan a continuación.

1. Retrolavado

Durante un tiempo de 300 s se retrolavaba agua del tanque de permeado al tanque de la membrana, con dosificación de ácido cítrico y con variaciones de caudal (13 s: caudal al 100% y 7 s: caudal al 25%). Una vez transcurrido este tiempo la planta permanecía en remojo.

2. Remojo de la membrana

En esta fase la membrana permanecía sumergida durante 48 h. en la solución ácida. El pH del agua en el tanque de la membrana era corregido manualmente hasta alcanzar un valor de 3,5 - 4, mediante la adición de ácido cítrico. Mientras la planta permanecía en remojo todas las válvulas de la planta estaban cerradas.

3. Recirculación

Tras el remojo tenía lugar la etapa de recirculación. En esta etapa se activaba la bomba de retrolavado y se realizaba una limpieza en ciclo cerrado, es decir, la solución ácida, que se encontraba en el tanque de la membrana recorría el sistema de tuberías de la planta piloto. Este proceso tenía una duración de 50 min. Durante la recirculación la soplante trabajaba con un caudal de 3-4 m³/h.

4. Aclarado

Para el aclarado de la membrana se empleaba únicamente agua de permeado. Los tiempos y caudales empleados eran: 15 s dosificando agua de permeado a un caudal del 100% y 13 s, dosificando agua de permeado a un caudal del 10%. La duración total de este proceso era de 300 s.

3.3. PLANIFICACIÓN DE LA EXPERIMENTACIÓN

En la **Tabla 24**, se muestran las fases experimentales y el tiempo de duración en las que se dividió la investigación.

Tabla 24. Fases y duración de la investigación

Fases de la investigación	Procedimiento	Duración
Fase I	Caracterización del agua residual	12 meses
Fase II	Tratamiento del agua residual:	12 meses
	Periodo de muestreo 1: Filtros de anillas + UF ₁	7 meses
	Periodo de muestreo 2: Filtro de arena + UF ₁	3 meses
	Periodo de muestreo 3: Filtro de arena + UF ₁	2 meses

Durante la Fase I se realizó la caracterización del efluente secundario, procedente de la EDARI de la industria cervecera, monitorizando parámetros físico-químicos, y microbiológicos.

La Fase II consistió en el tratamiento terciario del efluente procedente de la EDARI, empleando la tecnología de membranas de ultrafiltración. Durante esta segunda fase se utilizó la planta piloto de ultrafiltración con tecnología Trisep.

Durante el *Periodo de muestreo 1* se trabajó con el sistema de ultrafiltración (UF₁), como tratamiento de descontaminación, junto con un pretratamiento físico mediante el empleo de filtros de anillas automáticos. Durante este periodo se ensayaron diferentes condiciones de funcionamiento:

- Producción de 300 segundos, con contralavados de 40 segundos adicionando solución de hipoclorito sódico (NaClO) (10 mg/L). Limpieza con cloro adicionando solución de NaClO (100 mg/L) cada 5 contralavados. Limpieza diaria con NaClO (100 mg/L) y ácido cítrico (25% p/v) hasta un pH de 3,5 y limpieza semanal con NaClO y ácido cítrico (remojo + recirculación).
- Producción de 500 segundos, con contralavados de 40 segundos adicionando solución de hipoclorito sódico (NaClO) (10 mg/L). Limpieza con cloro adicionando solución de NaClO (100 mg/L) cada 5 contralavados. Limpieza diaria con NaClO (100 mg/L) y ácido cítrico (25% p/v) hasta un pH de 3,5 y limpieza semanal con NaClO y ácido cítrico (remojo + recirculación).
- Producción de 800 segundos, con contralavados de 40 segundos adicionando solución de hipoclorito sódico (NaClO) (10 mg/L). Limpieza con cloro adicionando solución de NaClO (100 mg/L) cada 5 contralavados. Limpieza diaria con NaClO (100 mg/L) y ácido cítrico (25% p/v) hasta un pH de 3,5 y limpieza semanal con NaClO y ácido cítrico (remojo + recirculación).
- Producción de 1.100 segundos, con contralavados de 40 segundos adicionando solución de hipoclorito sódico (NaClO) (10 mg/L). Limpieza con cloro adicionando solución de NaClO (100 mg/L) cada 5 contralavados. Limpieza diaria con NaClO (100 mg/L) y ácido cítrico

(25% p/v) hasta un pH de 3,5 y limpieza semanal con NaClO y ácido cítrico (remojo + recirculación).

- Producción de 1.400 segundos, con contralavados de 40 segundos adicionando solución de hipoclorito sódico (NaClO) (10 mg/L). Limpieza con cloro adicionando solución de NaClO (100 mg/L) cada 5 contralavados. Limpieza diaria con NaClO (100 mg/L) y ácido cítrico (25% p/v) hasta un pH de 3,5 y limpieza semanal con NaClO y ácido cítrico (remojo + recirculación).
- Producción de 1.700 segundos, con contralavados de 40 segundos adicionando solución de hipoclorito sódico (NaClO) (10 mg/L). Limpieza con cloro adicionando solución de NaClO (100 mg/L) cada 5 contralavados. Limpieza diaria con NaClO (100 mg/L) y ácido cítrico (25% p/v) hasta un pH de 3,5 y limpieza semanal con NaClO y ácido cítrico (remojo + recirculación).
- Producción de 2.000 segundos, con contralavados de 40 segundos adicionando solución de hipoclorito sódico (NaClO) (10 mg/L). Limpieza con cloro adicionando solución de NaClO (100 mg/L) cada 5 contralavados. Limpieza diaria con NaClO (100 mg/L) y ácido cítrico (25% p/v) hasta un pH de 3,5 y limpieza semanal con NaClO y ácido cítrico (remojo + recirculación).

El *Periodo de muestreo 2*, corresponde al periodo de investigación en el cual el sistema de membrana de ultrafiltración (UF₁) utilizó como pretratamiento físico un filtro de arena manual y como pretratamiento químico una dosificación en continuo de ácido cítrico al tanque de membrana. En este periodo se trabajó con una producción de 1.100 s con contralavados de 40 s, adicionando NaClO (10 mg/L), limpieza con cloro adicionando NaClO (100 mg/L) cada 5 contralavados, limpieza diaria con NaClO (100 mg/L) y ácido cítrico (25% p/v) hasta un pH de 3,5 y limpieza semanal con NaClO y ácido cítrico (remojo +recirculación).

El *Periodo de muestreo 3*, corresponde al periodo de investigación donde la membrana de ultrafiltración (UF₁) fue sustituida por otra nueva (UF₂). En este periodo, el sistema de membrana contó con el mismo sistema de pretratamiento, tanto físico como químico, y con las mismas condiciones de trabajo que las del periodo de muestreo 2.

Durante los tres periodos de muestreo, de la Fase II del proyecto, se llevaron a cabo las siguientes actividades:

- A. Estudio del rendimiento de los sistemas de prefiltración (filtros de anillas y filtro de arena), monitorizando parámetros físicos del agua.
- B. Estudio del comportamiento de la membrana de UF mediante el registro de la presión transmembrana (PTM).
- C. Estudio del rendimiento de la membrana de UF, en cuanto a reducción de contaminación, monitorizando parámetros físico-químicos y microbiológicos del agua.
- D. Estudio del rendimiento de la membrana de UF, en cuanto a producción, empleando los siguientes indicadores:

1. Flux ($Lm^{-2}h^{-1}$).

2. Tasa de Producción Media (TPM): nos muestra el volumen neto de agua producida en un ciclo de producción, es decir, el volumen total producido menos el volumen de agua empleado en limpieza.

$$TPM = \frac{V_T - V_L (L)}{T_p (\text{min.})} \quad \text{Ec. 13}$$

Donde,

V_T es el volumen total producido durante un ciclo de producción,

V_L , es el volumen gastado en limpieza (retrolavado) tras realizar cada ciclo de producción.

T_p , es el tiempo, en minutos, que dura el ciclo de producción.

3. Tasa de Producción Instantánea (TPI): nos muestra el volumen total de agua producido durante un ciclo completo de producción.

$$TPI = \frac{V_T (L)}{T_p (\text{min.})} \quad \text{Ec. 14}$$

Donde,

VT es el volumen total producido durante un ciclo de producción.

T_p, es el tiempo, en minutos, que dura el ciclo de producción.

3.4. METODOLOGÍA ANALÍTICA

3.4.1. Toma de muestras

Para la caracterización del vertido industrial se hizo necesario disponer de un procedimiento a seguir, desde que se tomó la muestra hasta que esta se llevó a analizar al laboratorio.

Para desarrollar el plan de muestreo se utilizaron las siguientes normas:

- UNE-ENE 25667-1: Guía para el diseño de los programas de muestreo [198].
- UNE-ENE 25667-2: Guía para las técnicas de muestreo [199].
- UNE-ENE 5667-3: Guía para la conservación y manipulación de muestras [200].

El objetivo de la toma de muestras es la obtención de una porción de vertido cuyo volumen sea lo suficientemente pequeño como para que pueda ser transportado con facilidad y manipulado en el laboratorio sin que por ello deje de representar con exactitud las características del vertido del que proceden. Esto implica que las concentraciones de todos los componentes serán las mismas en la muestra que en vertido y que dichas muestras serán manejadas y transportadas sin que sus componentes sufran alteraciones antes de su análisis. Las muestras a analizar deben ser representativas de una situación, lo que significa que deben presentar las mismas características químicas, físico-químicas y bacteriológicas del sistema investigado.

La toma de muestras se realizó con una botella tomamuestras, enjuagada previamente en la misma agua a muestrear.

Los puntos de muestreo, durante el periodo de experimentación, se muestran en la **Tabla 25**.

Tabla 25. Puntos de muestreo durante el periodo de experimentación

Fase I
Punto de muestreo 1: canal parshall de la EDARI
Fase II
Punto de muestreo 1: influente de los filtros de anillas
Punto de muestreo 2: efluente de los filtros de anillas
Punto de muestreo 3: influente del filtro de arena
Punto de muestreo 4: efluente del filtro de arena
Punto de muestreo 5: influente de la membrana de UF
Punto de muestreo 6: efluente de la membrana de UF
Punto de muestreo 7: rechazo de la membrana de UF

El material de los envases se escogió en función de los parámetros a analizar, respetando siempre las normas oficiales vigentes y bibliografía técnica. Con carácter general se emplearon:

1. Vidrio: botella de 1.000 mL para las determinaciones orgánicas y microbiológicas.
2. Plástico: botella de 2 litros para el resto de determinaciones analíticas.

El tipo de muestreo que se llevó a cabo fue puntual. Se realizó una toma de muestras única en el tiempo y en el lugar, ya que se estaban caracterizando valores extremos.

Para reducir al mínimo la alteración de la muestra durante el transporte y almacenamiento de la misma, así como en su preparación para el análisis, se conservó a la menor temperatura posible pero sin llegar a su congelación (alrededor de 4°C). En general el tiempo entre la toma de muestra y el inicio de los análisis no sobrepasó las 24 horas.

3.4.2. Análisis físico-químico

3.4.2.1. DQO

La técnica empleada para la determinación de la DQO siguió la metodología descrita en las normas EPA 410.4 [201], US Standard Methods 5220 D [202] e ISO 15705 [203], que hace uso de la espectrofotometría de absorción molecular.

I. Método

La muestra de agua se oxida con una solución sulfúrica caliente de dicromato potásico y sulfato de plata como catalizador. Los cloruros son enmascarados con sulfato de mercurio. A continuación se determina fotométricamente la concentración de los iones Cr^{3+} .

II. Preparación

Las muestras que no podían ser analizadas inmediatamente, eran acidificadas con ácido sulfúrico ($\rho=1,89$ g/L) a $\text{pH} < 2$, y almacenadas en la oscuridad durante 24 horas como máximo, a una temperatura entre 2 y 5 °C.

III. Equipos y material

Los equipos y el material empleados para esta determinación fueron:

- Termorreactor Spectroquant, l modelo TR 320
- Fotómetro Spectroquant, modelo Nova 60
- Vitrina de gases Tipo N-Ta 1.500x900-900
- Cubetas de reacción
- Pipeta Nichiryo modelo Nichipet EX, para volúmenes de pipeteo de 1,0 mL, 2,0 mL y 3,0 mL.

IV. Técnica

La cubeta de reacción, que contenía los reactivos (dicromato potásico, mercurio (II) y ácido sulfúrico), se agitaba por balanceo para poner en suspensión el sedimento y se le adicionaban 2 mL de la muestra preparada. Se llevaba a digestión durante 20 minutos a 148°C en el termorreactor precalentado. Una vez transcurrido el

periodo de digestión se dejaba enfriar durante 10 minutos y se volvía a agitar la cubeta por balanceo, este gesto hacía que la muestra volviese a calentarse, por lo que esta vez se dejaba enfriar hasta temperatura ambiente (tiempo de enfriamiento mínimo de 30 minutos).

V. Aseguramiento de la calidad

Los datos característicos de la calidad y del procedimiento para la determinación de la DQO se muestran en la **Tabla 26**.

Tabla 26. Datos característicos de la calidad y del procedimiento para la determinación de la DQO

Datos característicos de la calidad *	
Numero de lotes	30
Desviación estándar del procedimiento (mg/L de DQO)	± 18,1
Coefficiente de variación del procedimiento (%)	± 1,01
Intervalo de confianza (mg/L DQO)	± 39
Datos característicos del procedimiento	
Sensibilidad: Absorbancia 0,010 A corresponde a (mg/L)	32
Exactitud de un valor de medición (mg/L DQO)	Máx. ± 75

* (Según ISO 8466-1 y DIN 38402 A51, empleando una cubeta de 10 mm)

3.4.2.2. DBO₅

La técnica empleada para la determinación de la DBO₅ siguió la metodología descrita en las normas UNE-EN 1899-2 [204] y Standard Methods 5210 B.: Incubación 5 días a 20° C y medida del consumo de oxígeno [202].

I. Método

El método consiste en llenar, con un volumen determinado de muestra, un frasco hermético y conectado a un sensor de DBO, que hace la medida mediante una sonda electrónica de presión, e incubarlo a una temperatura estable de 20 °C durante un período de 5 días, transcurrido el cual puede ser leído en el display del sensor el valor de la DBO.

II. Preparación

Las muestras para este análisis pueden degradarse significativamente mientras están almacenadas entre su recogida y análisis y dar como resultado valores de DBO bajos, por lo que el tiempo máximo que transcurrió entre la toma de muestras y su análisis fue de 4 horas. En el caso de que fuera imposible el análisis durante este periodo de tiempo, las muestras eran conservadas en la oscuridad a una temperatura de 4 °C durante un periodo máximo de 24 horas.

El pH de las muestras debía encontrarse en un rango de 6,5-7,5, en caso contrario este era ajustado con una solución de ácido sulfúrico (1N) o hidróxido de sodio (1N).

Previo al análisis, se adicionaba, a cada una de las muestras, N-Aliltiurea ($C_4H_8N_2S$) para inhibir la posible nitrificación de las muestras.

III. Equipos y material

Los equipos y el material empleados para esta determinación fueron:

- Agitador 6 plazas digital automático Velp Scientifica
- Sensores DBO Velp Scientifica, con un rango de operación de 500-1.100 mbar. Escalas de medida 90, 250, 600 y 999 ppm DBO. Estos sensores presentan memoria para 5 valores de DBO en intervalos de 24 horas.
- Heladera frío-calor Velp, modelo FTC 90 E
- Botellas oscuras de 500 mL.

IV. Técnica

La técnica consistió en la medida previa de la DQO para calcular tanto el volumen de muestra que se debía introducir en las botellas como la escala a seleccionar en el sensor de la DBO, la cual venía dada por el fabricante (Velp Scientifica), y se muestra en la **Tabla 27**. La escala nos daba directamente el valor de oxígeno consumido como mg O₂/L después de 5 días de incubación.

Tabla 27. Selección de la escala en función de la DBO esperada

Escala	Volumen de muestra
A: 0-1.000 mg/L O ₂ /L	100 mL
B: 0-600 mg/L O ₂ /L	150 mL
C: 0-250 mg/L O ₂ /L	250 mL
D: 0-90 mg/L O ₂ /L	400 mL

A este volumen de agua se le añadía un volumen de inhibidor de nitrificación que se determinaba según el Método Oficial italiano para Análisis de Agua (CNR-IRSA Method E-008,1981), el cual viene descrito en la **Tabla 28**. Además se ponían dos pastillas de sosa en el capuchón de goma que quedaba dentro de la botella.

Tabla 28. Selección del volumen de inhibidor de la nitrificación en función del volumen de muestra (Fuente: Velp Scientifica)

Volumen de muestra	Volumen de muestra
100 mL	0,3 mL
150 mL	0,5 mL
250 mL	0,8 mL
400 mL	1,3 mL

La muestra preparada se cerraba herméticamente con el sensor de la DBO y se dejaba en agitación durante 5 días. Al quinto día se leía, en el mismo sensor, el nivel de la DBO, sin necesidad de hacer ningún cálculo adicional.

V. Ensayo de verificación

Para el ensayo de verificación se preparó una solución mixta de 300 mg/L de glucosa-ácido glutámico, cuya DBO promedio de 5 días era 198 mg/L \pm 30 mg/L, según Standard Methods 5210 B [202].

Como control aproximado de la calidad del agua destilada, empleada para la limpieza de las botellas, con cada lote de muestras analizadas se incubaba un blanco siguiendo el mismo procedimiento empleado para el análisis de las muestras. En este caso la captación de oxígeno nunca era mayor de 0,1 mg/L.

3.4.2.3. Nitrógeno Total Kjeldahl

La técnica empleada para la determinación de nitrógeno total Kjeldahl siguió la metodología descrita en las norma UNE-EN 25663: método de mineralización con selenio [205].

I. Método

El fundamento del método es la mineralización de la muestra para formar sulfato amónico, a partir del cual se libera el amonio, que se destila y determina a continuación mediante una valoración.

El límite de detección determinado experimentalmente, según Norma UNE, es $Q_N = 1$ mg/L usando un volumen de ensayo de 100 mL.

Sensibilidad: Con un volumen de ensayo de 100 mL, 1 mL de ácido clorhídrico de 0,02 mol/L es equivalente a una concentración $Q_N = 2,8$ mg/L.

Intervalo de determinación: $Q_N = 10$ mg/L-1.000 mg/L

II. Preparación

Las muestras que no podían ser analizadas inmediatamente, eran acidificadas con ácido sulfúrico ($\rho = 1,89$ g/L) a pH < 2 , y conservadas durante 24 horas, como máximo, a una temperatura entre 2 y 5°C.

III. Equipos y material

Los equipos y el material empleados para esta determinación fueron:

- Extractor Kjeldahl macro Scharlau
- Manta Calefactora SBS p/500ml modelo CMC500 c/placa cerámica
- Vitrina de gases Tipo N-Ta 1.500x900-900
- Agitador magnético con calefacción de SBS
- Matraces 250 mL
- Probeta 100 mL, 250 mL
- Pipeta Nichiryo modelo Nichipet EX, para volumen de pipeteo de 10 mL.

IV. Técnica

Se tomaba un volumen de muestra en el matraz Kjeldahl y se añadían 10 mL de ácido sulfúrico y 5 ±0,5 g de mezcla catalizadora. Se añadían varias perlas de vidrio y se llevaba a ebullición el contenido del matraz bajo la vitrina de gases. El volumen del contenido disminuía según se iba evaporando el agua hasta la aparición de humos blancos. Después de la mineralización se dejaba enfriar a temperatura ambiente, entonces se median 50 mL de solución indicadora de ácido bórico en el matraz colector del equipo de destilación. Se añadían al matraz de mineralización 250 mL de agua destilada y 50 mL de solución de hidróxido sódico, acopiándose el matraz al equipo de destilación. La destilación se detenía cuando se había recogido un volumen de 200 mL. Este destilado se valoraba con ácido clorhídrico 0,1 mol/L hasta la aparición de color morado.

V. Método de cálculo

La concentración de Nitrógeno Kjeldahl expresada en mg/L, viene dada por la fórmula:

$$\frac{V_1 - V_2}{V_0} \times C \times 14,01 \times 1.000$$

Ec. 15

Donde,

V_0 es el volumen de ensayo (mL)

V_1 es el volumen (mL) de ácido clorhídrico factorizado consumido en la valoración.

V_2 es el volumen (mL) de ácido clorhídrico factorizado consumido en la valoración del blanco

C es la concentración exacta, expresada en moles por litro, del ácido clorhídrico utilizado en la valoración

14,01 es el peso de atómico del nitrógeno

3.4.2.4. Nitritos (NO_2^-)

La técnica empleada para la determinación de nitrito siguió la metodología descrita en las norma EPA 354.1, US Standard Methods 4500- NO_2^- B [202] y EN 26 777 [206], que hace uso de la espectrofotometría de absorción molecular.

I. Método

En solución ácida los iones nitrito forman con el ácido sulfanílico una sal de diazonio que reacciona con el diclorohidrato de N-(1-naftil)-etilendiamina dando un azocolorante violeta rojizo.

II. Preparación

Las muestras que no podían ser analizadas inmediatamente, eran refrigeradas entre 2 y 5 °C, durante 24 horas como máximo.

Debido a la elevada turbidez que presentaban las muestras, estas fueron centrifugadas a 4.000 g durante 18 minutos, ya que la turbidez después de acabada la reacción dan como resultado valores falsamente elevados.

Según la técnica empleada el valor del pH debía encontrarse en el intervalo 2-10. Las muestras que no se encontraban en este rango de pH fueron ajustadas con hidróxido sódico en solución 1mol/L o con ácido sulfúrico en solución 0,5 mol/L

III. Equipos y material

Los equipos y el material empleados para esta determinación fueron:

- Fotómetro Spectroquant, modelo Nova 60
- Vitrina de gases Tipo N-Ta 1.500x900-900
- Centrífuga Eppendorf, modelo 5810
- Agitador vortex, VWR Collection, modelo VV3
- Cubetas rectangulares (10, 20 y 50 mm)
- Pipeta Nichiryo, modelo Nichipet EX, para un volumen de pipeteo de 5 mL
- Tubos de ensayo

IV. Técnica

Se tomaban 5 mL de muestra preparada, que debía encontrarse a una temperatura de 15-25 °C, y se le adicionaba una microcuchara del reactivo (ácido sulfanílico), se agitaba hasta su disolución completa. Se dejaba en reposo durante 10 minutos (tiempo de reacción) y se media en el fotómetro.

V. Aseguramiento de la calidad

Los datos característicos de la calidad y del procedimiento para la determinación del nitrito se muestran en la **Tabla 29**.

Tabla 29. Datos característicos de la calidad y del procedimiento para la determinación de nitrito

Datos característicos de la calidad*		
Numero de lotes	20	
Desviación estándar del procedimiento (mg/L de NO ₃ -N)	± 0,0082	
Coefficiente de variación del procedimiento (%)	± 1,5	
Intervalo de confianza (mg/L NO ₃ -N)	± 0,020	
Datos característicos del procedimiento		
	Intervalo de medida mg/L NO₂-N	
	0,002-0,2	0,02-1,0
Sensibilidad: Absorbancia 0,010 A corresponde a (mg/L)	0,0007	0,004
Exactitud de un valor de medición (mg/L NO ₃ -N)	Máx. ± 0,004	Máx. ± 0,02

* (Según ISO 8466-1 y DIN 38402 A51, cubeta 10mm)

3.4.2.5. Nitratos (NO₃⁻)

La técnica empleada para la determinación de nitrato siguió la metodología descrita en la norma ISO 7890/1 [207] que hace uso de la espectrofotometría de absorción molecular.

I. Método

En solución sulfúrica y fosfórica los iones nitrato forman con 2,6- dimetilfenol (DMP) el compuesto anaranjado 4-nitro-2,6-dimetilfenol que se determina fotométricamente.

II. Preparación

Las muestras que no podían ser analizadas inmediatamente, eran acidificadas con ácido sulfúrico ($\rho=1,89$ g/L) a pH <2 , y conservadas durante 24 horas, como máximo, a una temperatura entre 2 y 5°C.

Debido a la elevada turbidez que presentaban las muestras, estas fueron centrifugadas a 4.000 g durante 18 minutos, ya que la turbidez después de acabada la reacción dan como resultado valores falsamente elevados.

Según la técnica empleada el valor del pH debía encontrarse en el intervalo 1-3. Las muestras que no se encontraban en este rango de pH fueron ajustadas con ácido sulfúrico 25% para análisis.

III. Equipos y material

Los equipos y el material empleados para esta determinación fueron:

- Fotómetro Spectroquant, modelo Nova 60
- Vitrina de gases Tipo N-Ta 1.500x900-900
- Centrífuga Eppendorf, modelo 5810
- Agitador vortex, VWR Collection, modelo VV3
- Cubetas rectangulares (10, 20 y 50 mm)
- Pipeta Eppendorf, modelo Referent, para volúmenes de 0,50 mL y pipeta Nichiryo, modelo Nichipet para volúmenes de pipeteo de 4,0 mL.
- Cubetas de 16 mm con tapa roscada

IV. Técnica

A 4 mL de solución fosfórica se le adicionaban, con pipeta, 0,50 mL de muestra preparada, que debía encontrarse a una temperatura entre 5-25 °C, sin

mezclar se le añadían 0,50 mL de solución fosfórica y se mezclaba. Después de un tiempo de reacción de 10 minutos, se introducía la muestra de medición en la cubeta y se medía en el fotómetro.

V. Aseguramiento de la calidad

Los datos característicos de la calidad y del procedimiento para la determinación del nitrato se muestran en la **Tabla 30**.

Tabla 30. Datos característicos de la calidad y del procedimiento para la determinación de nitrato

Datos característicos de la calidad*		
Numero de lotes	4	
Desviación estándar del procedimiento (mg/L de NO ₃ -N)	± 0,09	
Coefficiente de variación del procedimiento (%)	± 0,73	
Intervalo de confianza (mg/L NO ₃ -N)	± 0,2	
Datos característicos del procedimiento		
	Intervalo de medida mg/L NO₃-N	
	0,10-5,00	1,0-25
Sensibilidad: Absorbancia 0,010 A corresponde a (mg/L)	0,04	0,2
Exactitud de un valor de medición (mg/L NO ₃ -N)	Máx. ± 0,10	Máx. ± 0,5

* (Según ISO 8466-1 y DIN 38402 A51, empleando una cubeta de 10 mm)

3.4.2.6. Amonio (NH₄⁺)

La técnica empleada para la determinación de amonio siguió la metodología descrita en las norma EPA 350.1 [208], APHA 4500-NH₃ D [209], e ISO 7150/1 [210], que hace uso de la espectrofotometría de absorción molecular.

I. Método

El nitrógeno amoniacal (NH₄-N) se presenta en forma de iones amonio y en forma de amoniaco. Entre ambas formas de aparición existe un equilibrio dependiente del pH.

En solución fuertemente alcalina, en la que prácticamente sólo existe amoníaco, tiene lugar con una agente clorante una transformación en monocloramina. Ésta forma con timol un derivado azul de indofenol que se determina fotométricamente.

II. Preparación

Las muestras que no podían ser analizadas inmediatamente, eran acidificadas con ácido sulfúrico ($\rho=1,89$ g/L) a pH <2, y conservadas durante 24 horas, como máximo a una temperatura entre 2 y 5°C.

Debido a la elevada turbidez que presentaban las muestras, estas fueron centrifugadas a 4.000 g durante 18 minutos, ya que la turbidez después de acabada la reacción dan como resultado valores falsamente elevados.

Según la técnica empleada el valor del pH debía encontrarse en el intervalo 4-13. Las muestras que no se encontraban en este rango de pH fueron ajustadas con hidróxido sódico en solución 1mol/L o con ácido sulfúrico en solución 0,5 mol/L.

III. Equipos y material

Los equipos y el material empleados para esta determinación fueron:

- Fotómetro Spectroquant, modelo Nova 60
- Vitrina de gases Tipo N-Ta 1.500x900-900
- Centrífuga Eppendorf, modelo 5810
- Agitador vortex, VWR Collection, modelo VV3
- Cubetas rectangulares (10, 20 y 50 mm)
- Pipeta Eppendorf, modelo Referent, para volúmenes de 0,60 mL y pipeta Nichiryo, modelo Nichipet para volúmenes de pipeteo de 5,0 mL.
- Tubos de ensayo

IV. Técnica

Se tomaban 5 mL de muestra preparada, que debía encontrarse a una temperatura entre 20-30 °C, en un tubo de ensayo. Se le adicionaban 0,60 mL de

hidróxido sódico y se mezclaba mediante agitación, a esta solución se le añadía una microcuchara de un agente clorante y se dejaba en reposo durante 5 minutos (tiempo de reacción A). Posteriormente se le adicionaban 4 gotas de nitroprusiato sódico y se volvía a dejar en reposo durante 5 minutos (tiempo de reacción B), luego se introducía la muestra en la cubeta y se medía en el fotómetro.

V. Aseguramiento de la calidad

Los datos característicos de la calidad y del procedimiento para la determinación del amonio se muestran en la **Tabla 31**.

Tabla 31. Datos característicos de la calidad y del procedimiento para la determinación de amonio

Datos característicos de la calidad*		
Numero de lotes	20	
Desviación estándar del procedimiento (mg/L de NH ₄ -N)	± 0,025	
Coefficiente de variación del procedimiento (%)	± 1,7	
Intervalo de confianza (mg/L NH ₄ -N)	± 0,2	
Datos característicos del procedimiento		
	Intervalo de medida mg/L NH ₄ -N	
	0,10-5,00	0,05-3,00
Sensibilidad: Absorbancia 0,010 A corresponde a (mg/L)	0,003	0,01
Exactitud de un valor de medición (mg/L NH ₄ -N)	Máx. ± 0,015	Máx. ± 0,08

* (Según ISO 8466-1 y DIN 38402 A51, empleando una cubeta de 10 mm)

3.4.2.7. Sólidos totales en suspensión (SST)

La técnica empleada para la determinación de los sólidos totales en suspensión siguió la metodología descrita en la norma UNE-EN 872: Método de filtración por filtro de fibra de vidrio [211].

I. Método

El método consiste en la determinación de los sólidos en suspensión por medio de la filtración efectuada con un filtro de fibra de vidrio en aguas brutas, aguas residuales y aguas tratadas.

II. Preparación

Los frascos de plástico empleados para tomar las muestras, no fueron llenados completamente para poder así mezclar bien el agua antes de su análisis.

Las muestras, eran analizadas lo más rápidamente posible, siempre antes de que transcurrieran 24 horas. En caso de no poder analizarlas de esta manera se conservaban a una temperatura entre 2 y 5°C hasta su análisis.

III. Equipos y material

Los equipos y el material empleados para esta determinación fueron:

- Estufa de desecación TQTECH, modelo DIGITHEAT 80L, 50x40x40, temperatura regulable desde +5°C hasta 250°C
- Equipo de filtración a vacío (Bomba de vacío y compresor)
- Balanza analítica Sartorius, modelo TE1214 S, capacidad 210g y precisión 0,01 mg.
- Desecador para vacío Kartell, modelo KA554.
- Soporte de secado Nalgene, de metal- cerámica.
- Filtros de fibra de vidrio de borosilicato sin aglomerante.

IV. Técnica

Los filtros, eran conservados en una estufa a 105 °C durante 2 horas como mínimo, para eliminar la humedad que podía retener del ambiente. Estos filtros eran desecados, en el desecador, que contenía gel de sílice, durante 5-10 minutos, e inmediatamente eran pesados en una balanza de precisión. Este filtro se colocaba en un embudo.

La muestra se agitaba vigorosamente y se tomaban 100 mL, los cuales se hacían pasar a través del filtro. Estos filtros eran secados en la estufa a 105 °C durante

2 horas y posteriormente, previa desecación en el desecador, pesados en la balanza de precisión.

V. Ensayo de verificación

Los procedimientos de ensayo se repetían con 200 mL de suspensión de referencia de trabajo (celulosa microcristalina (C₆H₁₀O₅)_n) como la muestra, estando siempre la recuperación comprendida entre el 90% y el 110%.

VI. Cálculo de ensayo

El contenido en sólidos en suspensión se calculó según la siguiente ecuación:

$$Pf = P_2 - P_1 \times 10.000 \quad \text{Ec. 16}$$

Siendo,

Pf: peso final de los sólidos en suspensión

P₂: peso después del filtrado

P₁: peso antes del filtrado

3.4.2.8. Turbidez

La técnica empleada para la determinación de la turbidez siguió la metodología descrita en la norma UNE-EN-ISO 7027 [212].

I. Método

Partículas dispersas finas y no disueltas en líquidos (agua) producen un enturbiamiento. Estas partículas dispersan de manera desigual un haz de luz en todas las direcciones. De forma estándar se mide la dispersión de luz infrarroja recibida en un ángulo de 90° sobre la fuente emitente. La turbiedad medida mediante este método se expresa en unidades nefelométricas de turbiedad (NTU).

II. Equipos y material

El equipo empleado para esta determinación fue:

- Turbidímetro Lovibond, modelo PCCHECKIT.

Los datos técnicos del aparato vienen descritos en la **Tabla 32**.

Tabla 32. Datos técnicos del turbidímetro empleado para el análisis

Óptica	LED ($\lambda=875$ nm)		
Condiciones de trabajo	5-40 °C		
Campo medición (T₁-T₂-T₃-T₄)	0-2 NTU; 2-20NTU; 20-200 NTU; 200-2.000 NTU		
Resolución	0,1 NTU;	0,1 NTU;	1 NTU; 1 NTU
Exactitud	$\pm 0,2$ NTU;	± 1 NTU;	± 5 NTU ± 50 NTU

III. Calibración del equipo

El equipo era calibrado siempre antes de la medida. Para su calibración se utilizaron los estándares de enturbiamiento correspondientes al campo de medición TE/F.

Los estándares de enturbiamiento para los campos de medición, fueron:

T₁: 1 NTU

T₂: 10 NTU

T₃: 100 NTU

T₄: 1.000 NTU

3.4.2.9. pH

Para la medida del pH se utilizó la determinación electrométrica basada en una medida potenciométrica en función de la actividad de los iones H⁺. Para ello se utilizó un pH metro (WTW pH/cond 340i). Previo a la medida, el dispositivo se calibró siguiendo las recomendaciones del fabricante, empleando soluciones tampón a pH 4,01 y 7,0.

3.4.2.10. Conductividad eléctrica

El método de medida se realizó mediante un proceso electrométrico, en el cual se determinó la resistencia con una célula de conductividad de dimensiones conocidas, expresándose en $\mu\text{S/cm}$. Para ello se utilizó un conductímetro (WTW pH/cond 340i). Previo a la media, el dispositivo se calibraba siguiendo las

recomendaciones del fabricante, empleando una solución estándar de KCl 0,01 m/L, que presentaba una conductividad de 1.413 $\mu\text{S}/\text{cm}$ a una temperatura de 25°C.

Las muestras que no podían ser analizadas inmediatamente, eran refrigeradas entre 2 y 5°C durante 24 horas, como máximo.

3.4.2.11. Alcalinidad

La técnica empleada para la determinación de la alcalinidad siguió el Método de Titulación 2320 B [202].

I. Método

El método consiste en la titulación potenciométrica de alcalinidad.

Los iones hidroxilo presentes en una muestra como resultado de la disociación o hidrólisis de los solutos, reaccionan con las adiciones del ácido estándar.

II. Preparación

Las muestras que no podían ser analizadas inmediatamente, se mantenían refrigeradas entre 2 y 5 °C durante 24 horas, como máximo.

III. Equipos y material

El equipo y los reactivos empleados fueron los siguientes:

- Matraces volumétricos de 500 mL
- Soporte con pinzas para bureta
- Bureta de 25 mL
- Agitador magnético
- Ácido clorhídrico o sulfúrico 0,1N
- Solución indicadora de verde de bromocresol

IV. Técnica

Se tomaban 100 mL de muestra en un matraz aforado. Se le añadían 2-3 gotas del indicador y se valoraba con HCL hasta observar el viraje a color amarillo.

V. Cálculo de ensayo

La alcalinidad se calculaba con la fórmula siguiente:

$$\text{Alcalinidad} = (A \times N \times 50.000) / \text{mL muestra} \quad \text{Ec. 17}$$

Siendo,

A: mL gastados de HCL

N: normalidad del HCL

mL de muestra: volumen de muestra empleado para el análisis.

3.4.2.12. Dureza

La técnica empleada para la determinación de la dureza siguió la metodología descrita en la Norma UNE 77040: el Método complexométrico con AEDT [213].

I. Método

Los iones calcio y magnesio forman complejos estables con etilendiaminotetra-acetato disódico. El punto final de la titulación es detectado por el indicador Negro de Eriocromo-T, el cual posee rosado en la presencia de calcio y magnesio y un color azul cuando los cationes están formando complejo con EDTA.

II. Preparación

Las muestras que no podían ser analizadas inmediatamente, se mantenían refrigeradas entre 2 y 5 °C durante 24 horas, como máximo.

III. Equipos y material

El equipo y los reactivos empleados fueron los siguientes:

- Matraz erlenmeyer de 250 mL
- Buretas de 25 mL
- Pipetas Pasteur
- Matraz aforado de 1000 mL
- Solución tampón
- Solución AEDT 0,01 M

- Solución patrón de calcio
- Solución de hidróxido sódico 0,1 N
- Indicador Negro de Eriocromo T.
- Agua desmineralizada.

IV. Técnica

Se tomaban 25 mL de muestra y se diluían hasta aproximadamente 50 mL con agua desmineralizada en un matraz erlenmeyer de 250 mL. Se añadían 1 ó 2 mL de solución tampón y 1 ó 2 gotas de la solución de indicador. Se añadía lentamente la solución de EDTA hasta que el tono rojizo desaparecía de la solución. Se añadían, entonces, las últimas gotas de EDTA a intervalos de 3-5 segundos hasta que en el punto final de la valoración se alcanzaba el color azul.

V. Cálculo de ensayo

La dureza total se calculaba con la fórmula siguiente:

$$\text{Dureza} = (A \times B \times 1000) / \text{muestra (mL)} \quad \text{Ec. 18}$$

Siendo,

A: solución EDTA en mL gastada.

B: CaCO₃ en mg, equivalente a 1 mL de solución de EDTA.

3.4.3. Análisis microbiológico

Para el análisis microbiológico todas las muestras fueron tomadas en condiciones de asepsia. Para ello se utilizaron envases de vidrio esterilizados. Las muestras que no podían ser analizadas inmediatamente, se mantenían refrigeradas entre 2 y 5 °C durante 24 horas, como máximo.

3.4.3.1. Coliformes totales

Las técnicas empleadas para la determinación de coliformes totales en agua fueron dos: El método miniaturizado (NMP) y el recuento en placa.

I. Método miniaturizado (Número Más Probable) según UNE-EN ISO 9308-3:1999 [214]

Determinación del número de coliformes, mediante siembra de distintos volúmenes del agua a analizar (10 mL, 1 mL, 0,1 mL) en 3 series de 5 tubos de ensayo con medio de cultivo y una campana Durham para la recogida de gases, como prueba presuntiva de confirmación de coliformes totales. Esta técnica se empleó para la primera batería de ensayos que contó con 11 muestras tomadas durante los primeros meses de caracterización, dando los ensayos unas concentraciones de $>1,8 \times 10^6$ y $>6,4 \times 10^6$.

1. Equipos y material empleado

Los equipos y el material empleados para esta determinación fueron:

- Autoclave P-Selecta, modelo AUTOTESTER, E75 L dry.
- Estufa bacteriológica y de cultivo TQTECH, modelo INCUDIGIT 52 L, 33x47x33, temperatura regulable desde +5°C hasta 80°C
- Cabina de Flujo Laminar TELSTAR, modelo AV – 100 d
- Pipetas plástico de 10 mL y 1 mL; fabricación aséptica
- Frascos de vidrio autoclavables
- Agitador vortex, VWR Collection, modelo VV3

2. Medios de cultivo y reactivos

Medio de cultivo caldo lactosado púrpura de bromocresol

3. Condiciones de operación

Esterilidad

Incubación a 37 °C (± 1 °C) durante 24 h y en su caso, hasta 48 h (± 3 h)

4. Lectura e interpretación

Se consideran tubos positivos aquellos en los que se observaba enturbiamiento, acidez y aparición de gas en la campana de fermentación, independientemente de su cantidad.

II. Recuento de coliformes totales en placa según norma ISO 4832 [215]

Método para detección y recuento en placa de coliformes totales en aguas por filtración en membranas y siembra en masa o doble capa.

Para este método se prepararon diluciones seriadas a partir una suspensión madre con caldo de peptona. Las diluciones fueron las que se muestran en la **Figura 30**.

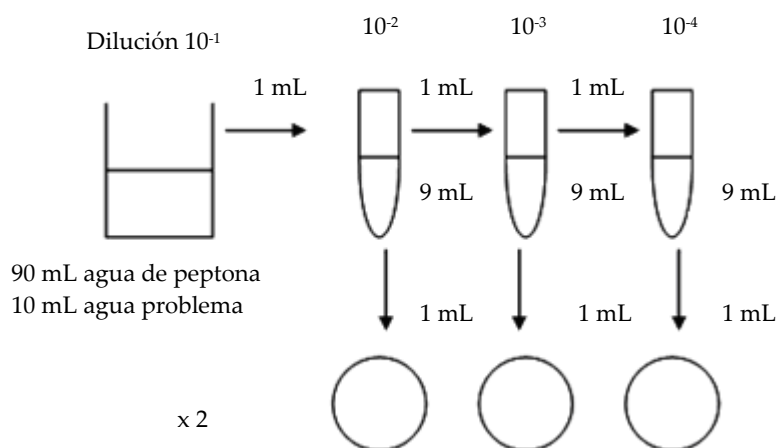


Figura 30. Diluciones seriadas a partir de una solución concentrada

1. Equipos y material empleado

Los equipos y el material empleados para esta determinación fueron:

- Cabina de Flujo Laminar TELSTAR, modelo AV – 100 d
- Estufa bacteriológica y de cultivo TQTECH, modelo INCUDIGIT 52 L, 33x47x33, temperatura regulable desde +5°C hasta 80°C
- Autoclave P-Selecta, modelo AUTOTESTER, E75 L dry.
- Agitador vortex, VWR Collection, modelo VV3

- Mechero de alcohol
- Pinzas estériles
- Pipetas plástico de 10 mL y 1 mL; fabricación aséptica
- Placas petri 90x 14 mm plástico; fabricación aséptica
- Frascos de vidrio autoclavables

2. Medios de cultivo y reactivos

Agua de peptona

Medio de cultivo agar violeta rojo bilis (VRBL)

3. Condiciones de operación

Esterilidad

Incubación a 37 °C ($\pm 1^\circ\text{C}$) durante 24 h

4. Identificación

Colonias color violeta rodeadas o no de halo de precipitación. Recuento de placas: colonias típicas 30-300 UFC.

3.4.3.2. E.coli

La técnica empleada para la determinación de *E.coli* en el agua fue la metodología descrita en la norma UNE-EN ISO 9308-1:2000: método de filtración en membrana [216].

Para este método se prepararon diluciones seriadas a partir una suspensión madre con caldo de peptona. Las diluciones fueron las que se muestran en la **Figura 30**; en algunos casos se tuvo que seguir diluyendo debido a la elevada concentración de *E.coli* que presentaba el agua.

I. Equipos y material empleado

Los equipos y el material empleados para esta determinación fueron:

- Cabina de Flujo Laminar TELSTAR, modelo AV – 100 d

- Equipo para filtración en membrana conforme a la Norma ISO 8199
- Estufa bacteriológica y de cultivo TQTECH, modelo INCUDIGIT 52 L, 33x47x33, temperatura regulable desde +5°C hasta 80°C
- Autoclave P-Selecta, modelo AUTOTESTER, E75 L dry.
- Agitador vortex, VWR Collection, modelo VV3
- Mechero de alcohol
- Pinzas estériles
- Filtros de membrana estériles de 0,45 µm de tamaño nominal de poro
- Placas preparadas, 55 mm de diámetro, CULTIMED.
- Pipetas plástico de 10 mL y 1 mL; fabricación aséptica
- Frascos de vidrio autoclavables.

II. Medios de cultivo y reactivos

Medio de cultivo Tergitol 7, Agar, preparado en placa (Chapman TTC modificado).

III. Condiciones de operación

Esterilidad.

Incubación a 37 °C (±1°C) durante 24 h.

IV. Identificación

Las colonias se presentan de color amarillo, amarillo con centro naranja o rojo ladrillo con halo amarillo. Recuento de placas: colonias típicas 18-183 UFC.

3.4.3.3. *Clostridium sulfito-reductores*

La técnica empleada para la determinación de *Clostridium sulfito-reductores* en el agua fue la metodología descrita en la norma UNE-EN 26461-2: método de filtración por membrana [217].

Para este tipo de determinación no se realizó ninguna dilución. Se filtró directamente un volumen de 1 mL del agua problema, ya que se esperaba una ausencia de este tipo de bacteria en el agua.

I. Equipos y material empleado

Los equipos y material empleado para esta técnica fueron exactamente los mismos que los utilizados para el recuento de *E.coli*. Para realizar la incubación se utilizó además una cámara de anaerobios y sobres de anaerobios Genbox.

II. Medios de cultivo y reactivos

Medio de cultivo Cetrimida, Agar, preparado en placa

III. Condiciones de operación

Esterilidad

Incubación anaeróbica a 37 °C durante 24 h y 72 h.

IV. Identificación

Las colonias de *Clostridium sulfito-reductores* aparecen de color negro. Presencia/Ausencia.

3.4.3.4. *Clostridium perfringens*

La técnica empleada para la determinación de *Clostridium perfringens* en el agua fue la metodología establecida por el Real Decreto 140/2003, de 7 de febrero [218]: método de filtración por membrana.

Para este tipo de determinación, al igual que para la de *Clostridium sulfito-reductores*, no se realizó ninguna dilución y se filtró directamente un volumen de 1 mL del agua problema.

