

# Tratamiento de Aguas

## Ejercicios Resueltos y Prácticas de Laboratorio

Rubén Miranda, Mercedes Oliet, Teresa Pérez-Corona, M<sup>a</sup> Virginia Alonso,  
Yolanda Madrid, Juan Carlos Domínguez y Patricia García

DEXTRA





# Tratamiento de Aguas

## Ejercicios Resueltos y Prácticas de Laboratorio

Rubén Miranda Carreño, Mercedes Oliet Palá, M<sup>a</sup> Teresa Pérez Corona,  
M<sup>a</sup> Virginia Alonso Rubio, Yolanda Madrid Albarrán,  
Juan Carlos Domínguez Toribio y Patricia García Gómez

DEXT  
ED



Consulte la página [www.dextraeditorial.com](http://www.dextraeditorial.com)

Diseño de cubierta y maquetación: **Lettera63**. | *Diseño editorial*

Imagen de cubierta: [https://es.123rf.com/profile\\_mariuszszczygiel](https://es.123rf.com/profile_mariuszszczygiel) / 123RF Foto de archivo

© Rubén Miranda Carreño, Mercedes Oliet Palá, M<sup>a</sup> Teresa Pérez Corona,  
M<sup>a</sup> Virginia Alonso Rubio, Yolanda Madrid Albarrán,  
Juan Carlos Domínguez Toribio y Patricia García Gómez

© Dextra Editorial S. L.  
c/ Arroyo de Fontarrón, 271, 28030 Madrid  
Teléfono: 91 773 37 10  
[info@dextraeditorial.com](mailto:info@dextraeditorial.com)

Reservados todos los derechos. Está prohibido, bajo las sanciones penales y civiles previstos en las leyes, reproducir, registrar o transmitir esta publicación parcialmente por cualquier sistema de recuperación y por cualquier medio electrónico, magnético, electroóptico, por fotocopia o por cualquier otro, expresa por escrito de Dextra Editorial, S. L.

ISBN: 978-84-16898-50-3  
Depósito Legal: M-2081-2018  
Impreso en España-*Printed in Spain*



# Prólogo

Los autores de este libro somos un grupo de profesores de los Departamentos de Ingeniería Química y de Química Analítica de la Universidad Complutense de Madrid quienes, a raíz de un proyecto de innovación educativa, decidimos elaborar un libro con una colección de ejercicios prácticos resueltos en el área del tratamiento de aguas residuales y potables. Estos ejercicios se complementan, además, con una colección de prácticas de laboratorio, centradas fundamentalmente en el análisis y caracterización de aguas. De forma aproximada, el bloque de ejercicios constituye algo más del 80% del libro mientras que el bloque de prácticas de laboratorio un poco menos del 20%.

El bloque de ejercicios incluye una serie de problemas resueltos de creciente nivel de dificultad que se completan con otros propuestos (en los que sólo se da la solución final). Al inicio de cada capítulo se hace una breve introducción teórica, donde se presentan los conceptos teóricos más importantes y las ecuaciones o modelos que se van a utilizar en su resolución. Dependiendo de la complejidad de los cálculos en cada capítulo, esta introducción será más o menos extensa, pero siempre será suficiente como para resolver los ejercicios sin necesitar de otras fuentes bibliográficas. Al final de los capítulos se han incluido también una serie de cuadros y datos de referencia que recogen los principales parámetros de diseño para los diferentes tratamientos estudiados. Estos datos son básicos tanto para resolver los ejercicios propuestos como para analizar y discutir los resultados obtenidos. Además, permiten usar la presente obra como libro de referencia para resolver ejercicios prácticos adicionales.

En este bloque hay un total de dieciséis capítulos que incluyen ejercicios de cálculo de los tratamientos más habituales de depuración de aguas, así como el tratamiento de los lodos generados durante dicha depuración. Además, se ha dedicado un primer capítulo al análisis químico, en el que se revisan los parámetros más importantes utilizados en la caracterización de las aguas. Los capítulos se estructuran de la siguiente forma:

- Análisis químico.
- Pre-tratamiento.
- Tratamiento primario, y coagulación-floculación.
- Tratamientos secundarios: lodos activos, eliminación biológica de nutrientes, filtros percoladores aerobios, contactares biológicos rotativos (RBC) y tratamientos anaerobios (filtros percoladores y reactores UASB).

- Tratamientos terciarios: precipitación química, filtración granular, adsorción, filtración con membranas, intercambio iónico y procesos de oxidación avanzada.
- Tratamiento de lodos: espesamiento, estabilización y acondicionamiento y deshidratación.

Por otra parte, el bloque de prácticas consiste en una colección de guiones de prácticas de laboratorio cuyo objetivo principal es el análisis de la calidad de un agua. En total son nueve prácticas, que incluyen la determinación de los parámetros analíticos más importantes para la caracterización de un agua: contenido en sólidos (suspensión, disueltos y totales), demanda química de oxígeno, alcalinidad, cloruros, sulfatos, metales (cinc), ortofosfatos y nitrógeno Kjeldahl, más una práctica relacionada con el estudio de la coagulación-floculación y su aplicación a la sedimentación.

La principal novedad del libro es el enfoque práctico que se le ha dado. Aunque hay un buen número de libros dedicados al tratamiento de aguas residuales o potables, el número de ejercicios prácticos de cálculo incluidos en estos manuales suele ser limitado. A pesar de que los estudiantes aprenden los conceptos teóricos de forma adecuada con esos libros, nuestra experiencia docente nos indica que después no saben aplicar correctamente los conceptos teóricos aprendidos para diseñar los correspondientes tratamientos de depuración, que, por otra parte, puede ser el principal cometido en su actividad profesional. En este sentido, la presente colección de ejercicios prácticos resueltos pretende ayudar a los estudiantes a afianzar los conceptos teóricos aprendidos y permitirles resolver problemas de diseño típicos en el ámbito de la depuración de aguas. También puede servir como material de apoyo a los docentes interesados en preparar seminarios prácticos dentro de sus asignaturas.

La introducción teórica y la colección de cuadros y datos de referencia que incluye cada capítulo pretenden, además, aportar un mayor valor añadido al libro. De esta forma, todos los conceptos que se aplican en los ejercicios están adecuadamente explicados en la introducción teórica, y los cuadros y datos de referencia incluidos pueden utilizarse tanto para conocer las condiciones habituales de operación y diseño, como para resolver cualquier otro ejercicio que se les pudiera plantear. De este modo, el libro no es una simple colección de ejercicios resueltos, sino que pretende ser un material completo en sí mismo.

El público objetivo de este libro es muy amplio. La ingeniería ambiental, y la gestión y el tratamiento de aguas en particular, es un área transversal de interés en un buen número de titulaciones universitarias. Algunas de ellas son, por ejemplo, la Ingeniería Química, la Química, la Ingeniería Civil, las Ciencias Ambientales, la Biología y la Bioquímica o la Ciencia y Tecnología de los Alimentos. Además, también puede utilizarse en diferentes asignaturas de másteres relacionados con las titulaciones anteriormente mencionadas como el Máster en Ingeniería Química, el Máster de Ingeniería de Caminos, Canales y Puertos, el Máster de Ingeniería Ambiental, el Máster en Gestión Integral del Agua, etc. Dependiendo de los temas de interés para cada asignatura o programa, se pueden elegir ciertos capítulos de la sección de ejercicios resueltos, y dentro de ellos, dependiendo de la profundidad con que quieran tratarse, seleccionarse los ejercicios de mayor o menor complejidad. Asimismo, dependiendo de la disponibilidad de espacios y/o equipamiento de laboratorio, se puede completar la formación de los estudiantes mediante la realización de algunas de las prácticas de laboratorio propuestas.

*LOS AUTORES*

# Índice

<b>I. EJERCICIOS RESUELTOS Y PROPUESTOS</b> .....	17
<b>1. Análisis químico</b> .....	21
Introducción .....	21
Ejercicios resueltos .....	26
<i>Ejercicio 1.1</i> .....	26
<i>Ejercicio 1.2</i> .....	27
<i>Ejercicio 1.3</i> .....	31
<i>Ejercicio 1.4</i> .....	33
<i>Ejercicio 1.5</i> .....	33
<i>Ejercicio 1.6</i> .....	36
<i>Ejercicio 1.7</i> .....	39
Ejercicios propuestos .....	41
<i>Ejercicio 1.8</i> .....	41
<i>Ejercicio 1.9</i> .....	41
Cuadros y datos de referencia .....	42
<b>2. Pre-tratamiento</b> .....	43
Introducción .....	43
<i>Desbaste</i> .....	43
<i>Desarenado</i> .....	44
<i>Caudales de tratamiento</i> .....	45

Ejercicios resueltos .....	46
<i>Ejercicio 2.1</i> .....	46
<i>Ejercicio 2.2</i> .....	47
<i>Ejercicio 2.3</i> .....	48
<i>Ejercicio 2.4</i> .....	48
<i>Ejercicio 2.5</i> .....	49
<i>Ejercicio 2.6</i> .....	50
Ejercicios propuestos .....	51
<i>Ejercicio 2.7</i> .....	51
<i>Ejercicio 2.8</i> .....	52
<i>Ejercicio 2.9</i> .....	52
Cuadros y datos de referencia .....	53
<b>3. Tratamiento primario</b> .....	<b>55</b>
Introducción .....	55
Ejercicios resueltos .....	57
<i>Ejercicio 3.1</i> .....	57
<i>Ejercicio 3.2</i> .....	57
<i>Ejercicio 3.3</i> .....	58
<i>Ejercicio 3.4</i> .....	59
Ejercicios propuestos .....	60
<i>Ejercicio 3.5</i> .....	60
<i>Ejercicio 3.6</i> .....	60
<i>Ejercicio 3.7</i> .....	61
<i>Ejercicio 3.8</i> .....	62
Cuadros y datos de referencia .....	62
<b>4. Coagulación-floculación</b> .....	<b>63</b>
Introducción .....	63
<i>Coagulación-floculación</i> .....	63
<i>Tipos de coagulantes y floculantes más utilizados</i> .....	64
<i>Agitación y mezcla</i> .....	65
Ejercicios resueltos .....	66
<i>Ejercicio 4.1</i> .....	66
<i>Ejercicio 4.2</i> .....	66
<i>Ejercicio 4.3</i> .....	67



<i>Ejercicio 4.4</i> .....	68
<i>Ejercicio 4.5</i> .....	69
Ejercicios propuestos .....	71
<i>Ejercicio 4.6</i> .....	71
<i>Ejercicio 4.7</i> .....	72
<i>Ejercicio 4.8</i> .....	72
<i>Ejercicio 4.9</i> .....	72
<i>Ejercicio 4.10</i> .....	73
<i>Ejercicio 4.11</i> .....	73
Cuadros y datos de referencia .....	74
<b>5. Lodos activos</b> .....	75
Introducción .....	75
<i>Generalidades</i> .....	75
<i>Fundamentos de crecimiento bacteriano</i> .....	76
<i>Distribución de los sólidos biológicos en el tratamiento</i> .....	78
<i>Producción de lodos biológicos</i> .....	78
<i>Requerimientos de oxígeno</i> .....	80
<i>Requerimientos de nitrógeno y fósforo</i> .....	80
<i>Parámetros de operación y variables fundamentales</i> .....	81
<i>Ecuaciones de diseño en sistemas de lodos activos</i> .....	83
Ejercicios resueltos .....	85
<i>Ejercicio 5.1</i> .....	85
<i>Ejercicio 5.2</i> .....	86
<i>Ejercicio 5.3</i> .....	86
<i>Ejercicio 5.4</i> .....	87
<i>Ejercicio 5.6</i> .....	91
<i>Ejercicio 5.7</i> .....	95
<i>Ejercicio 5.8</i> .....	97
<i>Ejercicio 5.9</i> .....	98
<i>Ejercicio 5.10</i> .....	102
<i>Ejercicio 5.11</i> .....	104
<i>Ejercicio 5.12</i> .....	105
Ejercicios propuestos .....	107
<i>Ejercicio 5.13</i> .....	107
<i>Ejercicio 5.14</i> .....	107
<i>Ejercicio 5.15</i> .....	108
Cuadros y datos de referencia .....	108

<b>6. Eliminación biológica de nutrientes</b> .....	113
Introducción .....	113
<i>Eliminación de nitrógeno</i> .....	113
<i>Eliminación de fosfatos</i> .....	117
Ejercicios resueltos .....	118
<i>Ejercicio 6.1</i> .....	118
<i>Ejercicio 6.2</i> .....	120
<i>Ejercicio 6.3</i> .....	122
<i>Ejercicio 6.4</i> .....	123
<i>Ejercicio 6.5</i> .....	128
<i>Ejercicio 6.6</i> .....	129
Ejercicios propuestos .....	131
<i>Ejercicio 6.7</i> .....	131
<i>Ejercicio 6.8</i> .....	133
<i>Ejercicio 6.9</i> .....	133
Cuadros y datos de referencia .....	134
<b>7. Filtros percoladores aerobios</b> .....	137
Introducción .....	137
<i>Generalidades</i> .....	137
<i>Criterios de diseño y operación</i> .....	137
<i>Modelos de eliminación de DBO</i> .....	138
<i>Modelos de eliminación simultánea de DBO y materia nitrogenada</i> .....	140
Ejercicios resueltos .....	141
<i>Ejercicio 7.1</i> .....	141
<i>Ejercicio 7.2</i> .....	142
<i>Ejercicio 7.3</i> .....	142
<i>Ejercicio 7.4</i> .....	146
<i>Ejercicio 7.5</i> .....	147
<i>Ejercicio 7.6</i> .....	150
<i>Ejercicio 7.7</i> .....	151
Ejercicios propuestos .....	153
<i>Ejercicio 7.8</i> .....	153
<i>Ejercicio 7.9</i> .....	154
<i>Ejercicio 7.10</i> .....	154
<i>Ejercicio 7.11</i> .....	154
Cuadros y datos de referencia .....	155

<b>8. Contactores biológicos rotativos .....</b>	<b>159</b>
Introducción .....	159
Ejercicios resueltos .....	160
<i>Ejercicio 8.1.....</i>	<i>160</i>
<i>Ejercicio 8.2 .....</i>	<i>161</i>
<i>Ejercicio 8.3 .....</i>	<i>162</i>
<i>Ejercicio 8.4 .....</i>	<i>165</i>
Ejercicios propuestos .....	167
<i>Ejercicio 8.5 .....</i>	<i>167</i>
<i>Ejercicio 8.6 .....</i>	<i>168</i>
Cuadros y datos de referencia .....	168
<b>9. Tratamientos biológicos anaerobios:     filtros anaerobios y reactores UASB .....</b>	<b>171</b>
Introducción .....	171
<i>Diseño de filtros anaerobios .....</i>	<i>172</i>
<i>Diseño de reactores UASB .....</i>	<i>173</i>
Ejercicios resueltos .....	176
<i>Ejercicio 9.1 .....</i>	<i>176</i>
<i>Ejercicio 9.2 .....</i>	<i>178</i>
<i>Ejercicio 9.3 .....</i>	<i>179</i>
Ejercicios propuestos .....	183
<i>Ejercicio 9.4 .....</i>	<i>183</i>
<i>Ejercicio 9.5 .....</i>	<i>183</i>
Cuadros y datos de referencia .....	184
<b>10. Precipitación química .....</b>	<b>187</b>
Introducción .....	187
<i>Eliminación de calcio y magnesio: ablandamiento de agua .....</i>	<i>188</i>
<i>Precipitación de fosfatos .....</i>	<i>191</i>
<i>Precipitación de metales pesados .....</i>	<i>192</i>
Ejercicios resueltos .....	193
<i>Ejercicio 10.1 .....</i>	<i>193</i>
<i>Ejercicio 10.2 .....</i>	<i>195</i>
<i>Ejercicio 10.3 .....</i>	<i>199</i>

<i>Ejercicio 10.4</i> .....	201
<i>Ejercicio 10.5</i> .....	203
<i>Ejercicio 10.6</i> .....	204
Ejercicios propuestos .....	207
<i>Ejercicio 10.8</i> .....	207
<i>Ejercicio 10.9</i> .....	208
<i>Ejercicio 10.10</i> .....	208
<b>11. Filtración granular</b> .....	209
Introducción .....	209
<i>Criterios de diseño y variables de operación</i> .....	210
Ejercicios resueltos .....	213
<i>Ejercicio 11.1</i> .....	213
<i>Ejercicio 11.2</i> .....	213
<i>Ejercicio 11.3</i> .....	214
<i>Ejercicio 11.4</i> .....	216
<i>Ejercicio 11.5</i> .....	216
<i>Ejercicio 11.6</i> .....	219
<i>Ejercicio 11.7</i> .....	221
Ejercicios propuestos .....	222
<i>Ejercicio 11.8</i> .....	222
<i>Ejercicio 11.9</i> .....	223
Cuadros y datos de referencia .....	224
<b>12. Adsorción</b> .....	229
Introducción .....	229
<i>Isotermas de adsorción</i> .....	230
<i>Consideraciones de diseño y operación</i> .....	231
<i>Capacidad y tiempo de agotamiento</i> .....	232
<i>Tasa de uso de carbón</i> .....	233
Ejercicios resueltos .....	234
<i>Ejercicio 12.1</i> .....	234
<i>Ejercicio 12.2</i> .....	235
<i>Ejercicio 12.3</i> .....	236
<i>Ejercicio 12.4</i> .....	239
<i>Ejercicio 12.5</i> .....	240
<i>Ejercicio 12.6</i> .....	242

Ejercicios propuestos .....	245
<i>Ejercicio 12.7</i> .....	245
<i>Ejercicio 12.8</i> .....	246
<i>Ejercicio 12.9</i> .....	246
<i>Ejercicio 12.10</i> .....	246
<i>Ejercicio 12.11</i> .....	247
Cuadros y datos de referencia .....	247
<b>13. Filtración con membranas</b> .....	249
Introducción .....	249
<i>Parámetros de operación y de diseño</i> .....	250
Ejercicios resueltos .....	253
<i>Ejercicio 13.1</i> .....	253
<i>Ejercicio 13.2</i> .....	254
<i>Ejercicio 13.3</i> .....	255
<i>Ejercicio 13.4</i> .....	257
Ejercicios propuestos .....	258
<i>Ejercicio 13.5</i> .....	258
<i>Ejercicio 13.6</i> .....	259
<i>Ejercicio 13.7</i> .....	259
Cuadros y datos de referencia .....	260
<b>14. Interambio iónico</b> .....	261
Introducción .....	262
<i>Capacidad de intercambio y selectividad de las resinas</i> .....	262
<i>Parámetros de diseño y operación</i> .....	263
Ejercicios resueltos .....	265
<i>Ejercicio 14.1</i> .....	265
<i>Ejercicio 14.2</i> .....	265
<i>Ejercicio 14.3</i> .....	267
<i>Ejercicio 14.4</i> .....	268
<i>Ejercicio 14.5</i> .....	271
<i>Ejercicio 14.6</i> .....	272
<i>Ejercicio 14.7</i> .....	274
Ejercicios propuestos .....	275
<i>Ejercicio 14.8</i> .....	275

<i>Ejercicio 14.9</i> .....	276
<i>Ejercicio 14.10</i> .....	276
<i>Ejercicio 14.11</i> .....	276
Cuadros y datos de referencia .....	277
<b>15. Procesos avanzados de oxidación</b> .....	<b>281</b>
Introducción .....	281
<i>Procesos Fenton (<math>Fe^{2+}/H_2O_2</math>)</i> .....	282
<i>UV/Peróxido de hidrógeno</i> .....	282
<i>Ozono/UV</i> .....	282
Ejercicios resueltos .....	283
<i>Ejercicio 15.1</i> .....	283
<i>Ejercicio 15.2</i> .....	284
<i>Ejercicio 15.3</i> .....	284
<i>Ejercicio 15.4</i> .....	286
<i>Ejercicio 15.5</i> .....	288
Ejercicios propuestos .....	290
<i>Ejercicio 15.6</i> .....	290
<i>Ejercicio 15.7</i> .....	290
<b>16. Tratamiento de lodos</b> .....	<b>291</b>
Introducción .....	291
Ejercicios resueltos .....	293
<i>Espesamiento de lodos</i> .....	293
<i>Ejercicio 16.1</i> .....	293
<i>Ejercicio 16.2</i> .....	294
<i>Ejercicio 16.3</i> .....	295
<i>Ejercicio 16.4</i> .....	298
<i>Ejercicio 16.5</i> .....	299
<i>Ejercicio 16.6</i> .....	301
<i>Ejercicio 16.7</i> .....	302
<i>Estabilización de lodos</i> .....	304
<i>Ejercicio 16.8</i> .....	304
<i>Ejercicio 16.9</i> .....	306
<i>Ejercicio 16.10</i> .....	309
<i>Ejercicio 16.11</i> .....	311

<i>Ejercicio 16.12</i> .....	313
<i>Ejercicio 16.13</i> .....	314
<i>Acondicionamiento, deshidratación y secado</i> .....	315
<i>Ejercicio 16.14</i> .....	315
<i>Ejercicio 16.15</i> .....	317
<i>Líneas de tratamiento de lodos completas</i> .....	319
<i>Ejercicio 16.16</i> .....	319
<i>Ejercicio 16.17</i> .....	325
Ejercicios propuestos .....	327
<i>Ejercicio 16.18</i> .....	327
<i>Ejercicio 16.19</i> .....	327
<i>Ejercicio 16.20</i> .....	328
<i>Ejercicio 16.21</i> .....	328
Cuadros y datos de referencia .....	329
<b>II. PRÁCTICAS DE LABORATORIO</b> .....	<b>337</b>
<b>Práctica 1.</b> Determinación de los sólidos totales, en suspensión, disueltos, fijos y volátiles de un agua .....	341
<b>Práctica 2.</b> Determinación de la demanda química de oxígeno de un agua residual .....	347
<b>Práctica 3.</b> Determinación de la alcalinidad de un agua .....	353
<b>Práctica 4.</b> Determinación de cloruros en aguas residuales .....	359
<b>Práctica 5.</b> Determinación de sulfatos en aguas residuales .....	363
<b>Práctica 6.</b> Determinación de cinc en aguas por espectrofotometría de absorción atómica de llama .....	369
<b>Práctica 7.</b> Determinación espectrofotométrica de ortofosfatos en aguas .....	375
<b>Práctica 8.</b> Determinación de nitrógeno amoniacal y orgánico en aguas residuales (método Kjeldhal) .....	381
<b>Práctica 9.</b> Proceso de coagulación-floculación aplicado a la sedimentación de un agua residual .....	387
<b>BIBLIOGRAFÍA</b> .....	<b>395</b>





# **I. EJERCICIOS RESUELTOS Y PROPUESTOS**



En esta sección se recoge una colección de ejercicios resueltos y propuestos (sólo con la solución final) para cada uno de los capítulos en los que se ha dividido el libro:

- Análisis químico (Capítulo 1).
- Pre-tratamiento y tratamiento primario:
  - Pre-tratamiento (Capítulo 2).
  - Tratamiento primario (Capítulo 3).
  - Coagulación-floculación (Capítulo 4).
- Tratamientos biológicos:
  - Lodos activos (Capítulo 5)
  - Eliminación biológica de nutrientes (Capítulo 6).
  - Filtros percoladores aerobios (Capítulo 7).
  - Contactores biológicos rotativos (Capítulo 8).
  - Tratamientos anaerobios: filtros anaerobios y reactores UASB (Capítulo 9).
- Tratamientos terciarios y avanzados:
  - Ablandamiento y precipitación de metales (Capítulo 10).
  - Filtración granular (Capítulo 11).
  - Adsorción (Capítulo 12).
  - Filtración con membranas (Capítulo 13).
  - Intercambio iónico (Capítulo 14).
  - Procesos avanzados de oxidación (Capítulo 15).
- Tratamiento de lodos (Capítulo 16).