I. Equipos y material empleado

Los equipos y material empleado para esta técnica fueron los mismos que los utilizados para el recuento de de *E.coli*. Para realizar la incubación se utilizó además una cámara de anaerobios y sobres de anaerobios Genbox.

II. Medios de cultivo y reactivos

Medio de cultivo m-CP, Agar, preparado en placa

III. Condiciones de operación

Esterilidad

Incubación anaeróbica a 44 °C ±1 °C durante 21 h ±3h.

IV. Identificación

Colonias de color amarillo opaco que cambien a color rosa o rojo al cabo de 20-30 segundos de exposición a vapores de hidróxido amónico. Presencia/Ausencia

3.4.3.5. Enterococos fecales

La técnica empleada para la determinación de *Enterococos fecales* en el agua fue la establecida por UNE EN ISO7899-2:200: Método de filtración por membrana [219].

Para este método se prepararon diluciones seriadas a partir una suspensión madre con caldo de peptona. Las diluciones fueron las que se muestran en la **Figura 30**.

I. Equipos y material empleado

Los equipos y el material empleado para esta técnica fueron los mismos que los utilizados para el recuento de de *E.coli*, descritos anteriormente.

II. Medios de cultivo y reactivos

Medio de cultivo Slanetz Bartley, preparado en placa.

III. Condiciones de operación

Esterilidad

Incubación a 37 °C durante 24 h

IV. Identificación

Colonias de 1-2 mm de diámetro y de color rojo ladrillo. Recuento de placas: colonias típicas 18-183 UFC

3.4.3.6. Huevos de Nematodos Intestinales

La técnica empleada para la determinación de huevos de nematodos intestinales en el agua fue el método de flotación por centrifugación descrito por Ockert y Teichmann [89].

I. Equipos y material

Los equipos y el material empleado para esta determinación fueron:

- Cámara McMaster (célula de recuento)
- Microscopio Zeiss, modelo AXIOSTAR
- Centrífuga Eppendorf, modelo 5810
- pHmetro Jenway, modelo 370
- Embudo de decantación Bitlab, plástico, 1.500 mL
- Pipetas Pasteur.
- Nitrato de sodio (500g/L; densidad relativa 1,3)
- Agua desmineralizada.

II. Técnica

Se tomaba una muestra del agua residual y se transportaba al laboratorio. Ya en el laboratorio, la muestra se agitaba, y se tomaba un volumen de un litro, dejándolo reposar al menos durante 8 horas. Transcurrido ese tiempo se retiraba cuidadosamente el líquido sobrenadante. El sedimento, que quedaba en el fondo de la botella, se trasladaba a tubos de centrifuga de 20 ml (máximo de 3 ml por tubo). Estos tubos se centrifugaban durante 10 minutos a 700 g.

Tras este proceso, se tiraba el líquido sobrenadante y se agregaba al tubo de centrífuga un volumen de 3 mL de solución de nitrato de sodio. Esta solución se centrifugaba, esta vez durante 3 minutos a 1.000 g. El sobrenadante se trasvasaba a un embudo de decantación de 1.500 mL, que contenía un litro de agua destilada. Esta última operación se repetía dos veces más, de modo que el sedimento se centrifugaba, con nitrato de sodio, tres veces en total.

El embudo, que contenía el líquido sobrenadante diluido en agua, se dejaba reposar durante unas horas, para que los huevos de helminto, en caso de existir, se asentaran en el fondo. El líquido sobrenadante del matraz, se retiraba cuidadosamente y el sedimento se trasladaba a los tubos de centrífuga. El contenido de estos tubos se centrifugaba durante 4 minutos a 1.000 g.

Después de este proceso, se retiraba el líquido inferior con una pipeta Pasteur y se trasvasaba a la celda de recuento, examinándose al microscopio con una lente de aumento de 100 x.

III. Identificación

El número de huevos contados sería el total recuperado de la muestra de agua residual de 1 litro.

3.5. ANÁLISIS ESTADÍSTICOS

El tratamiento estadístico de los resultados obtenidos se llevó a cabo mediante el paquete estadístico SPSS, realizándose:

- **Estadísticos descriptivos**, a partir de los cuales obtuvimos parámetros estadísticos como: media, mediana, moda, frecuencias, rangos, desviaciones típicas de la muestra, bondad de la distribución normal (mediante la Z de Kolmogorov-Smirnov) para cada parámetro estudiado.
- **Estadísticos de contraste**, mediante la comparación de medias, realizando pruebas no paramétricas (debido al reducido número de muestras para algunos grupos o al rechazo de los supuestos de normalidad y homocedasticidad requeridos para la realización de un ANOVA) de Mann-Whitney para dos muestras independientes y de Kruskal Wallis para varias

muestras independientes, con el fin de comparar los resultados obtenidos y determinar posibles relaciones estadísticamente significativas entre ellos.

- **Correlaciones** entre las variables cuantitativas, con el fin de ver la relación existente entre la calidad del efluente con respecto a la del influente, para los diferentes parámetros analizados en la Fase II del proyecto. Para ello, se realizaron ajustes lineales entre las concentraciones presentadas en el influente y efluente, valorando la relación estadística entre ambos mediante el coeficiente de correlación.

CAPÍTULO 4. RESULTADOS

4. RESULTADOS

4.1. FASE I

4.1.1. Caracterización del agua residual

Para la caracterización del agua se tomaron un total de 75 muestras con una frecuencia de muestreo de 2 veces por semana, durante doce meses. A continuación se muestran los resultados obtenidos de los análisis físico-químicos y microbiológicos realizados al efluente de la EDARI para la caracterización del agua residual procedente de la fábrica de cerveza.

4.1.1.1. Parámetros físico-químicos

I. DBO₅

Según los datos obtenidos durante el periodo de caracterización, la DBO₅ del agua estudiada ofreció un rango entre 74-315 mg/L, con una media de 160,89 mg/L; en este caso la variación en los resultados obtenidos fue elevada aunque no tanto como la registrada para los valores de DQO, tal y como se verá a continuación.

Tabla 33. Estadísticos descriptivos de la concentración de DBO₅ (mg/L) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo

N	Media	Mínimo	Máximo	Moda	Desviación St.
9	160,89	74	315	109	86,92

II. DQO

Los resultados obtenidos en el análisis de la DQO mostraron un valor medio de 622,10 ppm (mg/L) durante el período de muestreo, con picos que llegaron a alcanzar valores máximos de 1.100 ppm (mg/L), y mínimos de 272 ppm. Estos valores indicaban una elevada contaminación orgánica del agua residual. El valor de la

desviación típica fue elevado, lo cual indicaba grandes variaciones en el valor de este parámetro.

Los valores obtenidos para la DQO fueron superiores a los obtenidos en el análisis de la DBO₅; esto es lógico si se tiene en cuenta que el valor obtenido es siempre superior a la demanda biológica de oxígeno, ya que se oxidan por este método también las sustancias no biodegradables

Este tipo de medida es muy útil, aunque en algunos casos las variaciones de sus valores no son de interpretación sencilla.

Tabla 34. Estadísticos descriptivos de la concentración de DQO (mg/L) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo

N	Media	Mínimo	Máximo	Moda	Desv. St.
62	622,10	272	1.100	468	187,23

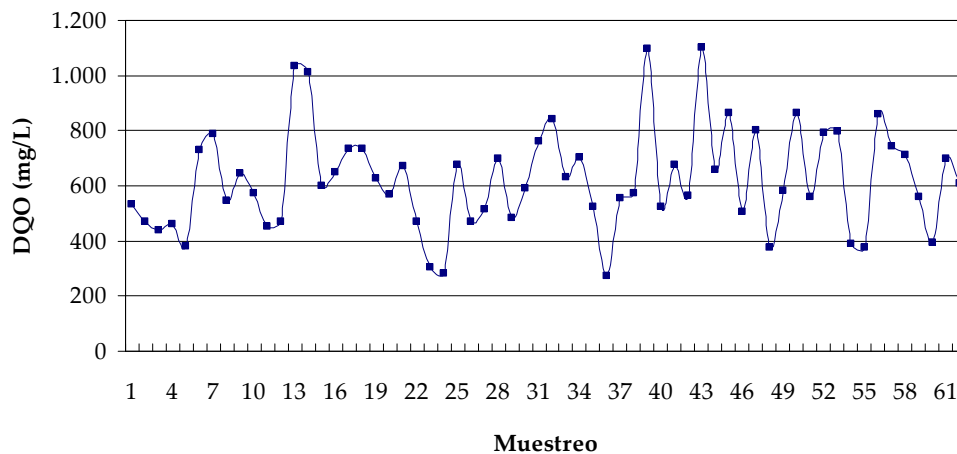


Figura 31. Variación de la DQO en el periodo de muestreo

III. Nitrógeno Total Kjeldahl

Los resultados obtenidos durante el período de muestreo para este parámetro ofrecieron un rango entre 33,62 y 50,01 mg/L, siendo el valor medio de 44,46 mg/L. Su

desviación típica mostró una variabilidad baja en cuanto a los resultados obtenidos para el período de muestreo.

Tabla 35. Estadísticos descriptivos de la concentración de Nitrógeno Total Kjeldahl (mg/L) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo

N	Media	Mínimo	Máximo	Moda	Desv. St.
23	44,46	33,62	50,01	42,03	4,42

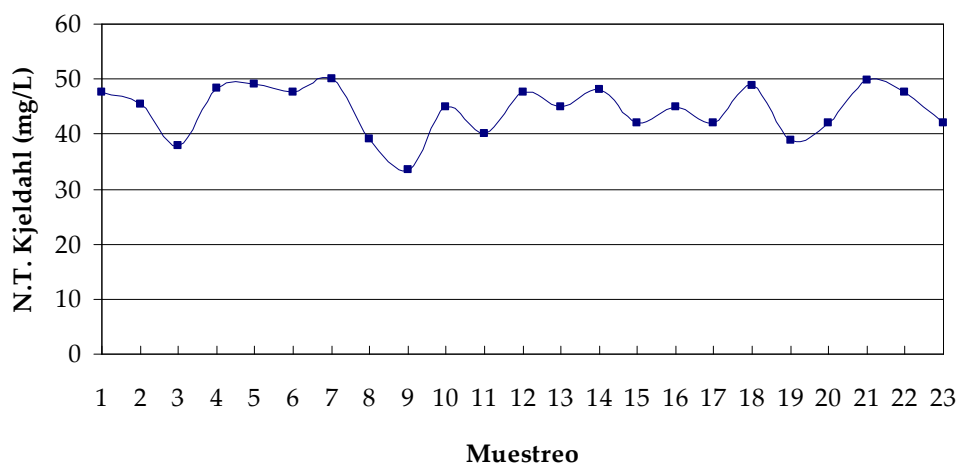


Figura 32. Variación de la concentración de Nitrógeno T. Kjeldahl en el agua durante el periodo de muestreo

IV. Amonio (NH_4^+)

Las concentraciones de amonio registradas presentaron picos elevados que llegaron a alcanzar, en ocasiones, valores de 11,20 ppm (mg/L), siendo el valor medio de todas las muestras analizadas 5,52 ppm. En este caso existe un gran contraste entre el valor máximo y el valor mínimo registrado, ya que este último presentó un nivel de 0,02 ppm.

Tabla 36. Estadísticos descriptivos de la concentración de amonio (mg/L) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo

N	Media	Mínimo	Máximo	Moda	Desv. St.
37	5,52	0,02	11,20	5,71	3,45

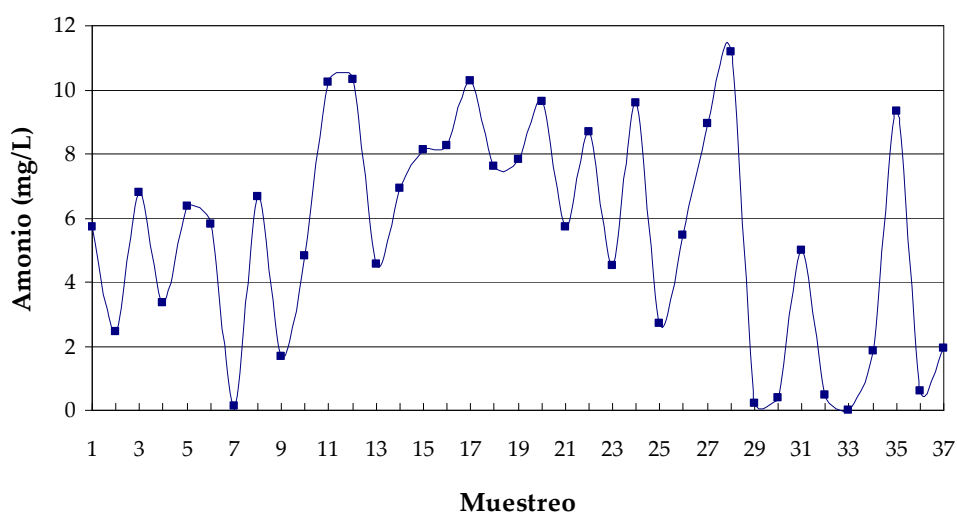


Figura 33. Variación de la concentración de amonio en el agua durante el periodo de muestreo

V. Nitritos (NO_2^-)

El rango de concentración que presentó el agua residual, para el caso de los nitritos fue 0,05-0,34 ppm, con un nivel medio de 0,18 ppm, siendo el valor mas frecuente 0,10 mg/L.

Tabla 37. Estadísticos descriptivos de la concentración de nitritos (mg/L) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo

N	Media	Mínimo	Máximo	Moda	Desv. St.
38	0,18	0,05	0,34	0,10	0,075

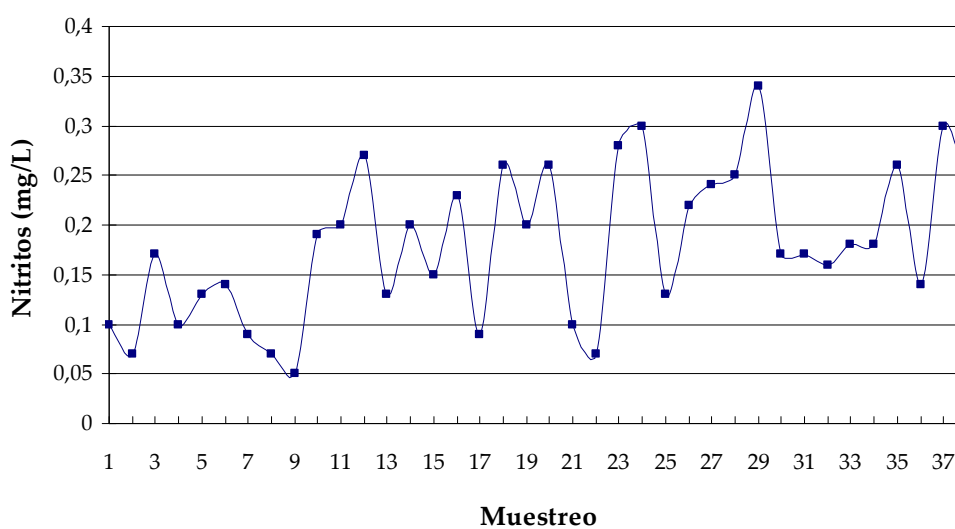


Figura 34. Variación de la concentración de nitritos en el agua durante el periodo de muestreo

VI. Nitratos (NO_3^-)

La concentración de nitratos, ha diferencia del parámetro anterior, presentó una mayor variabilidad en el tiempo, mostrando un rango entre 0,11-21,61 ppm, siendo el valor más frecuente 0,91 ppm. La concentración media de nitratos fue de 5,71 ppm.

Tabla 38. Estadísticos descriptivos de la concentración de nitratos (mg/L) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo

N	Media	Mínimo	Máximo	Moda	Desv. St.
41	5,71	0,11	21,61	0,91	5,61

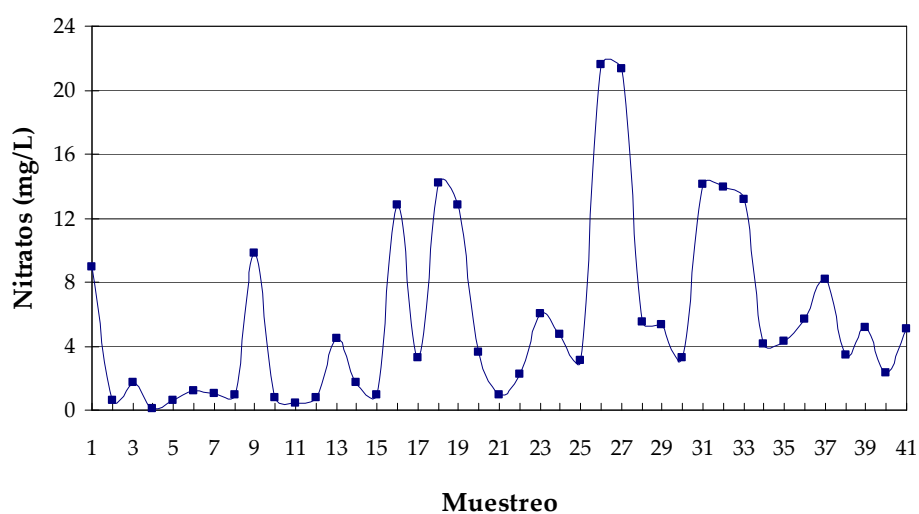


Figura 35. Variación de la concentración de nitratos en el agua durante el periodo de muestreo

VII. Sólidos totales en suspensión (SST)

Como se puede observar en la **Tabla 39**, la concentración de sólidos totales en suspensión en el agua residual muestreada, presentó un rango muy amplio comprendido entre 164 y 510 mg/L, siendo la concentración media de 375,59 mg/L y el valor más frecuente 490 mg/L. Esto pudo ser debido a los cortes de producción que se realizaban en la planta cuando el caudal recibido de la fábrica no era lo suficientemente elevado.

Tabla 39. Estadísticos descriptivos de la concentración de SST (mg/L) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo

N	Media	Mínimo	Máximo	Moda	Desv. St.
48	375,59	164	510	490	99,76

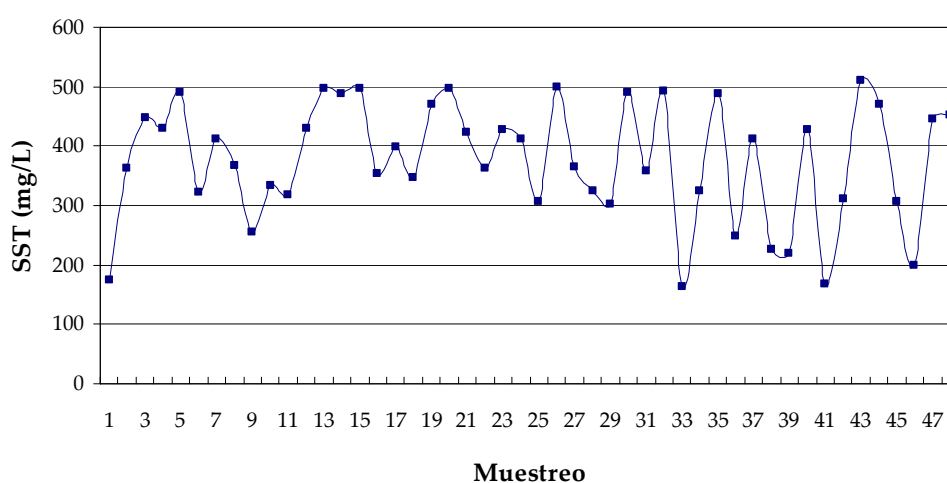


Figura 36. Variación de la concentración de SST en el agua durante el periodo de muestreo

VIII. Turbidez

Los datos obtenidos para la medida de la turbidez del agua muestreada fueron elevados, con un valor medio de 689,60 mg/L, llegando a alcanzar un valor máximo de 1.957 NTU. Esto pudo ser debido a los restos de celulosa y almidón procedentes de las distintas corrientes de lavado de filtros, entre otras razones.

Tabla 40. Estadísticos descriptivos de la turbidez (NTU) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo

N	Media	Mínimo	Máximo	Moda	Desv. St.
75	689,60	167	1.957	199	465,99

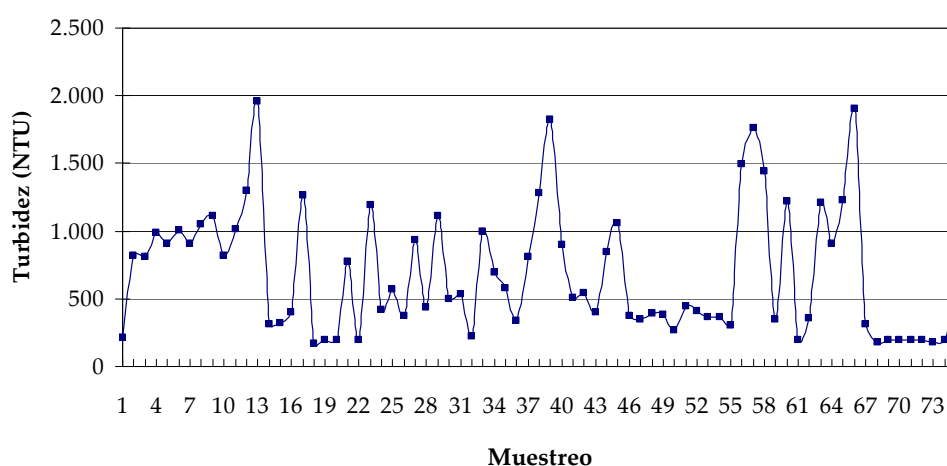


Figura 37. Variación de la turbidez del agua durante el periodo de muestreo

4.1.1.2. Parámetros microbiológicos

I. Coliformes totales

Los resultados obtenidos, en cuanto al recuento de coliformes totales indicaron una clara y elevada contaminación por esta bacteria, ofreciendo un rango entre $6,85 \times 10^4$ y $1,68 \times 10^9$ UFC/100 mL, siendo el valor medio $1,39 \times 10^8$ UFC/100 mL. Esto es debido a que el agua de vertido procedente del proceso productivo fabril era mezclada con el agua de las instalaciones sanitarias dando así una concentración superior a la esperada para un agua residual industrial.

Tabla 41. Estadísticos descriptivos de la concentración de coliformes totales (UFC/100 mL) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo

N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
26	$1,39 \times 10^8$	$6,85 \times 10^4$	$1,68 \times 10^9$	$3,47 \times 10^8$

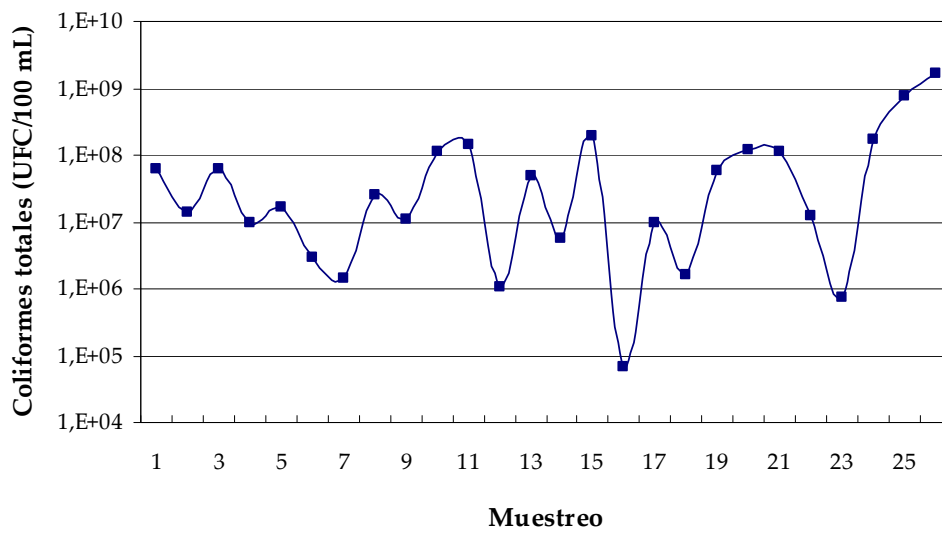


Figura 38. Variación de la concentración de coliformes totales en el agua durante el periodo de muestreo

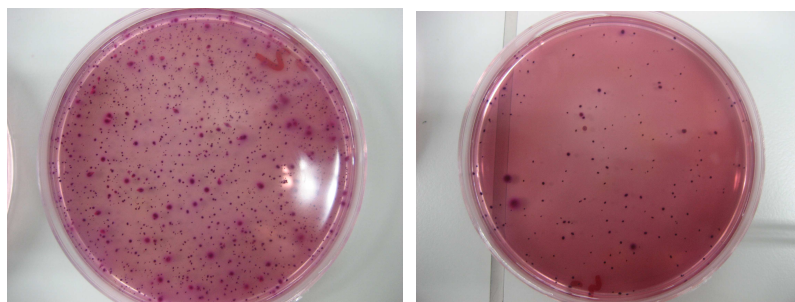


Figura 39. Colonias de coliformes totales en el agua muestreada (fotografía de la izquierda: dilución 1:1.000; fotografía de la derecha: dilución 1:10.000)

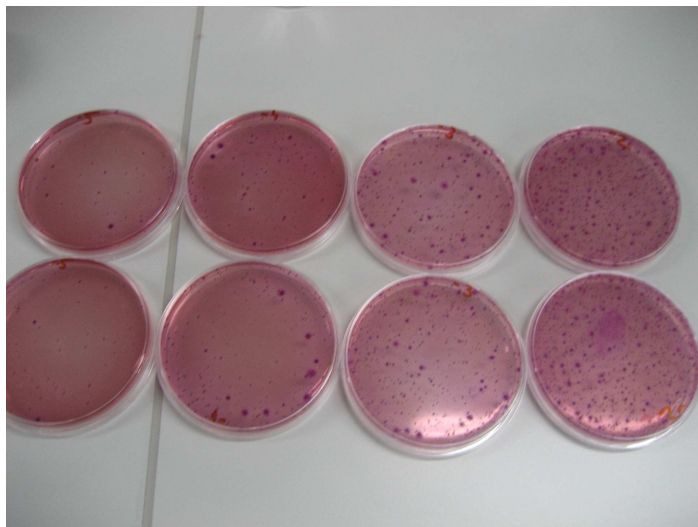


Figura 40. Siembra y recuento de coliformes totales en placa mediante dilución seriada del agua muestreada

II. E. coli

Las muestras analizadas para el recuento de esta bacteria mostraron, como era de esperar según los resultados obtenido para coliformes totales, una elevada contaminación en el agua, llegando a alcanzar una concentración máxima de $1,66 \times 10^{11}$ UFC/100 mL. La concentración media registrada fue $3,36 \times 10^{10}$ UFC/100 mL.

Tabla 42. Estadísticos descriptivos de la concentración de *E.coli* (UFC/100mL) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo

N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
15	$3,36 \times 10^{10}$	$5,8 \times 10^5$	$1,66 \times 10^{11}$	$5,53 \times 10^{10}$

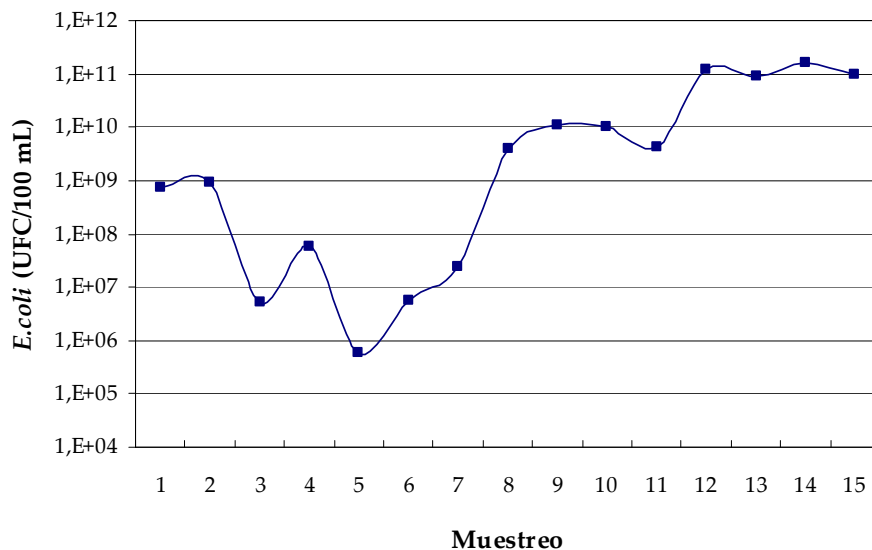


Figura 41. Variación de la concentración de *E. coli* en el agua durante el periodo de muestreo

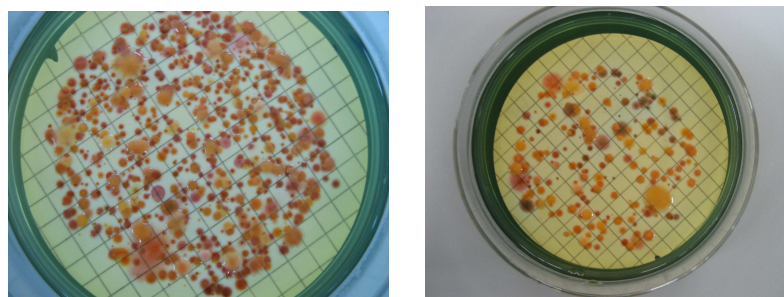


Figura 42. Colonias de *E. coli* en el agua muestreada (fotografía de la izquierda: dilución 1:1.000.000; fotografía de la derecha: dilución 1:10.000.000)

III. *Clostridium sulfito-reductores*

Del total de las 17 muestras tomadas y analizadas durante el periodo de muestreo se obtuvo que casi la mitad de ellas (47,05%) estaban contaminadas por esta bacteria, registrándose la presencia de este tipo de patógeno en el agua residual durante la segunda mitad del periodo de muestreo.

Tabla 43. Resultados de los análisis realizados para determinar la presencia/ausencia de la bacteria *Clostridium sulfito-reductores* en el agua

N	Presencia	Ausencia
17	8	9

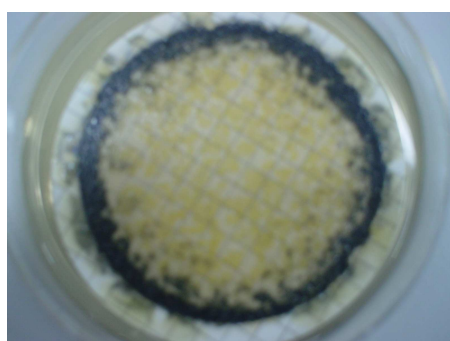


Figura 43. Colonias de *Clostridium sulfito-reductores* (agua bruta)

IV. Clostridium perfringens

Tal y como se muestra en la **Tabla 44**, la presencia de este tipo de patógenos en el agua residual muestreada fue nula durante todo el periodo de muestreo.

Tabla 44. Resultados de los análisis realizados para determinar la presencia/ausencia de la bacteria *Clostridium perfringens* en el agua

N	Presencia	Ausencia
17	0	17

V. Enterococos fecales

De las 16 muestras tomadas y analizadas para el recuento de enterococos fecales, 3 de ellas dieron ausencia de este patógeno, no obstante, estos resultados no fueron representativos ya que más del 80% del agua muestreada presentó

contaminación fecal por esta bacteria, con una concentración media de 22.900 UFC/100 mL.

Tabla 45. Estadísticos descriptivos de la concentración de enterococos fecales (UFC/100mL) registrada en el agua a lo largo del periodo de muestreo

N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
16	22.900	0	200.000	49.000

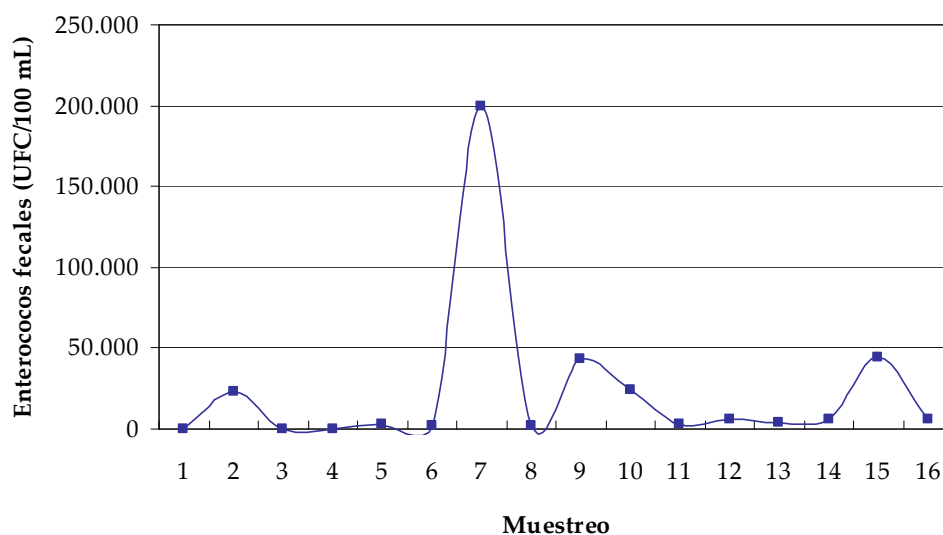


Figura 44. Variación de la concentración de enterococos fecales en el agua durante el periodo de muestreo

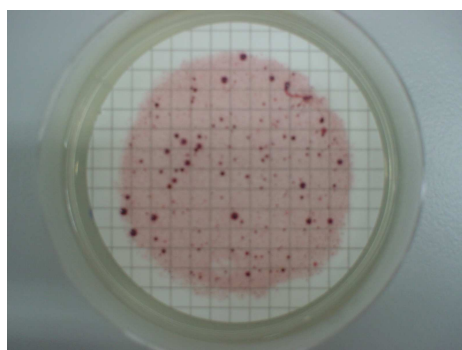


Figura 45. Colonias de enterococos fecales en el agua muestreada

VI. Huevos de nematodos intestinales

Las muestras analizadas durante el periodo de muestreo presentaron una ausencia total de este tipo de patógeno, tal y como se muestra en la **Tabla 46**.

Tabla 46. Resultados de los análisis realizados para determinar la presencia/ausencia de huevos de nematodos intestinales en el agua

N	Presencia	Ausencia
17	0	17

4.2. FASE II

4.2.1. Comportamiento general de la membrana de UF

Antes de activar el sistema de filtración, se llevó a cabo un procedimiento de acondicionamiento, con el fin de eliminar el residuo de la solución de mantenimiento de la membrana. Las condiciones iniciales de operación fueron, durante 15 minutos, las siguientes:

1. Tiempo de producción: 1 minuto
2. Tiempo de retrolavado: 1 minuto

Los parámetros operacionales de la planta, durante la puesta en marcha y durante los primeros días de trabajo, se presentan en la **Tabla 47**.

Tabla 47. Parámetros operacionales

Caudal de producción	300-400L/h
Tiempo de producción	4 min.
Caudal de retrolavado	1.000 L/h
Tiempo de retrolavado	1 min.
Presión de vacío aplicada	-0,07 a -0,7 bar
Presión después de 4 minutos de producción	-0,6 bar
Presión aplicada durante el retrolavado	+0,2 bar
Temperatura de operación	35-113 °F (2 – 45 ° C)
Característica del proceso	Air Scour, Backwashing

Posteriormente, los parámetros que controlaban la planta fueron modificados, con el fin de obtener unas condiciones óptimas en cuanto a funcionamiento y rendimiento de la misma. A continuación, en la **Tabla 48**, se pueden observar los tiempos de limpieza y frecuencia de ellas, así como las modificaciones realizadas.

Tabla 48. Especificaciones del sistema de limpieza de la membrana de ultrafiltración propuestas por el fabricante y propuestas por el equipo técnico una vez probada la membrana con el agua residual a tratar

Propuesta fabricante	Propuesta equipo técnico
Retrolavado:	Retrolavado:
Duración 2 min.	Duración: 40 s
Únicamente hipoclorito a baja concentración	Relación 5:1 (hipoclorito 10 ppm: 100 ppm)
PFE	PFE
Cada 1440 min.	Cada 1440 min.
Dosificación hipoclorito:180 s	Dosificación hipoclorito: 180 s
Aclarado: 5 min.	Aclarado: 5 min.
Dosificación Ácido: 45 s	Dosificación Ácido: 180 s
Aclarado: 5 min.	Aclarado: 5 min.
CIP	CIP
Cada 3 meses	Semanalmente
Sosa y Ácido Cítrico	Ácido Cítrico
Remojo: 5 min.	Remojo: 24-48 h.
Recirculación: 10 min.	Recirculación: 50 min.

4.2.1.1. Membrana de UF₁

La **Figura 46**, muestra la evolución de la presión transmembrana (PTM) durante el periodo de experimentación realizado con la primera membrana empleada, en adelante UF₁. En ella se puede observar la variación de la PTM durante el periodo de experimentación que englobó tres etapas. La primera de ellas corresponde al pilotaje de la membrana de ultrafiltración con un pretratamiento físico, empleando filtros de anillas, y que viene delimitada por la línea amarilla. La segunda, corresponde al periodo de experimentación con un pretratamiento físico mediante un filtro de arena (delimitado por la línea azul), y la última, corresponde al pilotaje de la planta con un pretratamiento físico, mediante un filtro de arena, y químico, mediante la dosificación, en continuo, de ácido cítrico al tanque de membrana. La línea roja horizontal discontinua, representa la PTM negativa máxima recomendada por el fabricante.

Como se puede observar, los valores registrados de PTM durante los primeros días de pilotaje llegaron a alcanzar valores de -0,8 bar; en estas circunstancias se modificaron las características del proceso forzando limpiezas químicas con hipoclorito sódico y con ácido cítrico con el fin de reducir la presión transmembrana hasta el rango recomendado por el fabricante (-0,7 bar). La presión media alcanzada por la membrana de UF₁ durante la primera fase fue de -0,48 bar, con un rango entre -0,1 y -0,8 bar, siendo la presión más frecuente -0,5 bar.

En la segunda etapa, la PTM media fue -0,51 bar, con unas fluctuaciones entre -0,30 y -0,60 bar, siendo el valor más frecuente -0,5 bar. En esta etapa la modificación que se introdujo fue la reducción del caudal de la soplante debido a que existían problemas con la formación de espumas durante el proceso de producción.

La tercera etapa presentó una PTM media de -0,54 bar, siendo la presión más frecuente -0,6 bar. La PTM varió entre -0,20 y -0,70 bar. Durante los últimos días de pilotaje se observó un aumento en la formación de espumas, que dificultaba la salida del permeado reduciendo así el rendimiento, por lo que se prescindió en varias ocasiones de la soplante durante los ciclos de producción. En estos casos, se observó una mejoría del Flux de permeado pero también un aumento de la PTM hasta -0,7 bar, por lo que estos últimos resultados no se tuvieron en cuenta a la hora del estudio del rendimiento de la membrana, ya que fue algo que se probó de manera puntual.

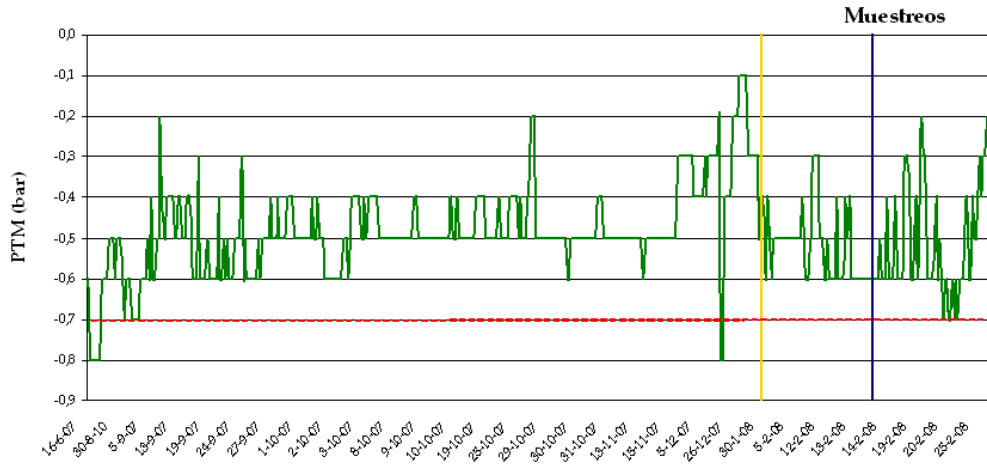


Figura 46. Evolución de la PTM de la planta de UF₁ durante el periodo de experimentación

I. PTM durante el periodo de experimentación

La **Tabla 49**, muestra el estudio estadístico realizado a los valores de PTM de la membrana de UF₁ registrados durante el periodo de experimentación.

Tabla 49. Estadísticos descriptivos de la PTM (bar) durante el periodo de experimentación

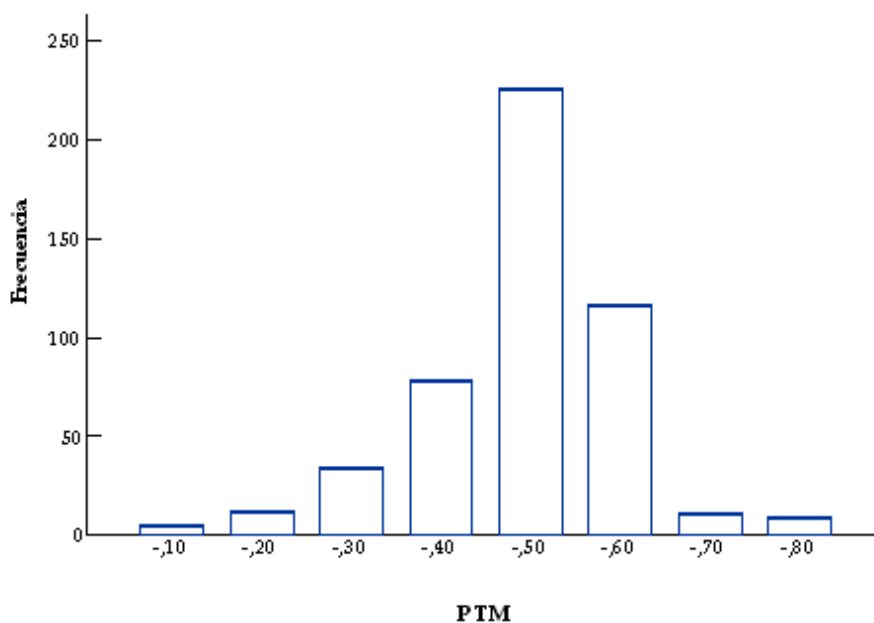
	N		Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
	Válido	Perdido				
PTM	491	40	-0,49	-0,80	-0,10	0,11

La PTM registró un valor medio de -0,49 bar, llegando a alcanzar, en alguna ocasión, valores de -0,80 bar, que superaban la presión limite de trabajo recomendada por el fabricante.

Tabla 50. Frecuencia de la PTM durante el periodo de experimentación

		Frecuencia	Porcentaje	Porcentaje válido	Porcentaje acumulado
	-0,80	9	1,7	1,8	1,8
	-0,70	11	2,1	2,2	4,1
	-0,60	116	21,8	23,6	27,7
	-0,50	226	42,6	46,0	73,7
Válidos	-0,40	78	14,7	15,9	89,6
	-0,30	34	6,4	6,9	96,5
	-0,20	12	2,3	2,4	99,0
	-0,10	5	0,9	1,0	100,0
	Total	491	92,5	100,0	
Perdidos	Sistema	40	7,5		
	Total	531	100,0		

Como se puede observar en la **Figura 47**, la PTM que mostró una mayor frecuencia fue -0,50 bar, seguido de -0,60 bar.

Figura 47. Frecuencia de la PTM (UF₁) durante el periodo de experimentación

II. PTM en función del ciclo de producción

A continuación se presenta el estudio estadístico de la PTM registrada durante cada ciclo de producción estudiado.

Tabla 51. Estadísticos descriptivos de la PTM (bar) registrada durante cada ciclo de producción estudiado

	Ciclo de producción (s)	N	Media	Mín.	Máx.	Desv. St.
PTM	300	46	-0,51	-0,80	-0,30	0,15
	500	54	-0,48	-0,60	-0,20	0,08
	560	25	-0,60	-0,70	-0,50	0,07
	800	23	-0,46	-0,50	-0,40	0,05
	1.100	111	-0,52	-0,70	-0,20	0,12
	1.200	31	-0,31	-0,80	-0,10	0,17
	1.400	38	-0,49	-0,50	-0,40	0,03
	1.500	53	-0,51	-0,60	-0,20	0,10
	1.700	54	-0,49	-0,60	-0,40	0,07
	2.000	28	-0,51	-0,60	-0,40	0,07
	3.600	28	-0,48	-0,60	-0,30	0,08

Como se puede observar en la **Tabla 51**, la PTM varió en cada uno de los ciclos de producción estudiados. El ciclo de producción que presentó una PTM menor fue el de 560 segundos (-0,60 bar), mientras que el ciclo de producción de 1.200 segundos registró el mayor valor medio de PTM (-0,31 bar).

A continuación, en la **Tabla 52**, se muestra el contraste estadístico realizado a los resultados anteriores, con el fin de ver si las diferencias entre los valores registrados de PTM, en cada ciclo de producción estudiado, fueron o no significativas.