Además de los ejercicios de cada uno de los temas, resueltos y propuestos, también se ha incluido una breve introducción inicial de cada uno de los tratamientos y una colección final de cuadros y datos de referencia de utilidad en la resolución de los ejercicios.



# 1. Análisis químico

## INTRODUCCIÓN

El objetivo del análisis químico es proporcionar un resultado del contenido o concentración del analito (elemento, compuesto o sustancia) de interés en la muestra a analizar, expresado de forma adecuada para su posterior evaluación. Las formas más frecuentes de expresar la concentración de un elemento, compuesto o sustancia química en una muestra de agua son las siguientes:

$$\text{Molaridad (mol/L): } M = \frac{\text{n}^{\circ} \text{ moles soluto (analito)}}{\text{volumen disolución (L)}} = \frac{\text{masa soluto (g)}}{\text{masa molar soluto (g/mol)} \cdot V(\text{L})}$$

$$\text{Porcentaje (\% (masa/volumen): } \% = \frac{\text{masa analito (g)}}{\text{volumen muestra (mL)}} \cdot 100$$

$$\text{Partes por millón, ppm, (masa/volumen): } \text{ppm} = \frac{\text{masa analito (mg)}}{\text{volumen muestra (L)}}$$

$$\text{Partes por billón, ppb, (masa/volumen): } \text{ppb} = \frac{\text{masa analito (\mu g)}}{\text{volumen muestra (L)}}$$

Aunque la Normalidad (N) como forma de expresar una concentración esté en desuso, se describe a continuación, ya que la realidad es que numerosos métodos oficiales de análisis la utilizan, por lo que es importante saber trabajar con ella.

Normalidad (equivalentes/L):

$$N = \frac{\text{n}^\circ \text{ equivalentes soluto (analito)}}{\text{volumen disolución (L)}} = \frac{\frac{\text{masa soluto (g)}}{\text{peso del equivalente (g/equivalente)}}}{V(L)}$$

donde:

$$\text{Peso del equivalente} = \frac{\text{masa molar soluto}}{X}$$

De esta forma:

$$N = \frac{\frac{\text{masa soluto (g)}}{\text{masa molar (g/mol)}} \cdot X}{V(L)} = \frac{\text{masa soluto (g)}}{\text{masa molar (g/mol)} \cdot V(L)} \cdot X = \frac{\text{n}^\circ \text{ moles soluto (analito)}}{V(L)} \cdot X \rightarrow$$

$$N = M \cdot X$$

Dependiendo del tipo de soluto y de si en disolución presenta propiedades ácido-base, o de oxidación-reducción (redox), etc., ese valor de X difiere. Se describen a continuación algunos ejemplos:

- Si el soluto tiene propiedades ácido-base, X es el número  $H^+$  u  $OH^-$  que es capaz de intercambiar por mol del compuesto. Por ejemplo:
  - $H_2SO_4 \rightarrow X=2$ , ya que este compuesto presenta dos protones intercambiables. Una disolución  $H_2SO_4$  2 N equivale a una disolución 1 M.
  - $HCl, NaOH \rightarrow X=1$ , ya que estos compuestos sólo presentan un  $H^+$  o un  $OH^-$  intercambiable. Por tanto, una disolución  $HCl$  1 N equivale a una disolución 1 M, y una disolución  $NaOH$  1 N equivale a una disolución 1 M.
- Si el soluto tiene propiedades redox, X es el número de electrones intercambiados por mol del compuesto. Por ejemplo:
  - $K_2Cr_2O_7 \rightarrow X=3$ , ya que este compuesto es un oxidante que cuando actúa como tal se reduce  $Cr^{6+}$  a  $Cr^{3+}$ , intercambiando 3 electrones por mol de dicromato. Una disolución de  $K_2Cr_2O_7$  3 N equivale, por tanto, a una disolución 1 M.

- $\text{Fe}^{2+} \rightarrow \text{X}=1$ , ya que este compuesto es un reductor que cuando actúa como tal se oxida a  $\text{Fe}^{3+}$ , intercambiando 1 electrón por mol de  $\text{Fe}^{2+}$ . Por tanto, una disolución 1 N de sal de Mohr  $[\text{Fe}(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}]$  equivale a una disolución 1 M.

A la hora de llevar a cabo un análisis químico y obtener un resultado fiable, el proceso de toma de muestra es de vital importancia para que los resultados sean representativos del análisis propuesto. Por tanto, la finalidad de la *toma de muestra* es obtener, a través de una o un conjunto de muestras, una muestra representativa de la entidad global a analizar; y ello conlleva diseñar previamente un plan de muestreo. El número de muestras dependerá de la dimensión de la entidad global y de su homogeneidad/heterogeneidad, aunque en muchas ocasiones está limitado por razones de coste o de conveniencia.

En el caso de muestras de aguas procedentes de tratamientos de aguas residuales, hay que tener en cuenta una serie de consideraciones para realizar la toma de muestra, y que ésta sea representativa del global a analizar. Si se trata de un agua en movimiento y es un sistema abierto (efluentes industriales, etc.), hay que evitar la toma en puntos superficiales o cerca del fondo, así como zonas de estancamiento. Si es un agua en movimiento, pero en un sistema cerrado (tuberías en una industria, etc.), es importante controlar la velocidad de flujo. Si ésta es baja, es decir predomina el flujo laminar, la velocidad es máxima en el centro del tubo y se va reduciendo al acercarse a las paredes. En este caso hay que crear una turbulencia antes del punto previsto para la toma de muestra. Este problema se minimiza para velocidades altas, donde el flujo ya es turbulento y asegura la homogeneidad de la muestra. La muestra se toma en sentido opuesto al del flujo del líquido. También una práctica habitual es hacer una muestra compuesta a partir de muestras recogidas a distintos tiempos.

El número de muestras se establece en el diseño del plan de muestreo, ya que dependerá de muchos factores: localización de la zona de muestreo y accesibilidad a los puntos de muestreo, histórico de ese tipo de análisis en ese sistema, número de muestras asumibles por el laboratorio, presupuesto o coste del análisis, etc. Por tanto, en cada caso particular hay que diseñar un propio plan de muestreo.

Las aguas residuales deben ser caracterizadas física y químicamente antes de ser tratadas, así como durante el tratamiento, para evaluar la eficacia de éste y para determinar su calidad final. Esto conlleva el análisis y posterior evaluación de numerosos contaminantes, como son: sólidos en suspensión, materia orgánica biodegradable, patógenos, nutrientes, contaminantes prioritarios, materia orgánica refractaria, metales pesados, sólidos inorgánicos disueltos, etc. Describimos brevemente para algunos de ellos la importancia de su determinación:

- Sólidos en suspensión (SS): dan lugar al desarrollo de depósitos de fango y de condiciones anaerobias.
- Materia orgánica: está compuesta por proteínas, carbohidratos y grasas animales. Se mide mayoritariamente en función de la DBO (demanda biológica de oxígeno) y de la DQO (demanda química de oxígeno). También puede utilizarse el carbono orgánico total (COT). Cuando no se controla, puede llevar al ago-

tamiento de los recursos naturales de oxígeno y al desarrollo de condiciones sépticas.

- Patógenos: transmisión de enfermedades contagiosas.
- Nutrientes: el nitrógeno, fósforo y carbono son elementos esenciales para el crecimiento de la vida acuática, por lo que un exceso en ellos puede provocar el crecimiento de vida no deseado, pueden provocar la contaminación del agua subterránea, u originar un problema de eutrofización. Se suelen determinar como nitratos, nitritos, nitrógeno orgánico, fosfatos y carbono orgánico total.
- Contaminantes prioritarios: compuestos orgánicos e inorgánicos determinados en base a sus propiedades cancerígenas, mutagénicas, teratogénicas o toxicidad aguda conocida o sospechada: fluoruros, cianuros, etc.
- Materia orgánica refractaria: materia orgánica que tiende a resistir métodos convencionales biológicos de tratamiento. Por ejemplo: tensoactivos, fenoles o pesticidas agrícolas, que se determinan de forma individualizada. Algunos de ellos pueden ser también contaminantes prioritarios.
- Metales y metaloides: son frecuentemente añadidos al agua residual procedentes de actividades comerciales e industriales, y deben ser eliminados antes de la reutilización del agua: Hg, Cd, As, Cu, Fe, Pb, etc.
- Sólidos inorgánicos disueltos: el calcio, sodio, sulfatos y carbonatos suelen ser añadidos al agua dependiendo de su uso, y suele ser necesaria su eliminación para una reutilización del agua.

Este tipo de determinaciones se realizan en su mayoría mediante técnicas clásicas. Así la gravimetría es frecuentemente utilizada para analizar sólidos en suspensión, aceites y grasas, etc., o en el caso de la volumetría, para la determinación de la DQO, DBO, o para la determinación de nitrógeno, entre otros. No obstante, también el uso de técnicas instrumentales se hace necesario sobre todo para el análisis de contaminantes que se encuentran en concentraciones a nivel de trazas o inferiores (mg/L, µg/L), como son algunos metales (Hg, Cd, etc.), y para los cuales es habitual emplear técnicas como la espectroscopia de absorción atómica con llama (FAAS) o cámara de grafito (GFAAS), o el plasma de acoplamiento inductivo acoplado a un detector de emisión atómica (ICP-OES) o a un espectrómetro de masas (ICP-MS), entre otras. De igual forma, el análisis de componentes aniónicos, como fosfatos, etc., se puede llevar a cabo a través de técnicas espectroscópicas moleculares, o el análisis de ácidos grasos, por ejemplo, que precisa del empleo de técnicas de separación, como son las técnicas cromatográficas con diferentes detectores. Por otro lado, parámetros físicoquímicos, como la turbidez, conductividad, pH, etc., emplean técnicas como la turbidimetría, colorimetría, potenciometría, polarografía, etc. En el siguiente cuadro se resumen tanto los posibles componentes objeto de análisis en un agua residual como algunas de las técnicas de análisis más frecuentes empleadas para su determinación. La determinación de algunos de estos parámetros es objeto de algunas de las prácticas de laboratorio del segundo bloque de este libro.



**Cuadro 1.1:** Componentes objeto de análisis en un agua residual y algunas de las técnicas de análisis más frecuentes empleadas para su determinación.

PARÁMETROS	TÉCNICAS APLICADAS
<b>Parámetros físicos</b>	
Sólidos totales, sólidos en suspensión totales, sólidos disueltos totales, sólidos volátiles, sólidos fijos, etc.	Gravimetría
Turbidez, distribución de partículas, color	Espectrofotometría UV-Vis, Nefelometría, Turbidimetría
Conductividad	Conductimetría
<b>Parámetros químicos inorgánicos</b>	
Amonio libre, nitrógeno orgánico, nitrógeno total Kjeldahl, nitritos, nitratos	Volumetrías, Espectroscopia molecular UV-Vis
Fósforo inorgánico, fósforo total, fósforo orgánico	Espectroscopia molecular UV-Vis, Potenciometría
pH	pH-metro
Alcalinidad y acidez	Volumetrías
Sulfatos	Turbidimetría
Cloruros	Técnicas volumétricas
Metales	Técnicas espectroscópicas de absorción y emisión atómica, Técnicas fluorimétricas
<b>Parámetros químicos orgánicos</b>	
DBO, DQO	Técnicas volumétricas
COT	Espectrofotometría UV-Vis, Combustión + NDIR
<b>Parámetros biológicos</b>	
Coliformes totales y coliformes fecales	Técnicas de conteo microbiológico

Los métodos analíticos para la caracterización de un agua residual se basan en normas de análisis establecidas por instituciones oficiales, así como en métodos establecidos por instituciones de reconocido prestigio, tanto en el ámbito nacional como internacional, destacando los siguientes:

- *Standard Methods*, publicados por la American Public Health Association (APHA), la American Water Works Association (AWWA) y la Water Environmental Federation (WEF).
- Métodos EPA, publicados por la Environmental Protection Agency (EPA) norteamericana.

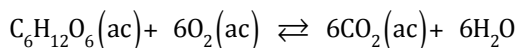
- Normas ASTM, publicadas por la American Society for Testing and Materials (ASTM).
- Normas ISO, publicadas por la International Organization for Standardization.

## EJERCICIOS RESUELTOS

### Ejercicio 1.1

Se ha de proceder al análisis de un agua procedente de una Estación de Tratamiento de Agua Potable (ETAP) cuyo destino va a ser el consumo humano. La estación ha sido avisada de que se ha detectado un vertido industrial accidental al río procedente de una fábrica de galletas, situada a 1,5 km de la ETAP. Se estima que se ha vertido un caudal medio de 15 m<sup>3</sup>/h durante 2 h. Este vertido contiene mayoritariamente azúcar en forma de glucosa (C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub>), y ha ocasionado que la concentración de glucosa en el agua vertida al río sea 2,6 • 10<sup>-3</sup> M. La legislación permite un vertido directo con un valor de DBO<sub>5</sub> hasta 25 mg/L O<sub>2</sub>. Si el coste del tratamiento adicional de esa agua supone 0,1 €/g O<sub>2</sub> eliminado, ¿cuál será el coste total de esa operación?

En primer lugar se define la DBO<sub>5</sub> (Demanda Bioquímica de Oxígeno), que es la cantidad de oxígeno necesaria para descomponer la materia orgánica presente por unidad de volumen, en este caso determinada a 5 días. Obviamente el vertido ha provocado un aumento de DBO, y debido a su naturaleza (biodegradable), el vertido de glucosa ha producido con seguridad un aumento de la DBO<sub>5</sub>. La DBO<sub>5</sub> originada por el vertido se estimará a partir de la cantidad de O<sub>2</sub> necesaria para la oxidación completa de la glucosa:



$$\text{DBO}_{5,\text{inicial}} = \frac{2,6 \cdot 10^{-3} \text{ mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}{L_{\text{disolución}}} \cdot \frac{6 \text{ mol O}_2}{1 \text{ mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} \cdot \frac{32 \text{ g O}_2}{\text{mol O}_2} \cdot \frac{10^3 \text{ mg O}_2}{1 \text{ g O}_2} \rightarrow$$

$$\text{DBO}_{5,\text{inicial}} = 499 \text{ mg O}_2/\text{L}$$

Como la legislación permite un vertido hasta 25 mg/L O<sub>2</sub>, calculamos la cantidad de DBO<sub>5</sub> que se ha de eliminar:

$$\text{DBO}_{5,\text{eliminar}} = (499 - 25) \text{ mg O}_2/\text{L} = 474 \text{ mg O}_2/\text{L}$$

Teniendo en cuenta el caudal del vertido y la duración del mismo, se calcula la demanda de oxígeno total que debe eliminarse:

$$\text{DBO}_{5,\text{eliminar}} = \frac{474 \text{ mg O}_2}{\text{L}} \cdot \left( \frac{15 \text{ m}^3}{\text{h}} \cdot 2 \text{ h} \cdot \frac{10^3 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \right) = 1,42 \cdot 10^7 \text{ mg O}_2$$

$$\text{Coste} = 1,42 \cdot 10^7 \text{ mg O}_2 \cdot \frac{1 \text{ g O}_2}{1000 \text{ mg O}_2} \cdot \frac{0,1 \text{ €}}{1 \text{ g O}_2} = 1.423 \text{ €}$$

### Ejercicio 1.2

Se quiere determinar el contenido de una serie de parámetros de un agua residual que se encuentra en un depósito, para decidir el tratamiento al que deberá ser sometida antes de su vertido al mar. Para ello se tomaron 1,5 L del agua, recogién-dose en 5 puntos diferentes del depósito, y se sometieron a los siguientes análisis:

*a) Sólidos en suspensión totales:* se tomó 1 L de muestra y tras filtrarse, el filtro se secó en la estufa y se procedió a su pesada. El resultado obtenido se muestra en la tabla. El peso inicial del filtro era de 1,0954 g.

*b) Fosfatos:* su determinación se llevó a cabo mediante espectrofotometría molecular ( $\lambda=880 \text{ nm}$ ) tras formación del complejo de fosfomolibdato amónico, de color azul. Para su preparación, se tomaron 5 mL de muestra y, tras ser tratadas con molibdato amónico para formar el complejo, se llevaron a un volumen de 100 mL. La disolución resultante fue analizada, llegándose al resultado mostrado en la tabla.

#### *c) Nitrógeno*

*c.1) Nitratos:* su determinación se llevó a cabo mediante espectrofotometría molecular ( $\lambda=410 \text{ nm}$ ) tras formación de un complejo con ácido cromotrópico, de color amarillo. Para ello, se toman 2,0 ml de muestra y se prepara el complejo en las condiciones adecuadas, llevándose a un volumen final de 100 mL. La disolución resultante fue analizada, llegándose al resultado mostrado en la tabla.

*c.2) Nitritos:* su determinación se llevó a cabo mediante espectrofotometría molecular ( $\lambda = 525 \text{ nm}$ ) tras formación de un complejo con ácido 1-naftilamina-7-sulfónico, de color púrpura-rosa. La preparación se realizó tomando 40,0 mL de muestra y 5 mL del ácido complejante en las condiciones adecuadas, llevándose a un volumen de 50 mL. La disolución resultante fue analizada, llegándose al resultado mostrado en la tabla.

*c.3) Nitrógeno orgánico:* su determinación se llevó a cabo mediante el método Kjeldahl. Para ello un volumen de 100 mL de muestra fue sometido al proceso de digestión con ácido sulfúrico, donde todo el nitrógeno orgánico se convierte en amonio

y, tras adición de sosa en exceso, el amoniaco formado se recoge sobre 50,0 mL de ácido bórico al 2%. La disolución de borato resultante se valoró con ácido sulfúrico 0,0325 M, empleando una mezcla de rojo de metilo y azul de metileno como indicadores, consumiéndose un volumen de 6,6 mL de dicho ácido.

d) *Ácido esteárico* ( $\text{CH}_3-(\text{CH}_2)_{16}-\text{COOH}$ ): su determinación se llevó a cabo por cromatografía de gases, tras un proceso de extracción y esterificación. El contenido final en el agua se muestra en la tabla. Considerar que todo el ácido esteárico se oxida en el agua hasta dióxido de carbono y agua.

Resultados de los análisis:

Parámetro	Resultado	Método de análisis
Sólidos en suspensión	1,3959 g	Filtración-secado-pesada
$\text{PO}_4^{3-}$	0,230 mg/L	Espectrofotometría molecular
$\text{NO}_3^-$	0,425 mg/L	Espectrofotometría molecular
$\text{NO}_2^-$	0,269 mg/L	Espectrofotometría molecular
N orgánico	6,6 mL valorante	Volumetría ácido-base
Ácido esteárico	30 mg/L	Cromatografía de gases-FID

Por otra parte, la legislación para aguas de vertido establece los siguientes valores máximos:

Parámetro	Concentración
Sólidos en suspensión totales	35 mg/L
Fósforo total	2 mg P/L
Nitrógeno total	15 mg N/L
$\text{DBO}_5$	25 mg $\text{O}_2$ /L

Indicar qué parámetros de los analizados cumplen los valores establecidos. En el caso de que la  $\text{DBO}_5$  no los cumpliera, indicar qué rendimiento se requiere al sistema de depuración aerobio para rebajar esa  $\text{DBO}_5$  a los valores establecidos.

*Datos:* masas atómicas (N= 14, P= 31, O= 16).

a) Cálculo del contenido de sólidos en suspensión totales (SST)

$$\text{masa (filtro+SS)} = 1,3959 \text{ g}$$

$$\text{masa (filtro)} = 1,0954 \text{ g}$$

$$\text{masa (SS)} = 1,3959 - 1,0954 = 0,3005 \text{ g}$$

$$\text{SST} = \frac{0,3005 \text{ g}}{1 \text{ L}} \cdot \frac{1.000 \text{ mg}}{1 \text{ g}} = 300 \text{ mg/L}$$

*No cumple la legislación.*

b) Cálculo del contenido en fósforo total

Procedimiento: 5,0 mL muestra  $\rightarrow V_{\text{final}} = 100 \text{ mL}$

$$\left[ \text{PO}_4^{3-} \right]_{\text{muestra}} = 0,230 \frac{\text{mg PO}_4^{3-}}{\text{L}} \cdot \frac{100 \text{ mL}}{5 \text{ mL}} = 4,60 \frac{\text{mg PO}_4^{3-}}{\text{L}}$$

$$\left[ \text{P} \right]_{\text{muestra}} = 4,60 \frac{\text{mg PO}_4^{3-}}{\text{L}} \cdot \frac{31 \text{ mg P}}{95 \text{ mg PO}_4^{3-}} = 1,50 \frac{\text{mg P}}{\text{L}}$$

*Sí cumple la legislación.*

c) Cálculo del contenido total de nitrógeno:

c.1) Cálculo del contenido de nitrógeno en forma de  $\text{NO}_3^-$ :

Procedimiento: 2,0 mL muestra  $\rightarrow V_{\text{final}} = 100 \text{ mL}$

$$\left[ \text{NO}_3^- \right]_{\text{muestra}} = 0,425 \frac{\text{mg NO}_3^-}{\text{L}} \cdot \frac{100 \text{ mL}}{2 \text{ mL}} = 21,2 \frac{\text{mg NO}_3^-}{\text{L}}$$

$$\left[ \text{N} \right]_{\text{NO}_3^-} = 21,2 \frac{\text{mg NO}_3^-}{\text{L}} \cdot \frac{14 \text{ mg N}}{62 \text{ mg NO}_3^-} = 4,8 \frac{\text{mg N}}{\text{L}}$$

c.2) Cálculo del contenido de nitrógeno en forma de  $\text{NO}_2^-$ :

Procedimiento: 40 mL muestra  $\rightarrow V_{\text{final}} = 50 \text{ mL}$

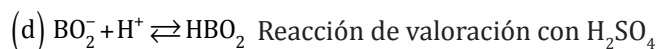
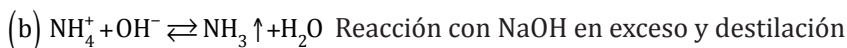
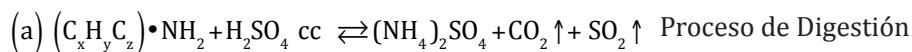
$$[\text{NO}_2^-]_{\text{muestra}} = 0,269 \frac{\text{mg NO}_2^-}{\text{L}} \cdot \frac{50 \text{ mL}}{40 \text{ mL}} = 0,336 \text{ mg NO}_2^- / \text{L}$$

$$[\text{N}]_{\text{NO}_2^-} = 0,336 \frac{\text{mg NO}_2^-}{\text{L}} \cdot \frac{14 \text{ mg N}}{46 \text{ mg NO}_2^-} = 0,10 \text{ mg N/L}$$

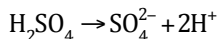
c.3) Cálculo del contenido de nitrógeno orgánico:

Procedimiento: 100 mL muestra → digestor Kjeldahl

Reacciones implicadas:



El ácido sulfúrico proporciona los  $\text{H}^+$ , según la reacción:



$$\text{mmoles H}^+ = 2 \cdot \text{mmoles H}_2\text{SO}_4 = 2 \cdot M_{\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot V_{\text{H}_2\text{SO}_4}$$

Las relaciones estequiométricas según las reacciones implicadas serán las siguientes:

$$\text{mmoles N}_{\text{org}} = \text{mmoles NH}_{4\text{a)}}^+ = \text{mmoles NH}_{3\text{b)}} = \text{mmoles BO}_{2\text{c)}}^- = \text{mmoles H}_{\text{d)}}^+$$

Por tanto:

$$\text{mmoles N}_{\text{org}} = \text{mmoles H}^+ = 2 \cdot M_{\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot V_{\text{H}_2\text{SO}_4}$$

Teniendo en cuenta que la molaridad del  $\text{H}_2\text{SO}_4$  es 0,0125 M, y que el volumen consumido en la valoración es de 6,6 mL:

$$\text{mmoles N}_{\text{org}} = 2 \cdot 0,0125 \frac{\text{mmol H}_2\text{SO}_4}{\text{mL}} \cdot 6,6 \text{ mL} = 0,165 \text{ mmol N}$$

$$\text{mg N} = 0,165 \text{ mmol N} \cdot \frac{14 \text{ mg N}}{1 \text{ mmol N}} = 2,31 \text{ mg (en los 100 mL de muestra)}$$

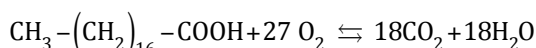
$$[N]_{\text{muestra}} = \frac{2,31 \text{ mg N}}{0,100 \text{ L}} = 23,1 \text{ mg N/L}$$

$$[N]_{\text{orgánico}} = 23,1 \text{ mg N/L}$$

$$[N]_{\text{total}} = [N]_{\text{NO}_3^-} + [N]_{\text{NO}_2^-} + [N]_{\text{orgánico}} = (4,8 + 0,10 + 23,1) = 28,0 \text{ mg N/L}$$

*No cumple la legislación.*

d) Cálculo de la  $\text{DBO}_5$ : en primer lugar tenemos que conocer la reacción de oxidación del ácido esteárico ( $\text{CH}_3 - (\text{CH}_2)_{16} - \text{COOH}$ ), y además suponer que es 100% biodegradable y que es la única materia orgánica presente en el vertido:



$$\text{DBO}_5 = \frac{30 \text{ mg esteárico}}{\text{L agua}} \cdot \frac{10^{-3} \text{ g}}{1 \text{ mg}} \cdot \frac{1 \text{ mol esteárico}}{284 \text{ g}} \cdot \frac{27 \text{ mol O}_2}{1 \text{ mol esteárico}} \cdot \frac{32 \text{ g O}_2}{1 \text{ mol O}_2} = 0,091 \text{ g O}_2 / \text{L}$$

$$\text{DBO}_{\text{agua}} = 91 \frac{\text{mg O}_2}{\text{L}}$$

*No cumple la legislación.*

El valor está por encima del valor establecido, por tanto, el porcentaje de eliminación necesario para alcanzar los valores límite de vertido es:

$$\text{Eliminación DBO}_5 = \frac{(91 - 25) \text{ mg O}_2 / \text{L}}{91 \text{ mg O}_2 / \text{L}} \cdot 100 = 72\%$$

### Ejercicio 1.3

Determinar la demanda teórica de oxígeno y el carbono orgánico total de una disolución de 851 mg/L de ftalato ácido de potasio ( $\text{C}_8\text{H}_5\text{KO}_4$ ).