Tabla 52. Estadísticos de contraste de la PTM registrada durante cada ciclo de producción estudiado

a) Para todos los ciclos de producción estudiados

	Chi-cuadrado	gl	Sig. asintót.
PTM	102,308	10	0,000

b) Para los distintos ciclos de producción estudiados

	Ciclo de producción (s)	U de Mann-Whitney	W de Wilcoxon	Z	Sig. asintót. (bilateral)	
PTM	300	560	293,500	618,500	-3,603	0,000
		1.200	206,500	1287,500	-5,437	0,000
500	560	800	160,000	485,000	-6,382	0,000
		1.100	482,500	1967,500	-2,131	0,033
		1.200	2114,000	8330,000	-3,244	0,001
		1.200	188,500	1673,500	-6,438	0,000
		1.100	45,000	370,000	-5,304	0,000
		1.200	848,000	1173,000	-3,252	0,001
560	1.200	1.400	50,000	375,000	-5,638	0,000
		1.400	99,000	424,000	-6,088	0,000
		1.500	316,500	641,500	-3,938	0,000
		1.700	231,000	556,000	-4,966	0,000
		2.000	142,000	467,000	-3,947	0,000
		3.600	97,500	422,500	-4,872	0,000
		1.100	790,500	7006,500	-3,013	0,003
		1.200	78,000	354,000	-5,017	0,000
800	1.400	1.400	342,500	1083,500	-1,982	0,047
		1.500	413,000	1844,000	-2,366	0,018
		2.000	219,000	625,000	-2,191	0,028
		1.200	474,500	6690,500	-6,375	0,000
1.100	1.400	1.400	1474,500	7690,500	-2,913	0,004
		1.700	2383,500	8599,500	-2,244	0,025
		3.600	1116,000	7332,000	-2,423	0,015
1.200	1.400	1.400	96,000	837,000	-6,342	0,000
		1.500	198,500	1629,500	-5,898	0,000

Ciclo de producción (s)	U de Mann-Whitney	W de Wilcoxon	Z	Sig. asintót. (bilateral)
1.700	168,000	1653,000	-6,290	0,000
2.000	80,000	486,000	-5,475	0,000
3.600	114,000	520,000	-5,010	0,000

Del estudio estadístico realizado se concluyó que la PTM registrada a lo largo del periodo de muestreo mostró diferencias significativas en función del ciclo de producción estudiado, tal y como queda reflejado en la **Tabla 52 a)**. En el apartado b) de la misma tabla, se muestran los contrastes significativos entre la PTM registrada para cada ciclo de producción y en ella se puede destacar como, efectivamente, el valor de PTM registrado durante el ciclo de 560 segundos fue el menor de todos, existiendo diferencias estadísticamente significativas con todos los ciclos de producción, y el valor de PTM registrado durante el ciclo de producción de 1.200 segundos, mostró diferencias estadísticamente significativas con todos los demás ciclos estudiados siendo por tanto el mayor valor registrado.

III. PTM en función del pretratamiento físico

A continuación se presenta el estudio estadístico de la PTM registrada con distintos pretratamientos físicos.

Tabla 53. Estadísticos descriptivos de la PTM (bar) registrada con cada pretratamiento físico estudiado.

	Pretratamiento físico	N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
PTM	F. Anillas	369	-0,48	-0,80	-0,10	0,11
	F. Arena	122	-0,52	-0,70	-0,20	0,12

Tabla 54. Estadísticos de contraste de la PTM registrada durante el pilotaje con filtros de anillas y con filtro de arena

	U de Mann-Whitney	W de Wilcoxon	Z	Sig. asintót. (bilateral)
PTM	17333,500	24836,500	-4,050	0,000

Tras realizar el estudio estadístico de contraste, se concluyó que la PTM registrada durante el ensayo con el filtro de arena (-0,52 bar) fue menor que la registrada durante el ensayo con los filtros de anillas (-0,48 bar) ya que los resultados mostraron diferencias estadísticamente significativas, tal y como queda reflejado en la **Tabla 54**. Esto indica que durante el ensayo con el filtro de arena la resistencia de la membrana de ultrafiltración, durante el proceso de filtrado, fue mayor que la resistencia de la membrana empleando la barrera física de los filtros de anillas.

IV. PTM en función del pretratamiento químico

A continuación se presenta el estudio estadístico de la PTM registrada con y sin pretratamiento químico.

Tabla 55. Estadísticos descriptivos de la PTM (bar) registrada con y sin pretratamiento químico

	Pretratamiento químico	N	Media	Mín.	Máy.	Desv. St.
PTM	Sin pretratamiento	422	-0,49	-0,80	-0,10	0,11
	Con pretratamiento	69	-0,51	-0,70	-0,20	0,13

Tabla 56. Estadísticos de contraste de la PTM registrada durante el pilotaje con y sin pretratamiento químico

	U de Mann-Whitney	W de Wilcoxon	Z	Sig. asintót. (bilateral)
PTM	11520,000	13935,000	-2,957	0,003

La PTM registrada durante el periodo de experimentación sin pretratamiento químico fue mayor (-0,49 bar) que la registrada durante el periodo de experimentación donde se probó un pretratamiento químico al agua antes de su paso por la membrana de UF, mediante la dosificación en continuo de ácido cítrico al propio tanque de la membrana (-0,51 bar).

4.2.1.2. Membrana de UF₂

La **Figura 48**, muestra la evolución de la PTM durante el periodo de experimentación realizado con la segunda membrana empleada, en adelante UF₂. Este periodo, se considera el más representativo de todo el pilotaje ya que se realizó de manera ininterrumpida, manteniendo, en todo momento, los mismos parámetros operacionales y las mismas condiciones de trabajo. La gran diferencia con el estudio anterior es que en este, la planta trabajaba en todo momento con el mismo ciclo de producción (1.100 s), mientras que en el estudio anterior se probaron hasta 7 ciclos distintos.

La PTM fluctuó entre -0,2 y -0,8 bar siendo el valor medio -0.6 bar. La línea roja horizontal discontinua representa la PTM negativa máxima recomendada por el fabricante.

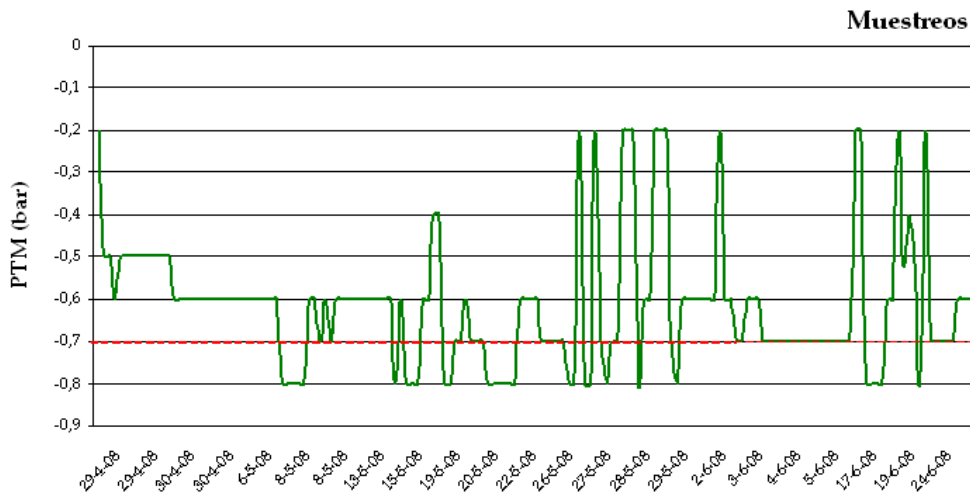


Figura 48. Evolución de la PTM de la planta de UF₂ durante el periodo de experimentación

I. PTM durante el periodo de experimentación

La **Tabla 57**, muestra el estudio estadístico realizado a los valores de PTM de la membrana de UF₂ registrados durante el periodo de experimentación.

Tabla 57. Estadísticos descriptivos de la PTM (bar) durante el periodo de experimentación

	N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
PTM	164	-0,61	-0,80	-0,20	0,16

La PTM registró un valor medio de -0,61 bar, llegando a alcanzar, en alguna ocasión, valores de -0,80 bar, que superaba el límite establecido para la presión de trabajo. En este caso, el valor máximo de PTM que se alcanzó fue -0,20 bar.

Tabla 58. Frecuencia de la PTM durante el periodo de experimentación

		Frecuencia	Porcentaje	Porcentaje válido	Porcentaje acumulado
Válidos	-0,80	29	5,2	17,7	17,7
	-0,70	40	7,2	24,4	42,1
	-0,60	64	11,5	39,0	81,1
	-0,52	1	0,2	0,6	81,7
	-0,50	13	2,3	7,9	89,6
	-0,40	3	0,5	1,8	91,5
	-0,20	14	2,5	8,5	100,0
	Total	164	29,4	100,0	
Perdidos	Sistema	394	70,6		
Total		558	100,0		

Como se puede observar en la **Figura 49**, la PTM que mostró una mayor frecuencia de aparición fue -0,60 bar, seguido de -0,70 bar. Este gráfico indica, claramente, la existencia de un fenómeno de ensuciamiento (influencia externa), ya que las presiones altas son menos frecuentes. Esto provocaba que la membrana no se comportara de manera normal, a diferencia de lo que ocurría en la **Figura 47**, donde la membrana no presentaba restricciones, dando lugar a una distribución normal.

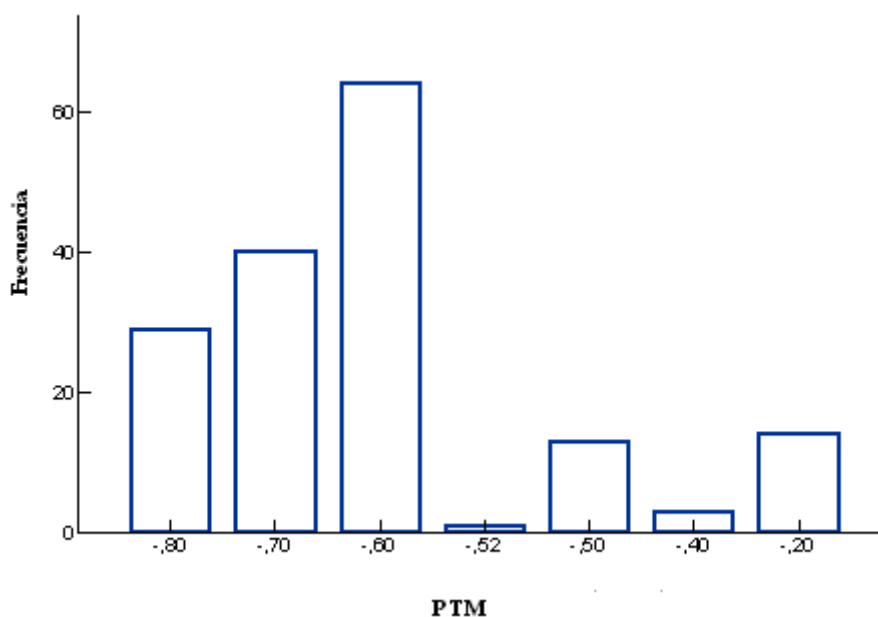


Figura 49. Frecuencia de la PTM (UF₂) durante el periodo de experimentación

4.2.2. Estudio del proceso de tratamiento

4.2.2.1. Filtros de anillas +UF₁

I. Rendimiento de los filtros de anillas

A continuación, se muestran los resultados obtenidos tras los análisis físicos realizados al agua, con el fin de determinar el rendimiento de los filtros de anillas empleados como barrera física de la membrana de ultrafiltración.

Del total de muestras analizadas (40 muestras, en total, durante el periodo de experimentación), fueron descartadas aquellas donde la concentración de SST y turbidez, registrada a la salida de los filtros de anillas, fue mayor que a la entrada, dando, por tanto, un rendimiento negativo.

1. Reducción de SST

Tal y como se muestra en la **Tabla 59** la concentración de SST a la entrada de los filtros, variaron entre 135 y 736 mg/L, con un valor medio de 393 mg/L. A la salida

de los filtros, la concentración de sólidos osciló entre 133 y 604 mg/L, con un valor medio de 320 mg/L.

Tabla 59. Estadísticos descriptivos de la concentración de SST (mg/L) en el agua a la entrada y salida de los filtros de anillas

Punto muestreo	N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
Influente	12	393	135	736	180,56
Efluente	12	320	133	604	143,30

La **Figura 50**, muestra la evolución de las concentraciones de SST a la entrada y salida de los filtros de anillas.

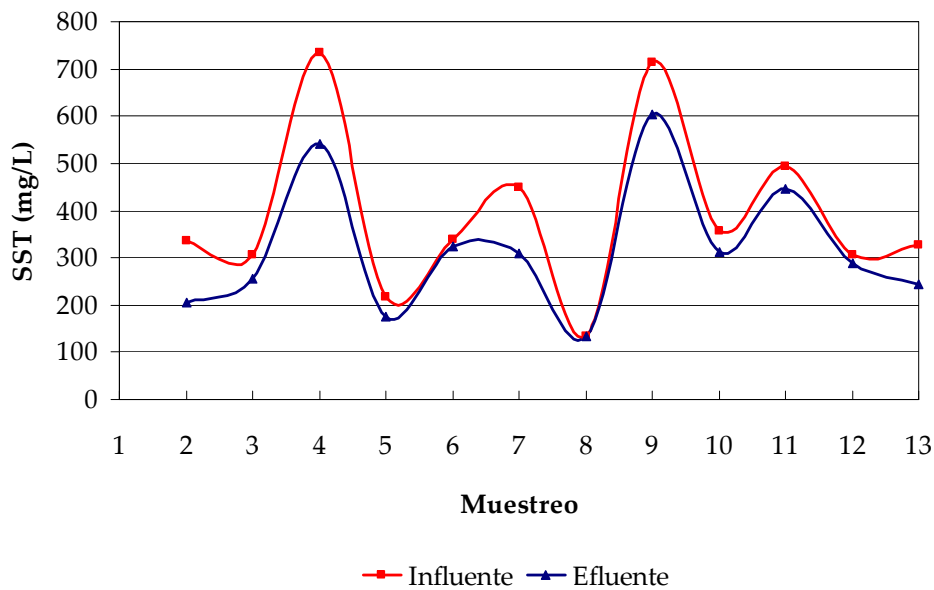


Figura 50. Variación de la concentración de SST en el agua, a la entrada (influyente) y salida (efluente) de los filtros de anillas, durante el periodo de muestreo

En la **Figura 51**, se puede observar la evolución del rendimiento obtenido durante el periodo de muestreo. El rendimiento medio en cuanto a eliminación de sólidos totales, fue 17,23 %.

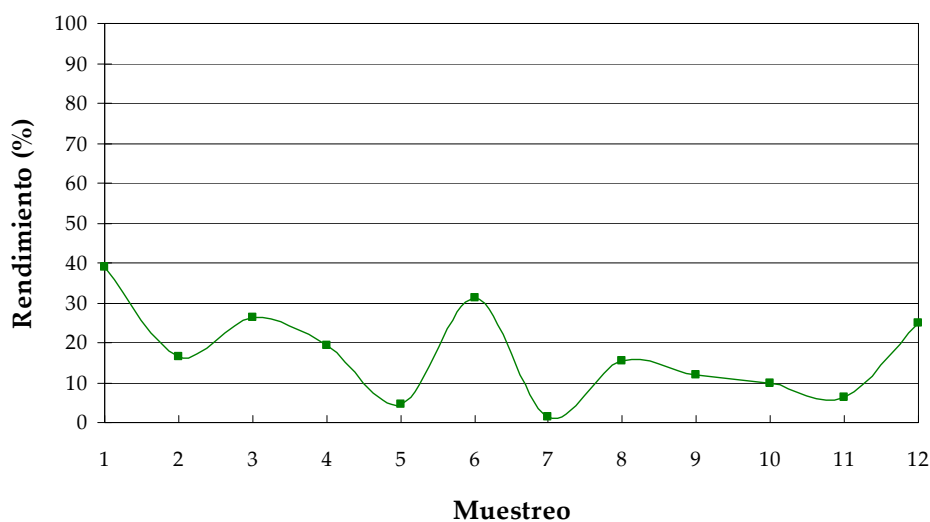


Figura 51. Rendimiento, en cuanto a reducción de SST, de los filtros de anillas a lo largo del periodo de muestreo

Tabla 60. Estadísticos de contraste de la variable SST para los distintos puntos de muestreo estudiados (influyente y efluente)

	U de Mann-Whitney	W de Wilcoxon	Z	Sig. asintót. (bilateral)	Sig. exacta
SST	48,000	126,000	-1,386	0,166	0,178

Tal y como se muestra en la **Tabla 60**, no hubo diferencias estadísticamente significativas en cuanto a la concentración de SST a la entrada y salida de los filtros de anillas, por lo que se puede decir que este sistema no resultó eficaz.

Para saber si existía o no relación entre la concentración de SST a la entrada y la salida de los filtros de anillas, se realizó un estudio de correlación. Los resultados obtenidos mostraron una relación directa y significativa entre ambas variables ($r=0,902$ ($p\text{-valor}<0,05$)), ajustándose así a una regresión lineal con un $R^2=0,9214$. Esto

puso de manifiesto que la calidad del agua a la salida de los filtros de anillas estudiados dependía directamente de la calidad del agua a la entrada de los mismos, en cuanto a concentración de SST se refería, tal y como se puede apreciar en la **Figura 52**.

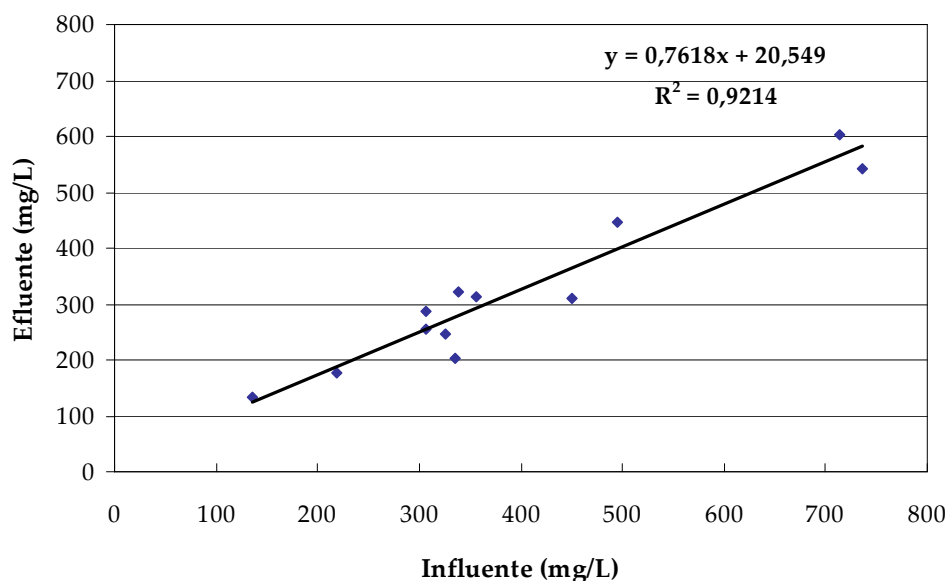


Figura 52. Regresión lineal entre los valores de SST a la entrada y a la salida de los filtros de anillas estudiados

2. Reducción de turbidez

A continuación, en la **Tabla 61** se muestran los resultados obtenidos tras el análisis de la turbidez en el agua, a la entrada y salida de los filtros de anillas probados.

La turbidez del agua a la entrada de los filtros de anillas osciló entre 187 y 1.220 NTU, siendo el valor medio 757,70 NTU. Tras su paso por los filtros, el agua mostró una turbidez entre 149 y 1.190 NTU, con un nivel medio de 661,47 NTU. La **Figura 53**, muestra la evolución de la turbidez del en el influente y en el efluente a lo largo del periodo de muestreo.

Tabla 61. Estadísticos descriptivos de la turbidez (NTU) registrada en el agua a la entrada y salida de los filtros de anillas

Punto muestreo	N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
Influente	17	757,70	187	1.220	299,91
Efluente	17	661,47	149	1.190	315,93

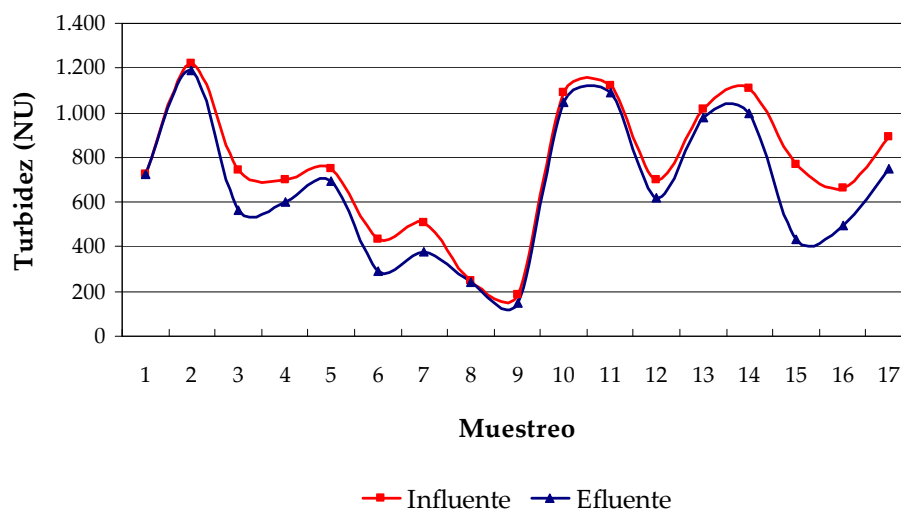


Figura 53. Variación de la turbidez, a la entrada (influyente) y salida (efluente) de los filtros de anillas durante el periodo de muestreo

La **Figura 54** muestra la evolución del rendimiento obtenido durante el periodo de muestreo. La reducción media de turbidez en el agua fue del 14,58%.

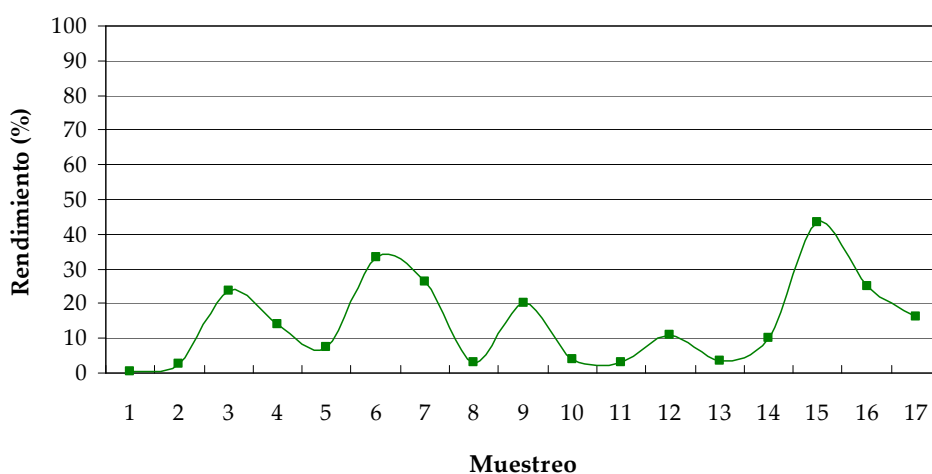


Figura 54. Rendimiento, en cuanto a reducción de turbidez, de los filtros de anillas a lo largo del periodo de muestreo

Los valores de turbidez registrados en el agua a la entrada de los filtros de anillas, durante el periodo de muestreo, no mostraron diferencias estadísticamente significativas con los valores registrados a la salida de los mismos ($p\text{-valor} > 0,05$), tal y como se muestra en la **Tabla 62**.

Tabla 62. Estadísticos de contraste de la variable turbidez para los distintos puntos de muestreo estudiados (influyente y efluente de los filtros de anillas)

	t	gl	Sig. (bilateral)	Diferencia de medias	Error típ. de la diferencia	95% Intervalo de confianza para la diferencia	
						Inferior	Superior
Turbidez	0,911	32	0,369	96,23529	105,65057	-118,96	311,438

Para ver la relación que existía entre la turbidez del agua antes de su tratamiento y después del mismo, mediante el empleo de los filtros de anillas, se realizó un estudio de correlación. Este estudio demostró que existía una relación directa y significativa ($r=0,964$ ($p\text{-valor} < 0,05$)) entre la turbidez del agua a la entrada con los valores de turbidez a la salida, ajustándose así a una regresión lineal con un

$R^2=0,9299$. Esto puso de manifiesto que la calidad del agua, a la salida de los filtros de anillas, en lo que a turbidez se refiere, dependía de la calidad del agua a la entrada de los mismos, tal y como se puede apreciar en la **Figura 55**.

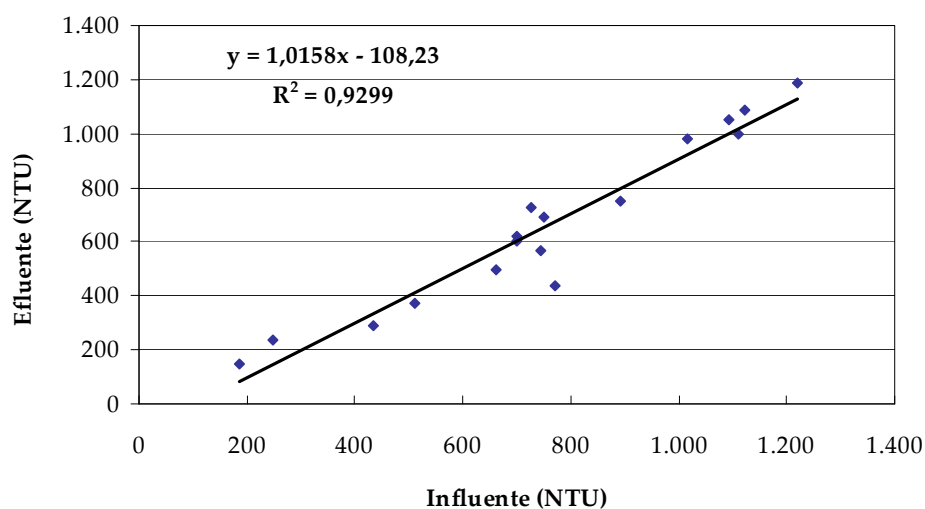


Figura 55. Regresión lineal entre los valores de turbidez a la entrada y a la salida de los filtros de anillas estudiados

II. Rendimiento de la membrana de UF

Para estudiar el comportamiento de la membrana de ultrafiltración, y por tanto su rendimiento, en cuanto a producción, se llevó a cabo un estudio, paralelo al anterior, de los ciclos de producción, con el fin de evaluar el tiempo óptimo de trabajo en función del grado de ensuciamiento.

Las condiciones generales de control de la planta vienen recogidas en la **Tabla 63**, que se muestra a continuación.

Tabla 63. Condiciones de operación de la Planta Piloto

Caudal entrada (L/h)	1.200
Caudal soplante (m ³ /h)	10
Tiempo retrolavado (s)	40
Caudal retrolavado (L/h)	1.200

Se estudiaron un total de 7 ciclos de producción programados a distintos tiempos, que iban desde 300 s hasta los 2.000 s. Para cada uno de los ciclos se estudió el rendimiento mediante el cálculo de la Tasa de Producción Media (TPM) e Instantánea (TPI) en cada ciclo de producción, y el Flux o flujo de permeado.

En al **Tabla 64**, que se muestra a continuación, se presentan los resultados obtenidos durante el estudio de los ciclos de producción. En este periodo de prueba, se mantuvieron constantes todos los parámetros de operación de la membrana de UF₁, los cuales vienen descritos en la **Tabla 63**, y únicamente se modificaron los tiempos de producción.

Tabla 64. Estadísticos descriptivos del rendimiento de la membrana de UF (TPI, TPM y Flux) durante los distintos ciclos de producción estudiados

Cp* (s)	N	TPI (L/min.)			TPM (L/min.)			Flux (L.m ⁻² h ⁻¹)		
		Media	Mín.	Máx.	Media	Mín.	Máx.	Media	Mín.	Máx.
300	28	2,07	1,80	3,40	0,19	-0,60	1,20	8,75	6,55	12,36
500	54	2,24	0,96	3,48	0,90	-0,36	2,16	8,13	3,49	12,66
800	19	0,97	0,53	1,50	0,05	-0,38	0,60	3,52	1,91	5,46
1.100	15	0,89	0,65	1,36	0,18	-0,50	0,76	3,23	2,38	4,96
1.400	37	0,99	0,35	1,29	0,46	-0,70	0,86	3,59	1,28	4,68
1.700	48	0,75	0,28	1,76	0,34	-0,18	1,34	2,73	1,03	6,42
2.000	18	0,65	0,30	1,17	0,30	0,00	0,84	2,36	1,09	4,26

*Cp: ciclo de producción

Los valores registrados durante el periodo de experimentación (**Tabla 64**), mostraron como a medida que disminuía el tiempo en el ciclo de producción aumentaba el rendimiento de la membrana, registrándose el valor máximo de Flux durante el ciclo de 300 segundos (8,75 Lm⁻²h⁻¹) y el mínimo durante el ciclo de 2.000 segundos (2,36 Lm⁻²h⁻¹), tal y como se puede observar en la **Figura 56**.

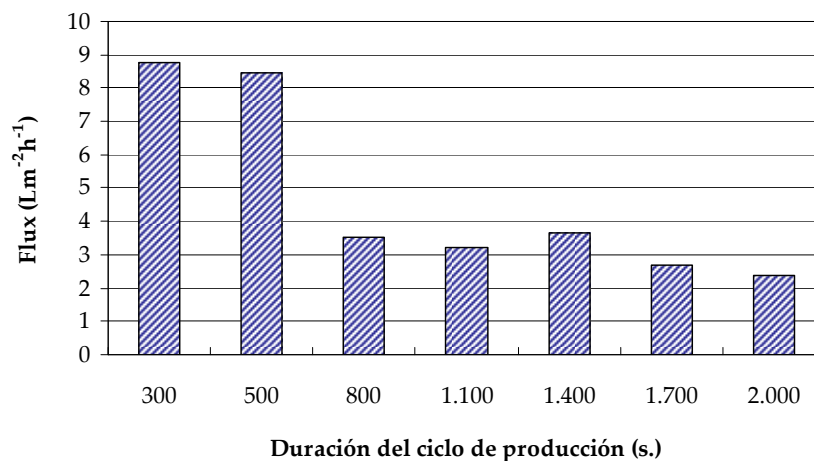


Figura 56. Rendimiento de la membrana de UF, en términos de Flux, en función de los distintos ciclos de producción estudiados

En la **Figura 57**, se representa el rendimiento de la membrana de UF₁, en términos de TPI y TPM. Se puede observar como, de la misma manera que ocurriera para el caso del Flux, la TPI estuvo inversamente relacionada con la duración del ciclo de producción. Sin embargo no ocurrió lo mismo para el parámetro de la TPM, donde durante el ciclo de 300 s. se registró el tercer valor más bajo (0,19 L/min.) registrado. En este caso, la TPM más alta registrada fue durante el ciclo de 500 segundos con una producción media de 0,90L/min.

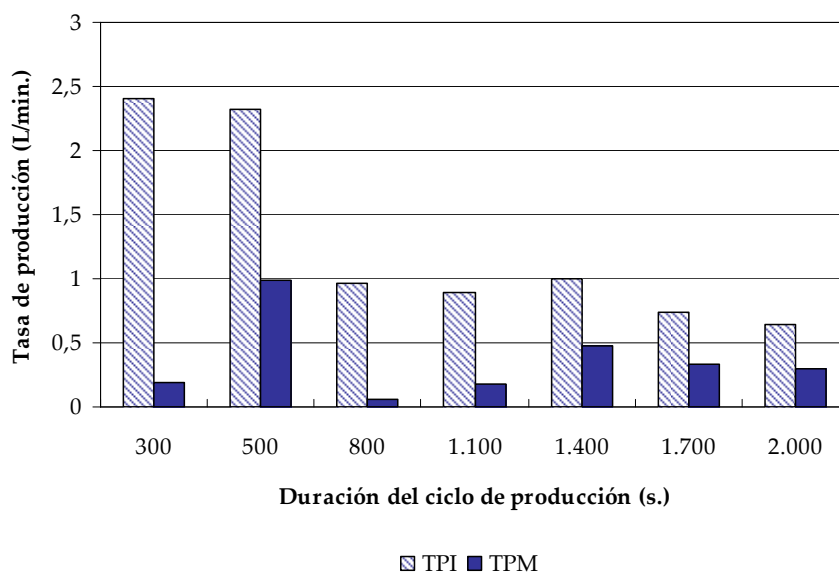


Figura 57. Rendimiento de la membrana de UF₁, en términos de TPI y TPM, en los distintos ciclos de producción estudiados

En la **Tabla 65** se presentan los estadísticos de contraste obtenidos en cuanto al rendimiento de la membrana (TPI, TPM y Flux) en función de los ciclos de producción estudiados. De esta tabla se puede concluir que durante todo el periodo de experimentación existieron diferencias estadísticamente significativas para cada uno de los parámetros de producción estudiados, por lo que el rendimiento de la membrana dependía del tiempo de producción empleado. Los mayores valores de Flux y TPI registrados (ciclos de 300 y 500 s. respectivamente) no mostraron diferencias estadísticamente significativas entre ellos. Sin embargo la TPM registrada durante el ciclo de 300 s. fue menor que las registradas durante los ciclos de 2000 s., 1.700 s. y 1.400 s y 500 s. Por lo tanto, el ciclo óptimo, en cuanto a producción y productividad (TPI, TPM y Flux) fue el de 500 s., ya que mostró un rendimiento significativamente mayor que todos los demás ciclos estudiados.

Tabla 65. Estadísticos de contraste del rendimiento de la membrana de UF (TPI, TPM y Flux) durante los distintos ciclos de producción estudiados

a) Para todos los ciclos de producción estudiados

	Chi-cuadrado	gl	Sig. asintót.
TPI	160,062	6	0,000
TPM	74,732	6	0,000
Flux	160,062	6	0,000

b) Para los distintos ciclos de producción estudiados

Cp* (s)	Producción	U de Mann-Whitney	W de Wilcoxon	Z	Sig. asintót. (bilateral)	Sig. exacta (unilateral)	
300	500	TPM	290,000	696,000	-4,569	0,000	
	800	TPI	0,000	190,000	-5,799	0,000	
		Flux	0,000	190,000	-5,799	0,000	
	1.100	TPI	0,000	120,000	-5,390	0,000	
		Flux	0,000	120,000	-5,390	0,000	
	1.400	TPI	0,000	703,000	-6,880	0,000	
		TPM	275,000	681,000	-3,226	0,001	
		Flux	0,000	703,000	-6,880	0,000	
	1.700	TPI	0,000	1176,000	-7,249	0,000	
		TPM	436,000	842,000	-2,547	0,011	
		Flux	0,000	1176,000	-7,249	0,000	
	2.000	TPI	0,000	171,000	-5,720	0,000	
		TPM	160,000	566,000	-2,085	0,037	
		Flux	0,000	171,000	-5,720	0,000	
	500	800	TPI	43,000	233,000	-5,919	0,000
			TPM	102,000	292,000	-5,190	0,000
			Flux	43,000	233,000	-5,919	0,000
		1.100	TPI	15,000	135,000	-5,684	0,000
TPM			131,000	251,000	-4,004	0,000	
Flux			15,000	135,000	-5,684	0,000	
1.400		TPI	89,000	792,000	-7,360	0,000	
		TPM	492,000	1195,000	-4,112	0,000	
		Flux	89,000	792,000	-7,360	0,000	
1.700		TPI	28,000	1204,000	-8,507	0,000	

Cp* (s)	Producción	U de Mann-Whitney	W de Wilcoxon	Z	Sig. asintót. (bilateral)	Sig. exacta (unilateral)
2.000	TPM	454,000	1630,000	-5,652	0,000	
	Flux	28,000	1204,000	-8,507	0,000	
	TPI	7,000	178,000	-6,244	0,000	
	TPM	151,000	322,000	-4,375	0,000	
	Flux	7,000	178,000	-6,244	0,000	
	TPI	75,000	195,000	-2,355	0,019	0,019
1.100	Flux	75,000	195,000	-2,355	0,019	0,019
	TPM	69,500	259,500	-4,897	0,000	
800	TPI	213,000	1389,000	-3,385	0,001	
	TPM	185,000	375,000	-3,781	0,000	
	Flux	213,000	1389,000	-3,385	0,001	
	TPI	43,500	214,500	-3,912	0,000	0,000
2.000	TPM	46,000	236,000	-3,850	0,000	0,000
	Flux	43,500	214,500	-3,912	0,000	0,000
1.100	TPI	165,000	285,000	-2,278	0,023	
	TPM	106,500	226,500	-3,463	0,001	
	Flux	165,000	285,000	-2,278	0,023	
	TPM	237,000	357,000	-1,988	0,047	
	TPI	39,000	210,000	-3,517	0,000	0,000
	TPM	66,000	186,000	-2,517	0,012	0,012
2.000	Flux	39,000	210,000	-3,517	0,000	0,000
	TPI	402,500	1578,500	-4,307	0,000	
1.700	TPM	588,000	1764,000	-2,661	0,008	
	Flux	402,500	1578,500	-4,307	0,000	
	TPI	75,000	246,000	-4,645	0,000	
1.400	TPM	165,500	336,500	-3,013	0,003	
	Flux	75,000	246,000	-4,645	0,000	

*Cp: ciclo de producción

4.2.2.2. Filtro de arena + UF₁

I. Rendimiento del filtro de arena

Para el estudio del rendimiento del filtro de arena, como barrera de protección de la membrana de ultrafiltración, se analizó, únicamente, el parámetro de los sólidos totales en suspensión en el agua a la entrada (influyente) y salida (efluente) del filtro.

1. Reducción de SST

Tal y como se muestra en la **Tabla 66**, la concentración de SST en el agua antes de su paso por el filtro de arena osciló entre 118 y 1.1016 mg/L, siendo el nivel medio de 421,85 mg/L. Tras su paso por el filtro, el agua redujo la concentración de SST hasta un nivel medio de 255,90 mg/L, llegando a alcanzar un valor mínimo de 48 mg/L.

Tabla 66. Estadísticos descriptivos de la concentración de SST (mg/L) a la entrada y salida del filtro de arena

Punto muestreo	N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
Influyente	41	421,85	118	1.016	217,41
Efluente	41	255,90	48	661	135,34

La reducción de SST conseguida por el filtro de arena fue estadísticamente significativa tal y como muestra la **Tabla 67**, lo que indica que este sistema de filtración trabajó de manera más eficaz que los filtros de anillas.

Tabla 67. Estadísticos de contraste de la variable SST para los distintos puntos de muestreo estudiados (influyente y efluente del filtro de arena)

	U de Mann-Whitney	W de Wilcoxon	Z	Sig. asintót. (bilateral)
SST	431,500	1292,500	-3,793	0,000

En la **Figura 58** se muestra la variación de la concentración de SST a la entrada y salida del filtro de arena, durante el periodo de estudio.

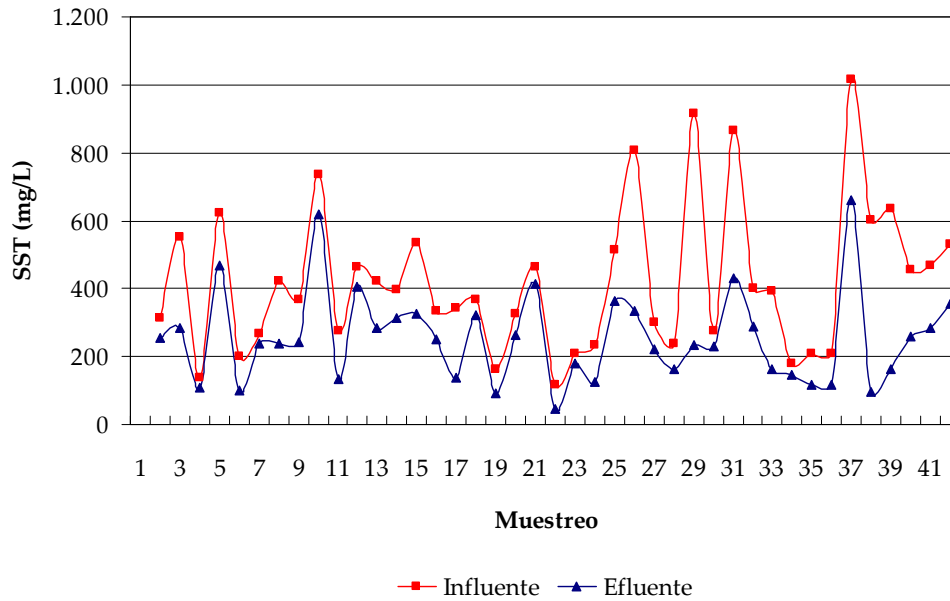


Figura 58. Variación de la concentración de SST en el agua, a la entrada (influyente) y salida (efluente) del filtro de arena, durante el periodo de muestreo

La **Figura 59**, muestra el rendimiento del filtro de arena a lo largo de todo el periodo de muestreo. Como se puede observar, en todo momento este fue positivo y con una gran variabilidad, moviéndose en un rango de 10,34-84,11%, con un valor medio de 36,60%, a diferencia del obtenido con el sistema de los filtros de anillas, donde el rendimiento fue mucho menor.

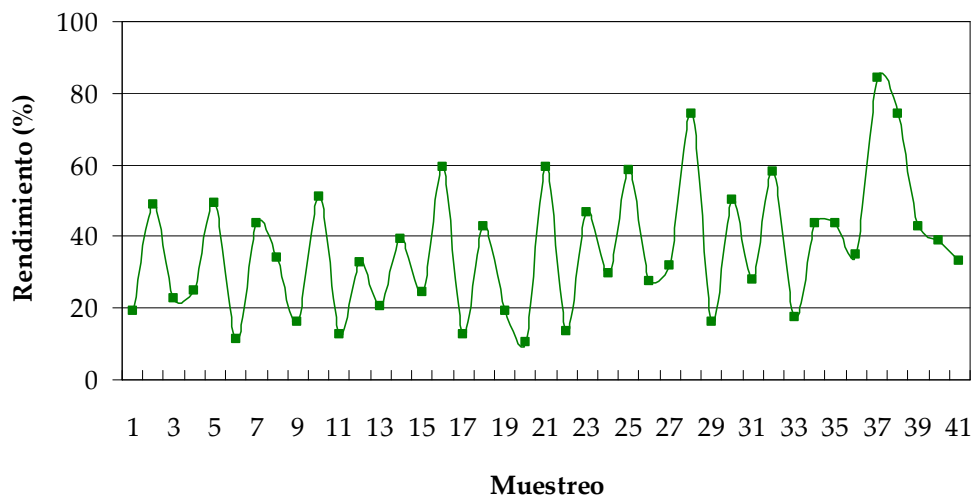


Figura 59. Rendimiento, en cuanto a reducción de SST, del filtro de arena a lo largo del periodo de muestreo

El estudio de correlación realizado a la concentración de SST a la entrada y salida del filtro de arena mostró una relación directa y significativa ($r=0,723$ (p -valor $<0,05$)), entre la calidad del agua a la salida del filtro y la calidad del agua bruta a la entrada del mismo. El coeficiente de correlación mostró que esta relación que existía entre la concentración de SST a la entrada y la salida del filtro de arena era bastante moderada con un $R^2=0,5224$. Esto puso de manifiesto que la calidad del agua a la salida del filtro de arena dependía, en la mitad de los casos estudiados, de la calidad del agua a la entrada del mismo, en cuanto a concentración de SST se refería.

En la **Figura 60**, se observa claramente como hasta una concentración de 600 mg/L la correlación que existe entre el influente y el efluente es bastante aceptable y para concentraciones mayores la correlación se hace mas débil, por lo que podríamos decir que el filtro de arena presentó dos tipos de comportamiento (alta carga y carga media/baja). Por este motivo se estudió por separado la correlación existente entre el influente y el efluente del filtro de arena hasta una concentración de SST de 600 mg/L y la correlación a partir de concentraciones mayores. Los resultados se muestran en la **Figura 61** y en la **Figura 62**.

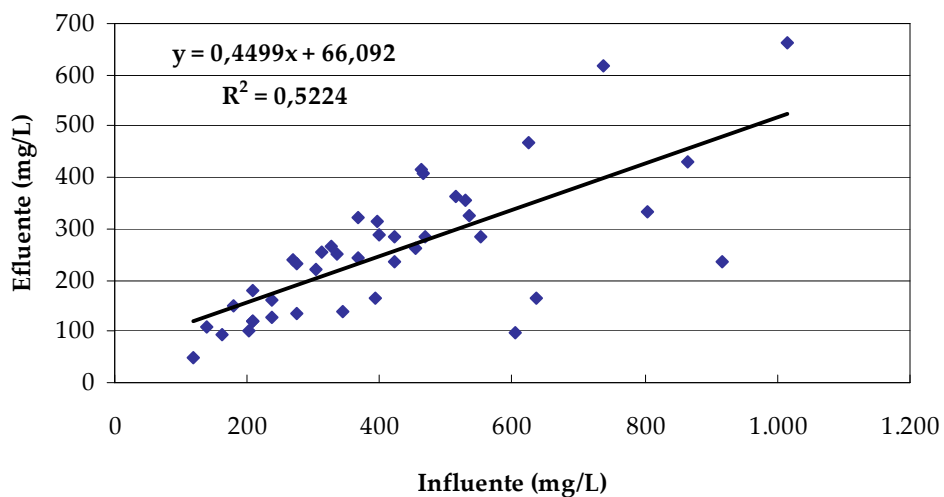


Figura 60. Regresión lineal entre los valores de SST a la entrada y a la salida del filtro de arena estudiado

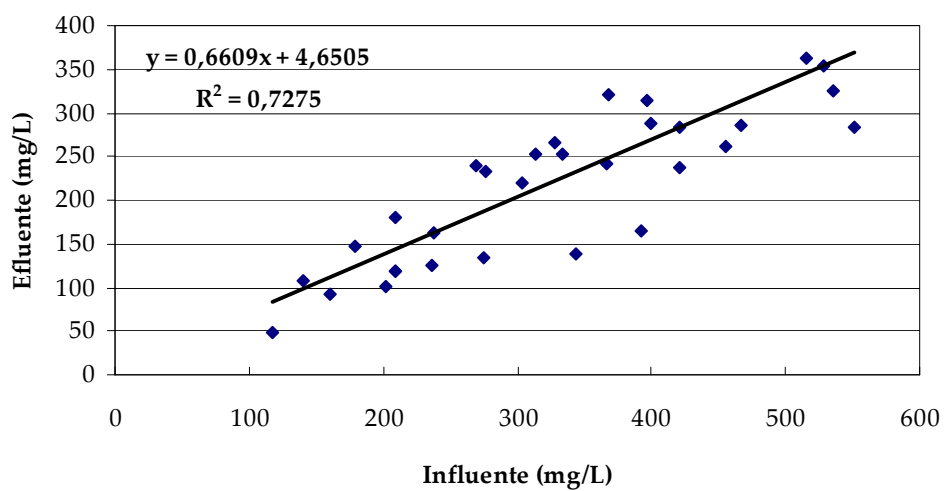


Figura 61. Regresión lineal entre los valores de SST a la entrada (<600 mg/L) y a la salida del filtro de arena estudiado hasta una

El estudio de correlación realizado hasta una concentración de 600 mg/L de SST a la entrada del filtro de arena mostró una relación directa y significativa ($r=0,8356$ ($p\text{-valor}<0,05$)) entre la calidad del agua a la salida del filtro y la calidad del agua bruta a la entrada del mismo, ajustándose así a una regresión lineal con un $R^2=0,8356$. Esto puso de manifiesto que la calidad del agua a la salida del filtro de arena dependía de la calidad del agua a la entrada del mismo siempre y cuándo el agua bruta presentara una carga de SST media/baja (<600 mg/L), tal y como se puede apreciar en la **Figura 61**.

Por otro lado, la **Figura 62** muestra como, efectivamente, la correlación entra la calidad del agua a la entrada del filtro de arena y a su salida se pierde al sobrepasar, la carga de SST a la entrada, los 600 mg/L ($r=0,488$ ($p\text{-valor}>0,05$)), no ajustándose por tanto a una regresión lineal ($R^2=0,2379$).

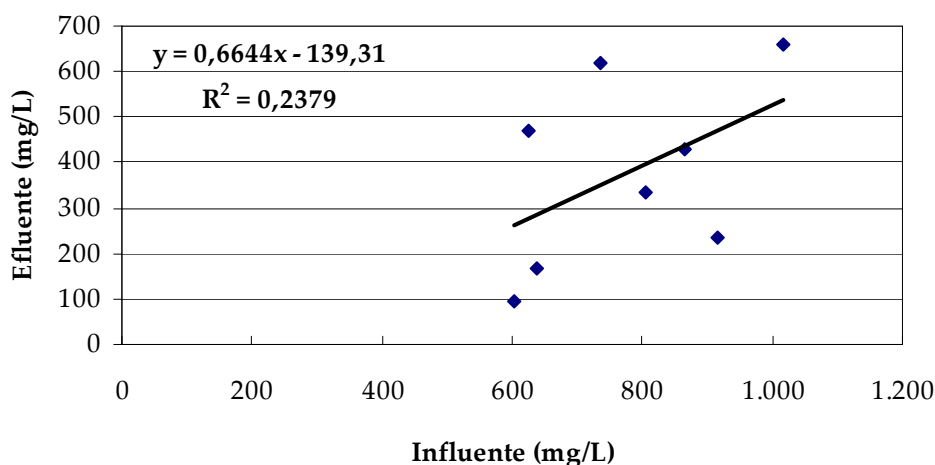


Figura 62. Regresión lineal entre los valores de SST a la entrada (≥ 600 mg/L) y a la salida del filtro de arena estudiado

II. Rendimiento de la membrana de UF

De la misma manera que se realizó con los filtros de anillas, una vez conectado el filtro de arena a la planta piloto (membrana UF), se llevó a cabo un estudio de los ciclos de producción.

Las condiciones generales de control de la planta durante este periodo de muestreo vienen recogidas en la **Tabla 68**.

Tabla 68. Condiciones de operación de la Planta Piloto

Caudal entrada (L/h)	1.100-1.300
Caudal soplante (m³/h)	2
Tiempo Retrolavado (s)	40
Caudal retrolavado (L/h)	1200

En este caso, al observar una mejora en la calidad del agua a la entrada de la planta con el empleo del filtro de arena, donde la concentración media de SST fue de 255,90 mg/L, con respecto a la prefiltración con filtros de anillas, donde la concentración media de SST fue 320 mg/L, el estudio partió de un ciclo de producción de 1.100 s. debido a que en los ensayos anteriores, realizados con los filtros de anillas, el tiempo de ciclo óptimo fue de 500 s., por lo que se creyó que al aumentar el rendimiento de la prefiltración, y por tanto, aportar menos SST a la entrada, el óptimo se encontraría en un valor superior a 500 s, para obtener un valor aceptable de TPM y disminuir los recurrentes ciclos de limpieza a pH alto que produce incrustaciones calcáreas. No se estudió el ciclo de producción de 800 s ya que, a pesar de mostrar un rendimiento mayor que el obtenido con el ciclo de 1.100 s., en cuanto a TPI y Flux, la TPM fue mucho menor que la registrada para 1.100 s.

En la **Tabla 69**, se presentan los resultados obtenidos durante el estudio de los ciclos de producción. En este periodo de prueba, se mantuvieron constantes todos los parámetros de operación de la membrana de UF₁, descritos en la **Tabla 68**, modificándose únicamente los tiempos de producción.

Tabla 69. Estadísticos descriptivos del rendimiento de la membrana de UF (TPI, TPM y Flux) durante los distintos ciclos de producción estudiados

Cp (s.)	N	TPI (L/min.)			TPM (L/min.)			Flux (L.m ⁻² h ⁻¹)		
		Med.	Mín.	Máy.	Med.	Mín.	Máy.	Med.	Mín.	Máy.
1.100	25	1,61	1,36	2,29	0,79	0,55	1,47	5,85	4,96	8,33
3.600	21	0,90	0,50	1,85	0,65	0,25	1,60	3,28	1,82	6,73

Tabla 70. Estadísticos de contraste del rendimiento de la membrana de UF (TPI, TPM y Flux) durante los distintos ciclos de producción estudiados

	U de Mann-Whitney	W de Wilcoxon	Z	Sig. asintót. (bilateral)
TPI	30,000	261,000	-5,138	0,000
TPM	174,000	405,000	-1,956	0,051
Flux	30,000	261,000	-5,138	0,000

El rendimiento medio obtenido durante el ciclo de producción de 1.100 s. (TPI: 1,61 L/min.; Flux: 5,85 L.m⁻² h⁻¹) fue superior que el obtenido durante el ciclo de 3.600 s. (TPI: 0,90 L/min.; Flux: 3,28 L.m⁻² h⁻¹), aunque la TPM registrada para cada uno de los ciclos estudiados no mostró diferencias estadísticamente significativas, por lo que el ciclo óptimo, en este caso, resultó ser el de 1.100 s.

Como se ha comentado en el Capítulo 3, durante este periodo de experimentación se incorporó un nuevo pretratamiento a la membrana de UF, en este caso el pretratamiento fue químico mediante la dosificación, en continuo, de ácido cítrico al tanque de la membrana. Para conseguir la dosis óptima de ácido cítrico se midió el pH del agua antes y después de la dosificación de ácido cítrico a distintas concentraciones.

Como se puede observar en la **Figura 63**, la dosis que consiguió una reducción de pH mayor y más próximo a 7, fue la de 9 mL/min. Además, a esta dosis la reducción de pH fue estadísticamente significativa (p-valor<0,05), tal y como se muestra en la **Tabla 71**.

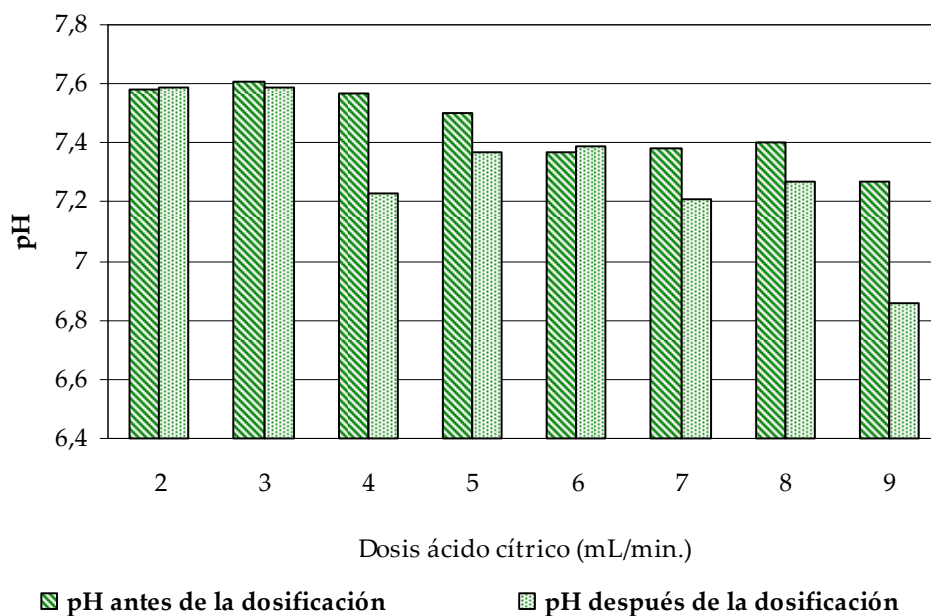


Figura 63. Comparación del pH del agua antes y después de dosificar ácido cítrico, a distintas concentraciones

Tabla 71. Estadísticos de contraste para el pH del agua antes y después de la dosificación de ácido cítrico

Dosis ácido cítrico (mL/min.)	U de Mann-Whitney	W de Wilcoxon	Z	Sig. asintót. (bilateral)	Sig. exacta (unilateral)
2	2,500	8,500	-,886	0,376	0,400
3	1,000	7,000	-1,528	0,127	0,200
4	0,000	6,000	-1,964	0,050	0,100
5	2,000	17,000	-2,220	0,026	0,032
6	3,000	9,000	-,655	0,513	0,700
7	0,000	10,000	-2,323	0,020	0,029
8	8,000	23,000	-,946	0,344	0,421
9	146,000	674,000	-4,917	0,000	

La **Tabla 72** muestra los estadísticos de contraste para el pH del agua tras la dosificación de ácido. Como se puede observar, el pH registrado, dependía de la dosis de ácido añadida al tanque de membrana. De la misma manera, se mostraron diferencias estadísticamente significativas entre los distintos valores de pH registrados en el agua tras la dosificación de ácido cítrico a distintas concentraciones.

Tabla 72. Estadísticos de contraste para el pH del agua después del tratamiento químico

a) Para todas las dosis de ácido cítrico estudiadas

	Chi-cuadrado	gl	Sig. asintót.
pH	37,337	7	0,000

b) Para las distintas dosis de ácido cítrico estudiadas

	Dosis ácido cítrico (mL/min.)	U de Mann-Whitney	W de Wilcoxon	Z	Sig. asintót. (bilateral)	Sig. exacta (unilateral)	
	2	5	0,000	15,000	-2,249	0,024	0,036
		7	0,000	28,000	-2,400	0,016	0,017
	3	5	0,000	15,000	-2,249	0,024	0,036
		7	0,000	28,000	-2,400	0,016	0,017
pH	2	3	0,000	528,000	-2,830	0,005	0,000
		4	14,500	542,500	-1,975	0,048	0,045
9	5	6	6,500	534,500	-3,267	0,001	0,000
		6	3,000	531,000	-2,653	0,008	0,002
		7	33,000	561,000	-2,894	0,004	0,002
		8	6,500	534,500	-2,447	0,014	0,007

El pH registrado en el agua tras aplicar una dosis de ácido cítrico de 9 mL/min, presentó diferencias estadísticamente significativas con respecto a todas las dosis de ácido estudiadas, por lo que fue la concentración con la que se trabajó a partir de ese momento.

No obstante, y paralelamente a este estudio, se registraron los rendimientos de la membrana de UF₁, con cada una de las dosis de ácido cítrico estudiadas. Los resultados obtenidos se muestran en la **Tabla 73**.

Tabla 73. Estadísticos descriptivos del rendimiento de la membrana de UF₁ (TPI, TPM y Flux) obtenidos en función de la dosificación de ácido cítrico

Dosis Ac. Cítrico (mL/min.)	N	TPI (L/min.)			TPM (L/min.)			Flux (L.m ⁻² h ⁻¹ .)		
		Med.	Mín.	Máy.	Med.	Mín.	Máy.	Med.	Mín.	Máy.
2	9	1,90	1,75	2,18	1,08	0,93	1,36	6,90	6,35	7,93
3	11	1,87	1,75	1,96	1,05	0,93	1,15	6,80	6,35	7,14
4	9	1,89	1,80	1,96	1,07	0,98	1,15	6,88	6,55	7,14
5	9	2,00	1,91	2,07	1,18	1,09	1,25	7,27	6,94	7,54
6	9	1,91	1,80	2,02	1,09	0,98	1,20	6,94	6,55	7,34
7	8	1,72	1,47	2,07	0,90	0,65	1,25	6,25	5,36	7,54
8	10	2,12	2,02	2,24	1,30	1,20	1,42	7,72	7,34	8,13
9	19	2,05	1,69	2,51	1,23	0,87	1,69	7,46	6,15	9,12

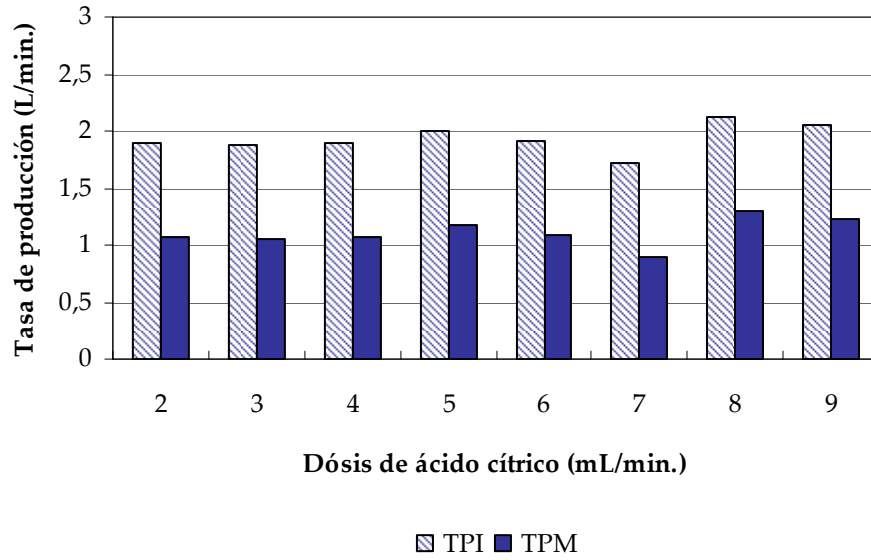


Figura 64. Rendimiento de la membrana de UF1, en términos de TPI y TPM, en función de la concentración de ácido cítrico dosificado al tanque de membrana

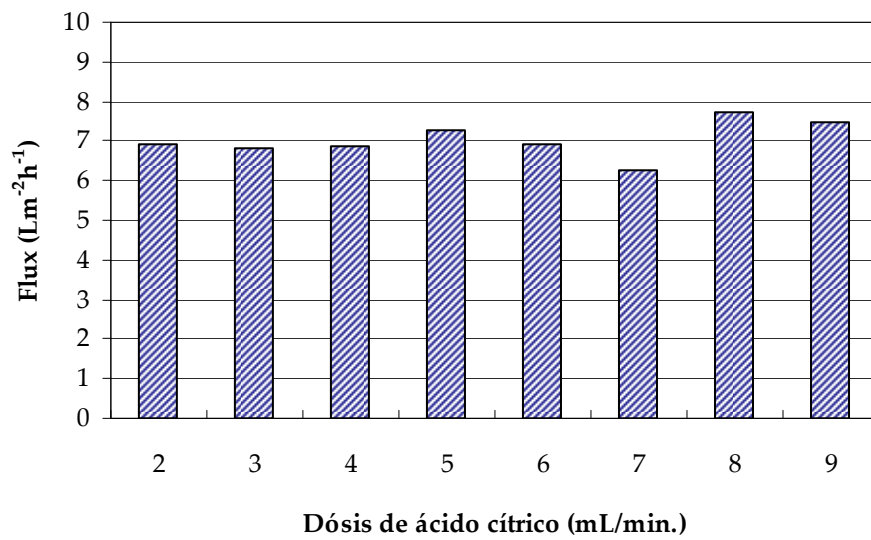


Figura 65. Rendimiento de la membrana de UF, en términos de Flux, en función de la concentración de ácido cítrico dosificado al tanque de membrana

Tabla 74. Estadísticos de contraste, significativos, del rendimiento de la membrana de UF₁ (TPI, TPM y Flux), obtenidos en función de la dosificación de ácido cítrico

a) Para todas las dosis de ácido cítrico estudiadas

	Chi-cuadrado	gl	Sig. asintót.
TPI	38,219	7	0,000
TPM	39,381	7	0,000
Flux	39,381	7	0,000

b) Para las distintas dosis de ácido cítrico estudiadas

Dosis Ac. Cítrico (mL/min.)	Producción	U de Mann-Whitney	W de Wilcoxon	Z	Sig. asintót. (bilateral)	Sig. exacta (unilateral)
2	TPM	43,500	88,500	-2,091	0,037	0,037
	Flux	43,500	88,500	-2,091	0,037	0,037
3	TPI	41,500	107,500	-2,725	0,006	0,005
	TPM	38,500	104,500	-2,875	0,004	0,003
4	Flux	38,500	104,500	-2,875	0,004	0,003
	TPI	38,000	83,000	-2,350	0,019	0,019
6	TPM	38,000	83,000	-2,350	0,019	0,019
	Flux	38,000	83,000	-2,350	0,019	0,019
7	TPI	43,000	88,000	-2,099	0,036	0,037
	TPM	40,000	85,000	-2,265	0,024	0,025
8	Flux	40,000	85,000	-2,265	0,024	0,025
	TPI	17,000	53,000	-3,137	0,002	0,001
9	TPM	17,500	53,500	-3,120	0,002	0,001
	Flux	17,500	53,500	-3,120	0,002	0,001
2	TPI	9,500	54,500	-2,917	0,004	0,002
	TPM	9,000	54,000	-2,969	0,003	0,002
3	Flux	9,000	54,000	-2,969	0,003	0,002
	TPI	,000	66,000	-3,898	0,000	0,000
4	TPM	,000	66,000	-3,907	0,000	0,000
	Flux	,000	66,000	-3,907	0,000	0,000
5	TPI	0,000	45,000	-3,702	0,000	0,000
	TPM	0,000	45,000	-3,702	0,000	0,000
6	Flux	0,000	45,000	-3,702	0,000	0,000

Dosis Ac. Cítrico (mL/min.)	Producción	U de Mann- Whitney	W de Wilcoxon	Z	Sig. asintót. (bilateral)	Sig. exacta (unilateral)	
5	TPI	11,500	56,500	-2,772	0,006	0,004	
	TPM	11,000	56,000	-2,825	0,005	0,004	
	Flux	11,000	56,000	-2,825	0,005	0,004	
6	TPI	1,500	46,500	-3,571	0,000	0,000	
	TPM	1,000	46,000	-3,626	0,000	0,000	
	Flux	1,000	46,000	-3,626	0,000	0,000	
7	TPI	2,500	38,500	-3,344	0,001	0,000	
	TPM	2,500	38,500	-3,356	0,001	0,000	
	Flux	2,500	38,500	-3,356	0,001	0,000	
2	TPI	14,000	50,000	-2,133	0,033	0,036	
	TPM	14,000	50,000	-2,133	0,033	0,036	
	Flux	14,000	50,000	-2,133	0,033	0,036	
3	TPI	16,500	52,500	-2,303	0,021	0,020	
	TPM	16,500	52,500	-2,303	0,021	0,020	
	Flux	16,500	52,500	-2,303	0,021	0,020	
7	4	TPI	11,000	47,000	-2,437	0,015	0,015
	TPM	11,000	47,000	-2,437	0,015	0,015	
	Flux	11,000	47,000	-2,437	0,015	0,015	
5	TPI	7,000	43,000	-2,834	0,005	0,004	
	TPM	7,000	43,000	-2,834	0,005	0,004	
	Flux	7,000	43,000	-2,834	0,005	0,004	
6	TPI	10,000	46,000	-2,517	0,012	0,011	
	TPM	10,000	46,000	-2,517	0,012	0,011	
	Flux	10,000	46,000	-2,517	0,012	0,011	
6	5	TPI	16,000	61,000	-2,223	0,026	0,031
	TPM	16,000	61,000	-2,223	0,026	0,031	
	Flux	16,000	61,000	-2,223	0,026	0,031	
5	4	TPI	13,000	58,000	-2,522	0,012	0,014
	TPM	13,000	58,000	-2,522	0,012	0,014	
	Flux	13,000	58,000	-2,522	0,012	0,014	
3	TPI	13,000	79,000	-2,854	0,004	0,004	
	TPM	13,000	79,000	-2,854	0,004	0,004	
	Flux	13,000	79,000	-2,854	0,004	0,004	

Tal y como se puede observar en la **Tabla 74 a)**, el rendimiento de la membrana de UF₁ se vio afectado por la dosificación de ácido cítrico al tanque de membrana. Concretamente, con la dosis de 9 mL/min., con la se había conseguido una reducción significativa del pH hasta valores cercanos a 7, el rendimiento, en términos de TPI, TPM y Flux, fue igual o mayor que el registrado con distintas dosificaciones de ácido cítrico.

Si comparamos los resultados obtenidos con una dosificación de ácido cítrico de 9 mL/min., con los obtenidos sin realizar ningún tipo de pretratamiento químico, donde se obtuvo un flux de 5,85 $\text{lm}^{-2}\text{h}^{-1}$ para el ciclo de 1.100 s., vemos que aumentó el rendimiento de la planta al realizar el pretratamiento, concretamente la TPI aumentó un 21,46 % y la TPM un 35,77 %, tal y como muestra la **Figura 66**.

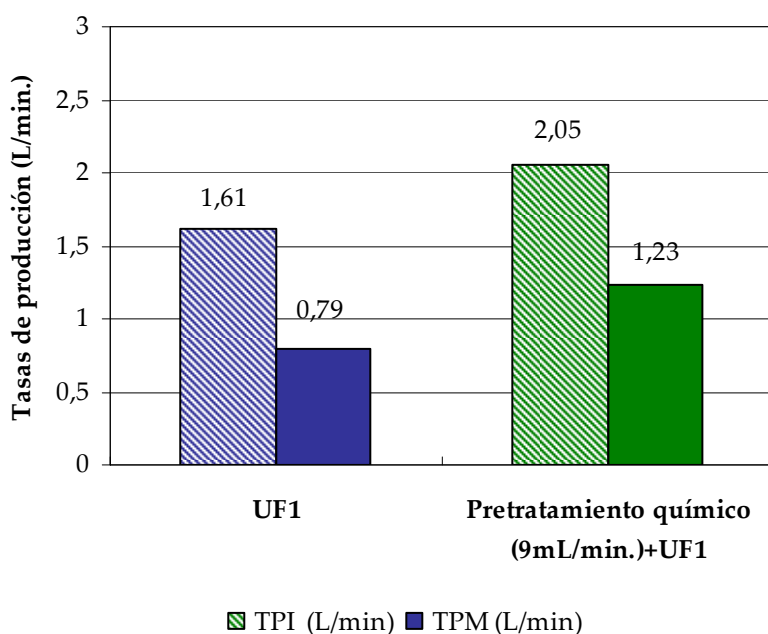


Figura 66. Comparación de las tasas de producción obtenidas en la planta piloto (UF₁) sin pretratamiento químico y con pretratamiento químico (dosificación de ácido cítrico)

La **Figura 67** compara los valores medios de flux obtenidos para un mismo ciclo de producción (1.100 s.), con y sin pretratamiento químico. Se observa como el flux del permeado fue mayor al aplicar una dosificación en continuo (9 mL/min.) de

ácido cítrico al tanque de membrana, aumentando así el rendimiento de la planta piloto (UF₁) en un 21,58 %.

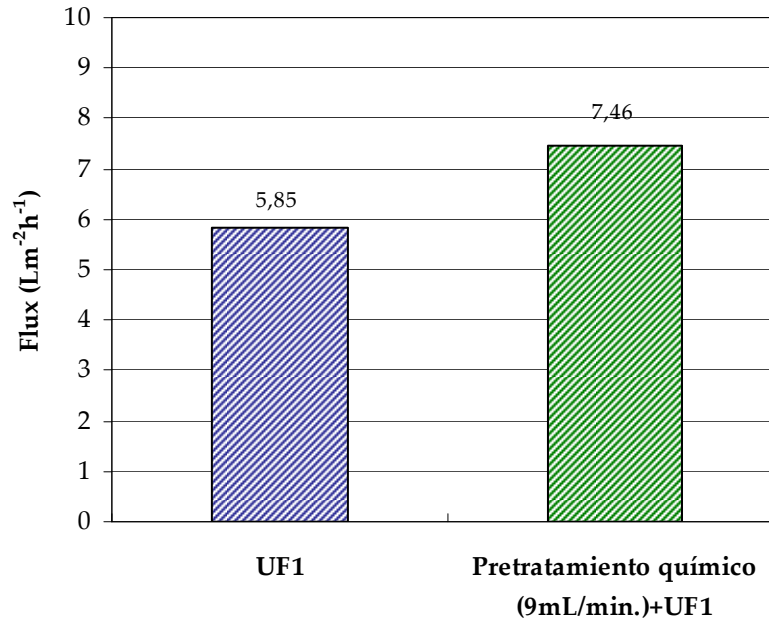


Figura 67. Comparación del flux obtenido en la planta piloto (UF₁) sin pretratamiento químico y con pretratamiento químico (dosificación de ácido cítrico)

El aumento, en el rendimiento de la membrana de UF₁, en términos de TPI y TPM y Flux, fue significativo, desde el punto de vista estadístico (p-valor<0,05), tal y como se muestra en la **Tabla 75**.

Tabla 75. Estadísticos de contraste del rendimiento de la membrana de UF₁ (TPI, TPM y Flux) con y sin pretratamiento químico

	U de Mann-Whitney	W de Wilcoxon	Z	Sig. asintót. (bilateral)
TPI	43,500	368,500	-4,608	0,000
TPM	44,000	369,000	-4,600	0,000
Flux	44,000	369,000	-4,600	0,000

4.2.2.3. Filtro de arena + UF₂

Durante este período, la planta piloto, compuesta por el filtro de arena y la membrana de UF₂, continuó con el pretratamiento químico diseñado y probado en el periodo de experimentación anterior. La dosis de ácido cítrico empleada, a la entrada de la UF, en este periodo de estudio fue de 9 mL/mín. Las condiciones de funcionamiento de la planta piloto fueron las mismas que las del último período de estudio. En este periodo se estudió el comportamiento de la membrana únicamente para un ciclo de 1.100 s., ya que en el anterior periodo este se definió como el ciclo óptimo de producción.

En la tabla siguiente se muestran los resultados obtenidos para la TPI, TPM y Flux durante este periodo de muestreo.

Tabla 76. Estadísticos descriptivos del rendimiento de la membrana de UF₂ (TPI, TPM y Flux) durante el periodo de experimentación

Cp (s)	N	TPI (L/min.)			TPM (L/min.)			Flux (L.m ⁻² h ⁻¹)		
		Med.	Mín.	Máx.	Med.	Mín.	Máx	Med.	Mín.	Máx
1.100	142	1,93	1,04	4,53	1,50	0,38	5,24	7,51	3,95	19,04

Durante los primeros días de funcionamiento de la planta, la TPI y TPM, presentaron valores elevados, alcanzando niveles de hasta 5,24 L/min., como ocurrió en el caso de la TPM. Como se puede observar en el gráfico siguiente (**Figura 68**), la producción (TPI y TPM) de la planta fue manteniéndose con el tiempo, aunque con una tendencia bajista, alcanzando, en ocasiones mínimos de hasta 0,38 L/min., en el caso de la TPM, y 1,04 L/min., en el caso de la TPI.

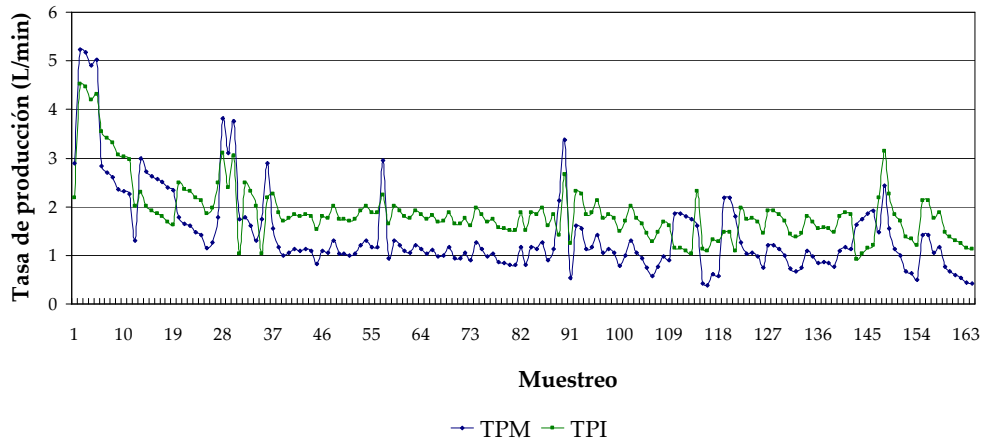


Figura 68. Variación de la TPI y la TPM durante el periodo de muestreo

La **Figura 69**, muestra la evolución del Flux durante el periodo de muestreo, moviéndose en un rango entre 3,95 y 19,04 $\text{Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$, siendo el valor medio 7,51 $\text{Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$. Al igual que ocurrió con la TPI y la TPM, el rendimiento de la membrana UF₂, en términos de Flux, fue manteniéndose con el tiempo, aunque con una tendencia a la baja.



Figura 69. Variación del flux durante el periodo de muestreo

4.2.3. Resultados Analíticos

Para el estudio del rendimiento de la tecnología de membrana de UF, como tratamiento integral de descontaminación del agua, se analizaron diversos parámetros físico-químicos y microbiológicos que se exponen a continuación.

4.2.3.1. Parámetros físico-químicos

I. pH

La calidad del agua y el pH son a menudo mencionados en la misma frase. El pH es un factor muy importante, porque determinados procesos químicos solamente pueden tener lugar a un determinado pH.

Los valores de pH registrado a la entrada y salida de la planta de ultrafiltración se muestran en la **Figura 70**. En ella se puede observar como prácticamente el pH del agua no varía tras su paso por la membrana de ultrafiltración, ya que a la entrada el agua presentaba un pH medio de 7,54 y a la salida 7,63.

Los valores de pH más bajos registrados se encuentran en el agua de permeado (pH=6,33). Esto puede explicarse a la adicción de ácido cítrico durante las etapas de lavado, CIP diario. Los valores más elevados, presentes también en el permeado (pH= 8,29), pueden deberse a arrastres derivados de la dosificación de Hipoclorito Sódico (25%), que se aplica tras cada ciclo de producción, durante la fase de retrolavado.

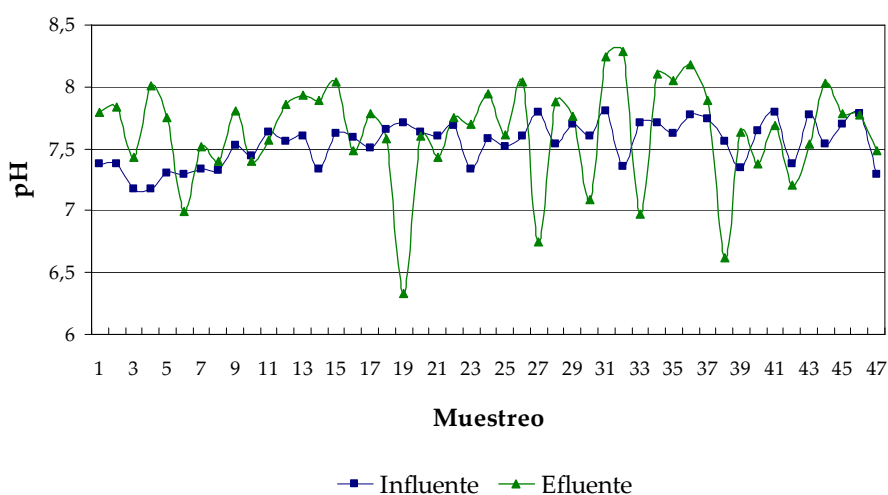


Figura 70. Valores de pH registrados en el agua a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF, durante el periodo de muestreo

II. SST

La **Tabla 77** muestra los niveles de SST registrados en los dos puntos de muestreo (entrada en planta o influente y salida o efluente) analizados durante todo el periodo de experimentación.

Tabla 77. Estadísticos descriptivos de la concentración de SST (mg/L) en el agua, a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF

	N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
Influente	64	362,78	118	1.078	215,93
Efluente	64	22,70	0	54	14,67

Tabla 78. Estadísticos de contraste de la variable SST para los distintos puntos de muestreo estudiados (influyente y efluente de la membrana de UF)

	t	gl	Sig. (bilateral)	Diferencia de medias	Error típ. de la diferencia	95% Intervalo de confianza para la diferencia	
						Inferior	Superior
SST	12,636	126	0,000	340,07813	26,91369	286,81672	393,33953

El agua a la entrada de la membrana de UF registró una concentración de SST que varió entre 118 y 1.078 mg/L, con un nivel medio de 362,78 mg/L. Tras su paso por la membrana el permeado presentó una concentración media de SST de 22,70 mg/L, llegando a alcanzar en varias ocasiones una reducción total de este parámetro. Como se puede observar en la **Tabla 78**, la reducción de SST mediante el empleo de la membrana de UF fue estadísticamente significativa.

La **Figura 71**, muestra la concentración de SST registrada a la entrada y salida de la membrana de UF. En ella se puede distinguir la concentración de SST obtenida al aplicar los filtros de anillas o el filtro de arena como sistema de pretratamiento (delimitado por una línea roja). En el primer periodo de muestreo los niveles de SST, a la salida de la UF, oscilaron entre 0 y 48 mg/L, siendo el valor medio 18,65 mg/L. En el segundo periodo de muestreo, empleando como pretratamiento un filtro de arena, los niveles de SST, en el permeado, variaron entre 6 y 54 mg/L, con una concentración media de 29,46 mg/L,

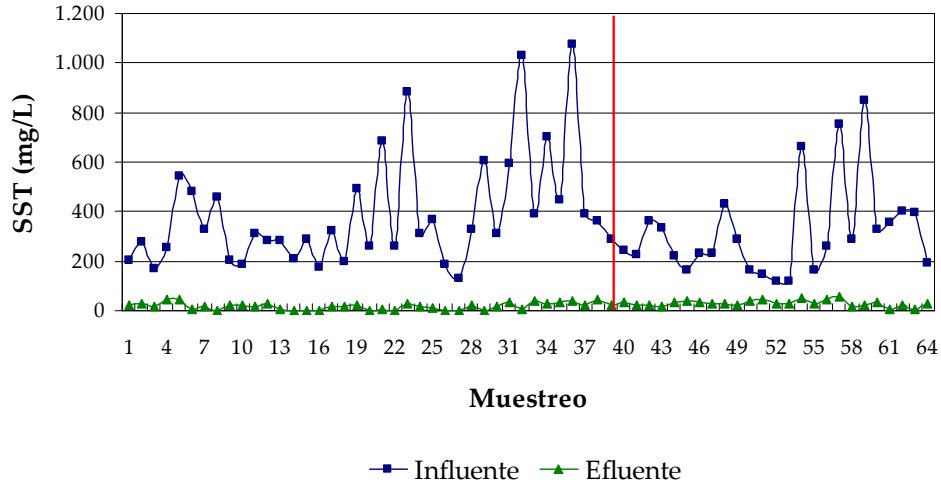


Figura 71. Concentración de SST registrada en el agua a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF, durante el periodo de muestreo

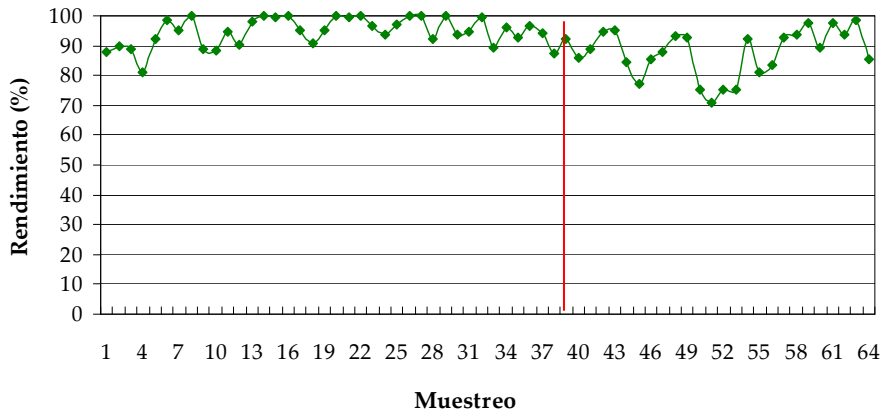


Figura 72. Rendimiento, en cuanto a reducción de SST, de la membrana de UF a lo largo de los distintos periodos de muestreo

Tal y como se puede observar en la **Figura 72**, el rendimiento obtenido con la membrana de UF, fue muy elevado, llegando a reducir en un 94% la concentración de SST. En esta figura se observa cómo en la última fase del periodo de experimentación realizado con el filtro de arena, que se corresponde con las muestras 50-55, se

registraron los rendimientos más bajos, coincidiendo con la rotura de la membrana que hizo que tuviera que ser reemplazada por otra nueva.

La **Figura 73** representa la correlación que existe entre los valores de SST en el agua a la entrada de la membrana de UF (influyente) y a la salida de la misma (efluente o permeado) durante los tres periodos de muestreos. En ella se puede observar como los datos no se ajustan a una regresión lineal ($R^2=0,0053$). Esto indica que no existe ninguna relación ($R=0,003$ ($p\text{-valor}>0,05$)) entre los valores de sólidos del permeado y la calidad del agua a la entrada de la membrana, lo que supone que la membrana se comporta como una perfecta barrera física independientemente de la calidad del agua a tratar, con lo que se podría asegurar una calidad constante del agua tratada.

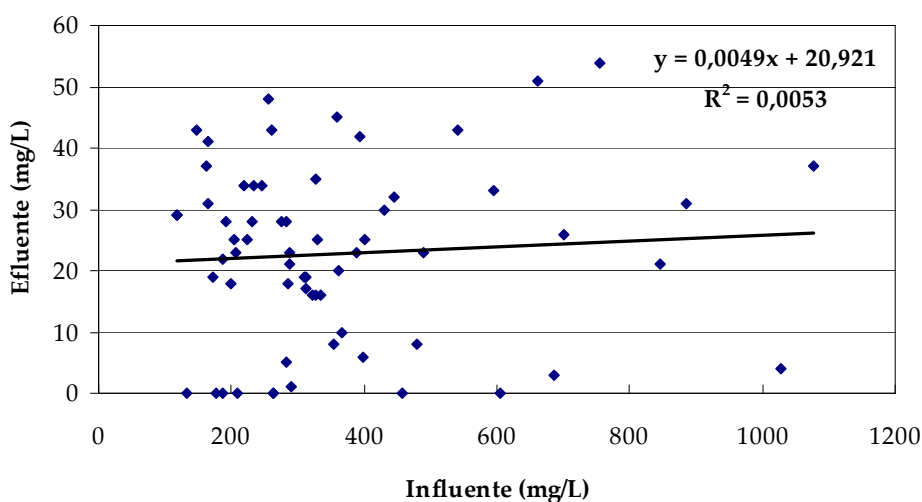


Figura 73. Correlación entre los valores de SST registrados en el influente y en el efluente de la membrana de UF

III. Turbidez

Los resultados de los análisis realizados para el cálculo de la turbidez del agua muestreada, se recogen en la **Tabla 79**.

Tabla 79. Estadísticos descriptivos de la turbidez (NTU) del agua, a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF

	N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
Influyente	48	725,81	149	1.867	368,32
Efluente	48	20,47	0	199	32,33

Tabla 80. Estadísticos de contraste de la variable turbidez para los distintos puntos de muestreo estudiados (influyente y efluente de la membrana de UF)

	t	gl	Sig. (bilateral)	Diferencia de medias	Error típ. de la diferencia	95% Intervalo de confianza para la diferencia	
						Inferior	Superior
Turbidez	13,217	94	0,000	705,33958	53,36680	599,37856	811,30061

La turbidez del agua a la entrada de la membrana de UF registró valores que oscilaron entre 149 y 1.867 NTU, siendo el valor medio 725,81 NTU. Tras su paso por la membrana, el agua redujo esta turbidez hasta valores que se encontraban entre 0 y 199 NTU, con un nivel medio de 25,39 NTU, siendo esta reducción estadísticamente significativa, tal y como se puede apreciar en la **Tabla 80**.

La **Figura 74** muestra la evolución de los valores de turbidez tanto para el influyente como para el efluente utilizando como pretratamiento integral del agua el sistema de ultrafiltración y como pretratamiento los filtros de anillas y el filtro de arena (diferenciados por la línea roja). En el periodo de muestreo donde se empleó una prefiltración mediante anillas, la turbidez del agua a la salida de la UF presentaba unos niveles de 0-199 NTU, siendo el valor medio 19,93 NTU. En el siguiente periodo de muestreo, con el prefiltro de arena y la membrana nueva, los valores de turbidez se redujeron desde niveles de 956,67 NTU hasta 22,84 NTU, aunque durante este periodo no se llegó a reducir, en ningún momento, la turbidez completamente.

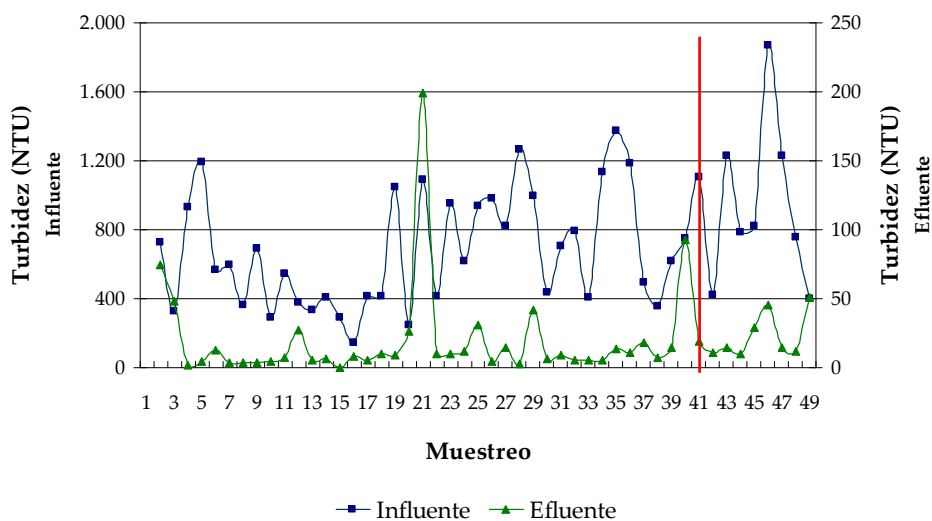


Figura 74. Variación de la turbidez registrada en el agua a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF, durante el periodo de muestreo

Como se puede ver en la **Figura 75**, el rendimiento medio, en cuanto a reducción de la turbidez del agua a la salida de la membrana de UF, fue muy elevado con un porcentaje del 97 %.

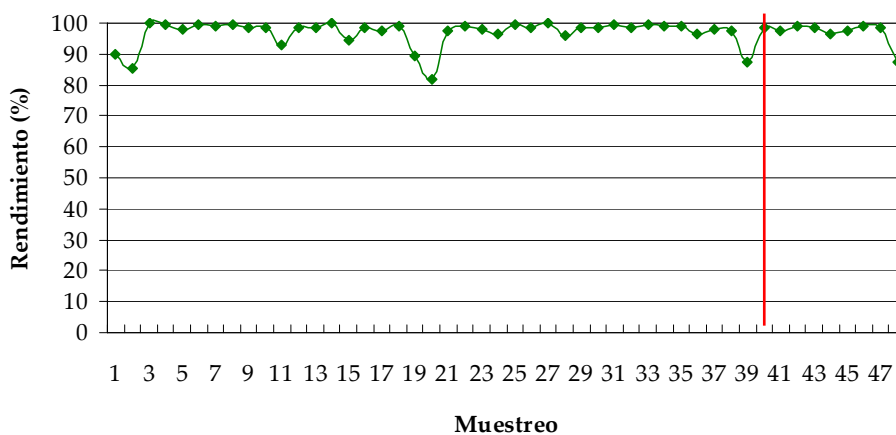


Figura 75. Rendimiento, en cuanto a reducción de turbidez, de la membrana de UF a lo largo de los distintos periodos de muestreo

La **Figura 76**, muestra la correlación que existe entre los datos de turbidez a la entrada de la membrana y a la salida. En ella se puede observar como los datos no se ajustan a una regresión lineal ($R^2=0,0307$). Esto indica, que no existe relación ($R=0,084$, ($p\text{-valor}>0,05$)), entre la calidad del agua, a la entrada de la membrana, con los niveles de turbidez del permeado, lo que corrobora que la acción de la membrana garantiza una calidad constante del permeado, que es independiente de la calidad del influente.