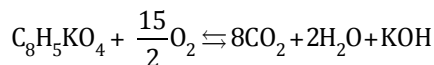
*Dato:* masa molar del  $\text{C}_8\text{H}_5\text{KO}_4 = 204,22 \text{ g/mol}$ .

Si bien no se puede conocer la demanda química de oxígeno (DQO) o el carbono orgánico total de un agua residual (COT) de forma previa, debido a la gran variedad de compuestos orgánicos y que sus concentraciones no son totalmente conocidas, sí que se pueden determinar en disoluciones con concentraciones conocidas de compuestos orgánicos.

#### (a) DQO teórica

La demanda teórica de oxígeno se calcula determinando la cantidad de oxígeno equivalente que sería necesaria para la oxidación completa de los compuestos orgánicos presentes. Es decir, todo el C pasa a  $\text{CO}_2$ , el H pasa a  $\text{H}_2\text{O}$ . En el caso de que hubiera N, habría que suponer que se oxida a  $\text{NO}_3^-$ .

En el caso del ftalato ácido de potasio, dicha reacción, ya ajustada estequiométricamente, es la siguiente:



Esto significa que se requieren 7,5 mol  $\text{O}_2$  para llevar a cabo la oxidación completa de un mol  $\text{C}_8\text{H}_5\text{KO}_4$ . Teniendo en cuenta que la masa molar del  $\text{O}_2$  es 32 g/mol y el del  $\text{C}_8\text{H}_5\text{KO}_4$  es 204,22 g/mol, se necesitan 240 g de  $\text{O}_2$  por cada 204,22 g de  $\text{C}_8\text{H}_5\text{KO}_4$ , o lo que es lo mismo, 1,175 g de  $\text{O}_2$  / g  $\text{C}_8\text{H}_5\text{KO}_4$ .

Por tanto, la DQO teórica de una disolución de 851 mg/L  $\text{C}_8\text{H}_5\text{KO}_4$  se calcula como:

$$\text{DQO} = 851 \frac{\text{mg C}_8\text{H}_5\text{KO}_4}{\text{L}} \cdot \frac{1,175 \text{ mg O}_2}{1 \text{ mg C}_8\text{H}_5\text{KO}_4} = 1.000 \text{ mg / L O}_2$$

#### (b) COT

El carbono orgánico total se calcula a partir del contenido en carbono que tenga el compuesto orgánico. Simplemente se multiplica la concentración de este compuesto por la proporción de carbono que hay en ese compuesto (en masa). Se expresa en unidades de mg/L de C.

Para ello, partiendo de la fórmula del compuesto, en este caso  $\text{C}_8\text{H}_5\text{KO}_4$ , es el siguiente:

$$\frac{\text{mg C en un mol C}_8\text{H}_5\text{KO}_4}{\text{mg de un mol C}_8\text{H}_5\text{KO}_4} = \frac{8 \cdot 12}{204,22} = 0,470$$

Por tanto, el COT de una disolución de 851 mg/L de  $\text{C}_8\text{H}_5\text{KO}_4$  se calcula como:

$$\text{COT} = 851 \frac{\text{mg C}_8\text{H}_5\text{KO}_4}{\text{L}} \cdot 0,470 \frac{\text{mg C}}{\text{mg C}_8\text{H}_5\text{KO}_4} = 400 \text{ mg C / L}$$

*Nota:* aunque la DQO y el COT son medidas del contenido total en materia orgánica de un agua, sus valores pueden ser muy diferentes para una misma muestra de agua. En



este caso, para una misma disolución, el valor de DQO es 2,5 veces superior al del COT. Como curiosidad, decir que el  $C_8H_5KO_4$  es el patrón recomendado en las normas de análisis de aguas tanto para la determinación de DQO como de COT.

### Ejercicio 1.4

En la siguiente tabla se recogen los análisis de DQO y de DBO de tres tipos de aguas residuales. Determine la relación  $DBO_5/DQO$  e indique cuál es su biodegradabilidad aproximada.

Tipo de agua residual	DQO (mg/L)	DBO (mg/L)
Agua residual urbana	750	350
Agua residual de una industria alimentaria	6.000	4.000
Efluente de un proceso de extracción minero	2.000	400

El agua residual urbana tiene una ratio  $DBO/DQO$  de 0,47. Normalmente en aguas residuales urbanas (antes de efectuar ningún tratamiento) este valor está entre 0,3 y 0,8, aunque el valor más habitual es el de 0,5 (ver Cuadro 1.1). De acuerdo con esta ratio  $DBO/DQO$ , el agua puede considerarse como biodegradable (ver Cuadro 1.2).

El efluente de una industria alimentaria, tiene una ratio  $DBO/DQO$  superior: 0,67, lo que indica que es un efluente muy biodegradable (ver Cuadro 1.2).

Por último, el efluente de un proceso de extracción minero, tiene una ratio  $DBO/DQO$  de 0,2, lo que significa que el agua no es biodegradable y que no tuviera sentido plantear un tratamiento biológico a esta agua (ver Cuadro 1.2).

### Ejercicio 1.5

Se desea conocer la dureza total de un agua con el fin de que pueda ser utilizada en calderas de alta presión y temperatura. Para realizar su análisis, se toman 5 muestras del agua en diferentes puntos del sistema de alimentación, cada una de ellas de aproximadamente unos 1000 mL de volumen. Posteriormente, de ese volumen recogido se toma una alícuota de 100,0 mL que se introduce en un matraz Erlenmeyer, donde se añaden 10 mL de disolución reguladora  $NO_4^+/NH_3$  (pH 10), y negro de eriocromo T (NET) como indicador. Se procederá a la valoración de cada una de ellas con ácido etilendiaminotetracético (AEDT) 0,0120M, hasta viraje

del indicador (cambio de color de rojo-rosa a azul). Los volúmenes consumidos de valorante fueron 12,3; 12,7; 12,8; 12,9; 12,7 mL en las cinco réplicas analizadas. La disolución de AEDT se preparó a partir de su sal disódica dihidratada ( $\text{Na}_2\text{H}_2\text{Y} \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ , masa molar = 372,24 g/mol).

a) Indicar qué cantidad de AEDT se ha de pesar para preparar 1 L de disolución de AEDT 0,0120 M.

b) Determinar la dureza total del agua del sistema de alimentación, expresada como  $\text{mg CaCO}_3 / \text{L}$ .

El agua es un componente imprescindible en la industria, ya que se emplea en numerosos procesos, tanto en sistemas de refrigeración o en calderas como en procesos de lavado, etc. En ocasiones es sometida a condiciones tan extremas de presión y temperatura que exige una elevada pureza, ya que puede deteriorar y corroer los circuitos por los que pasa, y formar incrustaciones que hacen que el proceso pierda efectividad y se encarezca el proceso. Por tanto, un análisis de dureza es de gran importancia para saber si ha de ser sometida a procesos de purificación previos a su utilización.

a) *Preparación de las disoluciones de trabajo:*

Disolución de AEDT:  $V_{\text{disolución}} = 1000 \text{ mL}$ ;  $[\text{AEDT}] = 0,0120 \text{ M}$ .

$$M = \frac{n^{\circ} \text{ moles}_{\text{solute}}}{\text{Volumen}_{\text{disolución}} (\text{L})} \rightarrow$$

$$n^{\circ} \text{ moles}_{\text{AEDT}} = M \cdot V = 0,0120 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \cdot 1,000 \text{ L} = 0,012 \text{ mol AEDT}$$

Para ello, se parte de AEDT disódico dihidratado, que es lo que realmente se va pesar. Por la estequiometría del compuesto, se deduce que:

$$n^{\circ} \text{ moles}_{\text{AEDT}} = n^{\circ} \text{ moles}_{\text{AEDT-Na}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}} = 0,012 \text{ moles}_{\text{AEDT-Na}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}}$$

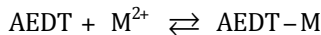
$$n^{\circ} \text{ moles} = \frac{\text{masa}}{\text{masa molar}} \rightarrow$$

$$\text{masa}_{\text{AEDT-Na}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}} = 0,012 \text{ mol} \cdot 372,24 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 4,4669 \text{ g sal disódica-AEDT}$$

Si no se pesase exactamente esa cantidad del AEDT disódico dihidratado, con la cantidad pesada exactamente recalculáramos la concentración de AEDT.

b) *Cálculo de la dureza:*

En la valoración, el AEDT reacciona con el  $\text{Ca}^{2+}$  y  $\text{Mg}^{2+}$  en una relación 1:1, según la reacción:



$$n^{\circ} \text{ moles}_{\text{AEDT}} = n^{\circ} \text{ moles}_{\text{M}^{2+}} = n^{\circ} \text{ moles}_{(\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+})}$$

Para cada alícuota o réplica se realizan los siguientes cálculos.

*Alícuota 1* ( $V_{\text{AEDT}}=12,3 \text{ mL}$ )

$$V_{\text{AEDT}} M_{\text{AEDT}} = 12,3 \text{ mL} \cdot 0,0120 \frac{\text{mmol}}{\text{mL}} = 0,1476 \text{ mmol } (\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+})$$

$$1 \text{ mmol CaCO}_3 = 1 \text{ mmol } (\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+})$$

$$0,1476 \text{ mmol } (\text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+}) = 0,1476 \text{ mmol CaCO}_3$$

Como se ha analizado una alícuota de 100 mL, en un litro habrá 10 veces más:

$$\text{Dureza} = 1,476 \text{ mmol CaCO}_3 / \text{L}$$

Para expresarlo en mg de  $\text{CaCO}_3$ , multiplicamos por la masa molar del  $\text{CaCO}_3$ :

$$\text{Dureza} = 1,476 \frac{\text{mmol CaCO}_3}{\text{L agua}} \cdot 100 \frac{\text{mg CaCO}_3}{\text{mmol}} = 147,6 \text{ mg CaCO}_3 / \text{L}$$

Los resultados que se obtienen para las otras alícuotas son las siguientes:

$$\text{Alícuota 2 } (V_{\text{AEDT}}=12,7 \text{ mL}) \rightarrow \text{Dureza} = 152,4 \text{ mg CaCO}_3 / \text{L}$$

$$\text{Alícuota 3 } (V_{\text{AEDT}}=12,8 \text{ mL}) \rightarrow \text{Dureza} = 153,6 \text{ mg CaCO}_3 / \text{L}$$

$$\text{Alícuota 4 } (V_{\text{AEDT}}=12,9 \text{ mL}) \rightarrow \text{Dureza} = 154,8 \text{ mg CaCO}_3 / \text{L}$$

$$\text{Alícuota 5 } (V_{\text{AEDT}}=12,7 \text{ mL}) \rightarrow \text{Dureza} = 152,4 \text{ mg CaCO}_3 / \text{L}$$

La concentración de calcio y magnesio (dureza del agua), expresada como carbonato sódico en el agua, nos la dará la media de los resultados obtenidos para las cinco alícuotas:

$$\overline{\text{Dureza}} = 152 \text{ mg CaCO}_3 / \text{L}$$

El resultado final será el siguiente, expresado para una probabilidad del 95% ( $t_{\text{student}} = 2,776$ ):

$$\text{Dureza} = \overline{\text{Dureza}} \pm \frac{t_{\text{student}} \cdot s}{\sqrt{n}}$$

donde: "s" es la desviación estándar, "t" t de Student y "n" el número de muestras analizadas.

$$\text{Dureza} = 152,2 \pm \frac{2,776 \cdot 2,74}{\sqrt{5}} = 152 \pm 3 \text{ mg /L}$$

### Ejercicio 1.6

Las aguas residuales depuradas no deben superar los 100 mg/L en demanda química de oxígeno (DQO). Para determinar la DQO de una muestra de agua residual, se tomaron tres réplicas ( $R_1$ ,  $R_2$  y  $R_3$ ) de 125 mL del agua a analizar y se mezclaron, cada una de ellas, en un matraz con 8,0 mL de una disolución de dicromato potásico (disolución A) en medio ácido sulfúrico, llevándose a cabo una digestión a reflujo durante 2 h. Una vez finalizada esta etapa, se enfría, y se procede a la valoración del exceso de dicromato en los tres casos, consumiéndose 15,5, 15,9, 16,0 mL de una disolución de sulfato ferroso amónico utilizada como valorante (disolución B). Paralelamente se realizó el análisis de un blanco, procediendo de igual forma pero sustituyendo el agua residual por agua destilada. En este caso el volumen de valorante consumido fue de 22,3 mL. Calcular la DQO del agua residual, expresando el resultado como mg  $O_2$  / L para un 95% de confianza.

La preparación de las disoluciones se detalla a continuación:

Disolución A: se pesaron 7,7125 g de dicromato potásico, y se disolvieron en agua destilada hasta un volumen final de 250 mL.

Disolución B: se prepararon 500 mL de sal de Mohr (sulfato de hierro (II) y amonio hexahidratado, o sulfato ferroso amónico hexahidratado), disolviéndose 35,262 g de dicha sal en agua destilada.

Datos: masa molar del  $K_2Cr_2O_7$  (294 g/mol) y de la sal de Mohr (391,8 g/mol).

a) Cálculo de la concentración de las disoluciones preparadas:

Disolución de dicromato potásico:

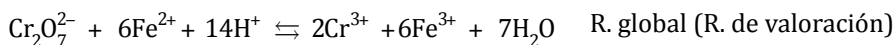
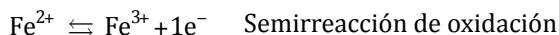
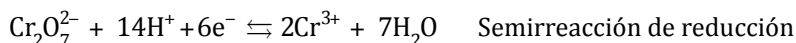
$$M_{K_2Cr_2O_7} = \frac{7,7125 \text{ g}}{\frac{294 \text{ g/mol}}{0,250 \text{ L}}} = 0,1049 \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

Disolución de sulfato ferroso de amonio (valorante):

$$M_{(\text{NH}_4)_2\text{Fe}(\text{SO}_4)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}} = \frac{35,2026 \text{ g}}{\frac{391,8 \text{ g/mol}}{0,500 \text{ L}}} = 0,1797 \text{ mmol/L} = M_{\text{Fe}^{2+}}$$

b) Reacciones implicadas y relaciones cuantitativas:

La valoración del dicromato no consumido por el agua (es decir, el exceso de dicromato) con la disolución de  $\text{Fe}^{2+}$ , es una reacción de oxidación reducción, cuyas semirreacciones y reacción global se indican a continuación:



De la reacción global se deduce:

$$\text{mmoles}_{\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}} \cdot 6 = \text{mmoles}_{\text{Fe}^{2+}}$$

$$\text{mmoles}_{\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}} = \frac{\text{mmoles}_{\text{Fe}^{2+}}}{6} = \frac{V_{\text{Fe}^{2+}} \cdot M_{\text{Fe}^{2+}}}{6}$$

c) Cálculo de la cantidad de dicromato consumida por la muestra:

Conocemos la cantidad de dicromato añadida inicialmente (dicromato total) y, a través de la valoración al final del proceso, conocemos la cantidad de dicromato que ha quedado sin reaccionar (dicromato en exceso). Por diferencia calcularemos la cantidad de dicromato consumida en el proceso.

Tanto en el análisis de las muestras como del blanco, la cantidad de dicromato añadida fue la misma:

$$\text{mmoles dicromato}_{\text{añadido}} = 8,0 \text{ mL} \cdot 0,1049 \frac{\text{mmol}}{\text{mL}} = 0,839 \text{ mmol}$$

*Análisis del blanco:* previamente calcularemos el consumo de dicromato en el análisis del blanco (agua destilada), ya que a esta cantidad habrá que restarle el resultado obtenido para la muestra de agua residual analizada.

$$\text{mmoles dicromato}_{\text{exceso}} = \frac{22,3 \text{ mL} \cdot 0,1797 \frac{\text{mmol}}{\text{mL}}}{6} = 0,668 \text{ mmol}$$

$$\text{mmoles dicromato}_{\text{consumidos blanco}} = (0,839 - 0,668) = 0,171 \text{ mmol}$$

*Análisis del agua residual:* al resultado obtenido en el análisis correspondiente le tenemos que restar la cantidad consumida por el blanco:

$$\text{Réplica 1 (R}_1\text{)} \rightarrow V_{\text{valorante}} = 15,5 \text{ mL}$$

$$\text{mmoles dicromato}_{\text{exceso}} = \frac{15,5 \text{ mL} \cdot 0,1797 \frac{\text{mmol}}{\text{mL}}}{6} = 0,464 \text{ mmol}$$

$$\text{mmoles dicromato}_{\text{consumidos en el proceso}} = (0,839 - 0,464) \text{ mmol} = 0,375 \text{ mmol}$$

$$\text{mmoles dicromato}_{\text{consumidos muestra}} = (0,375 - 0,171) \text{ mmol} = 0,204 \text{ mmol para R}_1$$

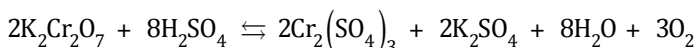
De la misma forma, para las otras réplicas:

$$\text{Réplica 2 (R}_2\text{)} \rightarrow V_{\text{valorante}} = 12,6 \text{ mL} \rightarrow \text{mmoles dicromato}_{\text{consumidos muestra}} = 0,192$$

$$\text{Réplica 3 (R}_3\text{)} \rightarrow V_{\text{valorante}} = 16,0 \text{ mL} \rightarrow \text{mmoles dicromato}_{\text{consumidos muestra}} = 0,189$$

d) Cálculo de la DQO en el agua residual:

A partir de los resultados obtenidos, se calculará la DQO, teniendo en cuenta la relación entre el dicromato consumido y el oxígeno equivalente según esta reacción:



De donde se deduce:

$$\text{mmoles}_{\text{O}_2} \cdot 2 = \text{mmoles}_{\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}} \cdot 3 \rightarrow \text{mmoles}_{\text{O}_2} = \frac{3}{2} \text{ mmoles}_{\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}}$$

Teniendo en cuenta la masa molar del O<sub>2</sub> (32 mg/mmol), y que el volumen de muestra analizado fue de 125 mL:

Para R<sub>1</sub>:

$$\text{mmoles O}_2 = 0,204 \cdot \frac{3}{2} = 0,306 \text{ mmol} \xrightarrow{\cdot 32 \text{ mg/mmol}} 9,79 \text{ mg} \xrightarrow{\cdot \frac{1}{0,125 \text{ L}}} 78,3 \text{ mg O}_2/\text{L}$$

Para R<sub>2</sub>:

$$\text{mmoles O}_2 = 0,192 \cdot \frac{3}{2} = 0,288 \text{ mmol} \xrightarrow{\cdot 32 \text{ mg/mmol}} 9,22 \text{ mg} \xrightarrow{\cdot \frac{1}{0,125 \text{ L}}} 73,7 \text{ mg O}_2/\text{L}$$

Para  $R_3$ :

$$\text{mmoles O}_2 = 0,189 \cdot \frac{3}{2} = 0,283 \text{ mmol} \quad \xrightarrow{\cdot 32 \text{ mg/mmol}} \quad 9,06 \text{ mg} \quad \xrightarrow{\cdot \frac{1}{0,125 \text{ L}}} \quad 72,4 \text{ mg O}_2 / \text{L}$$

El resultado final será el siguiente, expresado para una probabilidad del 95% ( $t_{\text{student}} = 4.303$ ):

$$[\text{DQO}] = [\overline{\text{DQO}}] \pm \frac{t_{\text{student}} \cdot s}{\sqrt{n}} = 74,8 \pm \frac{4,303 \cdot 3,10}{\sqrt{3}}$$

$$[\text{DQO}] = 75 \pm 8 \text{ mg O}_2 / \text{L}$$

### Ejercicio 1.7

El tratamiento al que un agua residual ha de someterse para posteriormente ser reutilizada, depende, entre otros, del contenido de sólidos que presente. Se han recogido alícuotas de 50 mL de un agua de una planta de tratamiento de aguas residuales. Tras ser sometida cada una de ellas a diferentes procesos de evaporación, secado o ignición, los resultados de las masas pesadas se muestran en la siguiente tabla.