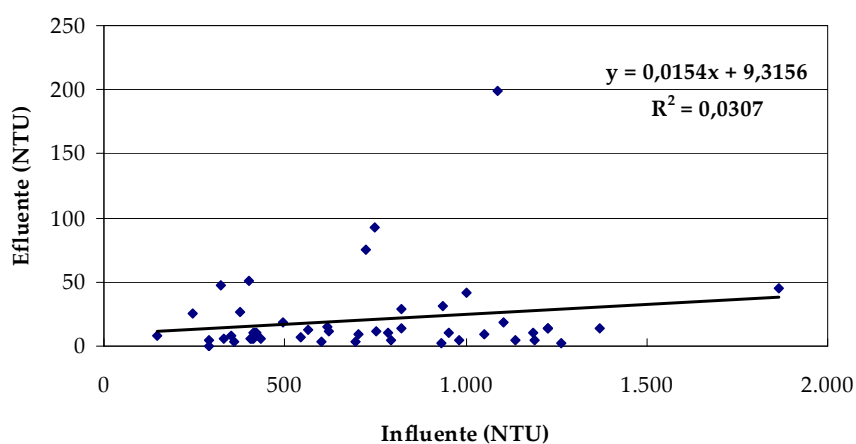


Figura 76. Correlación entre los valores de turbidez registrados en el influente y en el efluente de la membrana de UF

IV. DQO

Los valores de DQO registrados en los distintos puntos de muestreo, se presentan en la **Tabla 81**. Como se puede observar, la concentración de DQO en el agua antes de su paso por la membrana de UF era de 709,76 mg/L, con valores máximos que alcanzaron los 1.770 mg/L, y valores mínimos de 416 mg/L. Una vez se sometió el agua al tratamiento mediante la membrana de UF, los niveles de DQO se redujeron hasta un mínimo de 2 mg/L, en una ocasión, siendo la concentración media de DQO 113,88 mg/L.

Tabla 81. Estadísticos descriptivos de la DQO (mg/L) en el agua, a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF

	N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
Influyente	42	709,76	416	1.770	272,38
Efluente	42	113,88	2	327	71,09

Tabla 82. Estadísticos de contraste de la variable DQO para los distintos puntos de muestreo estudiados (influyente y efluente de la membrana de UF)

	t	gl	Sig. (bilateral)	Diferencia de medias	Error típ. de la diferencia	95% Intervalo de confianza para la diferencia	
						Inferior	Superior
DQO	13,718	82	0,000	595,8809	43,4376	509,4696	682,2923

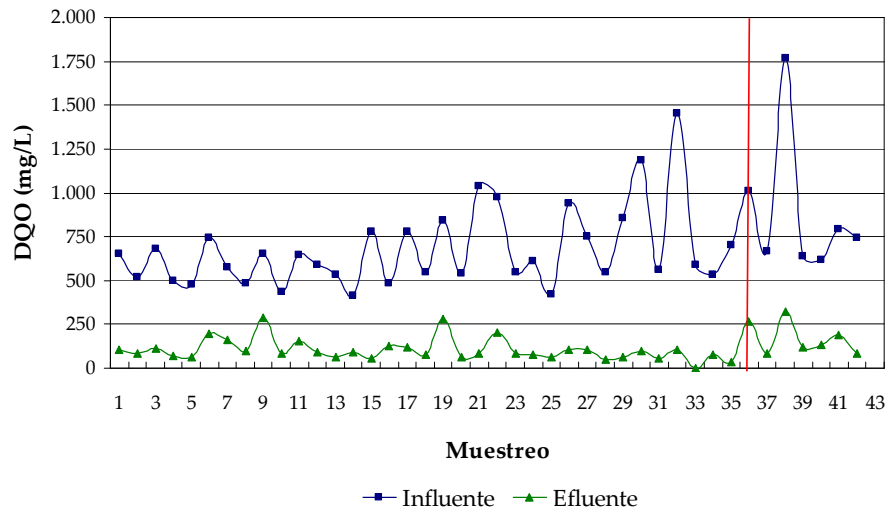


Figura 77. Variación de la DQO registrada en el agua, a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF, durante el periodo de muestreo

La **Figura 77**, muestra la evolución de la DQO en el agua antes y después de su paso por la membrana de UF. La línea roja separa los periodos de muestreo donde se probaron distintos pretratamientos físicos. La primera etapa se corresponde al

empleo de los filtros de anillas, y la segunda, después de la línea roja, corresponde al empleo del filtro de arena.

Como se puede observar en la **Figura 78**, el rendimiento de la membrana, en cuanto a reducción de la DQO, se mantuvo en un rango de 56-100%, siendo el rendimiento general medio de 84%. Si desglosamos el rendimiento obtenido con los distintos pretratamientos, vemos que en ambos periodos se obtuvo un rendimiento equivalente.

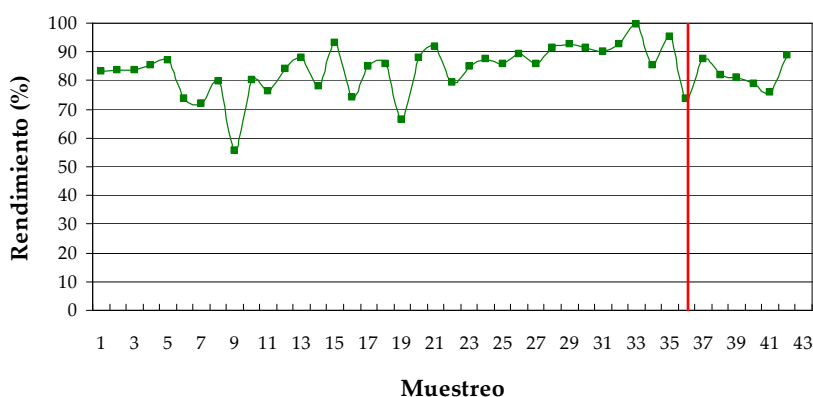


Figura 78. Rendimiento, en cuanto a reducción de DQO, de la membrana de UF a lo largo de los distintos periodos de muestreo

V. Conductividad

La conductividad es una expresión numérica de la capacidad de una solución para transportar una corriente eléctrica, y se utiliza como una medida de la calidad del agua sin depurar o de calidad primaria [220].

Se estudió, en esta segunda etapa, la conductividad del agua, ya que este es el principal parámetro que se utiliza para determinar de forma rápida la idoneidad de un agua para riego. Este parámetro aporta una medida indirecta del contenido de sales del agua, de forma que a mayor contenido de sales, mayor será el valor de conductividad eléctrica que se obtenga. Sin embargo esta medida está notablemente influida por la temperatura del agua, por lo que para obtener unos valores fiables hay que tener en cuenta la variación introducida por este parámetro.

En la **Tabla 83**, se muestran los resultados obtenidos tras la medida de la conductividad tanto a la entrada como a la salida de la membrana de UF. Como se puede observar la conductividad del agua a la entrada de la membrana osciló entre 3.000 y 4.290 $\mu\text{S}/\text{cm}$, con un valor medio de 3.602 $\mu\text{S}/\text{cm}$, y tras su paso por la membrana los niveles de conductividad variaron entre 1.500 y 4.840 $\mu\text{S}/\text{cm}$, con un nivel medio de 2.954 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

Tabla 83. Estadísticos descriptivos de la conductividad ($\mu\text{S}/\text{cm}$) del agua, a la entrada y salida de la membrana de UF

	N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
Influyente	45	3.602	3.000	4.290	311,27
Efluente	45	2.954	1.500	4.840	1.014

Tabla 84. Estadísticos de contraste de la variable conductividad para los distintos puntos de muestreo estudiados (influyente y efluente de la membrana de UF)

	t	gl	Sig. (bilateral)	Diferencia de medias	Error típ. de la diferencia	95% Intervalo de confianza para la diferencia	
						Inferior	Superior
Conduct.	4,100	88	0,000	648,22	158,11	334,01	962,43

La **Figura 79**, muestra la evolución de la conductividad eléctrica tanto para el influente como para el fluente. Como se puede observar (**Tabla 83**), la conductividad media en el agua a la entrada de la membrana fue de 3.602 $\mu\text{S}/\text{cm}$ y tras su paso por la misma se reduce en un 18% hasta 2.954 $\mu\text{S}/\text{cm}$, lo que indica un rendimiento bajo debido a la escasa influencia de la membrana sobre las sales disueltas, a pesar de mostrar diferencias estadísticamente significativa entre la conductividad del agua a la entrada y a la salida de la membrana de UF, tal y como muestra la **Tabla 84**.

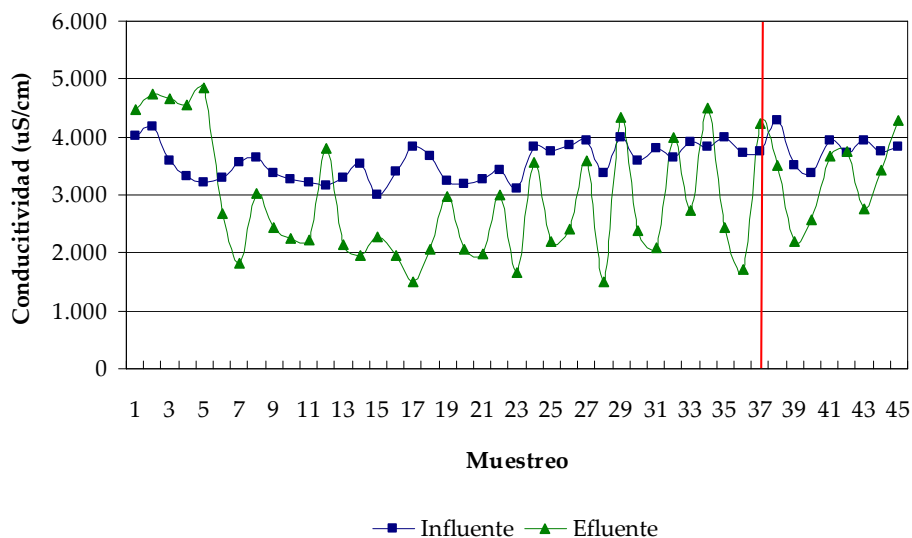


Figura 79. Variación de la conductividad registrada en el agua, a la entrada (influyente) y salida (efluente) de la membrana de UF durante el periodo de muestreo

4.2.3.2. Parámetros microbiológicos

Los resultados obtenidos tras el análisis microbiológico del agua a la entrada y salida de la membrana de UF, se muestran a continuación.

I. Coliformes totales

En la **Tabla 85**, se presentan los resultados, en términos de medias, desviaciones típicas y rangos obtenidos, en cuanto a contaminación por coliformes totales, para las muestras de agua estudiadas durante el periodo de muestreo.

Tabla 85. Estadísticos descriptivos de la concentración de coliformes totales (UFC/100 mL) en agua en los dos puntos de muestreo estudiados

	N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
Influente	15	$1,05 \times 10^7$	$2,18 \times 10^4$	$9,45 \times 10^7$	$2,39 \times 10^7$
Efluente	15	Ausencia	Ausencia	Ausencia	

La **Figura 80** muestra la evolución de la presencia de coliformes totales en las muestras tanto del influente como del efluente durante el periodo de muestreo. Como puede apreciarse, los valores para el influente variaron entre 21.800 UFC/100 ml y $9,45 \times 10^7$ UFC/100 ml, con una media de $1,05 \times 10^7$ UFC/100 ml.

El agua tras su paso por la membrana de ultrafiltración presentó, durante todo el periodo de muestreo una ausencia total de coliformes totales, lo que indicaba una efectividad de la membrana de ultrafiltración del 100%, en cuanto a eliminación de este parámetro.

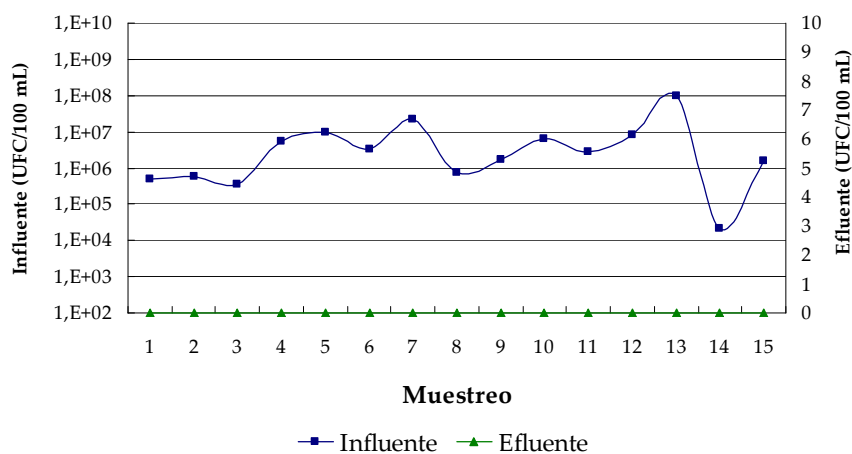


Figura 80. Concentración de coliformes totales en el agua a la entrada y salida de la membrana de UF, durante el periodo de muestreo

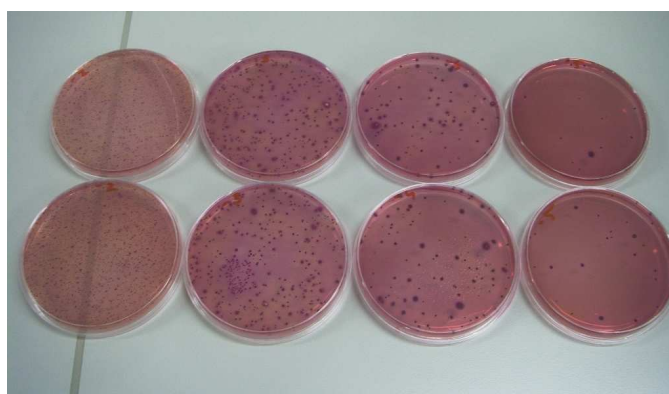


Figura 81. Siembra y recuento de Coliformes totales en placa mediante dilución seriada del agua a la entrada de la planta piloto (membrana de UF)

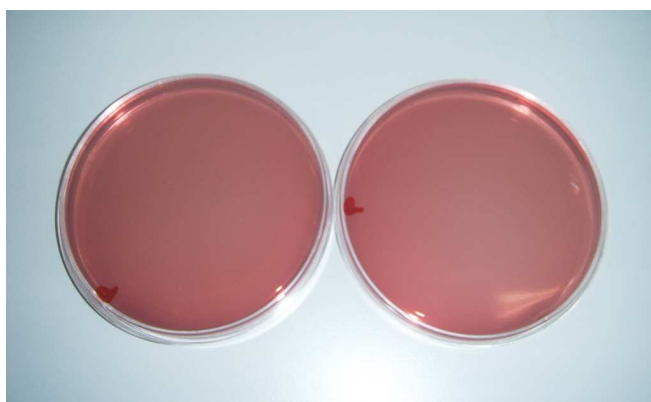


Figura 82. Siembra en placa sin dilución. Ausencia de coliformes totales en el permeado, tras el tratamiento terciario

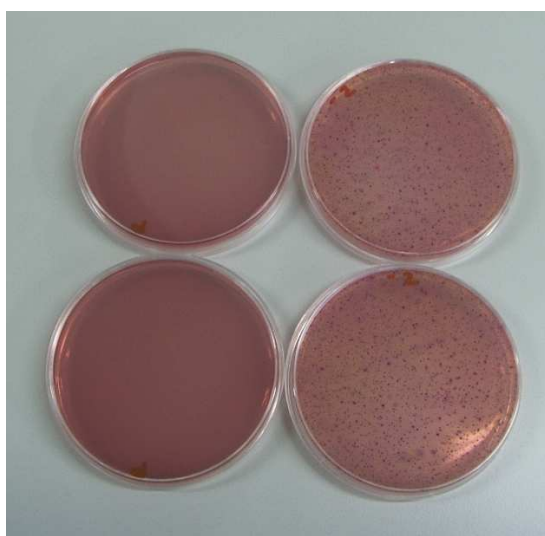


Figura 83. Comparativa de coliformes totales en el permeado sin dilución (fotografía de la izquierda), y a la entrada de la membrana de UF, con una dilución 1:1.000 (fotografía de la derecha)

II. *E.coli*

En la **Tabla 86**, se presentan los resultados, en términos de medias, desviaciones típicas y rangos obtenidos, en cuanto a contaminación por *E.coli*, para las muestras de agua estudiadas durante el periodo de muestreo.

Tabla 86. Estadísticos descriptivos de las concentraciones de *E.coli* (UFC/100 mL) en el agua, en los dos puntos de muestreo estudiados

	N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
Influente	15	$6,94 \times 10^8$	$2,07 \times 10^5$	5×10^9	$1,29 \times 10^9$
Efluente	15	Ausencia	Ausencia	Ausencia	

La **Figura 84** muestra la evolución de la presencia de *E. coli* en el influente y efluente para la planta de UF. Según los resultados obtenidos la concentración de *E. coli*, en el influente fluctuó entre 207.000 UFC/100 ml y 5×10^9 UFC/100 ml con una media de $6,94 \times 10^8$ UFC/100 ml.

De igual manera que para los coliformes fecales, el efluente presentó una ausencia total de *E. coli* en todos los ensayos realizados durante el periodo de muestreo, concluyendo que la eficacia de la membrana en su eliminación era del 100%, comprobando la efectividad en el cribado realizado por la misma. De la misma manera se asegura que la calidad del permeado es independiente de la calidad del agua de entrada a la planta.

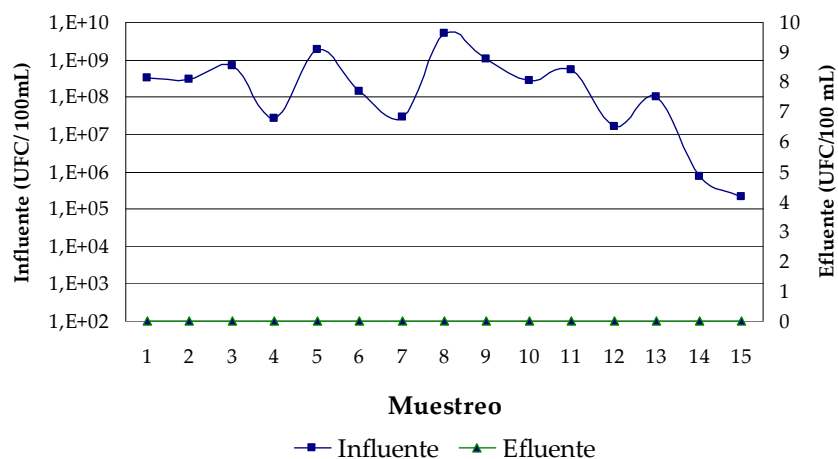


Figura 84. Concentración de *E.coli* en el agua a la entrada y salida de la membrana de UF, durante el periodo de muestreo

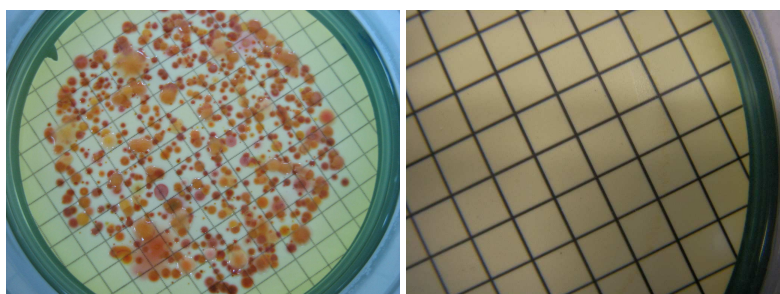


Figura 85. Colonias de *E.coli* en el agua, antes de su paso por la membrana de UF, con una dilución 1:1.000.000 (fotografía de la izquierda) y detalle de una placa sembrada con agua tras su paso por la membrana de UF, sin realizar ninguna dilución, con ausencia total de contaminación (fotografía de la derecha)

III. *Enterococos fecales*

En la **Tabla 87**, se presentan los resultados, en términos de medias, desviaciones típicas y rangos obtenidos, en cuanto a contaminación por enterococos fecales, para las muestras de agua estudiadas durante el periodo de muestreo.

Tabla 87. Estadísticos descriptivos de la concentración (UFC/100 mL) de enterococos fecales en el agua, a la entrada y salida de la membrana de UF

	N	Media	Mínimo	Máximo	Desv. St.
Influente	15	10.060	30,6	50.600	14.702
Efluente	15	Ausencia	Ausencia	Ausencia	

La **Figura 86** muestra la evolución del recuento de enterococos fecales durante el periodo de muestreo utilizando como tratamiento integral la membrana de UF. Como puede observarse, la presencia de este parámetro en el influente tuvo una gran variabilidad. Los valores fluctuaron entre 30,6 y 50.600 UFC/100 ml, y presentaron un valor medio de 10.060 UFC/100 ml.

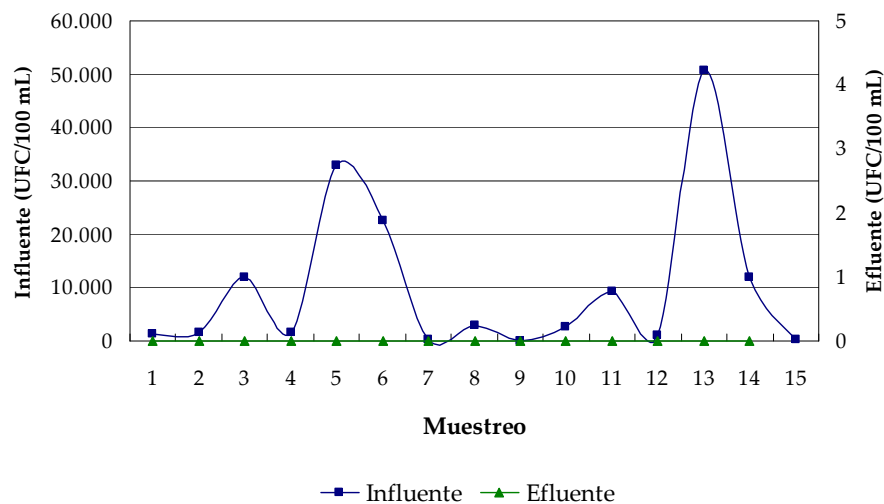


Figura 86. Concentración de enterococos fecales (UFC/100 mL) en el agua a la entrada y salida de la membrana de UF, durante el periodo de muestreo

Tal y como sucediera para los indicadores de contaminación fecal anteriormente analizados, el efluente de la planta presentó una ausencia total de este tipo de indicador, evidenciando, nuevamente, la eficacia en el proceso de cribado de la tecnología de ultrafiltración estudiada.

IV. Clostridium sulfito-reductores y Clostridium perfringens

Del total de muestras tomadas y analizadas durante el periodo de muestreo, se obtuvo que más de la mitad de ellas (60%) estaban contaminadas por la bacteria *Clostridium sulfito-reductores*. Tras analizar el permeado, se observó una ausencia total de este parámetro en todas las muestras analizadas.

En cuanto a la bacteria *Clostridium perfringens*, al igual que ocurrió durante el periodo de caracterización del agua residual, comentado en la Fase I de este proyecto, el agua presentó, tanto a la entrada como a la salida de la membrana de UF, una ausencia total de este microorganismo patógeno.



Figura 87. Placa sembrada (sin dilución) con agua procedente de la UF (permeado), con ausencia total de Clostridium sulfito- reductores

CAPÍTULO 5. DISCUSIÓN

5. DISCUSIÓN

5.1. FASE I

5.1.1. Caracterización del agua residual procedente de la EDARI

5.1.1.1. Contaminación orgánica

I. DQO y DBO₅

Desde el punto de vista del tratamiento de un agua residual, los parámetros analíticos más usados son aquellos que miden la cantidad de oxígeno necesaria para llevar a cabo su depuración, como es, en este caso, la demanda bioquímica de oxígeno a los 5 días (DBO₅) o la demanda química de oxígeno (DQO), además de la determinación de los sólidos en suspensión [160].

Tal y como era de esperar, según la composición típica del agua residual de la industria cervecera, el agua a la salida de la EDARI, presentó un carácter orgánico con niveles medios de DBO₅ y DQO de 160,89 mg/L y 622,10 mg/L, respectivamente. Si comparamos estos valores con la composición típica de los efluentes de la industria cervecera registrados por distintos autores [8, 12, 17, 24, 25, 26] que muestran una concentración media de DBO₅ de aproximadamente 2.000 mg/L y una concentración media de DQO del orden 3.300 mg/L, observamos una reducción de los niveles de DBO₅ y DQO, en el efluente secundario estudiado, superior al 50-60%, porcentaje de reducción establecido por [21] como el adecuado para poder cumplir con los límites de vertido al alcantarillado.

Los valores registrados tanto de DBO₅ como de DQO se aproximan a los establecidos como típicos de un agua residual municipal sin tratar, los cuales se muestran en la **Tabla 88**. En el caso que nos ocupa, el agua a tratar, en cuanto a contaminación orgánica se refiere, presentaría una concentración media-débil.

Tabla 88. Composición típica de aguas residuales domésticas no tratadas
[93]

Componente	Intervalo de concentraciones		
	Fuerte	Media	Débil
DBO ₅ (mg/L)	500	300	110
DQO (mg/L)	1.600	750	250

Por otro lado, la relación entre DBO₅ y DQO nos indica el tipo de vertido y su posibilidad de depuración:

- DBO/DQO > 0,6, es un vertido orgánico, fácilmente depurable de forma biológica.
- DBO/DQO < 0,2 es un vertido inorgánico, imposible de depurar de forma biológica.

Si tenemos en cuenta esta relación, en el caso del efluente secundario estudiado, nos encontramos ante un vertido que se encuentra más cerca de ser inorgánico que orgánico, lo cual indica poca biodegradabilidad, ya que presenta una relación DBO/DQO media de 0,26 debido a que ha sufrido un tratamiento biológico donde la mayoría de materia biodegradable ha sido destruida quedando sólo la no biodegradable.

El rango de DQO registrado en el efluente secundario (272-1.100 mg/L) que ha sido tratado biológicamente, empleando la tecnología IC® y CIRCOX®, se corresponde con los resultados de la empresa GROLSCH, que usando la misma tecnología, registró, durante los dos años y medio en los que estuvo en funcionamiento la planta de tratamiento, unos niveles de DQO a la salida del reactor IC® de 500-1.300 mg/L y a la salida del reactor CIRCOX®, punto de muestreo del efluente secundario objeto de estudio, de 200-1.000 mg/L, consiguiendo así una reducción de carga orgánica de más del 80%.

El parámetro de la DBO₅ viene regulado por distintas normativas:

- Legislación para la reutilización de aguas regeneradas para uso urbano sin restricción y con restricción en los Estados Unidos; los Estados que establecen niveles de calidad para este parámetro son Florida, Nevada, Texas y Washington, oscilando estos entre 5 mg/L, para el caso de Texas, y

30 mg/L para el resto de Estados, en el caso del uso urbano sin restricción. Los niveles establecidos para el uso con restricción se mantienen en todos excepto en el caso del Estado de Texas que aumenta a 20 mg/L.

- Decreto 16/1999, de 22 de abril sobre vertidos de Aguas Residuales Industriales al Alcantarillado [41], donde se establece un límite máximo de 650 mg/L.

Según los datos obtenidos durante el periodo de caracterización, y si tenemos en cuenta los niveles de referencia de las normativas de referencia, podemos decir que no supera nunca el límite exigido en el Decreto 16/1999, de 22 de abril, pero sin embargo los niveles establecidos por los Estados Unidos, para la reutilización de aguas regeneradas, son sobrepasados en todo momento. Lo que indica que este agua, no podría ser reutilizada sin ser sometida a un tratamiento terciario que redujera este parámetro.

Los niveles de DQO, vienen regulados en el Decreto 16/1999, de 22 de abril, donde se establece un límite máximo de 1.100 mg/L. Según los datos obtenidos se puede decir que no existe riesgo de incumplimiento, ya que en ningún momento se sobrepasó este límite.

II. Nitrógeno total Kjeldahl

Las formas de nitrógeno de mayor interés en las aguas naturales y residuales son por orden decreciente de su estado de oxidación, nitrato, nitrito, amoníaco y nitrógeno orgánico. Todas estas formas del nitrógeno, lo mismo que el nitrógeno gaseoso (N_2), son interconvertibles bioquímicamente y forman parte del ciclo del nitrógeno [220].

El nitrógeno total Kjeldahl es un indicador utilizado en ingeniería ambiental que refleja la cantidad total de nitrógeno en el agua analizada, suma del nitrógeno orgánico en sus diversas formas (proteínas y ácidos nucleicos en diversos estados de degradación, urea, aminas, etc.) y el ión amonio NH_4^+ .

Es un parámetro importante ya que mide el nitrógeno total capaz de ser nitrificado a nitritos y nitratos y, posteriormente y en su caso, desnitrificado a nitrógeno gaseoso. No incluye, por tanto, los nitratos ni los nitritos.

Este parámetro juega un papel fundamental en el uso del agua regenerada para riego. La reutilización de aguas con concentraciones de nitrógeno entre 10-60 mg/L [59], teniendo en cuenta factores como la evapotranspiración y la precipitación media, reduce en gran medida el aporte de abono de forma tradicional, lo que supone un ahorro apreciable, si el fertilizante a utilizar tiene un precio elevado.

Sin embargo valores por encima de 60 mg/L suponen un grado de restricción elevado en cuanto al uso de agua para riego, según los valores indicativos de calidad propuestos por la FAO [58]. El agua residual no alcanza este grado de restricción elevado ya que la concentración media registrada durante el periodo de muestreo fue de 44,46 mg/L, lo que puede traducirse, en caso de emplear este tipo de agua directamente para riego, en una reducción del aporte de abono de forma tradicional.

Los valores obtenidos de nitrógeno total durante el periodo de muestreo, (33,62-50,01 mg/L), se corresponden con los registrados por distintos autores en las aguas residuales de industrias cerveceras; Perry [12] caracteriza este tipo de agua residual con unos niveles comprendidos entre 30-300 mg/L, mientras que Driessen y Vereijken [17] establecen una concentración de nitrógeno en agua entre 25 y 80 mg/L, como la composición típica de este tipo de parámetro en aguas residuales de la industria cervecera, lo cual indicaría que el tratamiento secundario (anaerobio-aerobio) empleado no reduce grandes cantidades de nutrientes, como puede ser el nitrógeno.

La media registrada de Nitrógeno Total Kjeldahl durante el periodo de muestreo (44,46 mg/L) esta muy por encima de la registrada en efluentes secundarios de algunas EDAR del Consorcio de la Costa Brava, que han sido tratados por aireación prolongada, donde los niveles de Nitrógeno total son de 12,5 mg/L [221, 222]. Las concentraciones de este parámetro se asemejan más a los valores de un agua residual bruta, tanto industrial, como se ha visto anteriormente, como urbana, con una concentración media-débil, según la composición típica de aguas residuales domésticas no tratadas descrita por Sáez [93].

El nitrógeno Kjeldahl, como parámetro indicador de calidad o de contaminación de un agua, viene regulado en el Decreto 16/1999, de 22 de abril, sobre Vertidos de Aguas Residuales Industriales al Alcantarillado, el cual establece un límite máximo de 50 mg/L para este parámetro. Los niveles obtenidos, como era de esperar no sobrepasan el límite establecido por este Decreto.

5.1.1.2. Contaminación inorgánica

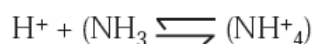
I. Amonio (NH_4^+)

El amoníaco se encuentra de forma natural en las aguas superficiales y residuales. Su concentración suele ser baja en las aguas subterráneas debido a que es adsorbido en las partículas y arcillas del suelo y no se extrae fácilmente por lixiviación. Se produce en gran parte por desaminación de los compuestos orgánicos nitrogenados y por hidrólisis de la urea. En algunas plantas de tratamiento del agua, se añade amoníaco para que reaccione con el cloro y forme cloro residual combinado [220].

Las consecuencias de su presencia en agua son su gran consumo de oxígeno, su toxicidad para algunos peces y sus dificultades para el tratamiento de agua potable.

Se ha estudiado este parámetro debido, entre otros, a la importancia que tiene en ecosistemas acuáticos por el efecto tóxico que produce en determinadas especies de peces cuando incrementa por encima de 1 mg/L. [42]. Este parámetro no viene recogido en el Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, aunque se considera importante en caso de reutilización de aguas para uso recreativo, concretamente para el llenado de estanques, donde es más que probable que se incorporen distintas especies de peces.

La toxicidad del amonio para los organismos acuáticos se relaciona con la forma no ionizada (amoníaco), debido principalmente a su elevada solubilidad en lípidos, lo que facilita su paso a través de las membranas biológicas, causando daños en las superficies respiratorias [223]. El amonio es el principal producto final de la ruptura de proteínas en peces. Los peces digieren las proteínas de sus alimentos y excretan amonio a través de sus branquias y sus excrementos [224]. El Nitrógeno Amonio Total (TAN) está compuesto de amonio tóxico (no ionizado) (NH_3) y amonio no tóxico (ionizado) (NH_4^+). Sólo una fracción del nitrógeno amonio total existe como amonio tóxico (no ionizado), existiendo un balance entre este y el amonio no tóxico (ionizado):



Exposiciones crónicas a niveles de amonio tóxico (no ionizado) de 0,06 mg/L (ppm) en peces, pueden causar daños en branquias y riñones, reducción del

crecimiento, posibles defectos en el funcionamiento del cerebro y reducción de la capacidad de transporte de oxígeno [224].

Las poblaciones de algas y plancton en un estanque o lago juegan un papel muy importante ya que al asimilar amonio (ciclo del nitrógeno) reducen considerablemente la cantidad que puede llegar a estar en contacto con los peces.

Adicionalmente, aguas con temperaturas bajas ralentizan la actividad de las bacterias aerobias, retrasando de esta manera los procesos de nitrificación donde el amonio es convertido a nitrato (**Figura 88**).

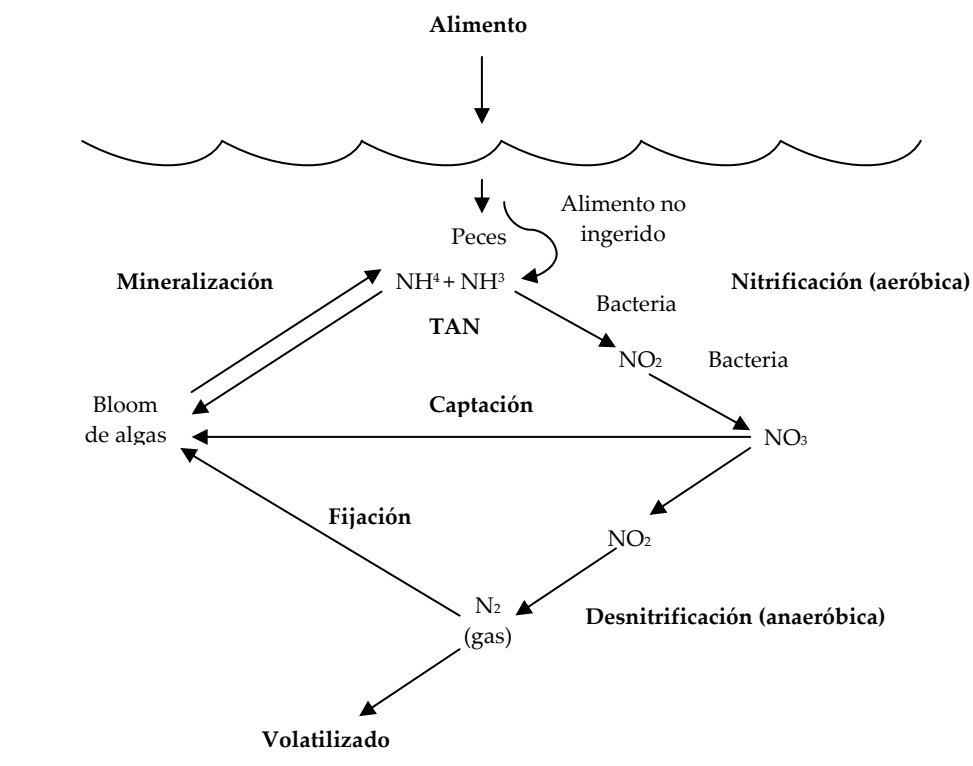


Figura 88. Ciclo del Nitrógeno en los peces de un estanque

La proporción de TAN en su forma tóxica aumenta cuando la temperatura y el pH del agua aumentan. Con el aumento del pH en una unidad, la mayoría del amonio tóxico no ionizado aumenta 10 veces aproximadamente.

Según Emerson y Vols. [225], para determinar el amonio tóxico presente en el agua se necesita obtener la fracción de amonio que hay en su forma no ionizada para un pH específico y una temperatura determinada. Multiplicando esta fracción por el nitrógeno amonio total presente en la muestra de agua, se consigue la concentración en ppm (mg/L) de amonio tóxico (no ionizado). Por ejemplo, si el agua tiene un pH de 8,6, una temperatura de 30 °C y un TAN de 3 mg/L (ppm), multiplicamos 0,2422 (Tabla 89) por 3 mg/L y obtenemos 0,73 mg/L de amonio no ionizado tóxico.

En nuestro caso al tener el efluente una concentración media de amonio de 5,52 mg/L y, según datos aportados por la empresa objeto de estudio, una temperatura media de 29,66 °C y un pH medio de 7,5, la fracción de amonio tóxico (no ionizado) presente en el agua estaría en un rango de 0,99-1,55 mg/L.

Tabla 89 Fracción de amonio tóxico (no ionizado) en solución acuosa para diferentes valores de pH y temperatura [225]

pH	Temperaturas (°C)											
	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24	26	28
7.0	.0013	.0016	.0018	.0022	.0025	.0029	.0034	.0039	.0046	.0052	.0060	.0069
7.2	.0021	.0025	.0029	.0034	.0040	.0046	.0054	.0062	.0072	.0083	.0096	.0110
7.4	.0034	.0040	.0046	.0054	.0063	.0073	.0085	.0098	.0114	.0131	.0150	.0173
7.6	.0053	.0063	.0073	.0086	.0100	.0116	.0134	.0155	.0179	.0206	.0236	.0271
7.8	.0084	.0099	.0116	.0135	.0157	.0182	.0211	.0244	.0281	.0322	.0370	.0423
8.0	.0133	.0156	.0182	.0212	.0247	.0286	.0330	.0381	.0438	.0502	.0574	.0654
8.2	.0210	.0245	.0286	.0332	.0385	.0445	.0514	.0590	.0676	.0772	.0880	.0998
8.4	.0328	.0383	.0445	.0517	.0597	.0688	.0790	.0904	.1031	.1171	.1326	.1495
8.6	.0510	.0593	.0688	.0795	.0914	.1048	.1197	.1361	.1541	.1737	.1950	.2178
8.8	.0785	.0909	.1048	.1204	.1376	.1566	.1773	.1998	.2241	.2500	.2774	.3062
9.0	.1190	.1368	.1565	.1782	.2018	.2273	.2546	.2836	.3140	.3456	.3783	.4116
9.2	.1763	.2008	.2273	.2558	.2861	.3180	.3512	.3855	.4204	.4557	.4909	.5258
9.4	.2533	.2847	.3180	.3526	.3884	.4249	.4618	.4985	.5348	.5702	.6045	.6373
9.6	.3496	.3868	.4249	.4633	.5016	.5394	.5762	.6117	.6456	.6777	.7078	.7358
9.8	.4600	.5000	.5394	.5778	.6147	.6499	.6831	.7140	.7428	.7692	.7933	.8153
10.0	.5745	.6131	.6498	.6844	.7166	.7463	.7735	.7983	.8207	.8408	.8588	.8749
10.2	.6815	.7152	.7463	.7746	.8003	.8234	.8441	.8625	.8788	.8933	.9060	.9173

Desde el punto de vista legal, este parámetro viene regulado en la Directiva del Consejo 78/659/CEE, de 18 de Julio de 1978, relativa a la calidad de las aguas continentales que requieren protección o mejora para ser aptas para la vida de los peces [226]. En ella, los valores guía se establecen en función del tipo de agua; para aguas salmonícolas el valor guía establecido es menor de 0,04 mg/L y para aguas

ciprinícolas es menor de 0,2 mg/L. En principio utilizaremos el valor guía más restrictivo (0,04), aunque si este se encuentra por debajo de 1 mg/L ya cumple con la normativa.

Los valores registrados con una media de 5,52 mg/L muestran una superación genérica de los límites de referencia ya que sólo 6 muestras presentaron una concentración de amonio por debajo de 1 mg/L, por lo que en este sentido el agua debería ser tratada hasta conseguir valores dentro de los límites establecidos, sobre todo en el supuesto de emplear el agua para aplicaciones piscícolas (posible recarga de embalses), ya que, como se ha dicho anteriormente, este parámetro a determinadas concentraciones resulta tóxico para algunas especies de peces. A la vista de los resultados obtenidos se puede afirmar que este parámetro está directamente relacionado con el nitrógeno Kjeldahl.

II. Nitratos (NO₃⁻)

El nitrato se presenta generalmente como trazas en el agua de superficie, pero puede alcanzar niveles elevados en las subterráneas. En cantidades excesivas, contribuye a la enfermedad infantil denominada metahemoglobinemia (al igual que los nitritos). Para evitarlo se ha establecido un límite de 50 mg/L para el agua de bebida [218].

Es un nutriente esencial para muchos autótrofos fotosintéticos, y en algunos casos ha sido identificado como el determinante del crecimiento [220].

El nitrato se encuentra sólo en pequeñas cantidades en las aguas residuales domésticas recientes, llegando a dar concentraciones de 0 mg/L, según la composición típica de un agua residual municipal sin tratar descrita por varios autores [60, 93], pero en el diluyente de las plantas de tratamiento biológico nitrificante, el nitrato puede encontrarse en concentraciones de hasta 30 mg/L.

Por otro lado, la principal fuente de nitratos es la agricultura, donde se utilizan como componentes de abonos y fertilizantes nitrogenados [227, 228, 229, 230, 231, 232].

Al no tener ningún valor de referencia nos hemos basado en el límite establecido por el RD 140/2003, de 7 de febrero [218], donde se establece una concentración máxima de nitratos de 50 mg/L para aguas de consumo humano; pues

bien, según este valor y los resultados obtenidos en los ensayos realizados, el agua está muy por debajo de alcanzar este límite ya que presenta un rango entre 0,11 y 21,61 mg/L siendo el valor medio 5,71 mg/L, por lo que, en principio, esta agua residual no tendría que someterse a ningún tratamiento para reducir este parámetro.

III. Nitritos (NO_2^-)

La presencia de nitritos es indicativa de contaminación de carácter fecal reciente [45, 233, 234]. En aguas superficiales, bien oxigenadas, el nivel del nitrito no suele superar los 0,1 mg/L [235, 236]. El nitrito es un estado intermedio de la oxidación del nitrógeno, tanto en la oxidación del amoníaco a nitrato como en la reducción del nitrato. Esa oxidación y reducción pueden ocurrir en las plantas de tratamiento de aguas residuales, sistemas de distribución del agua y aguas naturales. El nitrito puede pasar al sistema de suministro debido a su uso como inhibidor de la corrosión en el agua para procesos industriales [220].

Los nitritos en concentraciones elevadas reaccionan dentro del organismo con aminas y amidas secundarias y terciarias formando nitrosaminas, muchas de las cuales son agentes carcinogénicos reconocidos [237, 238, 239]. Según Erikson [240], valores entre 0,1 y 0,9 mg/L, pueden presentar problemas de toxicidad dependiendo del pH, asimismo, valores por encima de 1 mg/L, son totalmente tóxicos, y representan un impedimento para el desarrollo de la vida piscícola y el establecimiento de un ecosistema fluvial en buenas condiciones [241]. En general la concentración de nitritos en el agua superficial es muy baja, pero puede aparecer de manera ocasional en concentraciones inesperadamente altas debido a la contaminación industrial y de aguas residuales domésticas [242, 243].

El agua residual industrial estudiada, en caso de ser reutilizada de manera directa, podría presentar en alguna ocasión problemas de toxicidad dependiendo del pH, ya que el nivel de nitritos registrado en el agua fluctuó entre 0,05 y 0,34 mg/L, siendo el valor medio 0,18 mg/L.

La causa principal de toxicidad de los nitritos es la oxidación del hierro de la hemoglobina sanguínea a su estado férrico, formándose metahemoglobina, molécula incapaz de unirse al oxígeno produciendo hipoxia y muerte [238, 244,]

Unos niveles elevados de nitritos en el agua, incluso tan bajos como 0,015 mg/L, provocan niveles elevados de metahemoglobina en sangre de pez [245]. El

efecto de la metahemoglobinemia aumenta cuando la demanda de oxígeno es alta [246].

Los nitritos vienen regulados en la Directiva del Consejo 78/659/CEE, de 18 de Julio de 1978, relativa a la calidad de las aguas continentales que requieren protección o mejora para ser aptas para la vida de los peces [226], donde se establecen niveles guía en función del tipo de agua: 0,01 mg/L para aguas salmonícolas y 0,03 para aguas ciprinícolas. Los resultados obtenidos en el muestreo dieron, como se ha comentado anteriormente, una media de 0,18 mg/L de nitritos en el punto de vertido, lo que indica que se sobrepasan los límites establecidos por dicha Directiva.

5.1.1.3. Contaminación física

I. SST

Junto con la demanda bioquímica de oxígeno (DBO_5) y la demanda química de oxígeno (DQO), los sólidos en suspensión son uno de los principales parámetros de determinación de calidad empleado en el mundo del tratamiento de las aguas residuales [59]

La importancia de este parámetro no se debe a sus efectos sobre el suelo ni sobre los vegetales, que pueden considerarse como prácticamente nulos, sino a sus efectos sobre el proceso de desinfección. Para que la desinfección de un efluente secundario presente la máxima eficacia, es deseable que la concentración de sólidos en suspensión sea lo más baja posible, a fin de evitar que el desinfectante se combine con la materia orgánica y pierda capacidad bactericida. En realidad cuando la reutilización del agua tiene como finalidad el riego agrícola o de jardinería, los tratamientos terciarios o avanzados, como se ha comentado en alguna ocasión, van siempre dirigidos a reducir al mínimo los valores de sólidos en suspensión para aumentar la fiabilidad del posterior proceso de desinfección y garantizar la adecuada calidad sanitaria del agua regenerada [59].