PROCESO	DISPOSITIVO PESADO	MASA (g)
Tarado	Crisol	48,2547
Evaporación a 105 °C	Crisol + residuo, tras evaporación a 105 °C	48,2972
Ignición a 550 °C	Crisol + residuo, tras ignición a 550 °C	48,2803
Tarado	Filtro secado a 105 °C	1,5388
Filtración y secado del filtro a 105 °C	Filtro + residuo, secado a 105 °C	1,5527
Filtración e ignición del filtro a 550 °C	Filtro + residuo, secado a 550 °C	1,5437

Determinar: a) los sólidos totales (ST), los sólidos totales volátiles (STV) y los sólidos totales fijos (STF); b) los sólidos en suspensión totales (SST), los sólidos en suspensión volátiles (SSV) y los sólidos en suspensión fijos (SSF).

A partir de las definiciones de los diferentes tipos de sólidos del Cuadro 1.3 y las masas de la tabla anterior, se calculan los diferentes tipos de sólidos:

a)

$$ST = \frac{(48,2972 - 48,2547) \text{ g} \cdot \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}}}{0,050 \text{ L}} = 850 \text{ mg/L}$$

$$STV = \frac{(48,2972 - 48,2803) \text{ g} \cdot \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}}}{0,50 \text{ L}} = 338 \text{ mg/L}$$

Los STF se pueden calcular a partir de las pesadas o como la diferencia entre ST y STV:

$$STF = \frac{(48,2803 - 48,2547) \text{ g} \cdot \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}}}{0,050 \text{ L}} = 512 \text{ mg/L}$$

$$STF = ST - SSV = 850 \frac{\text{mg}}{\text{L}} - 338 \frac{\text{mg}}{\text{L}} = 512 \text{ mg/L}$$

b)

$$SST = \frac{(1,5527 - 1,5388) \text{ g} \cdot \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}}}{0,05 \text{ L}} = 278 \text{ mg/L}$$

$$SSV = \frac{(1,5527 - 1,5437) \text{ g} \cdot \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}}}{0,05 \text{ L}} = 180 \text{ mg/L}$$

De la misma forma que antes, los SSF se pueden calcular a partir de las pesadas o, como la diferencia entre SST y SSV:

$$SSF = \frac{(1,5437 - 1,5388) \text{ g} \cdot \frac{1000 \text{ mg}}{1 \text{ g}}}{0,050 \text{ L}} = 98 \text{ mg/L}$$

$$SSF = SST - SSV = 278 \text{ mg/L} - 180 \text{ mg/L} = 98 \text{ mg/L}$$

*Nota:* aunque los sólidos totales disueltos (STD) deben determinarse como los sólidos totales del agua filtrada obtenida en el ensayo de los sólidos en suspensión totales



(evaporación a 103-105 °C), pueden aproximarse como la diferencia entre los ST y los SST:

$$\text{SDT} \approx \text{ST} - \text{SST} = (850 - 278) \text{ mg/L} = 572 \text{ mg/L}$$

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### Ejercicio 1.8

El contenido de nitrógeno de un agua residual se determina por el método de Kjeldahl. Para ello se toman 50 mL del agua y se lleva a un matraz de un litro, enrasando con agua destilada. De este matraz se toman 100 mL y se tratan con ácido sulfúrico concentrado calentando a reflujo. A continuación, se añade NaOH en exceso y el  $\text{NH}_3$  destilado se recoge sobre 10,0 mL de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  0,0900 M. Si el volumen de NaOH 0,0900 M gastado en la valoración del exceso de ácido fue de 9,7 mL, ¿qué porcentaje de N contiene el agua?

Datos: N = 14.

Solución: % Nitrógeno = 0,26

### Ejercicio 1.9

Para calcular la dureza total del agua, dureza magnésica y dureza cálcica, se efectúan los siguientes análisis: 1) se toman 10,0 ml de la muestra de agua y en su valoración con AEDT 0,0125 M, en medio amoniacal a pH 9,4 y utilizando NET como indicador, se consumen 20,0 ml; 2) otra alícuota de 10,0 ml de agua se trata con oxalato de sodio, para precipitar cuantitativamente el Ca, posteriormente se filtra y la disolución resultante, que contiene el magnesio, requiere en su valoración 8,0 ml de AEDT 0,0125 M en medio amoniacal y utilizando NET como indicador. Determinar la dureza total, cálcica y magnésica, expresando los resultados en  $\text{mg CaCO}_3/\text{L}$  de agua. Escribir todas las reacciones que tienen lugar.

Datos: Ca = 40; Mg = 24.3; C = 12; O = 16.

Solución: dureza total = 2500  $\text{mg CaCO}_3/\text{L}$ ; dureza magnésica = 2000  $\text{mg CaCO}_3/\text{L}$ ; dureza cálcica = 500  $\text{mg CaCO}_3/\text{L}$

## CUADROS Y DATOS DE REFERENCIA

**Cuadro 1.2:** Comparación de las ratios de medidas de concentración de materia orgánica tras diferentes tratamientos. Fuente: Metcalf & Eddy (2004)

Tipo de agua residual	DBO/DQO	DBO/TOC
Sin tratar	0,3-0,8	1,2-2,0
Después del tratamiento primario	0,4-0,6	0,8-1,2
Después del tratamiento secundario	0,1-0,3	0,2-0,5

**Cuadro 1.3:** Ratios DBO/DQO para clasificar la de biodegradabilidad de un agua

Tipo de agua	DBO/DQO	Tipo de agua	DBO/DQO
Agua muy biodegradable	> 0,6	Agua muy biodegradable	> 0,6
Agua bastante biodegradable	0,4-0,6	Puede tratarse biológicamente	0,3-0,6
Agua poco biodegradable	0,2-0,4	No se puede tratar biológicamente	< 0,3
Agua no biodegradable	< 0,2		

**Cuadro 1.4:** Diferentes tipos de sólidos en un agua

Tipo de sólido	Descripción
Sólidos totales (ST)	Residuo tras evaporación y secado a 103-105 °C
Sólidos volátiles totales (STV)	Sólidos volatilizados y quemados tras someter los ST a ignición 500 ± 50 °C
Sólidos fijos totales (STF)	Residuo tras someter los ST a ignición 500 ± 50 °C
Sólidos en suspensión totales (SST)	Sólidos retenidos en filtro (normalmente de 1,58 μm) pesados tras secado del filtro a 105 °C
Sólidos volátiles en suspensión (SSV)	Sólidos volatilizados y quemados tras someter los SST a ignición 500 ± 50 °C
Sólidos fijos en suspensión (SSF)	Residuo tras someter los SST a ignición 500 ± 50 °C
Sólidos disueltos totales (SDT)	Residuo de los sólidos que pasan a través del filtro (1,58 μm) tras evaporación (105 °C).
Sólidos disueltos volátiles (SDV)	Sólidos volatilizados y quemados tras someter los SDT a ignición 500 ± 50 °C
Sólidos disueltos fijos (SDF)	Residuo tras someter los SDT a ignición 500 ± 50 °C
Sólidos sedimentables	Sólidos suspendidos que sedimentarán tras un período de tiempo. Se expresan como mL/L

## 2. Pre-tratamiento

### INTRODUCCIÓN

#### *Desbaste*

El primer paso para el acondicionamiento de las aguas residuales es la realización de un desbaste mediante el empleo de rejillas, las cuales pueden ser mallas, cribas o rejas. Esta primera etapa, permite reducir en gran medida las obstrucciones en canales y tuberías de la instalación depuradora y aumentar la eficiencia de los tratamientos posteriores.

En primer lugar, el parámetro de control en la comprobación de rejillas es la velocidad de paso entre barrotes. Se recomienda las siguientes velocidades de paso a caudal medio y caudal máximo:

$$v_{\text{paso}} (Q_m) > 0,6 \text{ m/s.}$$

$$v_{\text{paso}} (Q_{\text{max}}) < 1,0 \text{ m/s, con limpieza a favor de corriente.}$$

$$v_{\text{paso}} (Q_{\text{max}}) < 1,2 \text{ m/s, con limpieza en contracorriente.}$$

El siguiente parámetro es el ancho del canal en la zona de rejillas, que se puede determinar por la siguiente expresión:

$$W = \frac{Q_{\text{max}}}{v \cdot D} \cdot \left( \frac{a+s}{s} \right) + C_{\text{rej}} \quad [2.1]$$

donde  $W$  es el ancho del canal de rejillas (m),  $Q_{\text{max}}$  es el caudal máximo que pasa ( $\text{m}^3/\text{s}$ ),  $v$  es la velocidad de paso del agua por la rejilla (m/s),  $D$  es el nivel de aguas arriba de la rejilla a caudal máximo (m),  $a$  es el ancho de las rejillas (m),  $s$  es el espaciado entre

barros ( $m$ ) y  $C_{rej}$  es el coeficiente de seguridad ( $m$ ), que toma el valor de 0,1 o 0,3  $m$ , según las rejillas sean finas o gruesas, respectivamente.

El valor del nivel de aguas,  $D$ , se debe calcular a partir las características hidráulicas del canal de entrada.  $D$  será la suma de la altura de la lámina de agua, aguas abajo, más la pérdida de carga en reja. En caso de desconocerse se puede emplear la siguiente expresión, considerando que la velocidad de paso es de 1  $m/s$ .

$$D(m) = 0,15 + 0,74 \cdot \sqrt{Q_{\max} (m^3/s)} \quad [2.2]$$

Por último, la pérdida de carga a través de una reja se puede determinar mediante la siguiente ecuación:

$$\Delta h = K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 \cdot \frac{V^2}{2g} \quad [2.3]$$

donde  $\Delta h$  es la pérdida de carga ( $m$ ),  $K_1$  es el valor de la reja limpia o atascada,  $K_2$  depende de la forma de la sección horizontal de los barros y  $K_3$  depende de la sección de paso entre los barros (ver Cuadro 2.1),  $V$  es la velocidad de aproximación en el canal ( $m/s$ ) y  $g$  es la gravedad ( $m/s^2$ ).

En el caso de rejillas limpias, la pérdida de carga que se produce cuando el agua circula a través de las rejillas depende de la velocidad de aproximación del agua ( $V$ ) y de la velocidad de circulación a su través ( $v$ ) según la ecuación 2.4.

$$h_1 = \frac{1}{0,7} \cdot \left( \frac{v^2 - V^2}{2g} \right) \quad [2.4]$$

donde:  $h_1$  = pérdida de carga en  $m$ ; 0,7 = coeficiente empírico que incluye los factores de turbulencia y de las pérdidas por la formación de remolinos;  $V$  = velocidad de aproximación a la reja ( $m/s$ );  $v$  = velocidad de circulación entre las barras de la reja ( $m/s$ );  $g$  = aceleración de la gravedad ( $m^2/s$ ); de forma genérica, la pérdida de carga admisible es de 150  $mm$ .

En el Cuadro 2.2 se recogen los principales parámetros de diseño para rejillas, dependiendo de si su limpieza es manual o automática.

### Desarenado

Para el desarenado de aguas residuales se utilizan canales que permitan una reducción de la velocidad de agua a valores comprendidos entre 0,2-0,4  $m/s$  con lo que se consigue que la materia inorgánica se sedimente en el fondo y la materia orgánica permanezca en el agua. La experiencia ha demostrado que, en aguas residuales urbanas, la velocidad óptima del agua es de 0,3  $m/s$ . La teoría aplicable es la de sedimentación Tipo 1 o de partículas discretas. Las dimensiones del canal vendrán dadas por la altura ( $h$ ), longitud ( $L$ ) y anchura ( $a$ ).

La velocidad horizontal del agua o, simplemente, la velocidad del agua ( $v$ ), se calcula con la ecuación 2.5.

$$v = \frac{Q}{\text{Área sección mojada}} \quad [2.5]$$

Por otra parte, la velocidad de sedimentación de las arenas ( $v_{\text{sed}}$ ) vendrá dada por la ecuación 2.6.

$$v_{\text{sed}} = \frac{h}{t_{\text{sed}}} \quad [2.6]$$

Existen tres tipos principales de desarenadores: horizontales, aireados y de vórtice. Los principales parámetros de diseño y operación de cada uno de estos tipos de aireadores se recogen en los Cuadros 2.3-2.5.

### *Caudales de tratamiento*

A partir de los datos de población y de la dotación de agua por unidad de población y tiempo, se calculan los caudales de llegada a la EDAR. Estos caudales pueden ser de diferentes tipos.

#### **a) Caudal medio ( $Q_m$ )**

Es el caudal diario total, que puede calcularse con la población de diseño y la dotación de abastecimiento repartido uniformemente en las 24 horas del día.

$$Q_m \left( \text{m}^3 / \text{d} \right) = \frac{\text{Población (hab-eq)} \cdot \text{Dotación (L/hab-eq-d)}}{1000 \text{ L/m}^3} \quad [2.7]$$

#### **b) Caudal punta ( $Q_{\text{punta}}$ )**

Contempla el incremento de caudal sobre el caudal medio, que se recibe de manera puntual en la planta a determinadas horas del día. Se puede estimar como de 1,5 a 2,5 veces el caudal medio.

$$Q_{\text{punta}} \left( \text{m}^3 / \text{d} \right) = (1,5 - 2,5) \cdot Q_m \quad [2.8]$$

#### **c) Caudal máximo ( $Q_{\text{max}}$ )**

El caudal máximo que puede llegar a planta sin peligro de desbordamiento. Se puede estimar como mayoración del punta en 1,5 a 2,5 veces.

**d) Caudal mínimo ( $Q_{\min}$ )**

Importante para el funcionamiento de las estaciones de bombeo y EDAR durante los primeros años dado que se suele trabajar con caudales inferiores a los proyectados y se pueden producir retenciones. Si no se disponen de datos suficientes de caudales se pueden emplear los siguientes criterios:

- Para comunidades pequeñas: 30% del caudal medio diario.
- Para comunidades grandes: 50% del caudal medio diario.

**EJERCICIOS RESUELTOS***Ejercicio 2.1*

Determinar las dimensiones de las rejillas en la etapa de desbaste para tratar un caudal máximo de diseño de 1.130 m<sup>3</sup>/h en 2 líneas de tratamiento. La velocidad de paso del agua entre las rejillas ( $v$ ) es de 1 m/s.

El ancho del canal en la zona de rejillas ( $W$ ) se puede calcular mediante la ecuación 2.1.

Para ello, en primer lugar, se va a determinar el caudal máximo o la capacidad hidráulica para las 2 líneas de tratamiento.

$$Q_{\max} = \frac{1.130 \text{ m}^3/\text{h}}{2} = 565 \text{ m}^3/\text{h} = 0,157 \text{ m}^3/\text{s}$$

El valor del nivel de agua,  $D$ , se debe calcular a partir de las características hidráulicas del canal de entrada. En caso de desconocerse, puede aplicarse la ecuación 2.2.

$$D(\text{m}) = 0,15 + 0,74 \cdot \sqrt{Q_{\max} \left( \text{m}^3/\text{s} \right)} = 0,15 + 0,74 \cdot \sqrt{0,157} = 0,43$$

A continuación, se necesita fijar los valores del ancho de los barrotes y su separación. En este caso se ha fijado en  $a = 7 \text{ mm}$  y  $s = 20 \text{ mm}$  (ver Cuadro 2.2, para rejillas con limpieza automática). Suponiendo también que el coeficiente de seguridad es 0,1 m (rejillas finas), se puede aplicar ya la ecuación 2.1 y obtener la anchura del canal de rejillas:

$$W = \frac{Q_{\max}}{v \cdot D} \cdot \left( \frac{a+s}{s} \right) + C_{\text{rej}} \rightarrow$$

$$W = \frac{0,157 \text{ m}^3/\text{s}}{1 \text{ m/s} \cdot 0,43 \text{ m}} \cdot \left( \frac{7+20}{20} \right) + 0,1 = 0,59 \text{ m}$$

### Ejercicio 2.2

Determinar la pérdida de carga a través de unas rejillas de desbaste cuyos barrotes son rectangulares cuando presentan un ensuciamiento del 30%. La velocidad de aproximación del agua en el canal es  $V = 0,6$  m/s y la velocidad de paso entre rejillas es  $v = 1$  m/s.

Dimensiones de las rejillas: ancho del barrote (a): 1,5 cm; espaciado entre barrotes (s): 1 cm; espesor (z): 2 cm; altura (h): 100 cm

La pérdida de carga a través de una rejilla se determina mediante la ecuación 2.3:

$$\Delta h = K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$K_1$  es un coeficiente que depende del porcentaje de la superficie colmatada  $p$ , en este caso un 30%:

$$K_1 = \frac{100}{100-p} = \frac{100}{70} = 1,43$$

$K_2$  es un coeficiente que depende de la forma de los barrotes. Para barrotes rectangulares su valor es 1.

$K_3$  es un coeficiente que depende de la sección de paso entre barrotes. Su valor depende de la anchura (a), espesor (z), separación entre barrotes (s) y de la altura (h):

$$\frac{s}{s+a} = \frac{1}{1+1,5} = 0,4$$

$$\frac{z}{4} \cdot \left( \frac{2}{s} + \frac{1}{h} \right) = \frac{2}{4} \cdot \left( \frac{2}{1} + \frac{1}{100} \right) = 1,005$$

A partir de estos valores, utilizando la Cuadro 2.1, se puede calcular el valor de  $K_3 = 5$ .

Finalmente, aplicando la ecuación 2.3, se obtiene la pérdida de carga:

$$\Delta h = 1,43 \cdot 1 \cdot 5 \cdot \frac{0,6^2}{2 \cdot 9,81} = 0,13 \text{ m}$$

Esta pérdida de carga es inferior a la máxima admisible (< 150 mm), tanto en el caso de si la limpieza de rejillas es manual o automática (ver Cuadro 2.2).

### Ejercicio 2.3

Un agua residual fluye a través de un canal de desarenado con una velocidad horizontal de 0,3 m/s. La velocidad de sedimentación de las arenas medida en laboratorio es de 0,0225 m/s. Calcular la relación longitud/profundidad del canal sabiendo que el tiempo que tarda el agua en atravesar el canal es igual al tiempo que tardan las partículas en sedimentar.

*Nota:* no tener en cuenta el coeficiente de seguridad.

Según la ecuación 2.6:

$$v_{\text{sed}} = \frac{h}{t_{\text{sed}}} \rightarrow t_{\text{sed}} = \frac{h}{v_{\text{sed}}} = \frac{h}{0,0225} = \frac{L}{0,3} \rightarrow$$

$$\frac{L}{h} = \frac{0,3}{0,0225} = 13,3 \rightarrow L = 13,3 \cdot h$$

Por tanto, la longitud teórica del canal mide 13 veces la altura (h).

### Ejercicio 2.4

Calcular las dimensiones de un desarenador horizontal que ha de tratar un caudal medio de 12.000 m<sup>3</sup>/d para la eliminación de arenas de 0,2 mm de tamaño y cuya velocidad de sedimentación es de 0,02 m/s. Tomar como referencia una anchura de canal de 1 m.

En primer lugar, se expresa el caudal en m<sup>3</sup>/s:

$$Q_m = \frac{12.000 \text{ m}^3/\text{d}}{3.600 \text{ s/h} \cdot 24 \text{ h/d}} = 0,139 \text{ m}^3/\text{s}$$

Como la velocidad óptima aconsejada para un canal de desarenado es de 0,3 m/s (Cuadro 2.3):

$$v_m \text{ (m/s)} = \frac{Q_m \text{ (m}^3/\text{s)}}{\text{Área sección mojada (m}^2\text{)}} = \frac{Q_m \text{ (m}^3/\text{s)}}{\text{Anchura (m)} \cdot \text{Altura (m)}} \rightarrow$$



$$\text{Altura} = \frac{Q_m}{\text{Anchura} \cdot v_m} = \frac{0,139 \text{ m}^3/\text{s}}{1 \text{ m} \cdot 0,3 \text{ m/s}} = 0,463 \text{ m} \approx 0,5 \text{ m}$$

Después, la longitud del canal (L) se calcula como:

$$L = \frac{v_m \cdot h}{v_{\text{sed}}} = \frac{0,3 \text{ m/s} \cdot 0,463 \text{ m}}{0,02 \text{ m/s}} = 6,94 \approx 7 \text{ m}$$

### Ejercicio 2.5

Para medir un caudal se emplea un canal Parshall de 9 pulgadas de ancho de garganta, dando en el pozo de medida las alturas: 48 cm, 35 cm y 25 cm, a máximo caudal, a caudal medio y a mínimo. Calcular dichos caudales.

Un canal Parshall es una estructura hidráulica que permite medir la cantidad de agua que pasa por una sección de un canal determinado. Consiste en una reducción de la sección del canal, que obliga al agua a elevarse para luego volver a descender hasta el nivel inicial sin el aforador. En este proceso se presenta una aceleración del flujo que permite establecer una relación matemática entre la altura de carga (H) o elevación que alcanza el agua y el caudal que circula a través del dispositivo (Q):

$$Q = K \cdot H^n \quad [2.9]$$

donde Q (m<sup>3</sup>/s) y H(m). El valor del exponente n y del coeficiente K están tabulados atendiendo al ancho de garganta del canal Pharsall (w), el cual se elige en función del caudal a medir.

Así, para un ancho de garganta de 9 pulgadas (recomendado para caudales de 2,55 a 252 L/s), los valores de K y n son: n=1,530 y K=0,535 (J. M. De Azevedo y A. Guillermo, 1976).

Por tanto, los valores de caudales para las alturas de agua medida son:

$$Q_{\text{max}} = 0,535 \cdot 0,48^{1,530} = 0,174 \text{ m}^3/\text{s} = 174 \text{ L/s}$$

$$Q_{\text{max}} = 0,535 \cdot 0,35^{1,530} = 0,107 \text{ m}^3/\text{s} = 107 \text{ L/s}$$

$$Q_{\text{max}} = 0,535 \cdot 0,25^{1,530} = 0,064 \text{ m}^3/\text{s} = 64 \text{ L/s}$$

### Ejercicio 2.6

El caudal de agua residual que llega a una depuradora urbana se distribuye en el desbaste y desarenado con aireación en 3 líneas iguales. Calcular:

- Caudal punta.
- Volumen de cada desarenador.
- Longitud de cada desarenador.
- Tiempo de retención a caudal medio.
- Suministro de aire necesario.
- Volumen de arenas recogidas diariamente.
- Velocidad del agua ( $Q_{\text{punta}}$ ).