Al igual que ocurre en la caracterización de este tipo de aguas, realizada por los distintos autores de la bibliografía, la concentración presente en el efluente estudiado muestra un rango amplio en cuanto a variabilidad. La concentración mínima registrada por Driessen y Vereijken [17] (200 mg/L) se aproxima al nivel mínimo de sólidos registrado en el efluente de estudio (164 mg/L) mientras que la

máxima, caracterizada por EMBI [24], que llega a alcanzar los 4.000 mg/L de sólidos en suspensión, supera, en gran medida, la concentración máxima registrada en el agua residual estudiada (510 mg/L), esto se debe al tratamiento que recibe el agua en la EDARI.

Este tipo de agua, en cuanto a concentración de SST se refiere, se asemeja a un agua residual doméstica no tratada cargada débil, tal y como lo describe, Sáez [93].

El parámetro de los sólidos en suspensión viene regulado en el Decreto 16/1999, de 22 de abril, sobre Vertidos de Aguas Residuales Industriales al Alcantarillado [41], el cual establece como valor máximo de calidad una concentración 500 mg/L, y en el Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas [88], que establece un límite máximo en función del uso que se pretenda dar al agua una vez regenerada.

La variabilidad observada en este parámetro, se debe a problemas de heterogeneidad alta en la calidad del efluente y cargas excesivas puntuales en la EDARI.

Si tenemos en cuenta la calidad exigida por el Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre [88], vemos que sobrepasa en todo momento los límites establecidos para la reutilización de aguas regeneradas, los cuales se encuentran comprendidos entre 5 mg/L, para un uso del agua en torres de refrigeración y condensadores evaporativos, 10 mg/L, para el caso del uso urbano, (de riego de jardines), 20 mg/L, en el caso de riego de zonas verdes urbanas, cuando exista un uso con posibilidad de aerosolización y uso recreativo (riego de campos de golf, estanques accesibles al público) y 35 mg/L, valor máximo admisible para un uso recreativo en el que esta impedido el acceso al público, entre otros.

En el Estado de Florida este parámetro viene regulado en la legislación relativa a la reutilización de las aguas regeneradas y es muy restrictiva en cuanto que exige una concentración inferior a 5 mg/L antes del proceso de desinfección [90].

Se puede concluir, que los niveles de sólidos en suspensión en el efluente secundario son muy altos y variables, fuera de los límites recomendados y conocidos en la bibliografía por aguas tratadas.

Con todo lo anteriormente expuesto se evidencia la necesidad de un tratamiento terciario adecuado para reducir al máximo esta concentración de sólidos, ya que como se ha explicado anteriormente influirá en la calidad del agua previa al tratamiento terciario.

II. Turbidez

La turbidez es una medida del grado en el cual el agua pierde su transparencia debido a la presencia de partículas en suspensión. Cuantos más sólidos en suspensión haya en el agua, más contaminada parecerá ésta y más alta será la turbidez.

La turbidez es considerada una buena medida de la calidad del agua. El principal impacto es meramente estético: a nadie le gusta el aspecto del agua sucia, pero además, es esencial eliminar la turbidez para desinfectar efectivamente el agua que va a ser bebida, esto añade costes extra para el tratamiento de las aguas superficiales. Las partículas suspendidas también ayudan a la adhesión de metales pesados y muchos otros compuestos orgánicos tóxicos y pesticidas.

El parámetro de la turbidez desde el punto de vista normativo, viene regulado en el Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre [88], donde el valor máximo establecido es de 2 NTU, cuando el uso sea para riego de jardines privados y descarga de aparatos sanitarios, 10 NTU, cuando el uso sea para servicios urbanos menos restrictivos, usos recreativos (riego de campo de golf), y usos agrícolas, y 15 NTU para usos industriales. En Estados Unidos este parámetro viene regulado en el Código de Aguas de California (Título 22) [70], siendo este uno de los más restrictivos en cuanto a calidad de agua para reutilización, ya que establece un nivel de turbidez de 2 NTU para las aguas regeneradas que sean usadas para riego de zonas verdes.

Los datos obtenidos en cuanto a la turbidez del agua muestreada son muy elevados, alcanzando un nivel medio de 698,6 NTU. Estos niveles de turbidez tan elevados pueden ser debidos a los restos de celulosa y almidón procedentes de las distintas corrientes de lavado de filtros de la fábrica, entre otras razones. Este valor sobrepasa todo los límites recomendados o impuestos por las normativas que se han tomado como referencia, por lo que deberá reducirse al máximo en el caso de querer reutilizar el agua para cualquier fin.

5.1.1.4. Contaminación microbiológica

I. Bacterias

1. Coliformes totales

Los coliformes son una familia de bacterias que se encuentran comúnmente en las plantas, el suelo y los animales, incluyendo a los humanos. En general, las bacterias coliformes se encuentran en mayor abundancia en la capa superficial del agua o en los sedimentos del fondo.

Tradicionalmente se los ha considerado como indicadores de contaminación fecal, en el control de calidad del agua destinada al consumo humano, ya que, en los medios acuáticos, los coliformes son más resistentes que las bacterias patógenas intestinales y porque su origen es principalmente fecal. Por tanto, su ausencia indica que el agua es bacteriológicamente segura. Asimismo, su número en el agua es proporcional al grado de contaminación fecal; mientras más coliformes se aíslan del agua, mayor es la gravedad de la descarga de heces.

Uno de los aspectos negativos del uso de los coliformes totales como indicador es el hecho de que algunos coliformes son capaces de multiplicarse en el agua [247].

Todos los coliformes no son de origen fecal, por lo que se ha hecho necesario desarrollar pruebas para diferenciarlos a efectos de emplearlos como indicadores de contaminación. Se distinguen, por lo tanto, los coliformes totales, que comprenden la totalidad del grupo, y los coliformes fecales, aquellos de origen intestinal. Desde el punto de vista de la salud pública esta diferenciación es importante puesto que permite asegurar con alto grado de certeza que la contaminación que presenta el agua es de origen fecal.

Los resultados obtenidos, en cuanto al recuento de coliformes totales en el agua residual a la salida de la EDARI, indican una clara y elevada contaminación por esta bacteria, ofreciendo un rango entre 68.500 y $1,68 \times 10^9$ UFC/100 mL. Esto es debido a que el agua de vertido, procedente del proceso productivo fabril, es mezclada con el agua de las instalaciones sanitarias, dando así unas concentraciones más elevadas a las esperadas para las aguas residuales industriales. Estos niveles se asemejan más a los registrados en aguas residuales municipales sin tratar, que según

Mujeriego [60] presentan una media de $2,2 \times 10^7$ UFC/100 mL de coliformes totales. Esto evidencia la necesidad de un tratamiento previo para un posible uso recreativo, ya que todas las normativas que regulan este parámetro indican unos valores guía muy por debajo de estos resultados, llegando a exigir su ausencia total para el agua de consumo humano.

Estas concentraciones, que en ocasiones superan los niveles registrados en aguas residuales municipales, se pueden ver amplificadas debido, por un lado, al proceso biológico al que está sometido el efluente, donde se dan condiciones óptimas de crecimiento para este tipo de bacterias, y por otro lado a que en la EDARI no existe una separación física de los lodos generados, siendo arrastrados por el efluente ya tratado y con ellos el aumento de las bacterias.

Las normativas o recomendaciones sobre reutilización de aguas regeneradas que regulan este parámetro [51], establecen unos niveles máximos admisibles, que oscilan entre 2,2 UFC/100 mL, para un uso urbano sin restricción (campos de golf en zonas habitadas) hasta 240 UFC/100 mL, para un uso urbano con restricción (campos de golf en espacios abiertos).

2. *E. coli*

Los coliformes fecales y *E. coli* en particular, se han seleccionado como indicadores de contaminación fecal debido a su relación con el grupo tifoide-paratifoide y a su alta concentración en diferentes tipos de muestras.

Los coliformes fecales son un subgrupo de los coliformes totales, capaz de fermentar la lactosa a 44,5 °C. Aproximadamente el 95% del grupo de los coliformes presentes en heces fecales, están formados por *Escherichia coli* y ciertas especies de *Klebsiella*. Ya que los coliformes fecales se encuentran casi exclusivamente en las heces de animales de sangre caliente, se considera que reflejan mejor la presencia de contaminación fecal.

El aislamiento de esta bacteria en el agua da un alto grado de certeza de contaminación de origen fecal, alrededor del 99%. No es absoluta porque se han aislado cepas de *E. coli* que no tienen origen fecal, pero es un grado de certeza más que razonable para certificar contaminación con ese origen.

Sin embargo, el aislamiento de este microorganismo no permite distinguir si la contaminación proviene de excretas humana o animal, lo cual puede ser importante, puesto que la contaminación que se desea habitualmente controlar es la de origen humano. Esto no significa menospreciar la de origen animal, especialmente dada la existencia de zoonosis, enfermedades que son comunes al hombre y animales, que también se pueden transmitir por el agua.

Las muestras analizadas para el recuento de esta bacteria demuestran, como era de esperar, según los resultados obtenidos para coliformes totales, una elevada contaminación con niveles entre que fluctúan entre $5,8 \times 10^5$ y $1,66 \times 10^{11}$ UFC/100 mL, siendo la concentración media de $3,36 \times 10^{10}$ UFC/100 mL. En este caso, la concentración de *E.coli* registrada, al igual que ocurre con el parámetro de coliformes totales, se puede ver amplificada debido al proceso biológico al que ha sido sometido el efluente, ya que estos niveles están por encima de los típicos para un agua residual municipal sin tratar (10^5 y 10^6 UFC/100 mL), tal y como se muestra en la bibliografía [51, 60, 79, 248].

El Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre [88], establece unos valores máximos admisibles de *E. coli*, que incluyen la ausencia total, en el caso de la reutilización para uso urbano residencial, y unos niveles de 200 UFC/100 mL en el caso de uso urbano para servicios y uso recreativo para riego de campos de golf y estanques de acceso público; este Real Decreto establece, además, un valor máximo de 10.000 UFC/100 mL para aguas empleadas en estanques donde el acceso público este prohibido. Para un uso agrícola del agua, el valor máximo admisible es 100, 1.000 y 10.000 UFC/100 mL, en función del uso específico que se vaya a dar al agua.

Conforme a los resultados obtenidos, se puede decir que el nivel de contaminación fecal es tan elevado que no se cumple ninguna normativa o recomendación de referencia, por lo que el agua residual deberá ser sometida a un tratamiento de desinfección para su reutilización.

3. *Enterococos fecales*

El grupo de los enterococos es un subgrupo de estreptococos fecales, formado por *S.faecalis*, *S. faecium*, *S. gallinarum* y *S. avium*. Los enterococos se diferencian del resto de los estreptococos por su capacidad para crecer en cloruro de sodio al 6,5 % a un pH de 9,6 y a 10°C y 45°C. El hábitat normal de los estreptococos fecales es el

aparato digestivo de los animales de sangre caliente. También se han encontrado especies en las heces humanas aunque con menor frecuencia [249].

La porción de enterococos que integra al grupo de estreptococos fecales es un valioso indicador bacteriano, útil para determinar la amplitud de la contaminación fecal de las aguas recreativas. Los estudios realizados en playas de aguas saladas y dulces indican que las gastroenteritis asociadas a los baños son directamente proporcionales a la calidad del agua de baño y que los enterococos son los mejores indicadores bacterianos de dicha calidad [250, 251].

La concentración de enterococos presente en el agua residual industrial muestreada ($2,29 \times 10^4$ UFC/100mL) se asemeja más a la concentración típica de un agua residual municipal sin tratar (10^4 - 10^5 UFC/100mL) descrita por distintos autores [51, 79, 248].

Este parámetro viene regulado por el RD 140/2003, de 7 de febrero [218], el cual establece un límite máximo admisible de 0 UFC/100mL. A pesar de que tres muestras analizadas dieron negativo, en cuanto a la presencia de esta bacteria en el agua, no se cumple con la normativa de aplicación ya que más del 80% del agua muestreada presentaba contaminación fecal por esta bacteria.

4. *Clostridium sulfito-reductores*

Los anaerobios sulfito-reductores constituyen un grupo asociado a los *Clostridium spp.*, y como tal se caracterizan por ser organismos Gram positivos, anaeróbicos, formadores de esporas, que están normalmente en las heces, aunque en número mucho más reducido que *E. coli*. Son deteriorantes, ya que producen malos olores y, con mucha frecuencia, ennegrecimiento del producto cuando éste tiene hierro, formando un precipitado oscuro de sulfuro de hierro [252]. Estos microorganismos tienen la capacidad de reducir los sulfitos a sulfuros a partir de aminoácidos y compuestos azufrados [253] y para su detección se utiliza la evidente coloración negra dada por la formación del precipitado [252].

El origen de los anaerobios sulfito-reductores no es exclusivamente fecal, ya que pueden proceder de otras fuentes ambientales [78] como suelo, sedimentos marinos, vegetación en descomposición, heridas infectadas de hombre y animales [254], aguas superficiales, como también en los alimentos, especialmente cuando las condiciones de higiene en la elaboración son deficientes. Debido a las características

que poseen los anaerobios sulfito-reductores se han propuesto como indicadores de contaminación, de alto riesgo, del agua. La ventaja más importante es que sus esporas sobreviven en el agua mucho más tiempo que los organismos del grupo coliformes y son resistentes a la desinfección, al punto que pueden ser detectados en algunas muestras de agua después de haber recibido predesinfección, floculación, sedimentación, filtración y la desinfección terminal [77].

Por las razones expuestas, el aislamiento de anaerobios sulfito-reductores se propone para indicar el riesgo de supervivencia de agentes patógenos en ciertos ecosistemas expuestos a contaminación fecal remota, como también que, por sus características de tamaño y resistencia a la desinfección, logren escapar a los tratamientos habitualmente aplicados al agua [77, 78, 187].

Los antecedentes demuestran la conveniencia de usar los *Clostridium Sulfito-reductores* como indicadores de calidad sanitaria del agua cuando existe la sospecha de contaminación con agentes biológicos resistentes a los tratamientos de descontaminación del agua [255].

Aunque este parámetro no viene regulado en ninguna normativa, supondremos, al igual que para los *Clostridium sulfito-reductores*, la necesidad de una ausencia total de esta bacteria en el agua.

Según los resultados obtenidos, durante la segunda mitad del periodo de muestreo hubo presencia de este tipo de patógeno en el agua residual, lo que significa que casi la mitad de las muestras (47,05%) estaban contaminadas por esta bacteria, por lo que esta agua superaría los límites de calidad establecidos, por nosotros, para esta bacteria.

5. *Clostridium perfringens*

El representante más característico del grupo de los anaerobios sulfito-reductores es *Clostridium perfringens* [78] que, de acuerdo a un estudio realizado en los sistemas hidrológicos de Estados Unidos, fue detectado en un 73% de las muestras, demostrando así su presencia en las aguas naturales al igual que los coliformes [256]. *Clostridium perfringens* es una bacteria común en la tierra, excrementos y los intestinos del ser humano y animales. La toxina producida por *Clostridium perfringens* es la causa más común de las enfermedades de envenenamiento alimenticio en los Estados Unidos.

Este parámetro viene regulado en el Real Decreto 140/2003, de 7 de febrero [218], donde el límite máximo permitido es de 0 UFC/100 mL de agua.

Los ensayos realizados en las muestras tomadas, demostrarían un cumplimiento total de los criterios sanitarios de la calidad del agua establecidos por este Real Decreto, ya que todas las muestras analizadas mostraron una ausencia total de esta bacteria.

II. Helmintos

1. Huevos de nematodos intestinales

Además de las bacterias patógenas y virus, las aguas residuales pueden tener protozoos y nematodos intestinales que pueden provocar enfermedades si se ingieren a través de los cultivos regados con estas aguas. En muchos países en desarrollo los principales riesgos de la reutilización del agua residual están relacionados con helmintiasis por lo que el uso inocuo de aguas residuales en agricultura y acuicultura exigiría una rigurosa eliminación de helmintos.

Las enfermedades causadas por nemátodos intestinales se transmiten por el suelo, y no necesitan huésped intermedio. Los huevos de nematodo exigen un periodo de latencia para desarrollarse en el medio ambiente antes de que puedan causar infección. Los más importantes son las ascárides *Áscaris lumbricoides*, los anquilostomas *Ancylostoma duodenales* y *Necator americanus*, y los tricocéfalos *Trichuris trichiura*.

Su presencia es típica en aguas residuales urbanas que no han recibido ningún tratamiento, llegando a alcanzar concentraciones de $1-10^3$ huevos/100 mL [51, 79, 248].

La recomendación establecida por la Organización Mundial de la Salud [89] establece que las aguas residuales que se utilicen para el riego de zonas verdes deberán presentar menos de 1 huevo de nematodo por cada litro de agua a reutilizar. El Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre [88], es más permisivo en cuanto al criterio de calidad para la reutilización del agua regenerada, y establece un valor máximo admisible de 1 huevo por cada 10 litros de agua para cualquier uso que se le pretenda dar al agua regenerada.

Las muestras analizadas durante el periodo de muestreo presentaron una ausencia total de este tipo de patógeno, por lo que se puede afirmar que el agua cumple con todos los criterios de calidad, descartándose así este foco de infección.

5.2. FASE II

En esta segunda fase del proyecto de investigación se llevó a cabo la puesta en marcha de la planta piloto proyectada. El objetivo principal, de esta parte del trabajo experimental, era conocer el grado de reducción de la contaminación del agua residual procedente de la EDARI, mediante la aplicación de la tecnología de membranas de ultrafiltración, y encontrar las condiciones óptimas de funcionamiento para dicha tecnología. Paralelo a este estudio, se consideró realizar un seguimiento al comportamiento general de la membrana de ultrafiltración, con el fin de poder determinar su fiabilidad y resistencia físico-química y mecánica, ya que se trataba de un proyecto pionero en este ámbito de estudio, y no se tenían referencias en cuanto al tratamiento de aguas residuales procedentes de la industria cervecera, empleando este tipo de membrana de ultrafiltración arrollada en espiral con separadores autolimpiantes (SpiraSep 900, con tecnología TrySep).

Posteriormente, y siguiendo con los objetivos planteados, se realizó el estudio del proceso de tratamiento del agua residual industrial para conseguir su optimización, probando distintas técnicas de pretratamiento a la membrana de ultrafiltración; estas fueron tanto físicas (filtros de anillas y filtro de arena) como químicas (dosificación de ácido cítrico al tanque de la membrana). Para tal fin se siguió la evolución de distintos parámetros físico-químicos y microbiológicos tanto en los procesos de pretratamiento como en la propia membrana de ultrafiltración.

Por lo tanto, los resultados obtenidos en esta segunda fase de la investigación se han analizado de forma individual, realizando una discusión en conjunto en aquellos aspectos que tienen una coincidencia o discrepancia relevante. De esta manera este capítulo se ha fragmentado en dos grandes bloques. Por un lado se habla del comportamiento general de la membrana de ultrafiltración y por otro del proceso de tratamiento completo de la planta piloto en general, incluyendo todos los sistemas unitarios que han sido estudiados.

5.2.1. Comportamiento general de la membrana de UF

5.2.1.1. Resistencia mecánica

La puesta en marcha de la planta piloto (membrana de UF), se llevó a cabo durante ocho horas, divididas en dos días de trabajo. Durante los primeros días de trabajo los parámetros operacionales de la planta fueron los recomendados por el fabricante, los cuales vienen descritos en la **Tabla 47**. Asimismo, los parámetros analizados durante las primeras horas de trabajo dieron buenos resultados (SST=28 mg/L; DQO=80 mg/L). No obstante, al tratarse de una planta piloto completamente novedosa, se produjeron fallos en su correcto funcionamiento, tales como fallo informático en el PLC, con su correspondiente reestructuración, optimización de los ciclos de producción o limpiezas. Se pasó, entonces, a desarrollar el periodo de pruebas con el sistema de ultrafiltración, sumando a esto el pretratamiento con filtros de anillas, con el fin de optimizar el proceso de ultrafiltración.

Esta optimización incluye, entre otros, la definición de resistencia mecánica y propiedades químicas de la membrana. Estas propiedades están directamente relacionadas con el desgaste y envejecimiento in situ, y así lo será el tiempo de vida de la membrana y la frecuencia de reemplazo de los módulos que constituyen una planta de ultrafiltración. Bajo las actuales condiciones de mercado, el reemplazo de membranas representa del 30 al 60% del coste de producción del metro cúbico de agua ultrafiltrada. Es conocido que existen diferentes parámetros que influyen en el tiempo de vida de una membrana, estos son, el pH, la temperatura, el cloro libre, la presión aplicada durante la filtración o retrolavado y la frecuencia de retrolavado, entre otros [140].

La membrana Spirasep900 de TRISEP, esta fabricada de polietersulfona, uno de los materiales de membrana más ampliamente utilizados ya que presenta una gran estabilidad química y térmica, aunque no tienen gran tolerancia a los agentes oxidantes [106, 257].

Una de las razones por las que fue seleccionada este tipo de membrana fue por sus características y su formato. La membrana SpiraSep está compuesta por una capa de polietersulfona, como ya se ha comentado anteriormente, depositada sobre un soporte textil; está situada entre las capas del espaciador del agua de alimentación y el espaciador del canal del permeado formando un conjunto con múltiples hojas

enrolladas en torno al tubo de permeado. El formato en espiral permite que la membrana realice solamente funciones de filtración y no estructurales, como si ocurre con las membranas de fibra hueca, que además de filtrar tienen que proporcionar una rigidez mecánica y un soporte estructural. Esta doble función estructural y de filtración conlleva a una curiosa paradoja: si la fibra es muy gruesa y más fuerte, filtra menos; si se reduce la consistencia de la fibra, filtra más pero se rompe más.

En nuestro caso, la resistencia mecánica y la rigidez de la membrana fueron comprobadas, sometiéndola a presiones muy cercanas al límite máximo e incluso, en alguna ocasión, superándolas, tanto en producción como en los contralavados, pruebas que no fueron superadas con éxito. Este tipo de membranas tiene, como ya se ha comentado anteriormente, una presión máxima negativa de succión, y por ello la planta piloto incluye una protección, por sobrepresión negativa, mediante un disco de ruptura. Este es un dispositivo de alivio de presión sin cierre repetido del mecanismo, accionado por diferencia de presión entre el interior y exterior, y diseñado para funcionar por estallido. Durante el primer mes de pilotaje, este disco de seguridad sufrió una ruptura, debido a una sobrepresión del sistema. Tras 8 meses de experimentación, donde se hizo trabajar a la membrana en condiciones límite, como parte de la experimentación, y por recomendación del fabricante, se reemplazó el módulo de la membrana. Por todo esto podemos decir que, en nuestro caso, la resistencia física de la membrana se vio alterada durante el periodo de experimentación. No obstante, en condiciones de producción normal no debería de producirse el nivel de estrés al que ha sido sometida la membrana durante esta experimentación.

Es evidente que la calidad del agua es uno de los mayores condicionantes a la hora de pilotar este tipo de membrana, ya que estudios realizados [135] con el mismo tipo de membrana de ultrafiltración (SpiraSep 900), donde la carga contaminante del agua a tratar era 100 o 150 veces menor que la carga contaminante del agua residual objeto de estudio, no tuvieron evidencia alguna de que la integridad de la membrana hubiera sido vulnerada en ningún momento de la investigación.

5.2.1.2. *Ensuciamiento o "fouling"*

Es importante destacar que una de las causas del desgaste y envejecimiento de las membranas y que por tanto llevan a su reemplazo, es el envejecimiento

químico. Durante el trabajo de una planta de tratamiento de agua, las fibras pueden estar sometidas a variaciones de pH y temperatura y a la acción de diferentes reactivos oxidantes o detergentes. Dependiendo de la naturaleza del polímero la membrana tendrá una mayor o menor sensibilidad a estos reactivos o detergentes.

El origen del reemplazo de la membrana, debido a su desgaste y envejecimiento, pudo ser su ensuciamiento, a pesar de que, según el fabricante, la membrana, especialmente formulada de polietersulfona hidrofílica y asimétrica, reduce el mecanismo por el cual se genera el ensuciamiento orgánico de la misma. A medida que la membrana es más hidrofílica, menor es el ensuciamiento. Otra de las posibles causas de su reemplazo pudo ser el forzado de la membrana hasta las condiciones límites establecidas por el fabricante.

Como ya se ha comentado anteriormente, el ensuciamiento de las membranas puede ser controlado, bien con un adecuado pretratamiento, en nuestro caso se probaron dos tipos de prefiltros que actuaban como barrera física (filtros de anillas y filtro de arena), o mediante métodos físicos y químicos. Los métodos físicos más empleados son los retrolavados o backwash, que consisten en la inversión del flujo de permeado para eliminar las sustancias depositadas sobre la membrana y la creación de la turbulencia. Estos dos métodos son únicamente eficaces para el fouling externo o ensuciamiento reversible. Para el fouling interno, el cual es difícil de invertir o lentamente reversible, el único método realmente eficaz es el método químico, y para él se suele utilizar una limpieza con la adición de productos químicos. Esta claro que, debido a la composición de las aguas residuales de la industria cervecera, que presentan entre sus contaminantes una alta carga de compuestos orgánicos (proteínas, carbohidratos y grasas) [20], y aunque este tipo de agua haya sido objeto de un tratamiento secundario con el que se ha conseguido reducir considerablemente estos niveles de contaminación, el agua residual procedente de la EDARI, seguía presentando una carga orgánica considerable ($DQO=622,10$ mg/L y $DBO_5=160,89$ mg/L). La materia orgánica es la causante del fouling externo, mediante la formación de una película, o interno, mediante la colmatación de los poros de la membrana reduciendo su diámetro natural, favoreciendo la pérdida de carga y el aumento en la presión transmembrana (PTM).

Este tipo de ensuciamiento puede controlarse con una selección cuidadosa de los aditivos químicos, el tipo de membranas y con limpiezas "in situ" [174], aunque es difícil de invertir o es lentamente reversible porque requiere de la desorción de las

moléculas orgánicas fijadas [177]. El tipo de polímero del que está compuesta la membrana, es más sensible a este tipo de choque químico [106, 257], por lo que durante los retrolavados se realizaron choques oxidantes, mediante el empleo de hipoclorito sódico. Este método, generalmente, hace posible el equilibrio de adsorción que cambia a desorción, limpiando de este modo la membrana al limitar la pérdida de permeabilidad de la misma [140].

El ensuciamiento de la membrana hizo que se aumentara la frecuencia de las limpiezas periódicas, e incluso los tiempos de remojo de la membrana que llegaron a alcanzar las 24-48 horas, dependiendo de la carga contaminante del agua, en caso de realizar la limpieza profunda o CIP. Esta limpieza generalmente se realizaba una vez por semana, o cuando la planta debía quedar parada durante varios días por no tener aporte de agua bruta de la fábrica a la EDARI, situación que era bastante habitual.

El agua residual procedente de la industria cervecera, presentó, además de una alta carga orgánica, una conductividad muy elevada, con un nivel medio de 3.602 $\mu\text{S}/\text{cm}$ a la entrada de la membrana de ultrafiltración. Este parámetro aporta una medida indirecta del contenido de sales en el agua, así como del contenido de los sólidos totales disueltos (TDS), que en este caso alcanzó niveles de 2.300 mg/L. Los TDS son partículas con un tamaño inferior a 0,001 μm . Al haber una concentración elevada de partículas de tamaños pequeños, aumenta la probabilidad de que se genere, entre otros, un atasco interno de los poros de la membrana, disminuyendo el tamaño medio e incrementando el ensuciamiento, y por tanto creando los inconvenientes en el aumento de la PTM.

Hay una gran controversia en cuanto al tamaño de partículas responsable del ensuciamiento de las membranas, ya que autores como Lahoussine-Turcaud cols. [194], afirman que la concentración de partículas de tamaños entre 0,2 y 3 μm son los responsables directos en la pérdida de carga y de la disminución de la permeabilidad, mientras que partículas con tamaños superiores tienen un menor efecto. Sin embargo Thorsen [258], establece que partículas con un tamaño entre 0,1 μm y 1,5 μm son responsables del ensuciamiento crítico de la membrana. Otros como, Jermann y cols. [259], llevaron a cabo una investigación donde obtuvieron que los causantes de la pérdida de carga y disminución del caudal de permeado eran partículas en el rango coloidal (0,01-0,1 μm).

No obstante, está claro que el agua residual, objeto de estudio, está compuesta, entre otros, por partículas de tamaño muy pequeño, ya que además de los

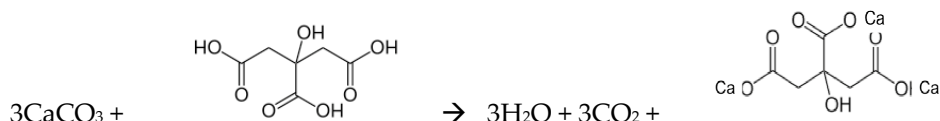
TDS, esta compuesta de carbohidratos (glucosa, fructosa), polisacáridos (almidón, celulosa) y nutrientes (nitrógeno y fósforo) [20], los cuales presentan un tamaño de partículas, en la mayoría de los casos, inferior a $0,01 \mu\text{m}$ [45].

Una de las medidas de que dispone este tipo de membranas para evitar el ensuciamiento, es la aireación continua al tanque de la membrana para reducir la deposición sobre la membrana de las partículas de tamaño grande que no pueden atravesar los poros de la misma, tal y como fue demostrado por Cornelissen y cols. [182], sin embargo, cuando estas partículas son pequeñas, son fácilmente arrastradas por la propia corriente del permeado, acumulándose y creando depósitos con mayor facilidad sobre la membrana o cerca de ella. Puede darse el caso de que estas partículas circulen por los poros produciendo obstrucciones de los mismos, dando lugar al incrustamiento de estas o ensuciamiento irreversible por bloqueo de los poros ("Scaling"). Este fenómeno pudo ser el responsable de que, en muchas ocasiones, las limpiezas químicas no fueran suficientes para disminuir la PTM, tal y como ocurrió en otros estudios realizados con el mismo tipo de membrana de ultrafiltración (SpiraSep 900) [135].

Existen varios factores que afectan a este fenómeno: dureza total del agua (concentración total de calcio y magnesio en el agua), pH, alcalinidad total, temperatura y sólidos totales disueltos (TDS).

La tendencia del agua a formar incrustaciones calcáreas, o por el contrario, su potencial corrosividad, pueden determinarse mediante su Índice de Saturación o Índice de Langelier [45, 133]. Por esta razón se realizaron análisis puntuales de alcalinidad y dureza en el agua, a la entrada de la membrana, registrándose una concentración media de 1.142,70 y 700,34 mg CaCO_3/L , respectivamente. Estos datos dan un Índice de Langelier de 1,01, lo que indica que se trata de un agua con tendencia a formar incrustaciones [45, 133, 260]. Físicamente, los procesos de incrustación calcárea se manifestarán en la membrana y en la red de tuberías por la formación de deposiciones de carbonato cálcico fundamentalmente, constituidas por los cristales insolubles de carbonatos cálcicos e hidróxido magnésico procedentes de la sobresaturación de su disolución en el agua, al ser bajo el contenido de ácido carbónico equilibrante, lo que provoca una disminución de la sección de tuberías y en consecuencia, pérdida de caudal junto con una disminución en la efectividad de la membrana. El Scaling producido por compuestos inorgánicos normalmente se puede controlar usando inhibidores, de este proceso, tales como un quelante como el ácido

etilen diamino tetraacético (EDTA) o un ácido [261]. Por este motivo se propuso añadir al diseño de la planta piloto un pretratamiento químico mediante la dosificación en continuo, al tanque de membrana, de una concentración de ácido cítrico de 9 mg/L, que mantenía el pH por debajo de 7, y contribuía a la disolución de los cristales de carbonato cálcico, mediante la siguiente reacción:



Según autores como Choi y cols. [152], el ensuciamiento o fouling, supone uno de los principales problemas operacionales de los sistemas de membranas, el cual, sin bien mejora en algunas ocasiones la capacidad de retención de partículas, dan lugar a una rápida pérdida de permeabilidad con el consiguiente incremento en la presión transmembrana [262].

5.2.1.3. Presión Transmembrana (PTM)

La presión transmembrana (PTM) a la que fue sometida la membrana de UF₁, registró un valor medio de -0,49 bar, llegando a alcanzar en alguna ocasión puntual, durante los primeros días de trabajo y en el último periodo de esta etapa de experimentación, -0,8 bar, valor por encima del recomendado por el fabricante. Hay que destacar que durante este periodo la PTM más frecuente fue -0,5 bar, lo que indica, que en términos generales la PTM se mantuvo dentro de lo recomendado para este tipo de membranas.

Se realizó un estudio de los ciclos de producción, para ver como respondía la membrana en términos de PTM, Flux, TPM y TPI, ante diferentes tiempos de trabajo, con el fin de estudiar el rendimiento óptimo de la misma, ya que autores como Katsoufidou y cols. [263] y Boerlage y cols. [264], al variar los tiempos de producción y de contralavado obtuvieron una disminución en el ensuciamiento y una mejoría en la PTM de sus respectivas membranas, teniendo como consecuencias relevante el aumento del caudal de producción sin afectar negativamente a dicha presión. Lipp y cols. [265], llevaron a cabo un estudio de tres años usando membranas de ultrafiltración, probando distintas configuraciones para los contralavados de la membrana. Sin contralavados la membrana presentaba una pérdida de carga y una

disminución en la PTM demasiado acelerada y conforme iban reduciendo el periodo de actividad del contralavado las condiciones iban mejorando considerablemente, hasta llegar a la mejor configuración para controlar dichos inconvenientes con un contralavado cada 30 minutos y adicionando una pequeña cantidad de cloro para evita el biofouling.

En nuestro caso, se estudiaron un total de 11 ciclos de producción, que iban desde los 300 hasta los 3.600 segundos observándose diferencias estadísticamente significativas entre los valores de PTM obtenidos para todos los ciclos de producción estudiados, lo que demuestra que efectivamente la PTM esta relacionada con el tiempo de trabajo tal y como afirman Katsoufidou y cols. [263] y Boerlage y cols. [264].

Existen diversos factores que fueron responsables directa o indirectamente del aumento de la PTM durante el periodo de experimentación. En nuestro caso, los cambios en la PTM se deben a la calidad del agua de alimentación, ya que en un principio el sistema de filtros de anillas y posteriormente el filtro de arena, correspondientes al sistema de prefiltrado, no pudieron retener suficientemente los materiales, haciendo que estos se colmataran. Cornelissen y cols. [182], usando una membrana arrollada en espiral concluyen que el principal problema que presenta dicha configuración es el ensuciamiento de los espacios vacíos por donde fluye el agua de alimentación, siendo estos los puntos más sensibles para la acumulación y compactación de materiales.

No obstante, el sistema de filtración SpiraSep, empleado en nuestro estudio, utiliza un proceso novedoso de aireación para mitigar el ensuciamiento de la membrana, en donde las burbujas de aire entran en contacto directo con la membrana, realizando una acción de esquiteo que arranca las partículas de su superficie. Esta aireación produce una turbulencia muy elevada y un flujo tangencial a la superficie de la membrana, que hace que se elimine fácilmente la torta de filtración.



Figura 89. Soplante en acción durante el proceso de filtrado

Este diseño aprovecha los canales del agua de alimentación, del formato en espiral, para poder dirigir de forma efectiva y contundente el burbujeo que produce la aireación (**Figura 90**). Este sistema de limpieza está diseñado, por tanto, para evitar la compactación de dicha torta y así evitar una disminución de la PTM [266, 267].

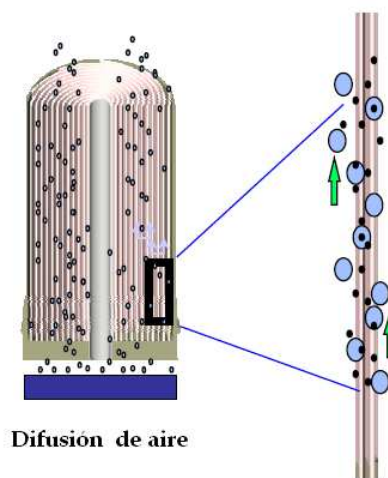


Figura 90. Acción de esquileo de las burbujas sobre la superficie de la membrana

Otros de los factores que contribuyeron a los cambios de PTM, fue la ineficacia de las limpiezas químicas, ya que en principio y tal y como se observó en otras investigaciones, a mayor tiempo de trabajo mayor será la compactación de los materiales depositados sobre la superficie de la membrana [264, 268] y por tanto la

disminución de la PTM será mayor. En nuestro estudio, sin embargo, la PTM media más baja, -0,6 bar, se registró durante el ciclo de producción de 560 s., uno de los ciclos más cortos estudiados, durante el pilotaje. Esto pudo ser debido a que durante el primer mes de trabajo, se superó en varias ocasiones la presión de trabajo recomendada por el fabricante (-0,7 bar), debido a un fallo en el sistema de limpieza. Estos episodios de altas presiones desencadenaron en la ruptura del disco de seguridad. Tras este incidente se forzaron, en varias ocasiones, limpiezas de CIP intensivo (remojo: 4-6 h., recirculación: 50 min. y retrolavado: 15 min.), que recuperaron la presión de trabajo a -0,48 bar, periodo que coincide con el ciclo de producción de 500 s.

Tras un periodo de inactividad prolongado de la planta por avería, se puso de nuevo en marcha, periodo que coincide con el ciclo de 560 segundos y por tanto de una menor PTM (-0,6 bar). Esto se debió al ensuciamiento excesivo de la membrana, tras el periodo de inactividad que hizo que los materiales presentes en el agua se depositaran sobre la superficie de la membrana con mayor compactación, haciendo que se formara una torta más rígida y resistente que hacía que los retrolavados fueran menos eficaces en eliminarla, lo cual afectó negativamente a las limpiezas químicas, como se observó en otras investigaciones [264, 268]. Asimismo para la identificación de las posibles debilidades inherentes al funcionamiento de las limpiezas químicas, se midió el pH del agua del depósito de la membrana durante las limpiezas químicas con hipoclorito sódico y ácido cítrico, que en condiciones normales deben ser de 12 y 4 respectivamente. Las mediciones mostraron que los valores no eran los adecuados, haciendo que dichas limpiezas fueran ineficaces en las condiciones de funcionamiento.

Por otro lado, la PTM registrada con distintos pretratamientos físicos, mostró como esta variaba en función del tipo de pretratamiento empleado, así pues, el empleo de los filtros de anillas registró una PTM media de -0,48 bar, existiendo una diferencia significativa con la registrada durante el empleo del filtro de arena (-0,52 bar). No obstante, ambas presiones se encuentran dentro de los parámetros de diseño de la planta piloto, definidos por el fabricante.

Es de destacar que el pretratamiento químico incorporado a la planta piloto, tras el filtro de arena, no influyó sobre la PTM.

Tras el reemplazo de la membrana por una nueva, se volvió a realizar el estudio de la PTM, manteniendo las mismas condiciones de trabajo, así como los

sistemas de pretratamiento físico-químicos (filtro de arena y dosificación de ácido cítrico) y con un ciclo de producción de 1.100 segundos. Esta membrana registró, durante el periodo de estudio, una PTM entre -0,2 y -0,8 bar, siendo el valor medio -0,6 bar y a la vez el más frecuente. Si comparamos los valores registrados de PTM en las distintas etapas de la investigación, aún no superando el límite recomendado, estos se encuentran muy por debajo de la PTM registrada por autores como Rojas y cols. [164], que probaron este tipo de membrana con aguas superficiales de calidad superior.

5.2.1.4. Flux, TPM y TPI

Es conocido que al variar los tiempos de producción y por tanto los tiempos de contralavado se experimentan mejoras en el rendimiento de la membrana que se traducen, entre otros, en un aumento del caudal de producción [263, 264].

Para el estudio del caudal de producción, durante el pilotaje de la planta piloto con la prefiltración mediante los filtros de anillas, se evaluaron un total de 7 ciclos de producción, que iban desde 300 s. hasta 2.000 s., con el fin de evaluar el tiempo óptimo de trabajo de la membrana, en términos de producción y productividad. En este sentido se emplearon 3 indicadores de rendimiento, el Flux, la Tasa de Producción Media (TPM) y la Tasa de Producción Instantánea (TPI). Las condiciones de operación de la planta se mantuvieron constantes durante todo el periodo de estudio. Los primeros resultados mostraron que el rendimiento de la membrana, en cuanto a caudal producido, dependía del tiempo de producción empleado, así pues, a medida que aumentábamos el tiempo de producción disminuía el rendimiento de la membrana, por lo que el ciclo de producción que presentó un mayor Flux fue el de 300 s. Sin embargo este ciclo, presentó también uno de los valores más bajos de TPM, y dado que la diferencia, en cuanto al rendimiento registrado, en términos de Flux y TPI, respecto al ciclo de 500 s., no fue estadísticamente significativa, este último ciclo se consideró como el óptimo, en cuanto a rendimiento global (Flux, TPI y TPM).

Tras la prueba con los filtros de anillas, se realizó el mismo estudio pero esta vez con el filtro de arena como pretratamiento. En este caso, el estudio partió de un ciclo de producción mayor, 1.100 s. aumentándolo hasta 3.600 s. Se observó que, de la misma manera que ocurriera en el estudio anterior, el rendimiento de la membrana,

en términos de producción, era inversamente proporcional al tiempo empleado en la producción. Sin embargo, en este caso, la productividad, en términos de TPM, no dependía del tiempo de producción, debido a la compensación de periodos más cortos de producción intensa y mayor tiempo total de limpieza.

Tras este estudio se pudo comprobar como el filtro de arena, además de mostrar un mayor rendimiento respecto a los filtros de anillas, en cuanto a reducción de SST, mejoraba el rendimiento de la membrana de UF, en cuanto a producción y productividad, de manera significativa (p-valor <0,05) en un 45%. Por otro lado, la incorporación del pretratamiento químico al tanque de la membrana, mejoró de nuevo su rendimiento de manera significativa (p-valor <0,05), concretamente el Flux aumentó un 21,58% hasta un valor de 7,46 Lm⁻²h⁻¹, la TPI un 21,46% y la TPM un 35,77%, para un ciclo de producción de 1.100 s (**Figura 91 y Figura 92**).

Durante el segundo periodo de muestreo, donde se pilotó la planta con la membrana de UF₂, se mantuvo el ciclo de producción a 1.100 s., registrándose un Flux medio de 7,51 Lm⁻²h⁻¹; este fue significativamente superior (p-valor <0,05) que todos los demás registrados en las distintas etapas del estudio, tal y como se muestra en la **Figura 92**, llegando en alguna ocasión a alcanzar un valor máximo de 19,04 Lm⁻²h⁻¹, valor que coincide con el Flux esperado para esta membrana, según las recomendaciones de la empresa SPiraSep.

Según estudios realizados por Belfort y cols. [269], el Flux registrado en nuestro caso, se correspondería con un agua bruta que presenta partículas de 0,5 μm de tamaño. Estas partículas pueden ser las responsables de la pérdida de carga y de la disminución de la permeabilidad de la membrana, tal y como afirman autores como Lahoussine-Turcaud y cols. [270]. Por otro lado, valores de Flux entre 1 y 18 Lm⁻²h⁻¹, son inferiores a los que se encuentran con frecuencia en la práctica, lo que demuestra la importancia de tales partículas en el ensuciamiento de las membranas arrolladas en espiral [271].

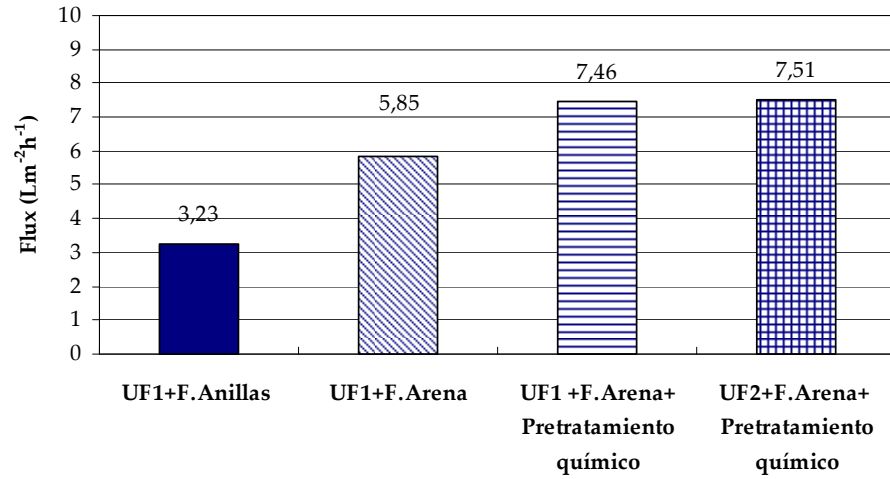


Figura 91. Rendimiento de la membrana de UF en términos de Flux medio, obtenido en las distintas etapas del estudio.

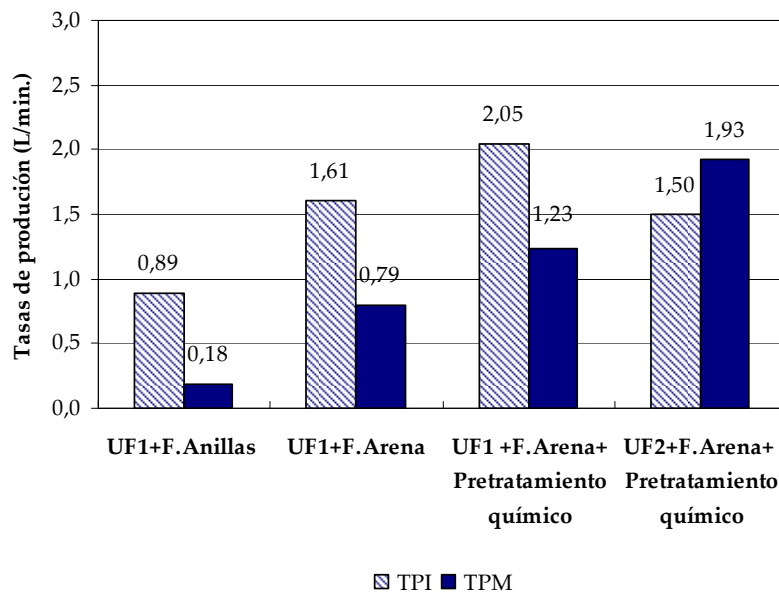


Figura 92. Rendimiento de la membrana de UF en términos de TPI y TPM, obtenido en las distintas etapas de estudio.

La disminución del Flux, causada por partículas de bloqueo, polarización por concentración y por el ensuciamiento de la misma, provocado por operaciones de larga duración, es considerada como el principal obstáculo en los procesos de membrana [272]. Otros estudios recientes [273] sobre bioensuciamiento de membranas arrolladas en espiral, afirman que la biopelícula desarrollada en la superficie de la membrana, contribuye, entre otros, a una disminución del flujo. Estas afirmaciones vuelven a confirmar, teniendo en cuenta los resultados obtenidos durante el pilotaje, el grave efecto del ensuciamiento sobre el comportamiento y el rendimiento de la membrana de ultrafiltración estudiada.

Si comparamos el Flux obtenido ($7,51 \text{ Lm}^{-2}\text{h}^{-1}$) con los registrados por la empresa SpiraSep, en estudios de tratamiento de agua residual de distinto origen, empleando el mismo modelo de membrana, podemos decir que el rendimiento obtenido se asemeja más al obtenido para el tratamiento de un agua residual procedente de una planta de Etanol.

5.2.2. Calidad del agua tratada

5.2.2.1. Sistema de prefiltración

En cuanto al rendimiento de la planta piloto, se evaluó, en un primer lugar, el sistema de pretratamiento empleado. En este caso se estudiaron dos tipos distintos de prefiltración. Los filtros de anillas, más novedosos, como sistema de prefiltración en tratamientos terciarios [274] y el filtro de arena, unos de los sistemas más comúnmente empleados, en el ámbito de la reutilización de aguas, como sistema de pretratamiento [160].

Los resultados registrados tras el pilotaje con los filtros de anillas y el filtro de arena, dieron unos rendimientos, en cuanto a reducción de SST, del 17,23% y del 36,60%, respectivamente, siendo, en el caso de los filtros de anillas, una reducción no significativa. Cuando comparamos los valores de SST en el influente y en el efluente de cada sistema de macrofiltración, observamos una regresión lineal distinta. La calidad del efluente tratado depende de la calidad del influente, teniendo en cuenta el coeficiente de correlación, aunque en el caso del filtro de arena, esta correlación es nula cuando la concentración de SST en el influente es superior a 600 mg/L. Por esta razón, y tal y como afirman otros autores [275], no es posible garantizar una calidad

fija de agua tratada por macrofiltración, ya que la calidad puede variar en función del tratamiento secundario. Sin embargo, y según nuestros resultados, si empleamos un filtro de arena para tratar un agua residual con una elevada carga de SST superior a 600 mg/L, la calidad del efluente obtenido, no dependerá de la calidad del influente.

Autores como Mujeriego y Asano [160] afirman que el diseño de los filtros de anillas asegura la retención de partículas de tamaño superior a 20 μm y en el caso del filtro de arena, los fenómenos de adsorción y filtración, pueden retener partículas de hasta 3 μm de tamaño. Estudios recientes [275], han demostrado que los filtros de arena presentan una elevada capacidad de retención de partículas de tamaño entre 2 y 125 μm , consiguiendo una eliminación total de las partículas de más de 60 micras de tamaño.

El sistema de filtración mediante anillas, opera con valores de alta presión en la zona de control (anilla), causando la ruptura de flóculos o partículas, lo que genera un aumento en el número de pequeñas partículas ($<10 \mu\text{m}$) en el efluente con respecto al influente [275]. Este hecho podría explicar el rendimiento negativo, en cuanto a reducción de SST, que fue registrado en varias ocasiones en los filtros de anillas probados, datos que no se tuvieron en cuenta para el tratamiento estadístico, por considerarse anómalos. El bajo rendimiento obtenido con este tipo de filtros fue similar al registrado por otros autores [275, 276].

La reducción de SST conseguida con el filtro de arena, a pesar de ser superior que la obtenida con los filtros de anillas, se encuentra por debajo del rendimiento registrado por otros autores como Gómez y cols. [275], que evaluaron el comportamiento de este tipo de filtro, como sistema de pretratamiento para la reutilización de agua residual municipal, registrando una reducción del 54,5%.

El comportamiento de los filtros de anillas en cuanto a reducción de turbidez, muestra un patrón similar al observado con el parámetro de SST, ya que presenta también un rendimiento bajo (14,58%), sin mostrar diferencias significativas entre la calidad del influente y la del efluente. Datos similares fueron registrados por Gómez y cols. [275] con filtros de anillas empleados para el tratamiento de aguas residuales municipales, siendo en este caso el porcentaje, en cuanto a reducción de turbidez, de un 13%. La pendiente obtenida en la regresión lineal de este parámetro, fue similar a la obtenida con el parámetro de los SST. Estos resultados confirman que la calidad física y química (turbidez y sólidos en suspensión) del agua tratada a través de este

sistema de macrofiltración se verá afectada por las condiciones de funcionamiento del tratamiento secundario, lo que significa que la calidad requerida para la reutilización del agua no puede ser garantizada [275].

5.2.2.2. Membrana de UF

I. Parámetros microbiológicos

Los requisitos para la reutilización de aguas residuales vienen determinados por normas específicas y recomendaciones, existiendo cierta controversia respecto a la calidad que los efluentes deben alcanzar. Sin embargo, todas estas normas y recomendaciones se basan principalmente en consideraciones de calidad biológica [277]. Estas normas son cada vez más estrictas con el fin de evitar riesgos a la salud pública y al medio ambiente [278].

En términos de salud, la desinfección es la fase más importante del tratamiento de regeneración de aguas residuales, ya que elimina microorganismos patógenos a través de procesos físicos y químicos [93].

La tecnología de membrana ofrece una alternativa al proceso de desinfección. Estas tecnologías producen una alta calidad de efluente y no requieren la adición de reactivos químicos, evitando así la formación de subproductos nocivos, tales como el cloro y el ozono que pueden reaccionar con las impurezas orgánicas del agua para producir productos orgánicos clorados indeseables o metabolitos tóxicos. Los estudios a escala realizados por la División de Agua de la Agencia para Protección Ambiental Estadounidense (EPA) indicaron que los tratamientos superficiales del agua por coagulación, filtración y cloración pueden producir niveles de trihalometanos en el rango de 25 a 100 µg/l.

En cuanto a la evaluación del desempeño de la membrana de ultrafiltración con relación a los indicadores de contaminación microbiológica, la elección de los parámetros determinados en la investigación se realizó teniendo como referente la normativa vigente para aguas potables establecida por el Real Decreto 140/03, de 7 de febrero [218], así como el Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre [88].

Las concentraciones en el influente tuvieron una fluctuación elevada al igual que ocurrió durante el periodo de caracterización. Como ya se comentó, el origen de estos microorganismos no es exclusivo de una contaminación fecal, encontrándose

estos de forma natural en el suelo y plantas.

Una de las grandes virtudes de las membranas de ultrafiltración es su capacidad para desinfectar el agua sin problemas como las resistencias de los microorganismos al proceso de desinfección o la calidad del influente, mencionadas por otros autores [118, 164]. El rendimiento de las membranas de UF, en cuanto a reducción o eliminación de bacterias, virus y en general de agentes de contaminación microbiológica del agua, es muy elevado, encontrándose, en la mayoría de estudios realizados, en un porcentaje del 100 %, usando membranas de fibra hueca [116, 162], membranas planas [108, 163] o en membranas arrolladas en espiral [109, 164].

Esta capacidad de desinfección quedó corroborada en nuestros ensayos para el tratamiento de agua residual, con una eliminación del 100 % para los indicadores de contaminación: coliformes totales, *E.coli*, enterococos fecales, *Clostridium perfringens*, *Clostridium sulfito-reductores* y huevos de nemátodos intestinales.

Hagen [162], usando un módulo de membrana de ultrafiltración presentó una completa eliminación de bacterias, parásitos del influente durante los dos años de duración del estudio. Xia y cols. [262] y Arévalo y cols. [279], entre otros autores, usando también membranas de ultrafiltración eliminaron perfectamente todas las bacterias coliformes fecales.

Estos resultados confirman la adecuada calidad del agua residual regenerada, en caso de su reutilización para cualquier uso permitido, ya que, desde el punto de vista sanitario el agua se encuentra dentro de los niveles de calidad exigidos, tanto por el Real Decreto 140/2003, de 7 de febrero [218] como por el Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre [88], así como las Recomendaciones de la OMS.

II. Turbidez y SST

Los parámetros físico-químicos fueron elegidos en base a la normativa vigente, en donde vienen catalogados dichos parámetros medibles en el agua regenerada para su reutilización, con sus respectivos límites, y así garantizar una calidad del agua en optimas condiciones.

Parámetros como la turbidez y los sólidos en suspensión nos dan una idea del aspecto estético del agua. Estos parámetros se utilizan cada vez mas para monitorizar organolépticamente la calidad de las aguas reutilizadas, debido a su bajo coste, a su

fácil análisis y sobre todo al grado de información que proporcionan [280].

Ambos parámetros mejoran considerablemente con la aplicación de las membranas de ultrafiltración, debido al efecto de tamizado sobre las partículas presentes en el agua [279].

La calidad del agua, en cuanto al nivel de SST y turbidez, se mantuvo más o menos constante a lo largo de todo el periodo de experimentación, independientemente del tiempo de funcionamiento y la calidad del influente, el cual presentó importantes fluctuaciones a lo largo del periodo de ensayo. Este comportamiento es propio de sistemas de tamizado tal como se ha valorado por otros investigadores [152].

El agua, tras el tratamiento con la membrana de UF, redujo los niveles de sólidos en suspensión, de manera significativa, en un 94%, registrando un valor medio de 22,70 mg/L. Asimismo, la turbidez disminuyó significativamente en un 98%, hasta un valor medio de 20,47 NTU. Este elevado rendimiento, superior al 90%, en cuanto a reducción de SST y turbidez, se ha registrado en numerosos estudios realizados con membranas de UF de distinta configuración [108, 109, 116, 162, 262, 279].

A pesar de los elevados rendimientos obtenidos con la membrana de UF, la calidad del permeado, en cuanto a concentración media de SST, no cumple con todos los criterios de calidad establecidos por el Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre [88], ya que el valor máximo admisible, para este parámetro, oscila entre 5 y 35 mg/L. Concretamente, el agua regenerada podría reutilizarse en usos agrícolas que empleen un riego donde no exista contacto directo del agua con partes comestibles, en todos los usos industriales, excepto para torres de refrigeración y condensadores evaporativos, para un uso recreativo en los que esté impedido el acceso del público al agua y en determinados usos ambientales.

El parámetro de la turbidez, a pesar de verse reducido drásticamente tras el tratamiento de ultrafiltración, presenta unos niveles por encima de los límites establecidos por el Real Decreto 1620/07, de 7 de febrero [88], donde el valor máximo admisible es de 15 NTU. Sin embargo existen distintas aplicaciones del agua regenerada donde no se fija límite de turbidez, como es el caso de los usos recreativos donde esta impedido el acceso al público, o en algunos usos agrícolas.

Tal y como otros autores han descrito, la concentración de SST y la turbidez en el influente estudiado, no afecta a la calidad del efluente [108, 279, 281, 282]. Es fundamental resaltar que la inclusión de los pretratamientos no variaron de manera significativa los rendimientos obtenidos con la membrana de ultrafiltración en cuanto a reducción de SST, turbidez y eliminación de microorganismos, al igual que ocurrió en otros estudios donde se evaluó el mismo tipo de membrana de ultrafiltración aunque con un influente de una calidad muy superior [135].

III. Conductividad y pH

El pH del agua no presentó variaciones significativas en cuanto a la calidad del influente con respecto de la del efluente usando la membrana de ultrafiltración con pretratamiento.

Liu, y cols. [283], realizaron experimentos a escala piloto con membranas de ultrafiltración de diferentes tamaños de poro, para investigar, entre otros, la posibilidad de retención de determinados nutrientes y contaminantes. Entre los parámetros que estudiaron se encontraba la conductividad del agua a la entrada y salida de las membranas, observándose en todos los casos variaciones inapreciables del orden del 2%. En nuestro caso, la reducción en el contenido de sales a la salida de la membrana de UF, fue del 18%, debido a la eliminación de partículas que podrían considerarse por su tamaño como disueltas.

El parámetro de la conductividad se utiliza como indicador de vertidos y como evaluador del uso de un agua para riego, por lo que se ha tenido en cuenta en el Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre [88], en caso de reutilización de agua regenerada para un uso agrícola. Las características del agua regenerada, que requieran información adicional, deberán cumplir, entre otros, un valor máximo admisible de conductividad de 3.000 $\mu\text{S}/\text{cm}$.

Según la conductividad media registrada en el permeado durante el periodo de muestreo (2.954 $\mu\text{S}/\text{cm}$.), y teniendo en cuenta la clasificación de la salinidad del agua propuesta por Ayers y Westcot [58], el agua a la salida de la membrana de ultrafiltración, se puede clasificar como un agua de salinidad ligera, siendo el grado de restricción de uso para riego (riesgo de salinización sobre la planta) de ligero a moderado [58].

En el caso de las aguas regeneradas, la salinidad final depende de la concentración de sales del agua residual bruta y de los procesos de depuración y regeneración que preceden a su uso [284]. En nuestro caso, la elevada salinidad del agua procede del agua residual bruta, ya que esta es a su vez una mezcla de distintos vertidos dentro de la propia fábrica y uno de ellos procede del rechazo de los equipos de ósmosis empleados dentro del proceso fabril. Este problema, como se ha comprobado, no podrá ser solucionado con el empleo de la membrana de ultrafiltración, como único tratamiento del agua para su regeneración, ya que como se ha comentado en más de una ocasión, la ultrafiltración elimina esencialmente partículas coloidales y algunos de los contaminantes disueltos más grandes ($0,01\mu\text{m}$) o una masa molar de 20000 daltons, así como la mayor parte de microorganismos patógenos. Para la retención de sales y solutos de bajo peso molecular se emplean membranas de OI, las cuales eliminan prácticamente todas las sales y solutos de tamaño inferior a $0,0001\mu\text{m}$ (virus, bacterias, ácidos húmicos, quistes, polen, sales, etc.). Debido a esto, la OI es la elección cuando se necesita agua muy pura [93].

Para la eliminación de estas sales, una de las líneas más extendidas, y que consigue un mayor rendimiento, consiste en una combinación de UF o MF con un tratamiento de OI, reduciendo la salinidad entre 80 y 90% [93].

En cualquier caso, la segregación de efluentes en origen y un adecuado tratamiento siempre se prefiere a un tratamiento de fin de línea.

El pH del agua es también un factor influyente en el agua de riego, afectando a la nutrición de la planta, de esta manera un agua con pH comprendido entre 6,5-8,5 [58, 60] se considera apta para su uso en riego, y su importancia radica en que afecta a la solubilidad y fijación de los metales y a la alcalinidad de los suelos. En nuestro caso, el permeado presenta un pH medio de 7,63 por lo que su grado de restricción de uso para riego es nulo, ya que se encuentra dentro del rango establecido como pH normal para la nutrición de la planta.

IV. DQO

La materia orgánica biodegradable está compuesta principalmente por proteínas, carbohidratos y grasas animales. Si un agua residual se vierte al entorno directamente sin tratar, su estabilización biológica puede llevar al agotamiento de los recursos naturales de oxígeno y al desarrollo de condiciones sépticas. Este

contaminante se mide, en la mayoría de los casos, en función de la DBO y de la DQO [45].

El parámetro de la DQO se ha tenido en cuenta debido a la importancia que tiene como indicador de contaminación orgánica en aguas residuales y a que está contemplado en el Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre [88], como “otros contaminantes contenidos en la autorización de vertido de aguas residuales, cuya entrada deberá ser limitada al medio ambiente” (Anexo II del Real Decreto 849/1986, de 11 de abril, por el que se aprueba el Reglamento del Dominio Público Hidráulico). Además, este parámetro está presente, a altas concentraciones, en el agua residual industrial objeto de estudio, tal y como ha quedado reflejado en la bibliografía y en el estudio de caracterización del agua realizado durante la Fase I del proyecto de investigación.

El permeado presenta un nivel medio de DQO relativamente bajo (113,88 mg/L), si se compara con los que presentaba el agua residual antes de su tratamiento mediante el sistema de membrana de UF. Esto supone una eficacia elevada, por parte de la membrana, del 84%, si se compara con otros estudios realizados con membranas de ultrafiltración de características similares. Existen casos donde se han registrado unos rendimientos superiores, tales como los estudios realizados por Lowe y Hossain [154], que usando membranas planas de celulosa, concluyen que, bajo ciertas condiciones especiales de caudal y tiempo de producción, se puede eliminar hasta un 90% la materia orgánica natural disuelta en las muestras de agua tratadas. Otros autores como Kyu-Hon y cols. [285], empleando membranas de ultrafiltración de tamaño de poro de 0,1 μm , han alcanzado eficiencias de remoción aún mayores (93%).

Sin embargo, otras investigaciones muestran rendimientos inferiores, en cuanto a eliminación de materia orgánica por parte de las membranas de UF, tales como los realizados por Tchobanoglous y cols. [129], que desarrollaron una investigación sobre ultrafiltración como un proceso avanzado de tratamiento de aguas residuales municipales, ensayando con membranas de polisulfona de fibra hueca. Durante la experimentación obtuvieron un rendimiento, en cuanto a reducción de DQO, del 78%. Otros estudios realizados por Gadani y cols. [286] sobre la ultrafiltración como tratamiento terciario, con membranas de fibra hueca, consiguieron una reducción de la DQO del 51%. Estudios similares más recientes

[279], empleando una membrana de ultrafiltración de configuración plana y con un tamaño de poro de 0,05 μm , para el tratamiento y reutilización de agua residual urbana, consiguen un rendimiento del 27%.

Estudios recientes [287] muestran resultados similares en el tratamiento de aguas con elevada carga orgánica mediante membranas de ultrafiltración de polisulfona, obteniendo un rendimiento del 65%. Estos resultados fueron mejorados incorporando al sistema de tratamiento una membrana de OI, consiguiendo una mayor eliminación de DQO (98%) y DBO₅ (98%).

Membranas de ultrafiltración de un tamaño de poro 0,03 μm consiguieron un 60% de reducción de DQO [288].

Arnal y cols. [109], usaron membranas de ultrafiltración arrolladas en espiral para tratar agua con un alto grado de contaminación orgánica, midiendo la eficiencia en la mejora de las características físico-químicas como DQO, DBO₅ y obtuvieron un rendimiento del 78%, en cuanto a eliminación de DQO. Sin embargo Lubello, y cols. [116], emplearon membranas de UF de fibra hueca para tratar y reutilizar agua residual industrial y obtuvieron rendimientos mas bajos (34%).

Todos estos estudios muestran un amplio abanico de rendimientos en cuanto a eliminación de materia orgánica por parte de las membranas de UF, lo que indica que, en principio, no se puede establecer un patrón de trabajo generalizado, ya que este depende, en gran medida, del tipo y calidad de efluente a tratar, así como de la configuración de la membrana de ultrafiltración que se emplee para tal fin.

5.3. COMPARACIÓN CON OTRAS ALTERNATIVAS DE TRATAMIENTO

Existen otras tecnologías para el tratamiento de aguas residuales por procesos de membrana en el mercado, que son muy competitivas y que debido a las características del tipo de agua a tratar, serian una buena alternativa al proceso de membranas de UF que ha sido empleado en este estudio. Una de las alternativas son los Reactores Biológicos de Membrana o MBR.

Esta tecnología no fue considerada en un principio ya que un biológico adicional a un secundario, sólo demostraría que el tratamiento secundario existente o esta infradimensionado o esta mal operado. En cualquier caso es siempre más

rentable incrementar el rendimiento de remoción de DBO₅ del secundario, que añadir un segundo biológico en serie.

Los birreactores de membrana se pueden definir como la combinación de dos procesos básicos (degradación biológica y separación por membrana) en un proceso único, en el que los sólidos en suspensión y microorganismos responsables de biodegradación son separados del agua tratada, mediante una unidad de filtración por membrana. La totalidad de biomasa está confinada dentro del sistema, proporcionando un control perfecto del tiempo de permanencia de los microorganismos en el reactor (edad del fango) y la desinfección del efluente [289].

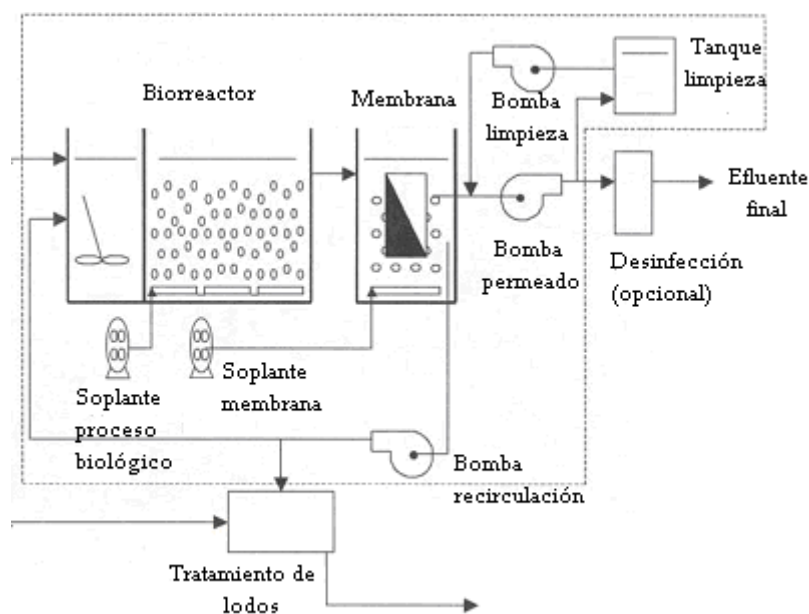


Figura 93. Esquema del proceso de tratamiento de agua mediante la tecnología MBR con membrana sumergida externa.

Se ha seleccionado esta tecnología como posible alternativa a la membrana de UF, porque presenta una serie de ventajas frente a un tratamiento convencional de fangos activados, tales como la eliminación del decantador secundario, reduciendo de este modo el espacio requerido para su instalación, operación del reactor con elevadas concentraciones de sólidos (4-15 g SST/L) y gran estabilidad frente a vertidos de alta carga contaminante, además, producen menos fangos que los sistemas

convencionales. Pero la mayor ventaja y en base a la cual nos hemos basado para proponer esta tecnología como posible alternativa, está en la calidad del agua tratada que puede presentar un elevado nivel de calidad, con niveles de DBO de 5 mg/L y SST de 1 mg/L [290, 291].

En la actualidad el uso de MBR está reservado a situaciones específicas que requieran una alta calidad de efluente (DQO y desinfección) y principalmente para reutilización de agua o para efluentes industriales de alta concentración [289].

Los porcentajes típicos de eliminación de DQO, DBO y SST superan en muchos casos los 95, 98 y 99%, respectivamente, por lo que en principio y teóricamente, conseguiríamos un efluente de calidad superior al obtenido con la membrana de UF arrollada en espiral. Existen ejemplos de rendimientos del proceso del MBR para tratamiento de aguas residuales urbanas con unas concentraciones de DQO y SST similares a las registradas en el agua residual obtenida a la salida de la EDARI. Por ejemplo un agua residual urbana con una concentración de SST entre 80 y 460 mg/L consigue un efluente con un nivel de SST < 5 mg/L [292] y para un influente con un nivel de DQO de 620 mg/L, consigue una reducción del 98,2%, hasta una concentración de 11 mg/L [293]. Por otro lado, estudios realizados con la tecnología MBR para el tratamiento de aguas residuales industriales, obtienen efluentes de alta calidad que pueden ser considerados aptos para su reutilización, registrando rendimientos entre 86-91%, en cuanto a reducción de DQO, 98-99%, en cuanto a reducción de DBO y 93-99% en cuanto a reducción de turbidez [294]. En este último caso se consigue un Flux de 15 lm^2h^{-1} .

Estudios recientes [279] comparan el rendimiento de un MBR y de una membrana de UF plana, para la reutilización de aguas residuales urbanas a partir de un mismo influente. Las principales diferencias encontradas en los efluentes de ambos sistemas fueron el contenido en materia orgánica (DQO), que fue significativamente menor, concretamente un 36% menos, en el efluente del MBR, y el contenido de *E.coli*, que en el efluente de la membrana de UF fue de 0 UFC/100 mL y sin embargo en el efluente del MBR fue 35 UFC/100 mL, existiendo diferencias significativas entre ambos resultados. La concentración de SST registrada en ambos efluentes no presentó diferencias significativas, lo que indica que, en principio, para este parámetro son igual de eficaces las dos tecnologías.

I. Planteamiento global para el diseño de UF vs. MBR

Los factores que deberían estar incluidos a la hora de tomar decisiones en cuanto al proceso o procesos de tratamiento del agua, comprenden, entre otros [97]:

1. Remoción de contaminantes
2. Calidad de la fuente original del agua
3. Fiabilidad
4. Condiciones existentes
5. Flexibilidad del proceso
6. Capacidades de la instalación
7. Costes
8. Compatibilidad

Concretamente, para el diseño de un MBR se deben tener en cuenta tres parámetros independientes: factores biológicos, factores hidrodinámicos y membranas. La influencia de estos parámetros sobre los costes de inversión y operación es compleja y en muchos casos antagónica [289].

Los costes de inversión incluirían obras civiles, equipos de tratamiento de fangos y las membranas. Los costes de operación, por otro lado incluirían el tratamiento y evacuación de fangos, energía para aireación (aeróbica), energía de filtración y frecuencia de limpiezas.

En el caso particular que nos ocupa, el principal problema que existe es que al recibir un efluente que varía en caudal y carga y que además presenta periodos de interrupción prolongados, hace que en el reactor biológico, al no recibir materia orgánica, la biomasa pueda perder actividad o incluso desaparecer por inanición, aunque se mantenga el aporte de oxígeno de manera ininterrumpida. Además, en muchos casos requiere la aportación de materia orgánica artificialmente o nutrientes para evitar estos episodios. Todo esto, materia orgánica artificial y aireación continua, supondría un coste de operación adicional, lo cual supone un encarecimiento del tratamiento.

A pesar de que cada aplicación es diferente, y no puede determinarse a priori la inversión y los costes de explotación por estimación, se ha hecho un estudio comparativo de dos plantas piloto. Los datos referidos a la membrana de UF son

reales, obtenidos de la empresa suministradora de la planta piloto empleada para el estudio, sin embargo los datos de la planta piloto MBR, son datos obtenidos a partir de la bibliografía, pero que nos pueden servir de gran ayuda a la hora de evaluar ambas tecnologías.

Tabla 90. Comparación del coste de inversión y explotación del tratamiento del agua por procesos de membrana de UF y MBR

MBR	UF
Datos facilitados por: Dynatec Systems	Datos facilitados por: Alkary Getra, S.L.
Técnica: UF+MBR	Técnica: Ultrafiltración
Proceso: Reactor biológico integrado de crecimiento suspendido con un sistema de membrana de ultrafiltración	Proceso: sistema de membrana de UF de configuración en espiral, diseño sumergible, aireación forzada y presión de permeado negativa
Componentes: Planta piloto compuesta por un Reactor biológico y un Módulo de membrana (fibra hueca)	Componentes: Planta piloto compuesta por un Módulo de membrana de UF
Coste planta piloto: 32.739 €	Coste planta piloto: 30.861 €
Coste explotación: 0,16-0,28 €/m ³ [295]	Coste explotación: 0,07-0,108 €/m ³ [295]

Como se puede observar en la **Tabla 90**, desde el punto de vista económico, las membranas de UF parecen ser más rentables que los MBR, ya que su coste de inversión y explotación es menor. A estos costes habría que añadirles los costes por analíticas de acuerdo al RD 1620/2003, de 7 de diciembre [88] y en el caso concreto del MBR, habría que añadir, además, los costes adicionales (aireación y materia orgánica artificial) comentados anteriormente, por lo que la diferencia económica, en nuestro caso, sería aún mayor.

Autores como Lubello y cols. [116], realizaron un estudio piloto para el tratamiento terciario de aguas residuales industriales, empleando el proceso de UF para su reutilización, llegando a la conclusión de que tanto desde el punto de vista de la calidad obtenida del permeado como desde el punto vista económico, esta era la alternativa más viable. Recientemente, se han realizado estudios mas específicos, comparando la tecnología de membranas de UF, para el tratamiento de aguas

residuales industriales, concretamente, membranas de fibra hueca y membranas arrolladas en espiral, llegando a la conclusión de que, tanto desde el punto de vista del coste de inversión como del coste de operación/explotación, es más rentable la membrana de UF arrollada en espiral [296], ya que puede reducir el coste total un 9%.

Por todo esto, la tecnología de membrana de UF, como tecnología principal de tratamiento del agua residual procedente de la EDARI, sería, teóricamente, la más rentable desde el punto de vista económico.

Por otro lado la calidad del agua que obtendríamos con la tecnología MBR posiblemente sería de mayor calidad en cuanto a la DQO, pero sin embargo desde el punto de vista de la salud pública presentaría una calidad inferior, por lo que sería necesario incluir, al sistema de tratamiento MBR, una segunda barrera microbiológica que encarecería aún más tanto el coste de inversión como el coste de explotación.

Otra de las ventajas de utilizar la membrana de UF arrollada en espiral, es que el rechazo que genera, presenta una concentración de DQO de 885,71 mg/L y una concentración de SST de 405,61 mg/L, por lo que este efluente podría ser recirculado a la cabecera de la EDARI, mejorando así la calidad del agua antes de su paso por el tratamiento secundario, ya que, según datos facilitados por la fábrica, el agua residual generada por la fábrica presenta una mayor carga orgánica y de SST (DQO: 1.753 mg/L; SST: 619 mg/L).

**CAPÍTULO 6. NECESIDAD DE INVESTIGACIONES
FUTURAS**

6. NECESIDAD DE INVESTIGACIONES FUTURAS

Tras la realización de este proyecto y habiendo cumplido con los objetivos planteados en un principio, se proponen nuevas líneas de investigación, tales como:

1. Probar otras opciones de pretratamiento como la coagulación-floculación o la precipitación con cal-carbonato, con el fin de evidenciar cual sería la efectividad frente a la materia orgánica natural y la dureza del agua, respectivamente.
2. Analizar la distribución de partículas tanto en el influente como en el efluente de la membrana de UF arrollada en espiral, ya que dicha información nos podría asesorar sobre posibles problemas con la PTM y el grado de ensuciamiento de la membrana, de manera más fiable que el contenido de SST o la turbidez del agua.
3. Comprobar la efectividad del proceso de tratamiento utilizando otro tipo de membrana con diferente conformación, peso molecular y material.
4. Ensayar diferentes tipos de tratamiento para evitar ensuciamiento.
5. Ensayar diferentes tecnologías de configuración de las membranas para aumentar su rendimiento y la PTM.

CAPÍTULO 7. CONCLUSIONES

7. CONCLUSIONES

1. La calidad de los efluentes del tratamiento secundario de una industria cervecera, tras los ensayos continuados por un periodo de un año, se demuestra que se encuentra en los siguientes valores medios: para DBO₅: 160,89 mg/L; DQO: 622,10 mg/L; nitrógeno total Kjeldahl: 44,46 mg/L; Amonio: 5,52 mg/L; nitritos: 0,18 mg/L; nitratos: 5,71 mg/L; SST: 375,59 mg/L; turbidez: 689,60 mg/L; coliformes totales: $1,39 \times 10^8$ UFC/100 mL; *E.coli*: $3,36 \times 10^{10}$ UFC/100 mL; enterococos fecales: $2,29 \times 10^4$ UFC/100 mL; *Clostridium sulfito-reductores*: el 47,05% de las muestras presenta contaminación; *Clostridium perfringens*: ausencia total; huevos de nematodos intestinales: ausencia total .
2. Se concluye que el agua residual, una vez procesada sólo con el Tratamiento Secundario, no se puede reutilizar para aplicaciones recreativas y riego de zonas verdes, de acuerdo con la normativa aplicable. Esto es especialmente debido a que los niveles de SST, turbidez y coliformes totales son superiores a los establecidos como aceptables, por lo que se requiere un Tratamiento Terciario adicional para conseguir la calidad del agua requerida.
3. Se comprueba que para el adecuado funcionamiento de un tratamiento de UF es necesario instalar un sistema de prefiltración. De los ensayos realizados utilizando filtros de anillas y filtro de arena, se deduce que estos últimos presentan un rendimiento muy superior a los anteriores para la eliminación de SST (36,60% frente a 17,23%)
4. Los filtros de arena a presión, con lechos desestructurados de altura 545 mm, tienen un rendimiento de eliminación de SST que responde a la ecuación $y=0,6609x+4,6505$, siendo la x la concentración de SST en mg/L del influente, verificándose para concentraciones inferiores a 600 mg/L.
5. Se comprueba que el ciclo óptimo, en cuanto a productividad, para asegurar un rendimiento máximo en las condiciones de trabajo especificadas, es de 1.100 s, con una tasa media de producción de 1,93 L/min, por unidad de membrana SpiraSep 900.

6. Se demuestra que los ciclos óptimos, en cuanto a permeabilidad, para asegurar un rendimiento máximo en las condiciones de trabajo especificadas, son 300 y 500 s, consiguiendo un Flux medio de 8,75 y 8,13 Lm²h¹ respectivamente.
7. Se verifica que para el uso de membranas de UF arrolladas en espiral, con un pretratamiento mediante filtro de arena a presión con altura de lecho 545 mm de altura, aumenta la permeabilidad de la membrana (flux) en un 45% con respecto al rendimiento obtenido empleando como pretratamiento filtros de anillas de 20 µm.
8. La adopción de tratamientos complementarios para reducir el grado de ensuciamiento, permiten mejorar de forma importante la permeabilidad de la membrana estudiada (Flux). Así, para dosis de ácido cítrico de 9 mL/min. se aumenta significativamente el Flux de 5,85 Lm²h⁻¹ a 7,46 Lm²h⁻¹.
9. Se demuestra que las membranas UF arrolladas en espiral son una barrera de seguridad total para las bacterias. Así se comprobó que para coliformes totales, *E.coli*, enterococos fecales y *Clostridium sulfito-reductores*, no se encontró ninguna UFC en el efluente durante toda la experimentación. Esta calidad ha permanecido inalterable a lo largo de toda la experimentación, independientemente de la calidad del influente.
10. Se verifica que el rendimiento de eliminación de contaminantes para el uso de membranas UF arrolladas en espiral, se encuentra en el 94% para SST, 95% para turbidez, 84% DQO, 18% conductividad y 100% coliformes totales, *E.coli*, enterococos fecales y *Clostridium sulfito-reductores*.
11. Este proceso es perfectamente aplicable a condiciones de operación intermitentes, no presentando variaciones significativas tras 12 meses de experimentación con ciclos de funcionamiento-parada, en condiciones reales de operación, siempre que se realicen adecuadamente las rutinas de limpieza establecidas por el fabricante.
12. Se comprueba que el agua regenerada tras su paso por la membrana de UF arrollada en espiral, cumple con los criterios de calidad establecidos, según el RD 1620/2007, de 7 de diciembre, para reutilización en determinados usos recreativos (en los que está impedido el acceso del público al agua), agrícolas (riego sin

contacto directo del agua regenerada con las producciones), ambientales e industriales (aguas de proceso y limpieza para uso en la industria alimentaria).

CAPÍTULO 8. BIBLIOGRAFÍA

8. BILIOGRAFÍA

1. FAO. 2000- 2002 world beer production. BIOS International. 2003; 8(2): 47-50.
2. Fillaudeau L, Blanpain-Avet P, Daufin G. Water, wastewater and waste management in brewing industries. Journal of Cleaner Production. 2006; 14: 463-471.
3. Ciancia S. Micro-brewing: a new challenge for beer. BIOS International. 2000; (2): 4-10.
4. Levinson J. Malting-brewing: a changing sector. BIOS Internacional. 2002; 5(1): 12-5.
5. Cerveceros de España y Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino (MARM). 2008. Informe socioeconómico del sector de la cerveza en España 2008
6. Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino (MARM). Disponible en: <http://www.marm.es>.
7. Instituto Interamericano de Cooperación para la Agricultura (IICA). Industria de la cerveza- Guía para la Aplicación del Sistema de Análisis de Riesgos y Control de Puntos Críticos (ARCP). Series Agroalimentarias- Cuadernos de Calidad; 1999.
8. Canales C. Guía de Mejores Técnicas Disponibles en España del sector Cervecerero. Madrid: Centro de Publicaciones Secretaría General Técnica, Ministerio de Medio Ambiente; 2005.
9. Martins J, Soria M. Gestión integral del agua en la industria cervecera. Cerveza y Malta. 2000; XXXVII(3), 147: 39-42.
10. Unterstein K. Energy and water go to make beer. Brauwelt Internacional. 2000; 18(5): 368-70.
11. Perry M, De Villiers G. Modelling the consumption of water and other utilities. Brauwelt International. 2003; 5(3): 286-90.
12. Perry M. The handbook of brewery effluent. Brewery Effluent Services. South Africa. 1997.

13. Vriens L; Van Soest H, Verachtert H. Biological treatment of malting and brewing effluents. *Biotechnol.* 1990; 10(1): 1-46.
14. van Oeveren, PW. Waste management in brewery operations. *Tech Q Master Brew Assoc Am.* 1993; 30(3): 104-108.
15. Suárez M. Contaminación en la fabricación de bebidas. En: *Curso sobre inspección y control de vertidos en redes de saneamiento.* Barcelona: Área Metropolitana de Barcelona. Entitat del medi ambient; 2006.
16. Garrido Escudero A. Strategies for development of industrial hydroefficiency policies promoted by the water supply services. *Journal of the International Water Association.* 2002.
17. Driessen W, Vereijken T. Recent developments in biological treatment of brewery effluent. In: *The Institute and Guild of Brewing Convention.* Livingstone, Zambia; 2003.
18. Gil AL. Aspectos técnicos del tratamiento de efluentes. S.A. El Águila. *Cerveza y Malta.* 1995; XXXII(2), 126: 16-25.
19. Driessen W, Yepeert P. Anaerobic treatment of low, medium and high strength effluent in the agro-industry. *Water Sci.Technol.* 1999; 40: 221-228.
20. Glas K. Waste water. In: Hans M, editor. *Handbook of Brewing. Processes, Technology, Markets.* Weinheim: WILEY-VCH; 2009. p. 621-641.
21. Arrieta J, Cantera E, Zuñiga I. 1998. Depuración de efluentes de cervecería aplicación de nuevos procesos anaerobios. *Cerveza y Malta.* 1998; XXXV(2), 138: 17-30.
22. Rodríguez J, Martínez S. Comparative anaerobic of wastewater from pharmaceutical, brewery, paper, and amino acid producing industries. *J Ind Microbiol Biotechnol.* 2005; 32: 691-696.
23. O'Rourke J, Tomlinson H. Effects of brewery wastes on treatment. *Industrial Water & Waste.* 1962; 2.
24. *Environmental Management in the Brewing Industry (EMBI).* United Nations Environment Programme; 1996.
25. CBMC- The Brewers of Europe. 2002.

26. Parawira W, Kudita I, Nyandoroh M, Zabulla R. A study of industrial anaerobic treatment of opaque beer brewery wastewater in a tropical climate using a full-scale UASB reactor seeded with activated sludge. *Process Biochem.* 2005; 40: 593.
27. Rodríguez A, Letón P, Rosal R, Dorado M, Villar S, Sanz JM. Tratamientos avanzados de aguas residuales industriales. Informe de vigilancia tecnológica. Fundación para el conocimiento. Madrid: CEIM; 2006.
28. Brito A, Peixoto J, Oliveira JM, Costa C, Nogueira R, Rodrigues A. Brewery and Winery Wastewater Treatment: Some Focal Points of Design and Operation. *Chemistry and Materials Science.* 2006; 109-131.
29. Fischer W. Reprocessing or disposal of kieselguhr sludge? *Brauwelt International.* 1992; (1): 60-5.
30. Knirsch M, Penschke A, Meyer-Pittroff R. Disposal situation for brewery waste in Germany - results of a survey. *Brauwelt International.* 1999; 4: 477-81.
31. Bonnacchelli B, Harmegnies F, Tigel R. Beer filtration with regenerable filter aid: semi-industrial results. In: Fachverlag HC, editor. *Proceeding of the 27th European Brewery Convention.* Oxford: IRL Press; 1999. p. 801-814.
32. Rahier G, Hermia J. Clarification and stabilization of beer with a regenerative adjuvant. *Cerevisia.* 2001; 26(4): 204-9.
33. Daufin G, Escudier JP, Carrère H, Bérot S, Fillaudeau L, Decloux M. Recent and emerging application of membrane processes in food and dairy industry. *Trans I Chem E.* 2001; 79(A): 1-14.
34. Rodrigues A, Brito A, Melo L. Post-treatment of a brewery wastewater using a sequencing Batch Reactor. *Water Environ. Res.* 2001; 73: 45.
35. Nogueira R, Melo L, Purkhold U, Wagner M. Nitrifying and heterotrophic population dynamics in biofilm reactor: effects of hydraulic retention time and the presence of organic carbon. In: Wilderer P, Wuert S, editors. *Modern Scientific Tools in Bioprocessing.* Amsterdam: Elsevier; 2002. p. 469-481.
36. Kassam Z, Yerushalmi L, Guiot S. A market study on the anaerobic wastewater treatment systems. *Water Air Soil Pollut.* 2003; 143: 179-192.

37. Fdez-Polanco F, García PA. Depuración anaerobia de aguas residuales. En: Jornadas Tratamiento de Aguas Residuales Industriales. Oviedo: Universidad de Valladolid, Dpto Ingeniería Química; 1996.
38. Batston D, Keller J, Blackall L. The influence of of substrate kinetics on the microbial community structure in granular anaerobic biomass. *Water Res.* 2004; 38:1390.
39. Zielinski R, McWhorter T. Performance studies of brewery waste treatment at PABST, Georgia: Pabst Brerwing Co. and Hussey, Gay, Bell and McWhorter; 1976.
40. Ley 4/2009, de 14 de mayo, de Protección Ambiental Integrada de la Región de Murcia. *Boletín Oficial de la Región de Murcia (BORM)*. 2009; 116.
41. Decreto 16/1999, de 22 de abril, sobre Vertidos de Aguas Residuales Industriales al Alcantarillado. *Boletín Oficial de la Región de Murcia (BORM)*. 1999; 97.
42. Orden de 13 de agosto de 1999 por la que se dispone la publicación de las determinaciones de contenido normativo del Plan Hidrológico de Cuenca del Segura, aprobado por el Real Decreto 1664/1998, de 24 de julio. *Plan Hidrológico de la Cuenca del Segura. Boletín Oficial del Estado (BOE)*. 1999; 205.
43. Pettygrove G, Asano T. *Irrigation whit Reclaimed Municipal Wastewater- A Guidance Manual*. Chelsea, MI: Lewis Publisher, Inc; 1985.
44. Sterritt R, Lester J. *Microbiology for Environmental and Public Health Engineers*. New York: E. & F.N. Spon Ltd; 1988.
45. Metcalf & Eddy. *Ingeniería de las aguas residuales, tratamiento, vertido y reutilización*. 3ª ed. Madrid (España): McGraw-Hill; 2000.
46. Ongerth H, Ongerth J. Health Consequences of Wastewater Reuse. *Ann Rev Public Health*. 1982; 3: 419-444.
47. Salgot M, Folch M. La reutilización del agua en la Región de Mediterránea: realidad y perspectivas. En: Navarro TM, coordinadora. *Reutilización de las aguas regeneradas. Aspectos tecnológicos y jurídicos*. Murcia (España): Instituto Euromediterráneo del Agua (IEA); 2010. p. 39-53.

48. Aquarec. Integrated Concepts for Reuse of Upgraded Wastewater. Comision Europea, contrato EVK1-CT-2002-00130. 2006. Available at: <http://www.aquarec.org/>.
49. Kennedy L, Tsuchihashi R. Is water reuse sustainable? Factors affecting its sustainability. *The Arabian Journal for Science and Engineering*. 2005; 30 (2c).
50. Levine A, Asano T. Recovering Sustainable Water from Wastewater. *Environ Sci Technol*. 2004; 38 (11).
51. US Environmental Protection Agency (EPA). Guidelines for Water Reuse; 2004. Available at: <http://www.epa.gov/nrmrl/wswrd/dw/smallsystems/pubs/625r04108.pdf>.
52. State of California. Recycled Water Use in California. Sacramento, CA: California State Water Resources Control Board, Office of Water Recycling; 2003.
53. State of Florida. Reuse Inventory. Tallase. Florida Department of Environmental Protection, Division of water Resources Management, 2004. 2003.
54. Ministerio de Medio Ambiente. Plan Nacional de Calidad de las Aguas: Saneamiento y Depuración 2007-2015; 2007. Disponible en: http://www.mma.es/secciones/medios_comunicacion/prensa/notas_pre/2007/06/PlanNacionalCalidadAguas.pdf.
55. National Research Council. Use of Reclaimed Water and Sludge in Food Crop Irrigation. Washington, DC: National Academy Press; 1996.
56. Sagik BP, Moore BE, Sorber CA. Infectious Disease Potential of Land Application of Wastewater. In: McKim HL, Cold Regions Research and Engineering Lab Hanover NH, authors. State of knowledge in Land Treatment of Wastewater. Vol.1. Hanover (New Hampshire); 1978. p. 35-46.
57. Hurst CJ, Benton WH, Stetler RE. Detecting Viruses in Water. *J Am Water Works Assoc*. 1989; 81(9): 71-80.
58. Ayers R, Westcot D. Water quality for Agriculture. Vol. 29. Roma: Food and Agriculture Organization of the United Nation (FAO). 1985.
59. Sala L, Millet X. Aspectos básicos de la reutilización de las aguas residuales regeneradas para el riego de campos de golf. En: Jornadas Técnicas de la Federación Española de Golf. Madrid: Consorcio de la Costa Brava; 1995.