Datos:  $Q_m = 1,04 \text{ m}^3/\text{s}$ ; Factor punta: 2,5; Anchura/altura=1,5:1; Altura=2,4 m.

a) Según la ecuación 2.8, el caudal punta suele ser entre 1,5 y 2,5 veces el caudal medio. En este caso, el enunciado del problema indica que el factor punta es 2,5, por tanto:

$$Q_{\text{punta}} = 2,5 \cdot Q_m = 2,5 \cdot 1,04 = 2,6 \text{ m}^3/\text{s}$$

Como van a existir tres líneas iguales, cada una de ellas tratará el siguiente caudal punta:

$$Q_{\text{punta}} = 2,6/3 = 0,867 \text{ m}^3/\text{s}$$

b) El volumen de cada desarenador se calcula a partir del tiempo de detención hidráulico. En desarenadores aireados, ese tiempo (a caudal punta) oscila entre 2 y 5 min, siendo un valor típico usado para el diseño el de 3 min (180 s) (ver Cuadro 2.4). De esta forma:

$$\text{HRT}_{Q_{\text{punta}}} = \frac{V}{Q_{\text{punta}}} \rightarrow V = Q_{\text{punta}} \cdot \text{HRT}_{Q_{\text{punta}}} = 0,867 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot 180 \text{ s} = 156 \text{ m}^3$$

c) El ancho del canal se calcula a partir de la ratio anchura/altura y la altura del canal, datos incluidos en el enunciado del problema:

$$\text{Ancho} = \frac{\text{Anchura}}{\text{Altura}} \cdot \text{Altura} = 1,5 \cdot 2,4 = 3,6 \text{ m}$$

Después, conociendo el volumen del desarenador, y conocidos la anchura y la altura, se puede calcular la longitud del mismo (L):

$$L = \frac{\text{Volumen}}{\text{Altura} \cdot \text{Anchura}} = \frac{156 \text{ m}^3}{2,4 \text{ m} \cdot 3,6 \text{ m}} \approx 18 \text{ m}$$

d) El tiempo de retención hidráulico al caudal medio se calcula a partir del volumen de cada desarenador ( $156 \text{ m}^3$ ) y el caudal medio que pasa por cada uno, que es igual a  $1,04/3=0,347 \text{ m}^3/\text{s}$ .

$$\text{HRT}_{Q_m} = \frac{V}{Q_m} = \frac{156 \text{ m}^3}{0,347 \text{ m}^3/\text{s}} = 450 \text{ s} = 7,5 \text{ min}$$

e) Según el Cuadro 2.4, el suministro de aire necesario en este tipo de desarenadores, oscila entre  $0,2$  y  $0,5 \text{ m}^3/\text{m}\cdot\text{min}$ . Suponiendo un valor intermedio de  $0,35 \text{ m}^3/\text{m}\cdot\text{min}$  y teniendo en cuenta la longitud de cada uno de los tres desarenadores  $L = 18 \text{ m}$ , se obtiene que el suministro de aire en cada desarenador es:

$$Q_{\text{aire}} = 0,35 \frac{\text{m}^3}{\text{m}\cdot\text{min}} \cdot 18 \text{ m} = 6,3 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

f) La cantidad de arena producida se puede calcular de forma aproximada con los valores dados en el Cuadro 2.4. Normalmente oscila entre  $0,004$  y  $0,20 \text{ m}^3$  por cada  $1.000 \text{ m}^3$  de agua tratada, aunque el valor típico es  $0,015$ , que es el valor que se adoptará aquí.

El caudal medio diario es de  $1,04 \text{ m}^3/\text{s} = 89.856 \text{ m}^3/\text{d}$ .

$$Q_{\text{arenas}} = 0,015 \frac{\text{m}^3}{1.000 \text{ m}^3 \text{ ARU}} \cdot 89.856 \frac{\text{m}^3 \text{ ARU}}{\text{d}} = 1,35 \text{ m}^3/\text{d}$$

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### Ejercicio 2.7

Una EDAR urbana abastece a una población de  $100.000$  habitantes con una dotación de  $250 \text{ L}/\text{hab}\cdot\text{día}$ . En el desbaste opera con un sistema de rejillas finas en dos líneas de tratamiento con un coeficiente punta ( $C_p$ ) de  $2$ . Los barrotes son rectangulares y están separados por  $2 \text{ cm}$ , su anchura es de  $2 \text{ cm}$  y su espesor de  $4 \text{ cm}$ . Calcular:

- $Q_{\text{máx}}$  por línea ( $\text{m}^3/\text{s}$ ).
- Anchura del canal de cada línea (m).
- Pérdida de carga (m).

*Datos:*  $C_{\text{rej}}$ : coeficiente de seguridad para rejillas finas:  $0,1 \text{ m}$ ;  $v = 1 \text{ m/s}$ ;  $V = 0,6 \text{ m/s}$ ; Altura rejilla (h):  $75 \text{ cm}$ ; Nivel de atascamiento:  $30\%$ .

*Solución:*

- a)  $Q_{\text{máx}}$  por línea:  $0,289 \text{ m}^3/\text{s}$ .
- b) Anchura del canal de cada línea:  $1,15 \text{ m}$ .
- c) Pérdida de carga:  $0,063 \text{ m}$  ( $63 \text{ mm}$ ).

### *Ejercicio 2.8*

Calcular las dimensiones del canal de desarenado para el ejercicio anterior considerando que se realiza en un único canal de  $1,5 \text{ m}$  de ancho en el cual se van a separar las arenas de  $0,25 \text{ mm}$  de diámetro y densidad  $2,65 \text{ g/cm}^3$ . La velocidad de sedimentación está comprendida entre  $0,016$  y  $0,022 \text{ m/s}$ . Se mantendrá una velocidad de  $0,3 \text{ m/s}$  a lo largo del canal mediante la instalación de un vertedero proporcional.

*Solución:* dimensiones del canal de desarenado: altura:  $0,64 \text{ m}$ ; ancho:  $1,5 \text{ m}$ ; longitud:  $10 \text{ m}$ .

### *Ejercicio 2.9*

Se desea diseñar un desarenador de sección rectangular para eliminar las arenas de  $0,2 \text{ mm}$  de diámetro de un agua residual urbana que fluye con un  $Q_m = 450 \text{ m}^3/\text{h}$ . Calcular:

- a) Anchura del desarenador.
- b) Altura del desarenador.
- c) Longitud del desarenador.
- d) Volumen de arenas recogidas diariamente.

*Datos:* profundidad canal= $1,5$  anchura. Velocidad agua a lo largo del canal:  $0,3 \text{ m/s}$ ;  $V$  aproximación:  $0,6 \text{ m/s}$ ;  $V$  sedimentación arenas:  $0,022 \text{ m/s}$ ; Generación de arenas:  $0,08 \text{ m}^3/1000 \text{ m}^3$  de agua residual.

*Solución:*

- a) Anchura del desarenador:  $0,53 \text{ m}$ .
- b) Altura del desarenador:  $0,79 \text{ m}$ .
- c) Longitud del desarenador:  $12 \text{ m}$ .
- d) Volumen de arenas recogidas diariamente:  $0,864 \text{ m}^3$ .

## CUADROS Y DATOS DE REFERENCIA

**Cuadro 2.1:** Valores del coeficiente  $K_s$ . Fuente: A. Hernández (1997)

	$\frac{s}{s+a}$									
$\frac{z}{4} \left( \frac{2}{s} + \frac{1}{h} \right)$	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
0	245	51,5	18,2	8,25	4,0	2,0	0,97	0,42	0,13	0
0,2	230	48	17,4	7,70	3,75	1,87	0,91	0,40	0,13	0,01
0,4	221	46	16,6	7,40	3,60	1,80	0,88	0,39	0,13	0,01
0,6	199	42	15	6,60	3,20	1,60	0,80	0,36	0,13	0,01
0,8	164	34	12,2	5,50	2,70	1,34	0,66	0,31	0,12	0,02
1	149	31	11,1	5,00	2,40	1,20	0,61	0,29	0,11	0,02
1,4	137	28,4	10,3	4,60	2,25	1,15	0,58	0,28	0,11	0,03
2	134	27,4	9,90	4,40	2,20	1,13	0,58	0,28	0,12	0,04
3	132	27,5	10,0	4,50	2,24	1,17	0,61	0,31	0,15	0,05

**Cuadro 2.2:** Parámetros de diseño para rejas de limpieza manual o automática. Fuente: Metcalf & Eddy (2004)

Parámetro	Unidades	Limpieza manual	Limpieza mecánica
Tamaño de la reja			
<i>Anchura</i>	mm	5-15	5-15
<i>Profundidad</i>	mm	25-38	25-38
Espacio entre barras	mm	25-50	15-75
Pendiente sobre la vertical	°	30-45	0-30
Velocidad de aproximación			
<i>Máxima</i>	m/s	0,3-0,6	0,6-1,0
<i>Mínima</i>	m/s	-	0,3-0,5
Pérdida de carga permisible	mm	150	150-600

**Cuadro 2.3:** Valores típicos para el diseño de desarenadores horizontales.

Fuente: Metcalf &amp; Eddy (2004)

Parámetro	Unidades	Intervalo	Valor típico
Tiempo de detención	s	45-90	60
Velocidad horizontal	m/s	0,25-0,4	0,3
Velocidad de sedimentación para materiales de:			
0,21 mm	m/min	1,0-1,3 <sup>1</sup>	1,15 <sup>1</sup>
0,15 mm	m/min	0,6-0,9 <sup>1</sup>	0,75 <sup>1</sup>
Longitud añadida para turbulencia a la entrada y a la salida	%	25-50	30

<sup>1</sup> Si la densidad de la arena es significativamente inferior a 2,65 g/cm<sup>3</sup>, deben utilizarse velocidades inferiores.

**Cuadro 2.4:** Valores típicos para el diseño de desarenadores aireados. Fuente: Metcalf & Eddy (2004)

Parámetro	Unidades	Intervalo	Valor típico
Tiempo de detención a caudal punta	min	2-5	3
Dimensiones:			
Profundidad	m	2-5	-
Longitud	m	7,5-20	-
Anchura	m	2,5-7	-
Ratio anchura/profundidad	Ratio	De 1:1 a 5:1	1,5:1
Ratio longitud/anchura	Ratio	De 3:1 a 5:1	4:1
Suministro de aire por unidad de longitud	m <sup>3</sup> /m·min	0,2-0,5	-
Generación de arenas	m <sup>3</sup> /1000 m <sup>3</sup>	0,004-0,20	0,015

**Cuadro 2.5:** Valores típicos para el diseño de desarenadores tipo vórtice.

Fuente: Metcalf &amp; Eddy (2004)

Parámetro	Unidades	Intervalo	Valor típico
Tiempo de detención a caudal medio	s	20-30	25
Diámetro:			
Cámara superior	m	1,2-7,2	-
Cámara inferior	m	0,9-1,8	-
Altura	m	2,7-4,8	-
Porcentajes de eliminación:			
0,30 mm	%	92-98	> 95
0,24 mm	%	80-90	> 85
0,15 mm	%	60-70	> 65

# 3. Tratamiento primario

## INTRODUCCIÓN

La decantación primaria tiene por objeto eliminar los sólidos sedimentables, los cuales debido a su tamaño y densidad no pueden ser retenidos en el pre-tratamiento. Los elementos fundamentales que tiene todo decantador son:

- a) La arqueta de reparto, se emplea cuando la instalación consta de varias unidades. Se suelen disponer los tanques en grupos de 2 o 4 unidades de tal manera que el caudal se distribuya de forma homogénea entre los distintos tanques.
- b) Entrada del afluente, como indica el término es por donde entra el afluente, el cual debe distribuirse homogéneamente.
- c) Deflectores, se colocan a la entrada y salida del decantador para repartir el caudal del efluente y retener sustancias flotantes, espumas, etc.
- d) Vertedero a la salida, debe estar bien diseñado para obtener una buena clarificación del agua tratada.

La geometría del decantador puede ser rectangular, cuadrada o circular. El flujo del mismo puede ser horizontal o vertical, dependiendo de las características de las partículas a sedimentar. A continuación, se resumen las ecuaciones básicas para el diseño de un decantador primario.

Los dos parámetros de diseño fundamentales para un decantador son la velocidad ascensional y el tiempo de retención hidráulico:

- La velocidad ascensional ( $V_{asc}$ ) que se define como el cociente entre el caudal a tratar ( $Q$ ) y la superficie de decantación ( $S$ ) (ecuación 3.1).

$$V_{\text{asc}} = \frac{Q}{S} \quad [3.1]$$

– El tiempo de retención hidráulico (HRT) se define como el cociente entre el volumen del tanque de decantación y el caudal de agua a tratar, de acuerdo con la ecuación 3.2.

$$\text{HRT} = \frac{V}{Q} \quad [3.2]$$

donde V es el volumen del decantador en m<sup>3</sup>, Q es el caudal a tratar en m<sup>3</sup>/h y HRT es el tiempo de retención en horas.

Otros parámetros importantes en el diseño de decantadores son las relaciones de las dimensiones de los equipos. En el caso de decantadores rectangulares, Huisman propone emplear las siguientes aproximaciones cuando se pretende realizar un primer tanteo:

$$H = \frac{1}{12} \cdot L^{0,8} \quad \therefore b = \frac{1}{8,5} \cdot L^{1,4} \quad [3.3]$$

donde H y L son la altura y la longitud del decantador, respectivamente, y b es el ancho del decantador.

En el caso de decantadores circulares de flujo vertical se suelen tomar como valor de partida diámetros de decantador, D, menores de 40 m y altura del mismo inferior a los 3 m.

La longitud del vertedero de salida (L) se define como el caudal a tratar (Q) y la carga sobre vertedero ( $V_{\text{vert}}$ ). En decantadores rectangulares, la carga típica sobre vertedero o caudal unitario sobre vertedero (WOR) es de 10 m<sup>3</sup>/h•m, aunque puede estar comprendida en valores de 5 a 26 m<sup>3</sup>/h•m. En los decantadores circulares dicho valor es de 9,5 m<sup>3</sup>/h•m. La expresión matemática del caudal unitario sobre el vertedero se determina mediante la siguiente expresión:

$$\text{WOR} = \frac{Q}{\text{Perímetro vertedero}} \quad [3.4]$$

Las barrederas de fangos son rasquetas que se encuentran en el fondo de los decantadores. La velocidad típica de estas barrederas es de 0,6 m/min y la inclinación de los fondos para decantadores rectangulares y circulares tiene un valor de 0,5-2 % y 2-8 %, respectivamente. Los fangos que se producen en la decantación se calcula directamente multiplicando la concentración de sólidos en suspensión en el agua bruta por un coeficiente de reducción de sólidos, el cual oscila entre el 40 y 60 %.

Finalmente, el volumen de las pocetas de fangos se determina por la ecuación 3.5.

$$V = Q_m \cdot t_R \quad [3.5]$$

donde V es el volumen de la poceta,  $Q_m$  es el caudal medio de fangos producidos y  $t_R$  es el tiempo de retención del fango.



## EJERCICIOS RESUELTOS

### Ejercicio 3.1

Diseñar un decantador primario rectangular a partir de las siguientes condiciones:

- Caudal medio = 35.000 m<sup>3</sup>/d.
- Número mínimo de tanques = 2.
- Carga hidráulica = 40 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>•d.
- Anchura del tanque = 6,2 m.
- Profundidad = 4 m.

El método típico de diseño para el tratamiento de aguas usando los parámetros que se indican arriba es el siguiente. En primer lugar, se determina el área superficial para el caudal medio:

$$S = \frac{Q_m}{V} = \frac{35.000 \text{ m}^3/\text{d}}{40 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 875 \text{ m}^2$$

La longitud del tanque se determina conociendo el área de superficie, la anchura de los mismos y teniendo en cuenta el número de decantadores.

$$L = \frac{S}{A \cdot n^{\circ} \text{ tanques}} = \frac{875 \text{ m}^2}{6,2 \text{ m} \cdot 2} = 70,6 \text{ m}$$

Cálculo del tiempo de retención para un caudal medio. Para ello, primero se tiene que calcular el volumen total de los decantadores mediante la siguiente expresión, donde P es la profundidad del decantador, L es la longitud y A es la anchura:

$$V_{\text{total}} = n^{\circ} \text{ tanques} \cdot (P \cdot L \cdot A) \rightarrow V_{\text{total}} = 2 \cdot (4 \cdot 70,6 \cdot 6,2) = 3.502 \text{ m}^3$$

Conocido el volumen total y el caudal medio se calcula el tiempo de retención (ecuación 3.2):

$$\text{HRT} = \frac{V_{\text{total}}}{Q_m} = \frac{3.502 \text{ m}^3}{35.000 \text{ m}^3/\text{d}} = 0,100 \text{ d} = 2,4 \text{ h}$$

El valor obtenido está dentro del intervalo recomendado a caudal medio (entre 1,5 y 2,5 h), según el Cuadro 3.1.

### Ejercicio 3.2

Un sedimentador circular primario tiene un diámetro de 20 m y una profundidad media de 2,5 m. El caudal de agua residual es de 10.000 m<sup>3</sup>/día. Calcular:

- a) El tiempo de retención en horas.
- b) El caudal unitario sobre vertedero (WOR) en  $\text{m}^3/\text{m}\cdot\text{h}$ .
- c) La carga superficial en  $\text{m}^3/\text{m}^2\cdot\text{h}$ .

a) El TRH se calcula mediante la ecuación 3.2, donde  $Q = 10.000 \text{ m}^3/\text{d}$  y el volumen se calcula a partir de las dimensiones dadas en el enunciado del problema.

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot h = \frac{\pi}{4} \cdot 20^2 \cdot 2,5 = 785 \text{ m}^3$$

$$\text{HRT} = \frac{V_{\text{total}}}{Q_m} = \frac{785 \text{ m}^3}{10.000 \text{ m}^3/\text{d}} = 0,0785 \text{ d} \approx 1,9 \text{ h}$$

b) El caudal unitario sobre vertedero (WOR) se calcula a partir de la ecuación 3.3, donde el perímetro del vertedero =  $\pi \cdot D$ :

$$\text{WOR} = \frac{Q}{\text{Perímetro vertedero}} = \frac{10.000 \text{ m}^3/\text{d}}{\pi \cdot 20 \text{ m}} = 159,2 \frac{\text{m}^3}{\text{m}\cdot\text{d}} = 6,63 \frac{\text{m}^3}{\text{m}\cdot\text{h}}$$

c) La carga superficial (o velocidad ascensional  $V_{\text{asc}}$ ) se calcula a partir de la ecuación 3.1:

$$V_{\text{asc}} = \frac{Q}{S} = \frac{10.000 \text{ m}^3/\text{d}}{\frac{\pi}{4} \cdot 20^2 \text{ m}^2} = 31,8 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2\cdot\text{d}} = 1,33 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2\cdot\text{h}}$$

### Ejercicio 3.3

Diseñar un decantador primario rectangular a partir de las siguientes condiciones:

- Caudal medio =  $25.300 \text{ m}^3/\text{d}$ .
- Número mínimo de tanques = 3.
- Carga hidráulica =  $30 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .
- Longitud del tanque = 55 m.
- Profundidad = 4 m.

En primer lugar, se determina el área superficial necesaria para el caudal medio, a partir de la carga hidráulica o velocidad ascensional ( $v_{\text{asc}}$ ):

$$V_{\text{asc}} = \frac{Q}{S} \rightarrow S = \frac{Q}{V_{\text{asc}}} = \frac{25.300 \text{ m}^3/\text{d}}{30 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}} \approx 843 \text{ m}^2$$

La anchura del tanque se determina conociendo el área superficial, la longitud de los mismos y teniendo en cuenta el número de decantadores:

$$A = \frac{S}{L \cdot n^{\circ} \text{ tanques}} = \frac{843 \text{ m}^2}{55 \text{ m} \cdot 3} = 5,1 \text{ m} \approx 5 \text{ m}$$

El valor de anchura del tanque está dentro del intervalo recomendado pues está dentro del intervalo de 3 a 24 m (ver Cuadro 3.1).

El volumen total de los decantadores se calcula de la siguiente forma:

$$V_{\text{total}} = n^{\circ} \text{ tanques} \cdot (P \cdot L \cdot A) \rightarrow V_{\text{total}} = 3 \cdot (4 \cdot 55 \cdot 5) = 3.300 \text{ m}^3$$

donde P es la profundidad del decantador; L es la longitud y A es la anchura.

Así, conocido el volumen total y el caudal medio se calcula el tiempo de retención (HRT) mediante la ecuación 3.2:

$$\text{HRT} = \frac{V_{\text{total}}}{Q_m} = \frac{3.300 \text{ m}^3}{25.300 \text{ m}^3/\text{d}} \approx 0,130 \text{ d} \approx 3,1 \text{ h}$$

Se puede observar que en este caso el tiempo de retención es algo elevado (Cuadro 3.1). Por este motivo, convendría recalcular el diseño del decantador primario para obtener un tiempo de retención hidráulico inferior.

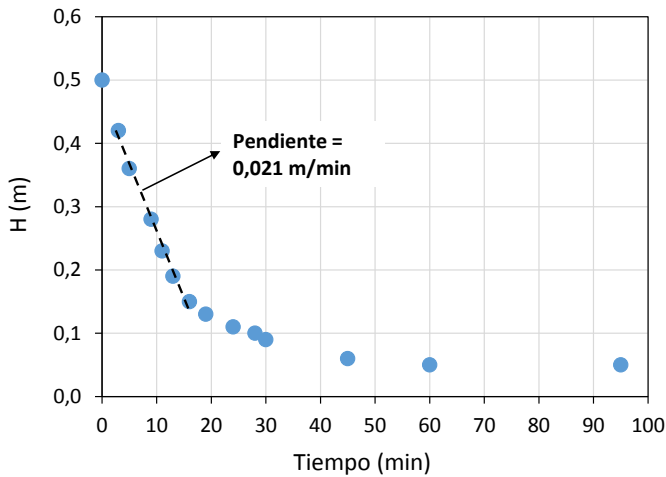
### Ejercicio 3.4

Se realizó un ensayo de sedimentación en una columna de 0,5 m de altura y 10 cm de diámetro para determinar la velocidad límite de sedimentación de una suspensión que presenta una concentración de sólidos de 2.900 mg/L. Los datos del ensayo son altura de la suspensión medida como una función del tiempo, y se recogen en la siguiente tabla:

<b>t (min)</b>	0	3	5	9	11	13	16	19	24	28	30	45	60	95
<b>H (m)</b>	0,50	0,42	0,36	0,28	0,23	0,19	0,15	0,13	0,11	0,10	0,09	0,06	0,05	0,05

Determinar la velocidad de sedimentación límite.

El primer paso para resolver este ejercicio es representar gráficamente la altura de la suspensión, la cual va descendiendo en la columna con el tiempo, frente a dicho tiempo (Figura 3.1).



**Figura 3.1:** Altura frente a tiempo en un ensayo de sedimentación en columna

Una vez se representan los datos se comprueba que la curva es lineal entre los 3 y 16 min. La pendiente de este tramo, obtenida gráficamente o a través de regresión lineal, es la velocidad de sedimentación límite.

$$v = 0,021 \text{ m/min} = 1,26 \text{ m/h}$$

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### Ejercicio 3.5

Se dispone de un decantador primario circular con un diámetro de 25 m y una profundidad de 5,5 m. Si el caudal de agua procedente de desarenado y desengrasado y que llega al decantador es de  $1.400 \text{ m}^3/\text{h}$ . Indicar la velocidad ascensional del equipo.

*Solución:* velocidad ascensional:  $0,7 \text{ m/s}$ .

### Ejercicio 3.6

Diseñar un decantador primario rectangular a partir de las siguientes condiciones:

- Caudal medio =  $30.000 \text{ m}^3/\text{d}$ .

- Factor de pico de caudal = 1,75.
- Número mínimo de tanques = 2.
- Velocidad del flujo =  $40 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .
- Anchura del tanque = 6,1 m.
- Profundidad = 4 m.

*Solución:*

Superficie total:  $750 \text{ m}^2$ .

Longitud de los decantadores: 61,5 m.

Volumen total:  $3000 \text{ m}^3$ .

Tiempo de retención al caudal medio: 2,4 h.

Tiempo de retención al caudal punta: 1,4 h.

Velocidad del flujo a través del decantador:  $0,075 \text{ m/s}$ .