60. Mujeriego R. Riego con agua residual municipal regenerada. Manual práctico. Barcelona: Universitat Politècnica de Catalunya; 1990.
61. Postel S. Pillar of Sand: Can the Irrigation Miracle Last?. Washington, DC: Worldwatch Institute; 1999.
62. López J, López J. El Diagnóstico de Suelos y Plantas. 3ªed. Barcelona: Mundi Prensa; 1998.
63. Olías M, Cerón JC, Fernández I. Sobre la utilización de la clasificación de las aguas de riego del U.S. Laboratory Salinity (USLS). Geogaceta. 2005; 37: 111-113.
64. Reed S, Crites R. Handbook of Land Treatment Systems for Industrial and Municipal Wastes. Parks Ridge, NJ: Noyes Publications; 1984.
65. Richards LA. Diagnosis and improvement of saline and alkali soils. USDA Agricultural Handbook. Vol.60. Washington DC: US Department of Agriculture; 1954.
66. Suárez D. Relation between pH and Sodium Adsorption Ratio (SAR) and Alternative Method of Estimating SAR of Soil or Darinage. Water. Soil Sci Soc Am J. 1981; 45: 469.
67. Mancino C, Pepper I. Irrigation of turfgrass with wastewater. Wastewater Reuse for Golf Course Irrigation. Chelsea, Michigan: Lewis Publishers; 1994.
68. Crook J. Quality Criteria for Reclaimed Water. Water Sci.Technol. 1991; 24(9), 109-121.
69. Rowe D, Abdel-Magid I. Handbook of Wastewater Reclamation and Reuse. USA: Lewis Publisher; 1995.
70. State of California. Wastewater Reclamation Criteria, California Administrative Code, Title 22. Calif. Dept. Berkeley: Health Services, Sanitary Engineering Section, CA; 1978.
71. FAO. Investigation and Feasibility Study of an Irrigation Project South of Lake Chad. Roma: Food and Agriculture Organization of the United Nations (FAO); 1973.
72. Asano T, Levine D. Wastewater reclamation, recycling and reuse: an introduction. In: Asano T, editor. Wastewater reclamation and reuse. Lancaster: Technomic Publishing. 1998.

73. Fields BS. 2002. Legionellae and legionnaire's disease. In: Hurst CJ, Crawford RL, autors. *Manual of Environmental Microbiology*. Washington, DC: American Society for Microbiology; 2002. p. 860–870.
74. Yates M. Monitoring concerns and procedures for human health effects. In: *Wastewater Reuse for Golf Course Irrigation*. Boca Raton: US Golf Association; 1997. p.143–171.
75. Alonso M, Dionisio L, Bosch A, Pereira de Moura B, García-Rosado E, Borrego J. Microbiological quality of reclaimed water used for golf courses' irrigation. *Water Sci Technol*. 2006; 54(3): 109–117.
76. Campos C. Indicadores de contaminación fecal en la reutilización de aguas residuales para riego agrícola. (Tesis doctoral). Barcelona: Facultad de Biología, Universidad de Barcelona; 1999.
77. Payment P, Franco E. Clostridium Perfringens and somatic coliphages as indicators of the efficiency of drinking water treatment for viruses and protozoan cysts. *Appl Environ Microbiol*. 1993; 9: 2418-2424.
78. Organización Mundial de Salud (OMS). Guías para la calidad del Agua Potable: Recomendaciones: Vol.1. Ginebra (Suiza); 1995.
79. Maier R, Pepper I, Gerba C. *Environmental Microbiology*. San Diego, CA: Academic Press; 2000.
80. Asano T, Cotruvo A. Groundwater recharge with reclaimed municipal wastewater: health and regulatory considerations. *Water Res*. 2004; 38: 1941–1951.
81. Asano T. 1985. *Artificial Recharge of Groundwater*. Boston: Butterworth Publishers; 1985.
82. Nellor M, Baired R, Smyth J. Health Effects of Indirect Potable Water Reuse. *J Am Water Works Assoc*. 1985; 77(7).
83. State of California. Report of the Scientific Advisory Panel on groundwater Recharge with Reclaimed Wastewater. Sacramento, CA: State Water Resources Control Board, Department of Water Resources, and Department of Health Services; 1987.
84. Directiva 2000/60/CE del Parlamento Europeo y del Consejo, de 23 de octubre de 2000, por la que se establece un marco comunitario de actuación en el ámbito

- de la política de aguas. Diario Oficial de la Unión Europea (DOUE). 2000; L327.
85. Puig A, Danés C. Marco normativo sobre reutilización de las aguas: Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas. En: Navarro TM, coordinadora. Reutilización de aguas regeneradas. Aspectos tecnológicos y jurídicos. Murcia (España): Instituto Euromediterráneo del Agua (IEA); 2010. p. 91-106.
 86. Ley 29/1985, de 2 de agosto, de Aguas. (Vigente hasta el 25 de julio de 2001). Boletín Oficial del Estado (BOE). 1985; 176.
 87. Real Decreto Legislativo 1/2001, de 20 de julio, por el que se aprueba el texto refundido de la Ley de Aguas. Boletín Oficial del Estado (BOE). 2001; 176.
 88. Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas. Boletín Oficial del Estado (BOE). 2007; 294.
 89. Organización Mundial de la Salud (OMS). Directrices Sanitarias sobre el uso de aguas residuales en Agricultura y Acuicultura. Ginebra (Suiza); 1989.
 90. US Water Resources Council. The Nation's Water resources, The Second national Assessment, Washington, D.C. U.S. EPA. 1992. Guidelines for Water reuse. EPA/625/R-92/004. Cambridge, Massachusetts: Camp Dresser & McKee; 1978.
 91. State of California. California Code of Regulations, Title 22, Division 4, Environmental Health, Chapter 3 Recycling Criteria; 2000.
 92. World Health Organization (WHO). Guidelines for the Safe Use of Wastewater, Excreta and Greywater in Agriculture and Aquaculture. 2006. Available at: http://www.who.int/water_sanitation_health/wastewater/en/index.html.
 93. Sáez J. Caracterización físico-química de las aguas residuales. En: Navarro TM, coordinadora. Reutilización de las aguas regeneradas. Aspectos tecnológicos y jurídicos. Murcia (España): Instituto Euromediterráneo del Agua (IEA); 2010. p. 39-53.
 94. Meulengracht A. The new water framework Directive – Prospects for sustainable water policy for the coming decades. In: International Conference on Spanish Hydrologic Plan and sustainable water management. Zaragoza, España; 2001.

95. World Health Organization (WHO). Analysis of Wastewater for Use in Agriculture. A Laboratory Manual of Parasitological and Bacteriological Techniques. 1996.
96. FAO. Wastewater treatment and use in agriculture. FAO irrigation and drainage paper 47; 1992.
97. Longsdon G, Hess A, Horsley M. Guía para selección de procesos de tratamiento de agua. En: Letterman RD, editor. Calidad y Tratamiento del agua. Manual de suministros de agua comunitaria. Madrid: McGraw-Hill; 2002. p. 131-157.
98. Díaz Delgado C, E, Fall CH, Quentin E, Jiménez Moleón MC, Esteller Alberich MV, Garrido Hoyos SE, López Vázquez CM, García Pullido D. Agua potable para comunidades rurales, reuso y Tratamientos avanzados de aguas residuales domésticas; 2004. Disponible en: <http://www.cepis.org.pe/bvsair/e/repindex/rep84/vleh/fulltext/acrobat/agua.pdf>.
99. Ortega E, Iglesias R. Reuse of treated municipal wastewater effluents in Spain: Regulation and most common technologies, including extensive treatments. Desalination and Water Treatment. 2009; 4: 148-160.
100. Fane A. Membranes for water production and wastewater reuse. Desalination. 1996; 106(1).
101. Sadr S, Madaeni S, Fane A, Schneider R. Aspects of microfiltration and reverse osmosis in municipal wastewater reuse. Desalination. 1996; 106(25).
102. Reith C, Birkenhead B. Membrane enabling the affordable and cost effective reuse of wastewater as an alternative water source. Desalination. 1998; 117(203).
103. Levine B, Madireddi K, Lazarova V, Stenstrom M, Suffet M. Treatment of traceorganic compounds by membrane processes: at the lake Arrowhead water reuse pilot plant. Water Sci Technol. 1999; 40(293).
104. Kang S, Choo K. Use of MF and UF membranes for reclamation of glass industry wastewater containing colloidal clay and glass particles. J Memb Sci. 2003; 223(89).
105. Côté P, Masini M, Mourato D. Comparison of membrane options for water reuse and reclamation, Desalination, 2004; 167(1).

106. Mallevalle J, Anselme C, Marsigny O. Effects of Humic Substances on Membrane Processes. In: 193 rd National Meeting of the Aquatic Humic Substances: Influence on Fate and Treatment of Pollutans. Denver: American Chemical Society. 1989.
107. Centro Tecnológico del Medio Ambiente (CTMA). Tecnología de membranas: Informe de vigilancia tecnológica. Cartagena: Centro Tecnológico del Medio Ambiente, DL; 2003.
108. Gómez M, Plaza F, Garralón G, Pérez J, Gómez MA. A comparative study of tertiary wastewater treatment by physico-chemical-UV process and macrofiltration– ultrafiltration technologies. *Desalination*. 2007; 202: 369-376.
109. Arnal JM, Sancho M, Verdu G, Lora J, Gonzalvez JM, Ibañez J. Design and construction of a water potabilization membrane facility and its application to the third World countries. *Desalination*. 2002; 145: 305-308.
110. Madeani SS. Ultrafiltration of very dilute colloidal mixtures. *Colloids Surf*. 1998; 131(1) pp. 109-118.
111. Mallevalle J, Odendaal PE, Wiesner MR. La incidencia de las membranas en el tratamiento del agua y de las aguas residuales. En: American Water Works Association, autor. Tratamiento del agua por procesos de membrana. Principio, procesos y aplicaciones. Madrid: McGraw-Hill; 1998. p. 1-12.
112. Freeman S, Morin O. Recent developments in membrane water reuse projects. *Desalination*. 1995; 103: 19–30.
113. Chang I, Choo K, Lee C, Pek U, Koh U, Kim S, Koh J. . Application of ceramic membrane as a pretreatment in anaerobic digestion of alcohol-distillery wastes. *J Memb Sci*. 1994; 90(131).
114. Fähnrich A, Mavrov V, Chmiel H. Membrane processes for water reuse in the food industry, *Desalination*. 1998; 119(213).
115. Durham B, Bourbigot MM, Pankratz T. Membranes as pretreatment to desalination in wastewater reuse. *Membr. Technol*. 2002; 143(8).
116. Lubello C, Gori R, de Bernardinis AM, Simonelli G. Ultrafiltración as tertiary treatment for industrial reuse. *Water Sci Technol*. 2003; 3(4): 161–16
117. Madaeni S, Fane A, Grohmann G. Virus removal from water and wastewater using membranes. *J Memb Sci*. 1995; 102: 65-75.

118. Gómez M, de la Rúa A, Garralón G, Plaza F, Hontoria E, Gómez MA. Urban wastewater disinfection by filtration technologies. *Desalination*. 2006; 190: 16-28.
119. Forstmeier M, Goers B, Wozny G. UF/NF treatment of rinsing waters in a liquid detergent production plant. *Desalination*. 2002; 149(1-3): 175-7.
120. Chakraborty S, Bag BC, DasGupta S, Basu, JK. Separation and fractionation of dye solution by nanofiltration. *Sep Sci Technol*. 2003; 38(1):219-35.
121. Van der Bruggen B, Vandecasteele C. Removal of pollutants from surface water and groundwater by nanofiltration: overview of possible applications in the drinking water industry. *Environ Poll*. 2003; 122(3): 435-45.
122. Everest WR, Malloy S. Design build approach to deep aquifer membrane treatment in Southern California. *Desalination*. 2000; 117: 149-58.
123. Cyna, B, Chagneau G Bablon G, Tanghe N. Two years of nanofiltration at the Méry-sur-Oise plant, France. *Desalination*. 2002; 147: 69-75.
124. Gorenflo A, Velazquez-Padron D, Frimmel FH. Nanofiltration of a German groundwater of high hardness and NOM content: performance and costs. *Desalination*. 2003; 151(3): 253-65.
125. Braeken L, Van der Bruggen B, Vandecasteele C. Regeneration of brewery wastewater using nanofiltration. *Water Res*. 2004; 38, 3075-3082.
126. Abdessemed D, Nezzal G, Ben Aim R. Treatment of wastewater by ultrafiltration. *Desalination*. 1999; 126: 1-5.
127. Ahn KH, Song KG.. Treatment of domestic wastewater using microfiltration for reuse of wastewater. *Desalination*. 1999; 126: 7-14.
128. Tay JH, Jeyaseelan S. Membrane filtration for reuse of wastewater from beverage industry. *Resources, Conservation and Recycling*. 1995; 15, 33-40.
129. Tchobanoglous G, Darby J, Bourgeois K, McArdle J, Genest P, Tylla M. Ultrafiltration as an advanced tertiary treatment process for municipal wastewater. *Desalination*. 1998; 119: 315-322.
130. Parameshwaran K, Fane AG, Cho BD, Kim KJ. Analysis of microfiltration with constant flux processing of secondary effluent. *Water Res*. 2001; 35(18): 4349-4358.

131. González JM. Fabricación de membranas de acetato de celulosa aptas para ósmosis inversa y nanofiltración mediante inversión de fase. (Tesis Doctoral). Valencia: Universidad Politécnica de Valencia; 1998.
132. Aptel P, Buckley CA. Tipos de operaciones de membranas. En: American Water Works Association, autor. Tratamiento del agua por procesos de membrana. Principio, procesos y aplicaciones. Madrid: McGraw-Hill; 1998. p. 13-39.
133. Judd S. 2003. Membrana Technology. In: Judd S, Jefferson B, editors. Membranas for industrial wastewater recovery and re-use. Oxford: Elsevier; 2003. p. 13-74.
134. Taylor JS, Wiesner M. Membranas. En: Letterman RD, editor. Calidad y tratamiento del agua. Manual de suministro de agua comunitaria. España: McGraw-Hill; 2002. p. 707-780.
135. Rojas JC. Potabilización de aguas superficiales mediante el proceso de ultrafiltración con membranas arrolladas en espiral. (Tesis Doctoral). Granada: Universidad de Granada. 2008.
136. Pagana AE, Sklari SD, Kikkinides ES, Zaspalis VT. Microporous ceramic membrane technology for the removal of arsenic and chromium ions from contaminated water. Microporous Mesoporous Mater. 2008; 110: 150-156.
137. Ibáñez JA. 2009. Tecnologías de desalación. Aspectos básicos. En: Navarro T, coordinadora. Reutilización de las aguas regeneradas. Aspectos tecnológicos y jurídicos. Murcia (España): Instituto Euromediterráneo del Agua (IEA); 2010. p. 44-77.
138. Amy GL, Collins MR, Kuo CJ. Comparing GPC and UF for molecular weight characterization of aquatic organic matter. J Am Water Works Assoc. 1987; 99: 43-49.
139. Rajindar S. Hybrid Membrane Systems for Water Purification Technology, Systems Design and Operations. Amsterdam: Elsevier; 2005.
140. Anselme C, Jacobs E.P. Ultrafiltración. En: American Water Works Association, autor. Tratamiento del agua por procesos de membrana. Principio, procesos y aplicaciones. Madrid: McGraw-Hill; 1998. p. 377-475.

141. Waniek A, Bodzek M, Konieczny K. Trihalomethanes removal from water using membrane processes. *Polish journal of environmental studies*. 2001; 11: 171-178.
142. Bodzek M, Waniek A, Konieczny K. Pressure driven membrane techniques in the treatment of water containing THMs. *Desalination*. 2002; 147: 101-107.
143. Sinisgalli PD, McNutt JL. Industrial use of RO. *J Am Water Works Assoc*. 1986; 78(5):47-51.
144. Pearce GK. UF/MF pre-treatment to RO in seawater and wastewater reuse applications: A comparison of energy costs. *Desalination*. 2008; 222: 66-73.
145. Cornelissen ER, Philips N, Dewaele B, Boeren S, Koning J. Re-use of biologically treated wastewater of a brewery. *Meded Rijksuniv Gent Fak Landbouwkd Toegep Biol Wet*. 2001; 66(3a):95-102.
146. Van der Bruggen B, Braeken L. The challenge of zero discharge: from water balance to regeneration. *Desalination*. 2006; 188: 177-183.
147. Uyak V, Yavuz S, Toroz I, Ozaydin S, Genceli EA. Disinfection by-products precursors removal by enhanced coagulation and PAC adsorption. *Desalination*. 2007; 216: 334-344.
148. Oh HK, Takizawa S, Ohgaki S, Katayama H, Oguma K, Yu MJ. Removal of organics and viruses using hybrid ceramic MF system without draining PAC. *Desalination*. 2007; 202: 191-198.
149. Schlichter B, Mavrov V, Chmiel H. Study of a hybrid process combining ozonation and microfiltration/ultrafiltration for drinking water production from surface water. *Desalination*. 2004; 168: 307-317.
150. Domany Z, Galambos I, Vatai G, Bekassy-Molnar E. Humic substances removal from drinking water by membrane filtration. *Desalination*. 2002; 45: 333-337.
151. Wong H, Mok KM, Fan XJ. Natural organic matter and formation of trihalomethanes in two water treatment processes. *Desalination*. 2007; 210: 44-51.
152. Choi H, Kim H, Yeom I, Dionysiou DD. Pilot plant study of an ultrafiltration membrane system for drinking water treatment operated in the feed-and-bleed mode. *Desalination*. 2005; 172: 281-291.

153. Siddiqui M, Amy GL, Rice RQ. Bromate ion formation: a critical review. *J Am Water Works Assoc.* 1995; 87: 58-70.
154. Lowe J, Hossain MM. Application of ultrafiltration membranes for removal of humic acid from drinking water. *Desalination.* 2008; 218: 343-354.
155. Brindle K, Stephenson T, Semmens MJ. Pilot-plant treatment of a high-strength brewery wastewater using a membrane aeration bioreactor. *Water Environ. Res.* 1999; 71: 1197-1204.
156. Department for Environment, Food and Rural Affairs. Recycling of malting process water (Executive Summary of EUREKA SWAN project AR0916); 2008. Available at: http://randd.defra.gov.uk/Document.aspx?Document=AR0916_7353_FRP.pdf
157. Reed BE, Lin W, Viadero R, Young J. Treatment of oily wastes using high-shear rotary ultrafiltration. *J Environ Eng.* 1997; 123: 1234-1242.
158. Lazarova V, Savoye P, Janex ML, Blatchley ER, Pommepuy M. Advanced Wastewater Disinfection Technologies: State of the Art and Perspectives *Water Sci Technol.* 1999; 40: 203-213.
159. Marcucci M, Ciardelli G, Matteucci A, Ranieri L, Russo M. Experimental campaigns on textile wastewater for reuse by means of different membrane processes. *Desalination.* 2002; 149: 137-143.
160. Mujeriego R, Asano T. The Role of Advanced Treatment in Wastewater Reclamation and Reuse. *Water Sci Technol.* 1999; 40(4-5): 1-1
161. Gómez M, Plaza F, Garralón G, Suescum J, González J, Hontoria E, Gómez MA. In: 4th Internacional Symposium on Wastewater Reclamation and Reuse. Mexico; 2003.
162. Hagen K. Removal of particles, bacteria and parasites with ultrafiltration for drinking water treatment. *Desalination.* 1998; 119: 85-91.
163. Arnal JM, Sancho M, Verdu G, Lora J, Marin JC. Selection of the most suitable Ultrafiltration membrane for water disinfection in developing countries. *Desalination.* 2004; 168: 256-270.
164. Rojas JC, Moreno B, Garralón G, Plaza F, Pérez J, Gómez MA. Potabilization of low NOM reservoir water by ultrafiltration spiral wound membranes. *J Hazard Mater.* 2008; 158: 593-598.

165. Cheremisinoff NP. Membrane separation technologies. In: Handbook of water and wastewater treatment technologies. Butterworth-Heinemann: Woburn; 2002. p. 335-371.
166. Costa AR, de Pinho MN. Comparison of the performance of ultrafiltration and nanofiltration in surface water treatment. *Desalination*, 2006; 199: 73-75.
167. de la Rubia Á, Rodríguez M, León VM, Prats D. Removal of natural organic matter and THM formation potential by ultra- and nanofiltration of surface water. *Water Res.* 2008; 42(3): 714-22.
168. Wiesner MR, Clark MM, Mallevalle J. Membrane filtration of coagulation suspensions. *J Environ Eng.* 1989, 115: 20–40.
169. Fu P, Ruiz H, Thompson K, Spangenberg C. Selecting membranes for removing NOM and DBP precursors. *J Am Water Works Assoc.* 1994; 86(12): 56–72.
170. Zhu X, Elimelech M. 1995. Fouling of reverse osmosis membranes by aluminium oxide colloids. *J Environ Eng.* 1995; 121: 884-892.
171. Jacangelo JG, Laine JM, Cummings EW, Adham SS. UF with pretreatment for removing DBP precursors. *J Am Water Works Assoc.* 1995; 87(3): 100–112.
172. Braghetta A, DiGiano FA, Ball WP. Nanofiltration of natural organic matter: pH and ionic strength effects. *J Environ Eng.* 1997; 123, 628-641.
173. Cho J, Amy G, Pellegrino J.. Membrane filtration of natural organic matter: initial comparison of rejection and flux decline characteristics with ultrafiltration and nanofiltration membranes. *Water Res.* 1999; 33: 2517–2526.
174. Pittner GA. The economics of desalination processes. Reverse osmosis: Membrane technology, water chemistry, and industrial applications. New York: Van Nostrand Reinhold; 1993.
175. Zhou H, Smith DW. Advanced technologies in water and wastewater treatment. *J Environ Eng Sci.* 2002; 1, 247-267.
176. Najafpour GD. 2007. Membrane separation processes. In: Najafpour GD, autor. Biochemical engineering and biotechnology. Amsterdam: Elsevier; 2007. p. 351-389.
177. Nig HY, Elimelech M. Influence of colloidal fouling on rejection of trace organic contaminants by reverse osmosis. *J Memb Sci.* 2004; 244: 215-226.

178. Characklis WG. 1990. Microbial Biofouling Control. In: Characklis WG, Marshall KC, editors. Biofilms. New York: John Wiley & Sons; 1990. p. 195-232.
179. Characklis WG. 1991. Biofouling: Effects and Control. In: Flemming HC, Geesey GG, editors. Biofouling and Biocorrosion in Industrial Water System. Berlin: Springer-Verlag; 1991. p. 7-27.
180. Ridgway H; Flemming HC. Bioensuciamiento de membranas. En: American Water Works Association, autor. Tratamiento del agua por procesos de membrana. Principio, procesos y aplicaciones. Madrid: McGraw-Hill; 1998. p. 127-201.
181. Dong BZ, Chen Y, Gao NY, Fan JC. Effect of pH on UF membrane fouling. Desalination. 2006; 195: 201-208.
182. Cornelissen ER, Vrouwenvelder JS, Heijman SGJ, Viallefont XD, Van Der Kooij D, Wessels LP. Periodic air/water cleaning for control of biofouling in spiral wound membrane elements. J Memb Sci. 2007; 287: 94-101.
183. Vrouwenvelder JS, Bakker SM, Wessels LP, van Paassen JA. M. The Membrane Fouling Simulator as a new tool for biofouling control of spiral-wound membranes. Desalination. 2007; 204: 170-174.
184. Baker J, Stephenson T, Dard S, Cote P. Characterization of fouling of nanofiltration membranes used to treat surface waters. Environ Technol. 1995; 16: 977-985.
185. Ridgway HF, Rigby MG, Argo DG. Bacterial adhesion and fouling of reverse osmosis membranes. J Am Water Works Assoc. 1985; 77(7): 97-106.
186. Jucker C, Clark MM. Adsorption of aquatic humic substances on hydrophobic ultrafiltration membranes. J Memb Sci. 1994; 97: 37-52.
187. Cho JC, Cho HB, Kim SJ. Heavy contamination of a subsurface aquifer and a stream by livestock wastewater in a stock farming area, Wonju, Korea. Environ Pollut. 2000; 109: 137-146.
188. Lâiné J, Vial D, Moulart P. Status after 10 years of operation- overview of UF technology today. Desalination. 2000 ; 131: 17-25.

189. Mozia S, Tomaszewska M, Morawski AW. Studies on the effect of humic acids and phenol on adsorption-ultrafiltration process performance. *Water Res.* 2005; 39: 501-509.
190. Cho J, Amy G, Pellegrino J, Yoon Y. Characterization of clean and natural organic matter (NOM) fouled NF and UF membranes, and foulants characterization. *Desalination.* 1998; 118: 101-108.
191. Cowan JAC, MacTavish T, Brouckaert CJ, Jacobs EP. Membrane Treatment Strategies for Red Meat Abattoir Effluents. *Water Sci.Technol.* 1992; 25(10): 137-148.
192. Moulin C, Bourbigot MM, Tazi- Pain A, Faivre M. Potabilization of Surface Water by Tangential Ultra and Microfiltration on Mineral Membranes: interest of Ozone. In: *Membrane Technologies in the Water Industry.* Orlando: AWWA, Membrane Processes Conference; 1991.
193. Anselme C, Mandra V, Baudin I, Mallevalle J. Optimum Use of Membrane Processes in Drinking Water Treatment. In: *Proceeding of the 19 th Congress and Exhibition IWSA-AIDE: Technical Papers, Water and the Environment, a Common Cause.* Budapest; 1993; 12 (1/2):SS2-1-SS2-11.
194. Lahoussine-Turcaud V, Wiesner MR, Bottero JY, Mallevalle J. Coagulation Pretreatment for Ultrafiltration of a Surface Water. *J Am Water Works Assoc.* 1990; 82(12): 76-81.
195. Jacangelo J, Laine JM, Cummings EW, Deutschmann A, Mallevalle J, Wiesner MR.. Evaluation of Ultrafiltration Membrane Pretreatment and nanofiltration of Surface Waters. Denver: American Wa: Degrter Works Association and AWWA Research Foundation; 1994.
196. Degremont. *Manual técnico del Agua.* Bilbao: Degremont SA; 1979.
197. Novhidro SL. *Sistemas de filtrado de agua, filtros automáticos.* Disponible en: <http://www.novhidro.com/es/productos/index.php?op=prd&fam=3&sub=3>
198. Norma UNE-EN 25667-1:1995. *Calidad del agua. Muestreo. Parte 1. Guía para el diseño de los programas de muestreo.* Asociación Española de Normalización y Certificación; 1995.

199. Norma UNE-EN 25667-2:1995. Calidad del agua. Muestreo. Parte 2. Guía para las técnicas de muestreo. Asociación Española de Normalización y Certificación; 1991.
200. Norma UNE-EN ISO 5667-3:1996. Calidad del agua. Muestreo. Parte 3. Guía para la conservación y la manipulación de muestras. Asociación Española de Normalización y Certificación; 1996.
201. O'Dell JW. Method 410.4. The determination of chemical oxygen demand by semi-automated colorimetry. Cincinnati, Ohio: Environmental monitoring systems laboratory Office of Research and Development U.S. Environmental Protection Agency; 1993.
202. APHA, AWWA, WPCF. Standard Methods for the Examination of Water and Wasterwater, 17th ed; 1989.
203. Norma ISO 15705:2002 BS, BS 6068-2.80:2002. Water quality. Determination of the chemical oxygen demand index (ST-COD). Small-scale sealed-tube method. International Organization for Standardization (ISO); 2002.
204. Norma UNE-EN 1899-2:1998. Calidad del agua. Determinación de la demanda bioquímica de oxígeno después de n días (DBOn). Parte 2: Método para muestras no diluidas. Asociación Española de Normalización y Certificación; 1998.
205. Norma UNE-EN 25663:1994. Determinación de nitrógeno KJENDAHL. Método de mineralización con selenio. (ISO 5663: 1984). Asociación Española de Normalización y Certificación; 1994.
206. Norma ISO EN 26777:1993, BS 6068-2.16:1984, ISO 6777-1984. Water quality. Physical, chemical and biochemical methods. Físicos, químicos y bioquímicos métodos. Determination of nitrite: molecular absorption spectrometric method. International Organization for Standardization (ISO); 1984.
207. Norma ISO 7890/1: 1986. Water quality. Determination of nitrate -Part 1: 2, 6-Dimethylphenol spectrometric method. International Organization for Standardization (ISO); 1986.
208. O'Dell JW. Method 350.1. Determination of ammonia nitrogen by semi-automated colorimetry. Ohio: Environmental monitoring systems laboratory

- Office of Research and Development U.S. Environmental Protection Agency; 1993.
209. APHA: Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 20th Edition. Method 4500-NH₃ D. American Public Health Association; 1998.
210. Norma ISO 7150/1: 1984. Water quality. Determination of ammonium - Part 1 : Manual spectrometric method. International Organization for Standardization (ISO); 1984.
211. Norma UNE-EN 872. Determinación de los sólidos en suspensión. Método de filtración por filtro de fibra de vidrio. Asociación Española de Normalización y Certificación; 1996.
212. Norma UNE-EN ISO 7027. Determinación de la turbiedad. Asociación Española de Normalización y Certificación; 2001.
213. Norma UNE-77040. Calidad del agua. Determinación de la Dureza del agua. Método complexométrico con AEDT. Asociación Española de Normalización y Certificación; 2002.
214. Norma UNE-EN ISO 9308-3. Método miniaturizado. Número Más Probable. Asociación Española de Normalización y Certificación; 1999.
215. Norma ISO 4832:2006. Microbiology of food and animal feeding stuffs - Horizontal method for the enumeration of coliforms - Colony-count technique. International Organization for Standardization (ISO); 2006.
216. Norma UNE-EN ISO 9308-1. Detección y recuento de *Escherichia coli* y de bacterias coliformes. Parte 1: Método de filtración en membrana. Asociación Española de Normalización y Certificación; 2000.
217. Norma UNE-EN-26461-2. Detección y recuento de los esporos de microorganismos anaerobios sulfito-reductores (clostridia). Parte 2: Método de filtración por membrana. Asociación Española de Normalización y Certificación; 1995.
218. Real Decreto 140/2003, de 7 de febrero por el que se establecen los criterios sanitarios de la calidad del agua de consumo humano. Boletín Oficial del Estado (BOE). 2003; 45.

219. UNE-EN ISO 7899-2. Detección y recuento de enterococos intestinales. Parte 2: Método de filtración de membrana. Asociación Española de Normalización y Certificación; 2001.
220. APHA-AWWA-WPCF. Métodos normalizados para el análisis de aguas potables y residuales. 17ª ed. Madrid: Díaz de Santos SA; 1992.
221. Consorci de la Costa Brava. 1995 a. Resúmenes de explotación. Año 1994.
222. Consorci de la Costa Brava. 1995 b. Informe: Regeneración y reutilización de aguas residuales en la Costa Brava. Año 1994.
223. Alonso A. Valoración de la degradación ambiental y efectos ecotoxicológicos sobre la comunidad de macroinvertebrados bentónicos en la cabecera del río Henares. (Tesis Doctoral). Madrid: Universidad de Alcalá. 2005.
224. Durborow R, Crosby D, Brunson N. Ammonia in Fish Ponds. SRAC (Southern Regional Aquaculture Center). 1997; 463.
225. Emerson K, Russo R, Lund R, Thurston R. Aqueous ammonia equilibrium calculations: effect of pH and temperature. Journal of the Fisheries Research Board of Canada. 1975; 32: 2379-2383.
226. Directiva del Consejo 78/659/CEE, de 18 de julio de 1978, relativa a la calidad de las aguas continentales que requieren protección o mejora para ser aptas para la vida de los peces. Diario Oficial de la Unión Europea (DOUE). 1978; L222.
227. Marín R, Merino E, de la Fuente Aguilar JM. En: II Simposio del agua en Andalucía de Granada. Granada; 1985. p.403.
228. Foster SD, Bridge LR, Geake AR, Lawrence AR, Parker JM. The groundwater nitrate problem. BGS. Hidrogeology Report. 1986; 86-92.
229. Beeck CG, Bookes H, Rysbergen D Van, Straatman R. The threat to the Netherlands waterworks of nitrate in abstracted groundwater as demonstrated by the Vierlings beek wellfield. Water Supply. 1988; 6(3): 313-318.
230. MacDonald AJ, Powelson DS, Poulton PR, Jenkinson DS. Unused fertilizer nitrogen in arable soils-its contribution to nitrate leaching. J Sci Food Agric. 1989; 46, 407-416.

231. Pederson JK, Bjerg PL, Christensen TH. Correlation of nitrate profiles with groundwater and sediment characteristics in a shallow sandy aquifer. *J Hydrobiologia*. 1991; 124: 263-277.
232. Pulido-Bosch A, Bensi S, Molina L, Vallejos A, Calaforma JM, Pulido-Leboeuf P. Nitrates as indicators of aquifer interconnection. Application to the Campo de Dalías (SE-Spain). *Environ Geol*. 2000; 39(7): 791-799.
233. Catalán JG, Oliver B, Alonso JJ. Estudio hidrológico del Río Llobregat. Barcelona: Litocolor, S.A. *Vedi* 65; 1971
234. Catalán JG. *Química del Agua*. Madrid: Alonso S.A; 1981.
235. Stumm W, Morgan JJ. *Aquatic chemistry*. New York: John Wiley Interscience; 1981.
236. Marín R. *Análisis de aguas y ensayos de tratamiento*. Barcelona: Pacmer SA; 1995.
237. Gray NF. *Calidad del agua potable*. Zaragoza: Acribia, S.A; 1996.
238. Philips S, Laanbroek HJ, Verstraete W. Origin causes and effects of increased nitrite concentrations in aquatic environments. *Rev. Environ. Sci. Biotechnol*. 2002; 1: 115-141.
239. Jensen FB. Nitrite disrupts multiple physiological functions in aquatic animals. *Comp Biochem Physiol*. 2003; 135(A): 9-24.
240. Erikson RJ. An evaluation of mathematical models for the effects of pH and Temperature on ammoniac toxicity to aquatic organism. *Water Res*. 1985; 19: 1047-1058.
241. Prat N, Munné A, Solá C, Rieraderall M, Bonada N. La qualitat ecològica del Besòs i el Llobregat. Informe 1994-1995. Barcelona: Diputació de Barcelona. Àrea de Medio Ambiente. 1999.
242. Albert, L. *Curso básico de toxicología ambiental*. México: Noriega Limusa; 1990.
243. Pardo F, Marañón E. Contaminación de las aguas. En: Bueno JL, Sastre H, Lavin AG, autores. *Contaminación e Ingeniería Ambiental*. Vol.3. Oviedo: FICYT; 1997. p. 154-188.

244. Rodríguez-Moreno PA, Tarazona JV. Nitrite- induced methemoglobin formation and recovery in rainbow trout (*Oncorhynchus mykiss*) at High Chlorine Concentrations. *Bull Environ Contam Toxicol*. 1994; 53:113-119.
245. Smith CE, Williams WG. Experimental nitrite toxicity in rainbow trout and chinook salmon. *Trans Am Fish Soc*. 1974; 103: 389-390.
246. EIFAC (European Inland Fisheries Advisory Commission). Water quality criteria for European freshwater fish. Report on nitrite and freshwater fish. EIFAC. Roma: Food and Agriculture Organization of the United Nations (FAO); 1984.
247. Madigan M, Martinko J, Parker J. *Biología de los microorganismos*. 8ª ed. Madrid: Prentice Hall; 1997.
248. National Research Council. *Issues in Potable Reuse: The Viability of Augmenting Drinking Water Supplies with Reclaimed Water*. Washington, DC: National Academy Press; 1998.
249. Watanabe T, Shimohashi H, Kawai Y, Mutal M. Studies on streptococci. I. Distribution of fecal streptococci in man. *Microbiol Immunol*. 1981; 25: 257.
250. Cabelli VJ. *Health Effects Criteria for Marine Water*. Cincinnati, Ohio: U.S. Environmental Protection Agency. 1983
251. Dufour AP. *Health Effects Criteria for Fresh Recreational Water*. Cincinnati, Ohio: US Environmental Protection Agency; 1984.
252. Merck SA. *Microbiology Manual*. Berlin, Alemania: Deutscher Akreditierungs Rat; 2000.
253. Mac Faddin J. *Pruebas Bioquímicas para la Identificación de las Bacterias de Importancia Clínica*. Buenos Aires: Argentina Panamericana. 1980.
254. Sneath PHA, Mair NS, Sharpe ME, Holt JG. *Bergey's Manual of Systematic Bacteriology*. Vol.2. Baltimore, USA: Williams-Wilkins. 1986.
255. Gesche E, Vallejos A, Sáez M. Eficiencia de Anaerobios sulfito-reductores como indicadores de calidad sanitaria de agua. Método de Número Más Probable (NMP). *Arch. Med. Vet*. 2003; XXXV(1).

256. Francy D, Helsel D, Nally R. Occurrence and Distribution of Microbiological Indicators in Groundwater and Stream Water. *Water Environ. Res.* 2000; 72:152-161.
257. Laine JM, Hagstrom JP, Clark MM, Mallevalle J. Effects of Ultrafiltration Membrane Composition. *J Am Water Works Assoc.* 1989; 81(11): 61-67.
258. Thorsen T. Concentration polarisation by natural organic matter (NOM) in NF and UF. *J Memb Sci.* 2004; 233: 79-91.
259. Jermann D, Pronk W, Meylan S, Boller M. Interplay of different NOM fouling mechanisms during ultrafiltration for drinking water production. *Water Res.* 2007; 41: 1713-1722.
260. Carrier Air Conditioning Company. *Handbook of Air Conditioning System Design.* New York: McGraw-Hill; 1965.
261. Vrouwenvelder JS, Picioreanu C, Kruithof JC, van Loosdrecht MCM. Biofouling in spiral wound membrane system: Three-dimensional CFD model based evaluation of experimental data. *J Memb Sci.* 2010; 346: 71-85.
262. Xia S, Li X, Liu R, Li G. Study of reservoir water treatment by ultrafiltration for drinking water production. *Desalination.* 2004; 167: 23-26.
263. Katsoufidou K, Yiantsios SG, Karabelas AJ. A study of ultrafiltration membrane fouling by humic acids and flux recovery by backwashing: Experiments and modeling. *J Memb Sci.* 2005; 266: 40-50.
264. Boerlage SFE, Kennedy MD, Dickson MR, El-Hodali DEY, Schippers JC. The modified fouling index using ultrafiltration membranes (MFI-UF): characterisation, filtration mechanisms and proposed reference membrane. *J Memb Sci.* 2002; 197: 1-21.
265. Lipp P, Witte M, Baldauf G, Povorov AA. Treatment of reservoir water with a backwashable MF/UF spiral wound membrane. *Desalination.* 2005; 179: 83-94.
266. Rietman BM, M. Snodgrass M. Feasibility of SpiraSep A promising new ultrafiltration membrane. American Water Works Association (AWWA) Conference; 2005. Available at: <http://trisep.com/SpiraSep/Technical%20Papers/Feasibility%20of%20SpiraSep.pdf>.

267. Gould B. Ultrafiltration Revolution: A Backflushable, Immersed, Spiral Wound UF Membrane. American Water Works Association (AWWA) Conference; 2005. Available at: <http://www.trisep.com/SpiraSep/Technical%20Papers/SpirasepAWWAMemTech2005.pdf>.
268. Schippers JC, Verdouw J. The modified fouling index, a method of determining the fouling characteristics of water. *Desalination*. 1980; 32: 137-148.
269. Belfort G, Davis RH, Zydney AL. The behaviour of suspensions and macromolecular solutions in crossflow microfiltration, *J Memb Sci*. 1997; 96: 1-58.
270. Lahoussine-Turcaud V, Wiesner MR, Bottero J. Fouling in tangential-flow ultrafiltration: The effect of colloid size and coagulation pretreatment. *J Memb Sci*. 1990; 52: 173-190.
271. Schwinge J, Neal PR, Wiley DE, Fletcher DF, Fane AG. Spiral wound modules and spacers Review and analysis. *J Memb Sci*. 2004; 242: 129-153.
272. Lain-Chuen Juang, Dyi-Hwa Tsengb, He-Yin Linb. Membrane processes for water reuse from the effluent of industrial park wastewater treatment plant: a study on flux and fouling of membrane. *Desalination*. 2006; 202(1-3): 302-309.
273. Herzberg M, Elimelech M. Biofouling of reverse osmosis membranes: role of biofilm-enhanced osmotic pressure. *J Memb Sci*, 2007; 295: 11-20.
274. Serra CA, Wiesner MR. A comparison of rotating and stationary membrane disk filters using computational fluid dynamics. *J Memb Sci*. 2000; 165: 19-29.
275. Gómez M, Plaza F, Garralón G, Pérez J, Gómez MA. Comparative analysis of microfiltration processes used as pre-treatment for municipal wastewater reuse. *Desalination*. 2010; 255: 72-77.
276. Folch M, Alcalde L, Enguidanos S, Salgot M, Tapias J, Martínez F. Reutilización de efluentes secundarios: sistemas de regeneración. En: XXXI Congreso Interamericano AIDIS. Santiago de Chile; 2008.
277. Salgot M, Pascual A. Existing guidelines and regulations in Spain on wastewater reclamation and reuse. *Water Sci Technol*. 1996; 34 (11): 261-267.

278. Sperling M, Chernicharo CAL. Urban wastewater treatment technologies and the implementation of discharge standards in developing countries. *Urban Water*. 2002; 4(1): 105-114.
279. Arévalo J, Garralón G, Plaza F, Moreno B, Pérez J, Gómez MA. Wastewater reuse after treatment by tertiary ultrafiltration and membrane bioreactor (MBR): a comparative study. *Desalination*. 2009; 244: 32-41.
280. Salgot M, Huertas H, Weber S, Dott W, Hollender J. Wastewater reuse and risk: definition of key objectives. *Desalination*. 2006; 187(1-3): 29-40.
281. Hasar H, Kinaci C, Unlü A, Ipek U. Role of intermittent aeration in domestic wastewater treatment by submerged membrane activated sludge system. *Desalination*. 2001; 142: 287-293.
282. Poyatos JM, Molina-Muñoz M, Moreno B, González-López J, Hontoria E. Effect of the mixed liquor suspended solid on permeate in a membrane bioreactor system applied for the treatment of sewage mixed with wastewater of the milk from the dairy industry. *J Environ Sci Health A Tox Hazard Subst Environ Eng*. 2007; 42: 1005-1012.
283. Liu M, Lau AK, Lo KV. Ultrafiltration test for the reutilization of greenhouse wastewater. *J Environ Sci Health B*. 1999; 34(6):1101-1110.
284. Cánovas J. Los usos agrícolas de las aguas regeneradas. En: Navarro TM, coordinadora. *Reutilización de las aguas regeneradas. Aspectos tecnológicos y jurídicos*. Murcia (España): Instituto Euromediterráneo del Agua (IEA); 2010. p. 39-53.
285. Kyu-Hon A, Kyung-Guen S. Treatment of domestic wastewater using microfiltration for reuse of wastewater. *Desalination*. 1999; 126: 7-14.
286. Gadani V, Mandra V. Ultrafiltration as a tertiary treatment: Joint Research Program on membranes. *Desalination*. 1995; 106: 47-53.
287. Salahi A, Mohammadi T. Experimental investigation of oily wastewater treatment using combined membrane systems. *Water Sci Technol*. 2010; 62(2): 245-55.
288. Roeleveld PJ, Maaskant W. A feasibility study on ultrafiltration of industrial effluents, *Water Sci Technol*. 1999; 39(5): 73-80.

289. Manem J, Sanderson R. Biorreactores de Membranas. En: American Water Works Association, autor. Tratamiento del agua por procesos de membrana. Principio, procesos y aplicaciones. Madrid: McGraw-Hill; 1998. p. 757-792.
290. Sang-Goo L, Hank-Sung K. Optimal operating policy of the ultrafiltration membrane bioreactor for enzymatic hydrolysis of cellulose. *Biotechnol Bioeng.* 1993; 43.
291. Peys K, Diels L, Leysen R, Vandecasteele C. Development of a membrane biofilm reactor for the degradation of chlorinated aromatics. *Water Sci Technol.* 1997; 36.
292. Aya H, Inoue G, Okabe T, Murayama Y. Development of Compact Wastewater Treatment Plants for Non-potable Water Re-use System. In: Water Reuse Symposium. Washintong, DC; 1981. p 456-475.
293. Manem JE, Trouvé E, Beaubien A, Huyard A, Urbain V. Membrane Bioreactor for Urban and Industrial Wastewater Treatment: Recent Advances. In: Water Environment Federation 66th Annual Conference. Anaheim, CA; 1993. p 51-59.
294. Galil, NI, Levinsky Y. Sustainable reclamation and reuse of industrial wastewater including membrane bioreactor technologies: case studies. *Desalination.* 2006; 1-7.
295. Puigdengoles JM. Reutilización de aguas residuales/usadas para la industria. Estimación de inversiones y costes de explotación. En: ECOCITY. Barcelona; 2009.
296. Chu CP, Jiao SR, Hung JM, Lu CJ, Chung Y. Reclamation of the wastewater from a industrial park using hollow-fibre and spiral wound membranes: 50m³d⁻¹ pilot testing and cost evaluation. *Environ Technol.* 2009; 30(9): 871-877.