*Ejercicio 3.7*

Se diseñó un decantador primario para tratar un caudal de agua residual de  $18.900 \text{ m}^3/\text{d}$ . El tiempo de retención hidráulico es de 2 horas, la profundidad y la anchura del decantador es de 3,0 m y 1,8 m, respectivamente. Además, el factor de caudal pico es de 2. ¿El diseño del decantador es correcto?

*Solución:*

Volumen del tanque:  $1577 \text{ m}^3$ .

Superficie del tanque:  $517 \text{ m}^2$ .

Profundidad: 3 m. Normalmente oscila entre 3 y 5 m (Cuadro 3.1).

Carga hidráulica (al caudal medio):  $36,6 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  (dentro del intervalo recomendado de  $30\text{-}50 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ , Cuadro 3.1).

Carga hidráulica (al caudal máximo):  $73,1 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  (dentro del intervalo recomendado de  $60\text{-}120 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ , Cuadro 3.1).

El tiempo de retención (al caudal medio): 2,0 h (dentro del intervalo recomendado de 1,5 a 2,5 h, Cuadro 3.1).

De acuerdo con los criterios anteriormente señalados, el diseño del sedimentador es correcto.

### Ejercicio 3.8

Se realizó un ensaño de sedimentación en una columna de 0,5 m de altura y 10 cm de diámetro para determinar la velocidad límite de sedimentación de una suspensión que presenta una concentración de sólidos de 2.900 mg/L. Los datos del ensayo son altura de la suspensión medida como una función del tiempo, que se recogen en la siguiente tabla:

<b>t (min)</b>	0	3	6	9	12	15	18	21	24	27	30	45	60	90
<b>H (m)</b>	0,40	0,39	0,35	0,30	0,26	0,23	0,19	0,16	0,13	0,12	0,10	0,09	0,06	0,05

#### Solución:

La velocidad límite es la pendiente del tramo lineal de la curva altura vs. tiempo:  
 $v = 0,013 \text{ m/min} = 0,78 \text{ m/h}$

## CUADROS Y DATOS DE REFERENCIA

**Cuadro 3.1:** Parámetros característicos de los decantadores primarios.

Fuente: M. L. Davis (2010)

Parámetros	Intervalo de valores	Valores típicos
<b>General</b>		
Carga hidráulica (caudal medio)	30 a 50 m <sup>3</sup> / m <sup>2</sup> • d	40 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> • d
Carga hidráulica (caudal máximo)	60 a 120 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> • d	100 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> • d
Tiempo de retención (caudal medio)	1,5 a 2,5 h	2,0 h
Caudal unitario sobre vertedero	125 a 500 m <sup>3</sup> / m • d	250 m <sup>3</sup> /m • d
<b>Decantador circular</b>		
Diámetro	3 a 100 m	12 a 45 m
Profundidad	3 a 5 m	4,3 m
Pendiente del suelo	1:12	
<b>Decantador rectangular</b>		
Longitud	30 a 110 m	30 a 60 m
Anchura	3 a 24 m	6 m por tramo
Profundidad	2 a 5 m	4,3 m
Pendiente del suelo	1 %	

# 4. Coagulación-floculación

## INTRODUCCIÓN

### *Coagulación-floculación*

La separación de la materia en suspensión presente en el agua por sedimentación presenta, en muchos casos, dificultades que se traducen en la necesidad de aumentar el área del sedimentador y emplear tiempos de residencia más elevados, dada la baja velocidad de sedimentación de las partículas para proporcionar una clarificación efectiva. En estos casos, la coagulación-floculación es un tratamiento fisicoquímico empleado para mejorar el grado de separación de las partículas presentes en el agua. La clarificación del agua, el ablandamiento con cal, el espesamiento del lodo y la deshidratación de lodos dependen de una correcta aplicación de las teorías de coagulación y floculación para que puedan efectuarse con éxito.

Una parte considerable de los sólidos que no se sedimentan pueden ser coloides, en los cuales cada partícula se encuentra estabilizada por cargas eléctricas negativas sobre su superficie. Ello hace que repela las partículas cercanas impidiendo su choque y la formación de agregados mayores, llamados flóculos, que sedimentarían con mayor facilidad y rapidez. La coagulación desestabiliza estos coloides al neutralizar las fuerzas que los mantienen separados. Esto se logra mediante productos químicos y energía de mezclado que permiten que las partículas coloidales se aglomeren formando flóculos de pequeño tamaño denominados micro-flóculos. Estos micro-flóculos, inicialmente pequeños, se unen formando aglomerados de mayor tamaño que son capaces de separarse fácilmente del agua. El proceso de desestabilización (neutralización de la carga) es la coagulación mientras que la floculación es el proceso de formación y crecimiento de flóculos.

La elección del coagulante/floculante más adecuado requiere la realización de los correspondientes ensayos de floculación denominados de forma genérica *jar-test*. Di-

chos ensayos pretenden simular en el laboratorio el comportamiento del coagulante-floculante con un agua problema. Para ello, se utilizan varios vasos de precipitados con el agua problema y se añade dosis crecientes del coagulante/floculante fijando el resto de variables, es decir, velocidad de agitación, tiempo de agitación, temperatura, etc. Estos resultados permiten determinar la dosis adecuada para clarificar el agua y otras condiciones óptimas (pH, intensidad y tiempo de agitación, etc.).

### *Tipos de coagulantes y floculantes más utilizados*

Los coagulantes más utilizados en el tratamiento de aguas residuales urbanas son coagulantes inorgánicos tales como el sulfato de aluminio, el policloruro de aluminio (PAC), el cloruro férrico, y el sulfato férrico. Éstos actúan a través de la formación, por hidrólisis, de diferentes compuestos de coordinación de diferente carga, aunque su pH óptimo de utilización coincide con el intervalo de pH en el que se forman precipitados estables de los correspondientes hidróxidos metálicos,  $\text{Al}(\text{OH})_3$  en el caso de las sales de aluminio y  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  en el caso de las sales de hierro. De esta forma, el efecto coagulante de estas sales metálicas provendrá no sólo de la neutralización de cargas sino también de la formación de estos flóculos de hidróxidos metálicos, que pueden absorber o atrapar en su interior coloides y sólidos en suspensión.

A continuación se describen brevemente algunas características de los coagulantes y las reacciones que se producen de forma simplificada.

#### Sulfato de aluminio

El sulfato de aluminio ha sido tradicionalmente el más empleado debido a lo fácil que resulta producirlo y su bajo coste. Sin embargo, uno de los inconvenientes que presenta es la necesidad de controlar el pH y que su intervalo de pH óptimo está muy limitado.

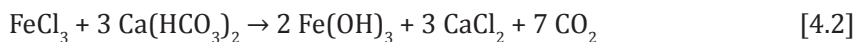


#### Policloruros de aluminio

Se caracterizan por tener un gran número de ventajas respecto al uso de sulfato de aluminio. No requieren, habitualmente, ajuste del pH. Además, su intervalo de trabajo es mucho más amplio que el sulfato de aluminio, se requiere menos dosis y la velocidad de reacción es mayor. Las desventajas que presenta son su coste en relación al sulfato de aluminio y que a pH superiores a 8,5 no resulta eficaz como coagulante.

#### Cloruro férrico

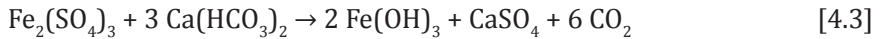
Es un producto eficaz en un intervalo muy amplio de pH (desde pH = 4 a 12) aunque presenta un elevado consumo de alcalinidad y puede dejar un ligero color al agua tratada.





## Sulfato férrico

El sulfato férrico resulta ser uno de los coagulantes de menor coste, alta velocidad de reacción y su intervalo de pH óptimo es de 3,5 a 7,0; además, es eficiente sin necesidad de un floculante. Sin embargo, presentan como inconveniente que pueden causar color en el agua tratada y la dosis necesaria es mayor que en otros coagulantes.



Como se observa en las reacciones 4.1 a 4.3, la formación de los hidróxidos metálicos necesita la presencia de alcalinidad propia del agua. En el caso de que el agua a tratar no tenga la alcalinidad suficiente será necesario añadir hidróxido sódico o cal para que el pH se mantenga dentro del intervalo óptimo. La alcalinidad se expresa en unidades de mg/L de  $\text{CaCO}_3$ .

En ciertos casos, los coagulantes inorgánicos comentados no logran una buena eficacia de eliminación de sólidos y se recurre al empleo de ciertos polímeros solubles en agua, que actúan como floculantes. Se utilizan productos de carácter aniónico, catiónico y no iónico, que se añaden en dosis muy pequeñas, dado su elevado coste y la contaminación que, como consecuencia de su propia naturaleza, produciría un exceso de dichas sustancias en el agua. Los más empleados son las poliacrilamidas.

## Agitación y mezcla

A lo largo de esta introducción se ha comentado lo importante que es elegir correctamente el coagulante/floculante, su dosis, el pH del agua a tratar, pero es de gran importancia también realizar una correcta agitación y mezcla de estos productos químicos que permita tanto la distribución del producto como el crecimiento de los flóculos.

A continuación se indica cómo calcular la potencia que necesita el agitador, así como la velocidad de agitación. La potencia requerida para la agitación de la mezcla en el floculador se puede calcular a partir de la ecuación 4.4.

$$P = G^2 \cdot \mu \cdot V \quad [4.4]$$

donde: P es la potencia del sistema de agitación (W); G es la intensidad de agitación ( $\text{s}^{-1}$ );  $\mu$  es la viscosidad del agua a tratar ( $\text{Pa}\cdot\text{s}$ ); V es el volumen de agua en el tanque ( $\text{m}^3$ ).

A continuación, conocida la potencia necesaria en el agitador mediante la expresión 4.4, se sustituye el valor de la potencia del sistema de agitación en la ecuación 4.5 para calcular la velocidad del agitador (n).

$$n = \left[ \frac{P}{N_p \cdot D_i^5 \cdot \rho} \right]^{1/3} \quad [4.5]$$

donde: n es la velocidad del agitador (rev/s); P es la potencia del agitador (W);  $N_p$  es el número de potencia;  $D_i$  es el diámetro del agitador (m);  $\rho$  es la densidad del fluido ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ).

## EJERCICIOS RESUELTOS

### Ejercicio 4.1

Se dispone de un policloruro de aluminio de densidad  $1,15 \text{ g/cm}^3$  y riqueza del 25% en producto activo. ¿Cómo se prepararían 500 mL de disolución de 15 g/L de compuesto activo?

El primer paso es determinar la cantidad de policloruro de aluminio puro. Si la densidad es  $1,15 \text{ g/cm}^3$  significa que hay 1.150 gramos de policloruro de aluminio por cada litro, teniendo en cuenta la riqueza del producto con un 25% se obtiene:

$$1.150 \frac{\text{g}}{\text{L}} \cdot \frac{25}{100} \approx 281 \frac{\text{g}}{\text{L}} \text{ policloruro puro en prod. comercial}$$

Si se quiere preparar 500 mL de una disolución de 15 g/L de policloruro puro, se necesitará un total de policloruro de aluminio de:

$$15 \frac{\text{g}}{\text{L}} \cdot \frac{500 \text{ mL}}{1000 \text{ mL}} = 7,5 \text{ g policloruro puro}$$

Así pues, la cantidad de producto comercial que habría que añadir sobre agua destilada hasta un volumen final de 500 mL es:

$$\frac{7,5 \text{ g}}{281 \text{ g/L}} = 0,0267 \text{ L} = 26,7 \text{ mL producto comercial}$$

### Ejercicio 4.2

Se dispone de un sulfato de aluminio de densidad  $1,335 \text{ g/cm}^3$  y riqueza del 48% en producto activo. Sabiendo que la cantidad de coagulante que se aplica a los decantadores de la estación de tratamiento es de 0,29 L/min y el caudal de agua a tratar es de  $850 \text{ m}^3/\text{h}$ , calcular la dosis práctica a dosificar en  $\text{g/m}^3$ .

El primero paso consiste en determinar la concentración de sulfato de aluminio puro en el producto comercial. Dado que la densidad de la disolución comercial es  $1,335 \text{ g/cm}^3$ , sabemos que tenemos 1.335 g de la mezcla sulfato de aluminio-agua por cada litro, y como la riqueza es del 48% en producto activo, se obtiene lo siguiente:

$$1.335 \frac{\text{g}}{\text{L}} \cdot \frac{48}{100} \approx 641 \frac{\text{g}}{\text{L}} \text{ sulfato de aluminio puro en el producto comercial}$$

Por otro lado, a partir de la dosis de coagulante que se dosifica por minuto, se puede calcular la cantidad que se necesita por hora.

$$0,29 \frac{\text{L}}{\text{min}} \cdot 60 \frac{\text{min}}{\text{h}} = 17,40 \frac{\text{L}}{\text{h}} \text{ producto comercial}$$

Si se multiplica la concentración del producto comercial en sulfato de aluminio puro y la dosis utilizada de producto comercial, se obtienen los g/h de sulfato de aluminio puro. Si este valor se divide por el caudal de agua a tratar, en m<sup>3</sup>/h, se obtendrá la dosis de sulfato de aluminio puro por m<sup>3</sup> de agua tratada:

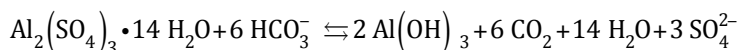
$$17,40 \frac{\text{L prod. com.}}{\text{h}} \cdot 641 \frac{\text{g sulfato alum.}}{\text{L prod. com.}} = 11.153 \frac{\text{g sulfato alum.}}{\text{h}}$$

$$\text{Dosis} = \frac{11.153 \text{ g sulfato alum. / h}}{850 \text{ m}^3 / \text{h}} = 13,1 \text{ g / m}^3 \text{ sulfato alum.}$$

### Ejercicio 4.3

Estimar la cantidad de álcali (mg/L) consumido por la adición de 100 mg/L de sulfato de aluminio (Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> · 14H<sub>2</sub>O).

Cuando el sulfato de aluminio, en este caso Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> · 14H<sub>2</sub>O, se añade a un agua reacciona con la alcalinidad presente de forma natural en el agua según la siguiente reacción, equivalente a la anteriormente mencionada en el texto (ecuación 4.1):



Según la estequiometría de la reacción, por cada mol de sulfato de aluminio se consumen seis moles de HCO<sub>3</sub><sup>-</sup> y como en términos de alcalinidad, un mol de CaCO<sub>3</sub> equivale a 2 moles de HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>; por cada mol de sulfato de aluminio se necesitarán 3 mol de CaCO<sub>3</sub>.

En primer lugar, se transforma la dosis de sulfato de aluminio de mg/L a mol/L, usando su masa molar (594 g/mol):

$$\text{Sulfato aluminio} = \frac{100 \text{ mg / L}}{594 \text{ g / mol} \cdot (10^3 \text{ mg / g})} = 1,68 \cdot 10^{-4} \text{ mol / L}$$

A continuación, se calculan los mol/L de CaCO<sub>3</sub> consumidos:

$$\text{CaCO}_3 \text{ consumido} = 3 \cdot 1,68 \cdot 10^{-4} \text{ mol / L} = 5,05 \cdot 10^{-4} \text{ mol / L}$$

Finalmente, se convierte en unidades de mg/L, usando la masa molar del CaCO<sub>3</sub> (100 g/mol):

$$\text{CaCO}_3 \text{ consumido} = 5,05 \cdot 10^{-4} \frac{\text{mol}}{\text{L}} \cdot 100 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 0,0505 \frac{\text{g}}{\text{L}} \approx 50 \text{ mg / L}$$

### Ejercicio 4.4

Se han realizado varios ensayos *jar-test* en un floculador con 6 posiciones. En la primera serie de ensayos, se añade la misma dosis de coagulante pero se varía el pH en cada muestra. En la segunda serie de ensayos, se fija el pH y se modifica la dosis de cloruro férrico. El agua de partida tiene 14 NTU de turbidez. Indicar el pH y la dosis óptima del coagulante.

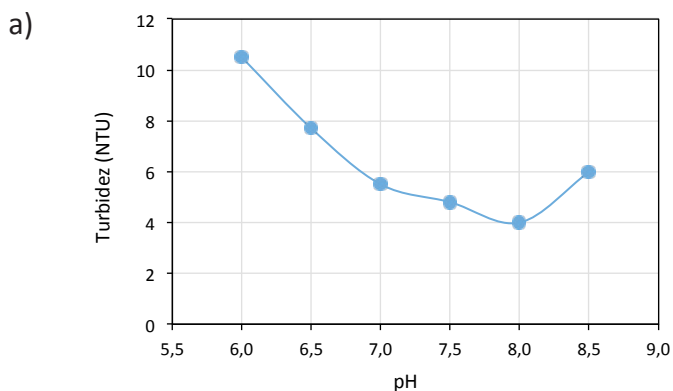
Primera serie de ensayos a dosis de coagulante constante y distinto pH.

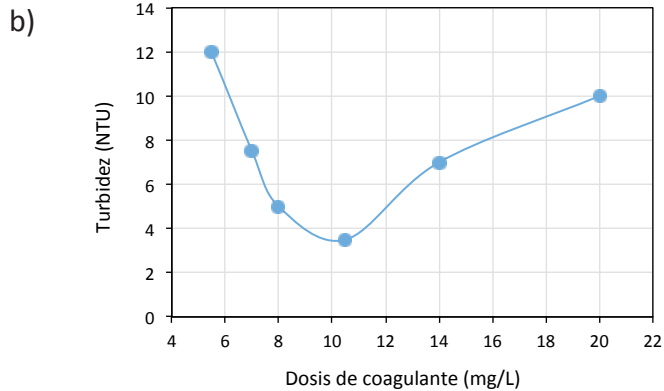
	Vaso 1	Vaso 2	Vaso 3	Vaso 4	Vaso 5	Vaso 6
<b>pH</b>	6,0	6,5	7,0	7,5	8,0	8,5
<b>Dosis (mg/L)</b>	8	8	8	8	8	8
<b>Turbidez (NTU)</b>	10,5	7,7	5,5	4,8	4,0	6

Segunda serie de ensayos a diferentes dosis de coagulante y pH constante.

	Vaso 1	Vaso 2	Vaso 3	Vaso 4	Vaso 5	Vaso 6
<b>pH</b>	8,0	8,0	8,0	8,0	8,0	8,0
<b>Dosis (mg/L)</b>	5,5	7,0	8,0	10,5	14	20
<b>Turbidez (NTU)</b>	12	7,5	5,0	3,5	7,0	10

En la Figura 4.1 se representan los resultados de turbidez frente al pH y la dosis de coagulante. Como se puede observar en las figuras, el pH óptimo corresponde a un valor de 8,0 ya que se alcanza el menor valor de turbidez en el agua tratada. En cuanto a la dosis de coagulante se obtienen los mejores resultados con una dosis de 10,5 mg/L de coagulante.





**Figura 4.4:** Resultados de turbidez vs. (a) pH y (b) dosis de coagulante

### Ejercicio 4.5

Diseñar el tanque de floculación mediante la determinación del volumen del mismo, dimensiones del tanque, requerimientos de potencia, diámetro del agitador y su velocidad de agitación, empleando los parámetros que a continuación se indican:

- Caudal: 11.500 m<sup>3</sup>/d.
- Tiempo de floculación = 30 min.
- Compartimento de 3 floculadores con  $G = 70, 50, 30 \text{ s}^{-1}$ .
- Temperatura del agua: 5 °C.
- Agitador a un tercio de profundidad del agua.

Los datos comerciales del agitador son los siguientes:

Agitador	Diámetro (m)			Número de potencia ( $N_p$ )
Radial	0,3	0,4	0,6	5,7
Axial	0,8	1,4	2,0	0,31

En primer lugar se convierten las unidades de caudal volumétrico de m<sup>3</sup>/d a m<sup>3</sup>/min,

$$\frac{11.500 \text{ m}^3 / \text{d}}{1440 \text{ min} / \text{d}} \approx 8,0 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

Considerando dos tanques de floculación, el máximo caudal al día a través de cada uno de ellos será:

$$Q = \frac{8,0 \text{ m}^3 / \text{min}}{2} = 4,0 \text{ m}^3 / \text{min}$$

Conocido el caudal y el tiempo de floculación se determina el volumen del tanque:

$$V = Q \cdot t = 4,0 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \cdot 30 \text{ min} = 120 \text{ m}^3$$

Si cada tanque a su vez está dividido en tres compartimentos, el volumen de cada uno de los compartimentos será de  $120/3 = 40 \text{ m}^3$ . Teniendo en cuenta la recomendación de que el intervalo adecuado para la profundidad del tanque está comprendido entre 3 y 4,5 m (se adopta un valor intermedio de 4,0 m) (Cuadro 4.1), el área del tanque será:

$$A_{\text{superficie}} = \frac{V}{H} = \frac{40 \text{ m}^3}{4,0 \text{ m}} = 10,0 \text{ m}^2$$

Suponiendo que la longitud del tanque (L) y la anchura (A) son iguales:

$$A_{\text{superficie}} = L \cdot A = L^2 = 10 \text{ m}^2 \rightarrow L = \sqrt{10} = 3,16 \text{ m} = A$$

El diámetro equivalente ( $D_{\text{eq}}$ ) se calcula mediante la siguiente expresión:

$$D_{\text{eq}} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{superficie}}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 10 \text{ m}^2}{\pi}} = 3,57 \text{ m}$$

La potencia requerida para la agitación de la mezcla en el floculador se puede calcular a partir de la ecuación 4.4, sabiendo que la viscosidad del agua a 5 °C es de  $1,52 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}$ , sustituyendo los datos se obtiene:

$$P = G^2 \cdot \mu \cdot V \rightarrow$$

$$P = \left(70 \text{ s}^{-1}\right)^2 \cdot \left(1,52 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}\right) \cdot \left(40 \text{ m}^3\right) \approx 298 \text{ W}$$

$$P = \left(50 \text{ s}^{-1}\right)^2 \cdot \left(1,52 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}\right) \cdot \left(40 \text{ m}^3\right) \approx 188 \text{ W}$$

$$P = \left(30 \text{ s}^{-1}\right)^2 \cdot \left(1,52 \cdot 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}\right) \cdot \left(40 \text{ m}^3\right) \approx 69 \text{ W}$$

El agitador está localizado a un tercio del fondo del tanque. Así pues, si la altura del tanque es de 4,0 m, entonces la altura del agitador es  $H_a = (0,333) \cdot (4,0 \text{ m}) = 1,6 \text{ m}$ . Finalmente, de los datos obtenidos se infiere que un diámetro de 1,4 m para el sistema

de agitación es adecuado. A continuación, se calcula la velocidad del mismo mediante la expresión 4.5:

$$n = \left[ \frac{P}{N_p \cdot D_i^5 \cdot \rho} \right]^{\frac{1}{3}} \rightarrow$$

$$n = \left[ \frac{298}{0,31 \cdot (1,4)^5 \cdot 1000} \right]^{1/3} = 0,563 \text{ r.p.s} \approx 34 \text{ r.p.m.}$$

$$n = \left[ \frac{188}{0,31 \cdot (1,4)^5 \cdot 1000} \right]^{1/3} = 0,483 \text{ r.p.s} \approx 29 \text{ r.p.m.}$$

$$n = \left[ \frac{69}{0,31 \cdot (1,4)^5 \cdot 1000} \right]^{1/3} = 0,346 \text{ r.p.s} \approx 21 \text{ r.p.m.}$$

También se puede expresar la velocidad, obtenida en r.p.m., en m/s, de la siguiente forma:

$$\text{Velocidad} \left( \frac{\text{m}}{\text{s}} \right) = (\text{r.p.s.}) \cdot \pi \cdot D_i \rightarrow$$

$$\text{Velocidad} = 0,563 \cdot \pi \cdot 1,4 \text{ m} = 2,5 \text{ m/s}$$

$$\text{Velocidad} = 0,483 \cdot \pi \cdot 1,4 \text{ m} = 2,1 \text{ m/s}$$

$$\text{Velocidad} = 0,346 \cdot \pi \cdot 1,4 \text{ m} = 1,5 \text{ m/s}$$

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### Ejercicio 4.6

Se dispone de un policloruro de aluminio de densidad 1,15 g/cm<sup>3</sup> y una riqueza 30% en producto activo. Preparar 400 mL de disolución de 10 g/L.

*Solución:* se mezclan 11,6 mL de producto comercial con agua hasta un volumen final de 400 mL.

### Ejercicio 4.7

Se dispone de sulfato de alúmina de densidad  $1,335 \text{ g/cm}^3$  y una riqueza 49% en producto activo. Determinar los gramos de producto activo puro para preparar 1 L de disolución comercial.

*Solución:* se necesitan 654 g de producto comercial.

### Ejercicio 4.8

Se dispone de una disolución de policloruro de aluminio de densidad  $1,23 \text{ g/cm}^3$  y una riqueza del 30%, con la cual se han llevado a cabo ensayos de *jar-test*, determinando la dosis óptima para el tratamiento de  $12 \text{ mg/L}$  de producto puro. Calcular: a) el caudal de policloruro de aluminio comercial para tratar un caudal de agua bruta de  $9.000 \text{ m}^3/\text{d}$ ; b) calcular el coste del tratamiento por día y por  $\text{m}^3$  de agua tratada, sabiendo que el coste del producto comercial es de  $150 \text{ €/m}^3$ .

*Solución:*

- a) Producto comercial utilizado:  $360 \text{ kg/día}$ .
- b) El coste del tratamiento es de  $43,9 \text{ €/d}$ , equivalente a  $0,0049 \text{ €/m}^3$  de agua tratada.

### Ejercicio 4.9

Calcular como se reduciría la alcalinidad de un agua tratada si se añade una dosis de sulfato de aluminio de  $50 \text{ mg/L}$  ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$ ), sabiendo que la alcalinidad inicial del agua es de  $40 \text{ mg/L}$  de  $\text{CaCO}_3$ .

*Solución:* se reduciría desde 40 hasta aprox.  $15 \text{ mg/L CaCO}_3$ .

### Ejercicio 4.10

Se han realizado varios ensayos *jar-test* en un floculador con 5 posiciones. En la primera serie de ensayos se fija el pH y se varía la dosis del coagulante A. En la segunda



serie de ensayos, se fija el mismo pH y se modifica la dosis del coagulante B. El agua de partida tiene 15 NTU de turbidez. Indicar la dosis óptima de cada coagulante y el más eficaz para tratar el agua si su coste fuera el mismo. Los resultados de los *jar-test* se recogen en la siguiente tabla:

	Vaso 1	Vaso 2	Vaso 3	Vaso 4	Vaso 5
<b>Dosis (mg/L)</b>	5,5	7,5	8,5	10	15
<b>Turbidez coag A (NTU)</b>	14	8,5	5,5	7,5	9,0
<b>Turbidez coag B (NTU)</b>	12	6,5	4,5	8,0	10

*Solución:* la dosis óptima para los dos coagulantes coincide, siendo de 8,5 mg/L. El coagulante más eficaz es el B debido a que se alcanza un menor valor de turbidez.

### Ejercicio 4.11

Diseñar el tanque de floculación mediante la determinación del volumen del mismo, dimensiones del tanque, requerimientos de potencia, diámetro del agitador y su velocidad de agitación, empleando los parámetros que a continuación se indican:

- Caudal: 15.000 m<sup>3</sup>/d.
- Floculación, tiempo = 25 min.
- Compartimento de 3 floculadores con  $G = 60 \text{ s}^{-1}$ .
- Temperatura del agua: 5 °C.
- Agitador a un tercio de profundidad del agua.

*Solución:*

Volumen del tanque,  $V = 130,2 \text{ m}^3$ .

Superficie de cada compartimento,  $A = 10,8 \text{ m}^2$ .

Potencia del agitador,  $P = 237 \text{ W}$ .

Velocidad del agitador,  $n = 0,522 \text{ r.p.s.} = 2,3 \text{ m/s}$ .

## CUADROS Y DATOS DE REFERENCIA

**Cuadro 4.1:** *Parámetros recomendados para el diseño del agitador de un floculador.*  
Fuente: M. L. Davis (2010)

PARÁMETROS	RECOMENDACIÓN
<b>G (<math>s^{-1}</math>)</b>	< 50
<b>Floculador</b>	
Profundidad (m)	1
Distancia entre el agitador y la pared (m)	0,3 – 0,7
<b>Agitador</b>	
Diámetro (m)	3 – 4
Espacio entre agitador y el mismo eje (m)	1
<b>Paleta del agitador</b>	
Anchura (cm)	10 – 15
Longitud (m)	2 – 3,5
Número por brazo	3
Velocidad en el extremo (m/s)	0,15 – 1,0

# 5. Lodos activos

## INTRODUCCIÓN

### *Generalidades*

El proceso de lodos o fangos activos es el tratamiento biológico por excelencia para el tratamiento de aguas residuales urbanas e industriales, ya que se trata de una tecnología muy contrastada y que permite obtener un efluente de una calidad elevada. Sin embargo, el sistema de lodos activados tiene como mayor inconveniente el elevado consumo de energía eléctrica necesario para la aireación.

Hasta la fecha, los sistemas de lodos activos han sido el tratamiento biológico único de aguas residuales urbanas e industriales. Más recientemente, se está empezando a utilizar como post-tratamiento al efluente de un reactor biológico anaerobio. Esta combinación de tratamientos anaerobio-aerobio permite obtener un menor consumo de energía y una menor producción de lodos, a la vez que se obtiene un biogás, manteniendo una calidad del efluente comparable a la que se obtiene con un sistema convencional de lodos activos.

Los tratamientos de lodos activos están formados por los siguientes sistemas:

- Tanque de aireación (reactor biológico).
- Tanque de sedimentación secundario.
- Recirculación de lodos.
- Eliminación del exceso de lodos.

Las reacciones bioquímicas asociadas con la eliminación de la materia orgánica y, bajo ciertas condiciones, también con la eliminación de materia nitrogenada, ocurren en el reactor biológico. La biomasa se desarrolla usando el sustrato presente en el agua

residual. La sedimentación de los sólidos (biomasa), que conduce a un efluente clarificado final se lleva a cabo en el tanque de sedimentación secundario. Una parte de los sólidos que sedimentan en la parte inferior del tanque de sedimentación secundario se recircula al reactor (recirculación de lodos) para mantener la concentración de biomasa en el reactor, que es la responsable de la alta eficacia de eliminación de materia orgánica. La otra parte de los sólidos (lodos en exceso, lodos secundarios, o lodos biológicos) se eliminan del sistema para dirigirlos a la línea de tratamiento de lodos de la planta.

### Fundamentos de crecimiento bacteriano

*Crecimiento celular y limitación del sustrato.* La tasa de crecimiento de las células bacterianas es función de su número, masa o concentración (ecuación 5.1). Sin embargo, el crecimiento representado por la ecuación 5.1 sólo es aplicable para un crecimiento sin limitación de sustrato. En el caso de los tratamientos de aguas residuales, la materia carbonosa suele ser el factor limitante en el crecimiento de los microorganismos. En este sentido, la tasa de crecimiento específico ( $\mu$ ) depende de la disponibilidad de sustrato de acuerdo con la ecuación de Monod (ecuación 5.2). De esta forma, la ecuación 5.1 se transforma en la ecuación 5.3.

$$r_g = \frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad [5.1]$$

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S}{K_s + S} \quad [5.2]$$

$$r_g = \frac{\mu_m \cdot S \cdot X}{K_s + S} \quad [5.3]$$

Donde  $r_g$  = tasa de crecimiento bacteriano,  $g/m^3 \cdot d$ ;  $X$  = concentración de los microorganismos en el reactor,  $SS$  o  $SSV$  ( $g/m^3$ );  $t$  = tiempo ( $d$ );  $\mu$  = tasa de crecimiento específico ( $d^{-1}$ );  $\mu_m$  = tasa máxima de crecimiento específico ( $d^{-1}$ );  $S$  = concentración del sustrato o nutriente que limita el crecimiento ( $g/m^3$ );  $K_s$  = constante de velocidad mitad, definida como la concentración de sustrato para la cual la tasa de crecimiento específico es la mitad de la máxima ( $\mu = \mu_m/2$ ) ( $g/m^3$ ).

En los Cuadros 5.1 y 5.2 se recogen valores típicos de estos parámetros para el tratamiento de aguas residuales urbanas.

*Crecimiento celular y utilización del sustrato.* Tanto en sistemas continuos como en discontinuos, una parte del sustrato consumido se transforma en células nuevas. En este sentido, la ecuación 5.4 relaciona la tasa de crecimiento bacteriano con la tasa de utilización del sustrato. Combinando la ecuación 5.4 con la ecuación 5.3 se obtiene la ecuación 5.5.

$$r_g = -Y \cdot r_{su} \quad [5.4]$$

$$r_{su} = -\frac{\mu_m \cdot X \cdot S}{Y (K_s + S)} = \frac{k \cdot X \cdot S}{K_s + S} \quad [5.5]$$

Donde  $r_g$  = tasa de crecimiento bacteriano,  $g/m^3 \cdot d$ ;  $r_{su}$  = tasa de utilización del sustrato,  $g/m^3 \cdot d$ ;  $Y$  = coeficiente de producción, determinado durante la fase de crecimiento exponencial, y definido como la relación entre la masa de células formadas y la masa de sustrato consumido ( $g$  microorganismos/ $g$  sustrato consumido);  $k = \mu_m/Y$  = máxima utilización específica del sustrato,  $g/g \cdot d$ .

*Metabolismo endógeno.* En los sistemas bacterianos que se emplean en el tratamiento biológico del agua residual, la distribución de edades de las células es tal que no todas las células del sistema están en la fase de crecimiento exponencial. Consecuentemente, la tasa de crecimiento celular se debe corregir para tener en cuenta la energía necesaria para el mantenimiento celular. Otros factores, tales como la muerte celular, también deben ser objeto de consideración. Generalmente, estos factores se engloban en uno único, denominado metabolismo o descomposición endógena, que se supone proporcional a la concentración de organismos presentes (ecuación 5.6), siendo la constante de proporcionalidad el coeficiente de descomposición o respiración endógena ( $k_d$ ). Aunque debería referirse únicamente a la fracción biodegradable de la biomasa (bSSV), en la mayoría de las ocasiones se refiere, como simplificación, al total de los sólidos en suspensión volátiles (SSV).

Por tanto, para obtener la velocidad de crecimiento bacteriano neto ( $r'_g$ ), deben descontarse estas pérdidas (ecuación 5.7), obteniéndose la ecuación 5.8. De forma análoga, también se define una tasa de crecimiento específico (ecuación 5.9).

$$r_d = -k_d \cdot X \quad [5.6]$$

$$r'_g = -Y \cdot r_{su} - k_d \cdot X \quad [5.7]$$

$$r'_g = \frac{\mu_m \cdot X \cdot S}{K_s + S} - k_d \cdot X \quad [5.8]$$

$$\mu' = \frac{r'_g}{X} = \mu_m \frac{S}{K_s + S} - k_d \quad [5.9]$$

Donde  $r_d$  = tasa de descomposición o respiración endógena ( $g$  SSV/ $m^3 \cdot d$ );  $k_d$  = coeficiente de descomposición o respiración endógena ( $d^{-1}$ ) [en los Cuadros 5.1 y 5.2 se recogen valores típicos de este coeficiente para el tratamiento de aguas residuales urbanas];  $X$  = concentración de los microorganismos en el reactor, SS o SSV ( $g/m^3$ );  $r'_g$  = tasa de crecimiento bacteriano neto ( $g/m^3 \cdot d$ );  $\mu'$  = tasa neta de crecimiento específico ( $g$  SSV/ $g$  SSV $\cdot d$ ).

### Distribución de los sólidos biológicos en el tratamiento

Los sólidos en suspensión totales están compuestos por una fracción inorgánica o fija ( $X_i$ ) y una fracción orgánica o volátil ( $X_v$ ). A su vez, no todos los sólidos en suspensión volátiles son biodegradables: hay una fracción no biodegradable o inerte ( $X_{nb}$ ), resultado de los residuos de la respiración endógena, y una fracción biodegradable ( $X_b$ ). De esta forma:

$$X = X_i + X_v \quad [5.10]$$

$$X = X_i + X_v \quad [5.11]$$

La recirculación de lodos provoca una acumulación de la fracción inorgánica y de la fracción orgánica no biodegradable, pues no se ven afectadas por el tratamiento biológico. Los sólidos volátiles recién formados ( $\theta_c = 0$ ) son aproximadamente un 20% inertes y un 80% biodegradables. A medida que pasen tiempo en el reactor ( $\theta_c > 0$ ), el ratio  $X_b/X_v$  decrece, tal y como muestra la ecuación 5.12. Cuanto mayor sea la edad del lodo, menor será la ratio  $X_b/X_v$ , debido a la predominancia de la respiración endógena.

$$f_b = \frac{f'_b}{1 + (1 - f'_b) \cdot k_d \cdot \theta_c} \quad [5.12]$$

Donde  $f_b$  = fracción biodegradable de los SSV generados en el sistema ( $X_b/X_v$ ) que han sido sometidos a una edad  $\theta_c$ ;  $f'_b$  = fracción biodegradable de los SSV inmediatamente después de su generación en el sistema, es decir, con  $\theta_c = 0$ . Este valor es típicamente 0,8 (=80%).

Los valores de  $f_b$  se utilizan en varias ecuaciones de los procesos de lodos activos como aquellas relacionadas con la producción de lodos, el consumo de oxígeno por la biomasa o la DBO asociada con los sólidos en suspensión en el efluente.

Estos valores se refieren únicamente a los sólidos biológicos producidos en el reactor. El agua bruta también contribuye con sus sólidos fijos y volátiles, y con sus sólidos biodegradables y no biodegradables. Los valores aproximados de las principales ratios entre sólidos para un agua bruta son los siguientes:

$$SSV/SST = 0,70-0,85$$

$$SS_i/SST = 0,15-0,30$$

$$SS_b/SSV = 0,6$$

$$SS_{nb}/SSV = 0,4$$

### Producción de lodos biológicos

El método simplificado para calcular la producción bruta y la producción neta de sólidos (que tienen en cuenta la descomposición o respiración endógena) es mediante

el producto del coeficiente de producción Y para la producción bruta y  $Y_{obs}$  para la producción neta, por la carga de  $DBO_5$  eliminada (ecuaciones 5.13 y 5.14, respectivamente).

$$P_{xv} = Y \cdot Q \cdot (S - S_0) \cdot (10^{-3} \text{ kg/g}) \quad [5.13]$$

$$P_{xv} = Y_{obs} \cdot Q \cdot (S - S_0) \cdot (10^{-3} \text{ kg/g}) \quad [5.14]$$

Donde:

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + k_d \cdot \theta_c} \quad [5.15]$$

$P_{xv}$  = producción neta de lodos, kg SSV/d.;  $Y_{obs}$  = coeficiente de rendimiento o coeficiente de producción de biomasa observado, en kg SSVLM / kg  $DBO_5$  eliminada;  $S_0$  = concentración de  $DBO$  en el influente ( $\text{g/m}^3$ );  $S$  = concentración de  $DBO$  en el efluente ( $\text{g/m}^3$ ). El valor de Y puede determinarse experimentalmente en laboratorio. Para el caso de aguas residuales urbanas, los valores típicos están recogidos en el cuadro 5.1.

Otras formas alternativas de calcular la producción neta de lodos son las mostradas en las ecuaciones 5.16 y 5.17:

$$P_{xv} = Y \cdot Q \cdot (S - S_0) - k_d \cdot f_b \cdot X_v \cdot V \quad [5.16]$$

$$P_{xv} = \frac{X_v \cdot V}{\theta_c} \quad [5.17]$$

El incremento en SSLM puede estimarse asumiendo que los SSV son una fracción de los SSLM. Normalmente, se asume que los SSV son entre un 60% y un 80% de los SSVLM. Por tanto, el incremento en SSLM puede estimarse dividiendo  $P_{xv}$  por un factor de 0,6 a 0,8 (o multiplicándolo por un valor de 1,25 a 1,67). La masa de sólidos en suspensión que se van con el efluente es el producto del caudal ( $Q - Q_w$ ) y la concentración de sólidos en suspensión ( $X_v$ ).

*Efecto de la temperatura.* La dependencia de las constantes cinéticas con la temperatura es muy importante. Además, la temperatura no sólo influye en las actividades metabólicas de los microorganismos, sino que también afecta a otros factores como la velocidad de transferencia de gases y la sedimentación de los lodos biológicos. El efecto de la temperatura sobre la velocidad de reacción de un proceso biológico suele considerarse a través de la ecuación 5.18.

$$r_T = r_{20} \cdot \theta^{(T-20)} \quad [5.18]$$

Donde  $r_T$  = velocidad de reacción a la temperatura T (en °C);  $r_{20}$  = velocidad de reacción a 20 °C;  $\theta$  = coeficiente de actividad-temperatura (ver valores típicos para diferentes tratamientos biológicos en el Cuadro 5.3); T = temperatura, en °C.

### Requerimientos de oxígeno

La velocidad o tasa de consumo de oxígeno (OUR, *Oxygen Uptake Rate*) se calcula con la ecuación 5.19, a partir del consumo de oxígeno para la oxidación total de la materia carbonosa, determinada mediante la DBO última ( $DBO_u$ ), y la eliminación de lodos en exceso. El factor 1,46 es precisamente la relación  $DBO_u/DBO_5$  normalmente aceptada, aunque puede variar entre 1,2 y 1,6 (ver Cuadro 5.2).

$$OUR \left( \frac{\text{kg O}_2}{\text{d}} \right) = 1,46 \cdot Q \cdot (S - S_0) \cdot (10^{-3} \text{ kg/g}) - 1,42 \cdot P_{xv} \quad [5.19]$$

Donde Q = caudal de influente ( $\text{m}^3/\text{d}$ );  $S_0$  = concentración de bDBO<sub>5</sub> del influente ( $\text{g}/\text{m}^3$ ); S = concentración de bDBO<sub>5</sub> del efluente ( $\text{g}/\text{m}^3$ );  $P_{xv}$  = masa de sólidos en suspensión volátiles producidos por día o lo que es lo mismo, la purga diaria de lodos ( $\text{kg SSV}/\text{d}$ ).

En general sólo se tiene en cuenta el consumo de oxígeno debido a la materia carbonosa. Sin embargo, en regiones de clima templado, donde la nitrificación tiene lugar de forma simultánea en sistemas diseñados únicamente para la eliminación de DBO<sub>5</sub>, también debería tenerse en cuenta. La nitrificación consiste en la oxidación del amoníaco a nitrito y, posteriormente, a nitrato. Esta oxidación implica un consumo de oxígeno. Teniendo en cuenta la suma de nitrógeno orgánico y el nitrógeno amoniacal, dada por el nitrógeno total Kjeldahl (NTK) y que, estequiométricamente, 1 g de NTK requiere 4,57 g O<sub>2</sub> para la conversión a nitratos:

$$OUR \left( \frac{\text{kg O}_2}{\text{d}} \right) = 4,57 \cdot Q \cdot \Delta \text{NTK} \quad [5.20]$$

Donde Q = caudal de influente ( $\text{m}^3/\text{d}$ );  $\Delta \text{NTK}$  = nitrógeno Kjeldahl eliminado ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ).

La desnitrificación implica una disminución de los requerimientos de oxígeno. Sin embargo, para obtener ahorros significativos en el consumo de oxígeno, la desnitrificación debería incluirse como una meta específica en el diseño de la planta, pues sólo en condiciones anóxicas puede ocurrir esa desnitrificación.

### Requerimientos de nitrógeno y fósforo

Los microorganismos responsables de la oxidación de la materia orgánica requieren en su metabolismo otros nutrientes aparte del carbono. Siendo los principales el nitrógeno y el fósforo.

La cantidad de nitrógeno necesaria es equivalente a la eliminación de nitrógeno del sistema a través del exceso de lodos. Las principales fracciones son el nitrógeno pre-



sente en la biomasa activa que sale del sistema en forma de lodos en exceso, y el nitrógeno presente en el residuo no activo proveniente de la respiración endógena. Teniendo en cuenta esto, los requerimientos de nitrógeno se calculan con la ecuación 5.21. De forma similar para el fósforo, la ecuación 5.22 permite conocer las necesidades de este nutriente.

$$N_{\text{req}} \left( \frac{\text{kg N}}{\text{d}} \right) = 0,123 \cdot \left( \frac{f_b}{f'_b} \right) \cdot P_{\text{xv}} + 0,07 \cdot \left( 1 - \frac{f_b}{f'_b} \right) \cdot P_{\text{xv}} \quad [5.21]$$

$$P_{\text{req}} \left( \frac{\text{kg P}}{\text{d}} \right) = 0,026 \cdot \left( \frac{f_b}{f'_b} \right) \cdot P_{\text{xv}} + 0,01 \cdot \left( 1 - \frac{f_b}{f'_b} \right) \cdot P_{\text{xv}} \quad [5.22]$$

Donde  $f_b$ : fracción biodegradable de los sólidos en suspensión volátiles ( $SS_b/SSV$ );  $f'_b$ : fracción biodegradable de los sólidos en suspensión volátiles inmediatamente después de su generación, usualmente se utiliza 0,8;  $P_{\text{xv}}$ : producción neta de sólidos en suspensión volátiles (kg SSV/d).

### Parámetros de operación y variables fundamentales

- El tiempo de detención del líquido o tiempo de detención hidráulico ( $\theta$ , HRT) se calcula como el cociente entre el volumen de líquido en el sistema y el volumen de líquido que sale del sistema por unidad de tiempo. En condiciones estacionarias, y dado que el volumen de líquido que entra al sistema es el mismo que el que sale del sistema, se puede hacer la siguiente generalización (ecuación 5.23). Este tiempo es normalmente pequeño, del orden de horas (ver Cuadros 5.1 y 5.2).

$$HRT = \frac{V}{Q} \quad [5.23]$$

- El tiempo de retención de sólidos en el sistema, tiempo medio de residencia celular (MCRT), tiempo de detención de sólidos (SRT) o edad del lodo ( $\theta_c$ ), se define como la ratio entre la masa de lodos biológicos presentes en el reactor y la masa de lodos biológicos eliminados (o producidos) por día. En condiciones estacionarias, puede calcularse mediante la ecuación 5.24. A diferencia del tiempo de detención hidráulico, los sólidos se mantienen mucho más tiempo que el líquido en el sistema, debido a la recirculación, lo que hace que los tiempos típicos de retención celular sean de varios días (ver Cuadros 5.1 y 5.2).

$$\theta_c = \frac{1}{\mu - k_d} \quad [5.24]$$

En sistemas sin retención de sólidos, el tiempo de residencia hidráulico es el mismo que el tiempo de detención de sólidos ( $\theta = \theta_c$ ). En sistemas con retención de sólidos,  $\theta < \theta_c$ . El hecho de que la biomasa esté más tiempo que el líquido en el sistema justifica la mayor eficacia de los sistemas con recirculación de sólidos con respecto a los que no la tienen.

- *Relación sustrato/microorganismos (ratio F/M)*. Se define como la carga de sustrato (DBO) por día y por unidad de biomasa en el reactor y se expresa como kg DBO/kg SSV•d. Se calcula mediante la ecuación 5.25.

$$\frac{F}{M} = \frac{Q \cdot S_0}{V \cdot X} = \frac{S_0}{\theta \cdot X} \quad [5.25]$$

Dado que los microorganismos tienen una capacidad limitada para consumir sustrato (DBO) por unidad de tiempo, una ratio F/M más alta puede significar un suministro de materia orgánica biodegradable mayor que la capacidad de consumo por parte de la biomasa, lo que implicaría una cantidad más alta de sustrato en el efluente. Por otra parte, valores bajos de la ratio F/M significan que los microorganismos consumirán prácticamente toda la materia orgánica del influente, pero también todo su material orgánico celular propio. Elevadas edades del lodo suelen asociarse con bajos valores de la ratio F/M, y viceversa. Valores típicos de la ratio F/M en el tratamiento de aguas residuales urbanas se pueden encontrar en los Cuadros 5.1 y 5.2.

- *Tasa de utilización específica del sustrato (U)*. Se define como la cantidad diaria de sustrato eliminada por cantidad de microorganismos presentes, en kg DBO/kg SSV•d. Se puede calcular de diferentes formas (ecuaciones 5.26-5.29).

$$U = \frac{(F/M) \cdot E}{100} \quad [5.26]$$

$$U = \frac{k \cdot S}{K_s + S} \quad [5.27]$$

$$U = \frac{(S - S_0)}{\theta \cdot X} \quad [5.28]$$

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \cdot U - k_d \quad [5.29]$$

Donde E = porcentaje de eliminación de DBO o DQO soluble biodegradable.

– *Carga orgánica volumétrica* ( $L_v$ , OLR). Se calcula como el cociente de la carga de DBO aplicada y el volumen del tanque de aireación (ecuación 5.30), y se expresa como kg DBO/m<sup>3</sup> • d.

$$L_v = \frac{Q \cdot S_0}{V} \quad [5.30]$$

### *Ecuaciones de diseño en sistemas de lodos activos*

Mediante las ecuaciones de crecimiento celular y de utilización de sustrato mostradas anteriormente, y aplicando los correspondientes balances de materia en cada una de las situaciones que se indican a continuación, se han desarrollado una serie de ecuaciones aplicables al dimensionamiento y operación de tratamientos de lodos activos, tanto convencionales como de aireación extendida.

Es importante tener en cuenta que las ecuaciones presentadas se basan en un sustrato soluble y no tienen en cuenta la posible presencia de un sustrato en suspensión. No obstante, las concentraciones de sustrato y de microorganismos presentes en el efluente dependen también, en la práctica, del funcionamiento y rendimiento de los tanques de sedimentación.

#### 1) Reactor de mezcla completa sin recirculación

La concentración de microorganismos en el reactor (X) y la concentración de sustrato en el efluente (S) pueden determinarse mediante las ecuaciones 5.31 y 5.32, respectivamente.

$$X = \frac{\mu_m \cdot (S_0 - S)}{k \cdot (1 + k_d \theta)} = \frac{Y \cdot (S_0 - S)}{(1 - k_d \theta)} \quad [5.31]$$

$$S = \frac{K_s \cdot (1 + k_d \theta)}{\theta(Yk - k_d) - 1} \quad [5.32]$$

El tiempo de detención hidráulico ( $\theta$ ) se puede calcular con la ecuación 5.33 mientras que el tiempo medio de retención celular o edad del lodo ( $\theta_c$ ) se puede calcular con la ecuación 5.34 o la ecuación general 5.24. En este caso, ambos tiempos son iguales,  $\theta = \theta_c$ .

$$\theta = \frac{V}{Q} \rightarrow \frac{1}{\theta} = \frac{\mu_m \cdot S}{K_s + S} - k_d \quad [5.33]$$

$$\theta_c = \frac{V \cdot X}{Q \cdot X} \quad [5.34]$$

## 2) Reactor de mezcla completa con recirculación

La concentración de microorganismos en el reactor ( $X$ ) y la concentración de sustrato en el efluente ( $S$ ) pueden determinarse mediante las ecuaciones 5.35 y 5.36, respectivamente.

$$X = \frac{\theta_c \cdot Y \cdot (S_0 - S)}{\theta \cdot (1 + k_d \theta_c)} \quad [5.35]$$

$$S = \frac{K_s \cdot (1 + k_d \theta_c)}{\theta_c (Yk - k_d) - 1} \quad [5.36]$$

El tiempo de detención hidráulico se calcula con la ecuación 5.37, mientras que el tiempo medio de retención celular, se calcula con la ecuación 5.38 o con la ecuación general 5.24.

$$\theta = \text{HRT} = \frac{V}{Q} \quad [5.37]$$

$$\theta_c = \frac{V \cdot X}{(Q - Q_w) \cdot X_e + Q_w \cdot X_r} \quad [5.38]$$

donde:  $X$  = concentración de microorganismos en el reactor ( $\text{g SSV/m}^3$ );  $V$  = volumen del reactor ( $\text{m}^3$ );  $Q_w$  = caudal de purga de lodos ( $\text{m}^3/\text{d}$ );  $X_r$  = concentración de microorganismos en la purga de lodos ( $\text{g SSV/m}^3$ );  $X_e$  = concentración de microorganismos en el efluente del sedimentador secundario ( $\text{g SSV/m}^3$ ).

## 3) Flujo pistón con recirculación

Las expresiones que permiten calcular el tiempo de residencia hidráulico y la edad del lodo son las ecuaciones 5.39 y 5.40.

$$\theta = \text{HRT} = \frac{V}{Q} \quad [5.39]$$

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Yk(S_0 - S)}{(S_0 - S) + (1 + \alpha) \cdot K_s \cdot \ln(S_i / S)} - k_d \quad [5.40]$$

donde  $S_i$  = concentración del influente al reactor tras la mezcla con el caudal de recirculación (ver ecuación 5.41).

$$S_i = \frac{S_0 + \alpha \cdot S}{(1 + \alpha)} \quad [5.41]$$

donde  $\alpha$  = razón de recirculación (en tanto por 1).

## EJERCICIOS RESUELTOS

### Ejercicio 5.1

Calcular el tiempo de retención hidráulico y la edad del lodo en el siguiente tratamiento biológico de lodos activos:

Caudal:  $Q = 4.000 \text{ m}^3/\text{d}$ ; volumen del reactor:  $V = 6.000 \text{ m}^3$ ;  $\text{DBO}_5$  total del influente:  $S_0 = 300 \text{ mg/L}$ ;  $\text{DBO}_5$  soluble del efluente:  $S = 20 \text{ mg/L}$ ; coeficientes cinéticos:  $\mu_m = 3,0 \text{ d}^{-1}$ ;  $K_s = 60 \text{ mg/L}$  y  $k_d = 0,06 \text{ d}^{-1}$ .

(a) Cálculo del tiempo de retención hidráulico ( $\theta$  o HRT):

El tiempo de retención hidráulico se calcula como (ecuación 5.23):

$$\text{HRT} = \frac{V}{Q} = \frac{6.000 \text{ m}^3}{4.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}} = 1,5 \text{ d}$$

(b) Cálculo de la edad del lodo ( $\theta_c$ ):

Existen diferentes expresiones para calcular  $\theta_c$  dependiendo del tipo de reactor donde se lleve a cabo el tratamiento biológico. La fórmula utilizada aquí (ecuación 5.24) es independiente del tipo de reactor que se utilice:

$$\theta_c = \frac{1}{\mu - K_d}$$

Para ello hay que calcular previamente la tasa de crecimiento específico (ecuación 5.2):

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S}{K_s + S} = 3,0 \text{ d}^{-1} \cdot \frac{20 \text{ mg/L}}{60 \text{ mg/L} + 20 \text{ mg/L}} = 0,75 \text{ d}^{-1}$$

De esta forma:

$$\theta_c = \frac{1}{\mu - K_d} = \frac{1}{0,75 \text{ d}^{-1} - 0,06 \text{ d}^{-1}} = 1,45 \text{ d}$$

$\text{HRT} = \theta_c$ , dado que no hay recirculación de sólidos.

### Ejercicio 5.2

Calcular la concentración de microorganismos en el tanque de aireación en: a) un reactor de mezcla perfecta sin recirculación ( $\theta = \theta_c = 5$  d) y b) un reactor de mezcla perfecta con recirculación ( $\theta = 6$  h,  $\theta_c = 5$  d). Los siguientes datos son aplicables a ambos casos:  $S_0 = 300$  mg/L;  $S = 20$  mg/L,  $Y = 0,6$  mg SSV/mg DBO<sub>5</sub>,  $k_d = 0,06$  d<sup>-1</sup>.

a) Mezcla perfecta sin recirculación:

La concentración de microorganismos en el reactor se calcula con la ecuación 5.31.

$$X = \frac{Y \cdot (S_0 - S)}{1 - k_d \cdot \theta} = \frac{0,6 \cdot (300 - 20)}{1 + 0,06 \cdot 5} = 129 \text{ mg SSV / L}$$

b) Mezcla perfecta con recirculación:

La concentración de microorganismos se calcula de forma similar con la ecuación 5.35, pero, a diferencia de la ecuación 5.31, incluye un coeficiente ( $\theta_c/\theta$ ), cuyo valor es mayor que 1 y que va a hacer que la concentración de microorganismos también lo sea. Teniendo en cuenta que  $\theta = 6$  h = 0,25 d y  $\theta_c = 5$  d:

$$X = \frac{\theta_c}{\theta} \cdot \frac{Y \cdot (S_0 - S)}{1 + k_d \theta_c} = \frac{5}{0,25} \cdot \frac{0,6 \cdot (300 - 20)}{1 + 0,06 \cdot 5} = 2.585 \text{ mg SSV / L}$$

Como puede observarse, en un sistema con recirculación la concentración de microorganismos puede ser más elevada, y por tanto, para una misma eficacia de eliminación, usar volúmenes de tanque de aireación más pequeños.

### Ejercicio 5.3

Calcular la ratio F/M y la tasa de utilización U en un tratamiento de lodos activos con recirculación. Datos:  $S_0 = 300$  mg DBO<sub>5</sub>/L;  $S = 20$  mg DBO<sub>5</sub>/L,  $\theta = 6$  h (0,25 d) y  $X = 2.500$  mg/L.

(a) La ratio F/M se calcula a partir de la ecuación 5.25:

$$\frac{F}{M} = \frac{S_0}{\theta \cdot X} = \frac{300 \text{ mg DBO}_5/\text{L}}{0,25 \text{ d} \cdot 2500 \text{ mg SSV / L}} = 0,48 \frac{\text{mg DBO}_5}{\text{mg SSV} \cdot \text{d}} = 0,48 \text{ d}^{-1}$$

(b) La tasa de utilización se calcula a partir de la ecuación 5.28.

$$U = \frac{S - S_0}{\theta \cdot X} = \frac{(300 - 20) \text{ (mg DBO/L)}}{0,25 \text{ d} \cdot 2.500 \text{ mg SSV/L}} \approx 0,45 \frac{\text{mg DBO}}{\text{mg SSV} \cdot \text{d}} = 0,45 \text{ d}^{-1}$$

### Ejercicio 5.4

Calcular la ratio de recirculación de lodo para mantener una concentración de SSV en el reactor ( $X_v$ ) en 3.000 mg/L, sabiendo que el lodo recirculado tiene una concentración media de 9.000 mg SSV/L. Calcule también el caudal de lodo recirculado si el caudal de entrada de agua es de 2.000 m<sup>3</sup>/d.

Si se hace un balance de materia de sólidos en el tanque de aireación, suponiendo que el contenido en sólidos volátiles en el influente es despreciable en comparación con el contenido en sólidos del licor mezcla, se obtiene que:

$$(Q + Q_r) \cdot X_v = Q_r \cdot X_r$$

Dividiendo ambos términos entre  $Q$ , y nombrando  $R = Q_r/Q$ , se obtiene que:

$$X_v + R \cdot X_v = R \cdot X_r \rightarrow R = \frac{X_v}{X_r - X_v}$$

De esta forma, conocidos  $X_v$  y  $X_r$ , se puede calcular  $R$ :

$$R = \frac{X_v}{X_r - X_v} = \frac{3.000 \text{ mg/L}}{9.000 \text{ mg/L} - 3.000 \text{ mg/L}} = 0,50$$

Conocido el factor de recirculación y el caudal de entrada de agua, el caudal de lodos recirculados ( $Q_r$ ) se calcula como:

$$R = \frac{Q_r}{Q} \Rightarrow Q_r = Q \cdot R = 2.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,50 = 1.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

### Ejercicio 5.5

Se desea tratar un agua residual con una DBO<sub>5</sub> soluble de 250 mg/L mediante un proceso de lodos activos de mezcla completa con recirculación. La DBO<sub>5</sub> del

efluente debe ser inferior a 25 mg/L. Supóngase que la temperatura es de 20 °C, el caudal de entrada es 20.000 m<sup>3</sup>/d, y que son de aplicación las siguientes condiciones:

Los SSV del afluente al reactor son despreciables; la concentración del lodo recirculado = 9.000 mg/L de SS = 7.200 mg/L de SSV; SSV en el licor mezcla (SSVLM) = 3.500 mg/L = 0,8 • SSLM totales; tiempo medio de retención celular ( $\theta_c$ , SRT) = 8 d; coeficientes cinéticos:  $Y = 0,65$  kg de célula / kg DBO<sub>5</sub> utilizada,  $k_d = 0,06$  d<sup>-1</sup>.

Se estima que el efluente contendrá alrededor de 25 mg/L de sólidos biológicos, de los que un 80% son volátiles y un 65% son biodegradables. Supóngase que la DBO<sub>5</sub> de los sólidos biológicos biodegradables se puede obtener multiplicando la DBO<sub>u</sub> por 0,68.

El agua residual contiene nitrógeno, fósforo y otros nutrientes a nivel de trazas en cantidades suficientes para el crecimiento biológico.

(a) Estimación de la DBO<sub>5</sub> soluble del efluente:

Como se ha comentado anteriormente, existe una parte de la DBO<sub>5</sub> que es soluble y que es susceptible de ser eliminada en el tratamiento, y otra particulada, que no se elimina en el tratamiento. Por ello, la DBO<sub>5</sub> del efluente será la suma de la DBO<sub>5</sub> soluble que no eliminó el tratamiento biológico y la DBO<sub>5</sub> de la materia particulada que venía en el influente:

$$\begin{aligned} \text{DBO}_5 \text{ efluente} &= \text{DBO}_5 \text{ soluble del influente no eliminada} + \\ &\quad \text{DBO}_5 \text{ materia particulada del influente} \Rightarrow \\ \text{DBO}_5 \text{ soluble del influente no eliminada} &= \\ \text{DBO}_5 \text{ efluente} - \text{DBO}_5 \text{ materia particulada del influente} \end{aligned}$$

De esta forma, teniendo en cuenta que la DBO<sub>5</sub> del efluente debe ser como máximo 25 mg/L, se podrá calcular exactamente cuál es la DBO<sub>5</sub> soluble que puede escapar al tratamiento biológico (que obviamente será inferior a 25 mg/L) y, por tanto, calcular la eliminación de DBO<sub>5</sub> soluble necesaria en el tratamiento biológico.

Como se ha comentado anteriormente, la DBO<sub>5</sub> de los sólidos en suspensión del influente es la misma que la de los sólidos en suspensión del efluente. Con los datos del problema se puede estimar la DBO<sub>5</sub> consecuencia de los sólidos en suspensión del efluente. Para ello, hay que tener en cuenta que de los 25 mg/L de sólidos en suspensión que tendrá el efluente, un 65% de los mismos es biodegradable. Después hay que calcular la DBO<sub>u</sub> que le corresponde a esos sólidos en suspensión biodegradables, para ello es necesario conocer que la DBO<sub>u</sub>  $\approx 1,42 \cdot \text{SS}$  (mg/L) (ver Cuadro 5.2). Fi-



nalmente, la  $DBO_5$  que le corresponde a  $DBO_u$  calculada se obtendrá multiplicando la  $DBO_u$  por el factor 0,68 (datos del problema). De esta forma:

$$SS \text{ biodegradables en el efluente} = 25 \cdot 0,65 = 16,25 \text{ mg/L}$$

$$DBO_{u, SS \text{ biodegradables}} = 1,42 \cdot SS \text{ biodegradables del efluente} = 1,42 \cdot 16,25 = 23,1 \text{ mg/L}$$

$$DBO_{5, SS \text{ biodegradables}} = 0,68 \cdot DBO_{u, SS \text{ biodegradables}} = 0,68 \cdot 23,1 = 15,7 \text{ mg/L}$$

Por tanto:

$$DBO_5 \text{ soluble del influente no eliminada} =$$

$$DBO_5 \text{ efluente} - DBO_5 \text{ materia particulada del influente} = 25 - 15,7 = 9,3 \text{ mg/L}$$

La eficacia necesaria del tratamiento biológico, analizada en términos de  $DBO_5$  soluble es, por tanto:

$$E_s = \frac{250 - 9,3}{250} \cdot 100 = 96,3\%$$

Y la eficacia en términos de  $DBO_5$  total es:

$$E_s = \frac{250 - 25}{250} \cdot 100 = 90,0\%$$

### (b) Cálculo del volumen del reactor

Para un reactor de mezcla perfecta con recirculación, la concentración de microorganismos se puede obtener a partir de la ecuación 5.35. Sustituyendo en esa ecuación  $\theta = V/Q$ , y reordenando los términos, se puede calcular el volumen del reactor. Hay que tener en cuenta que en esta fórmula habrá que usar como  $S = 9,3 \text{ mg/L}$  (que es la  $DBO_5$  soluble después del tratamiento, y a la que se refieren todas estas ecuaciones).

$$X = \frac{\theta_c \cdot Y \cdot (S_0 - S)}{\theta \cdot (1 + k_d \theta_c)} \Rightarrow X \cdot \theta = \frac{\theta_c \cdot Q \cdot (S_0 - S)}{1 + k_d \theta_c} \Rightarrow \frac{X \cdot V}{Q} = \frac{\theta_c \cdot Q \cdot (S_0 - S)}{1 + k_d \theta_c} \Rightarrow$$

$$V = \frac{1}{X} \left( \frac{\theta_c \cdot Y \cdot Q \cdot (S_0 - S)}{1 + k_d \theta_c} \right) = \frac{1}{3.500 \text{ mg/L}} \cdot \left( \frac{8 \text{ d} \cdot 0,65 \cdot 20.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot (250 - 9,3) \frac{\text{mg}}{\text{L}}}{1 + 0,06 \text{ d}^{-1} \cdot 8 \text{ d}} \right) = 4.833 \text{ m}^3$$

### (c) Cálculo de la masa de lodo producido:

Para calcular la masa de lodo producido es necesario primero calcular la producción de lodos observada ( $Y_{obs}$ ) a partir de la producción de lodos (bruta) según la ecuación 5.15.

$$Y_{\text{obs}} = \frac{Y}{1+k_d \cdot \theta_c} \Rightarrow Y_{\text{obs}} = \frac{0,65 \frac{\text{kg célula}}{\text{kg DBO}_5 \text{ utilizada}}}{1+0,06 \text{ d}^{-1} \cdot 8 \text{ d}} = 0,439 \frac{\text{kg célula}}{\text{kg DBO}_5 \text{ utilizada}}$$

Después de la producción de biomasa se calcula con la ecuación 5.14:

$$P_{\text{xv}} = Y_{\text{obs}} \cdot Q \cdot (S_0 - S) \cdot 10^{-3} \rightarrow$$

$$P_{\text{xv}} = 0,439 \frac{\text{kg SSV}}{\text{kg DBO}_5} \cdot 20.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot (250 - 9,3) \frac{\text{g DBO}_5}{\text{m}^3} \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{kg DBO}_5} = 2.113 \frac{\text{kg SSV}}{\text{d}}$$

(d) Cálculo de la biomasa purgada

Para determinar el caudal de biomasa purgada desde el retorno del lodo ( $Q_w$ ) se utiliza la ecuación 5.38.

$$\theta_c = \frac{V \cdot X}{(Q - Q_w) \cdot X_e + Q_w \cdot X_r}$$

En esta ecuación todos los datos han sido calculados anteriormente o han sido facilitados en el enunciado del ejercicio:  $V = 4.833 \text{ m}^3$ ,  $X = 3.500 \text{ mg/L}$ ,  $Q = 20.000 \text{ m}^3/\text{d}$  y la concentración de SSV en el lodo recirculado  $X_r = 7.200 \text{ mg/L}$ . Por otra parte, los SSV en el efluente son el 80% de los sólidos biológicos que escapan al tratamiento ( $25 \text{ mg/L}$ ), por tanto  $X_e = 25 \cdot 0,80 = 20 \text{ mg/L}$ .

$$\theta_c = \text{SRT} = \frac{4.833 \text{ m}^3 \cdot 3.500 \frac{\text{mg}}{\text{L}}}{\left(20.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} - Q_w\right) \cdot 20 \frac{\text{mg}}{\text{L}} + Q_w \cdot 7.200 \frac{\text{mg}}{\text{L}}} = 8 \text{ d} \Rightarrow$$

$$57.600 Q_w + 3.200.000 - 160 Q_w = 16.915.500 \Rightarrow$$

$$57.440 Q_w = 13.715.500 \Rightarrow Q_w = 239 \text{ m}^3/\text{d}$$

(e) Cálculo de la relación de recirculación

Para ello ha de hacerse un balance de materia en el tanque de aireación despreciando los SSV del influente (tal y como se hizo en el ejercicio 5.4).

Concentración de SSV en el influente:  $0 \text{ mg/L}$ ; concentración de SSV en el tanque de aireación =  $3.500 \text{ mg/L}$ ; concentración de SSV en la recirculación de lodos =  $7.200 \text{ mg/L}$ .

$$(Q + Q_r) \cdot 3.500 \frac{\text{mg}}{\text{L}} = Q_r \cdot 7.200 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \Rightarrow$$

$$\frac{Q_r}{Q} = R = 0,95$$

(f) Cálculo del tiempo de retención hidráulica del reactor (ecuación 5.23):

$$\theta = \frac{V}{Q} = \frac{4.833 \text{ m}^3}{20.000 \text{ m}^3 / \text{d}} = 0,242 \text{ d} = 5,8 \text{ h}$$

(g) Comprobación de la tasa de utilización específica de sustrato, la relación F/M y la carga orgánica volumétrica:

La tasa de utilización específica es (ecuación 5.28):

$$U = \frac{S - S_0}{\theta \cdot X} = \frac{(250 - 9,3) \text{ mg/L}}{0,242 \text{ d} \cdot 3500 \text{ mg/L}} = 0,284 \frac{\text{mg DBO}_5 \text{ utilizados}}{\text{mg SSVLM} \cdot \text{d}}$$

La relación F/M es (ecuación 5.25):

$$\frac{F}{M} = \frac{S_0}{\theta \cdot X} = \frac{250 \text{ mg/L}}{0,242 \text{ d} \cdot 3500 \text{ mg/L}} = 0,295 \frac{\text{mg DBO}_5 \text{ aplicada}}{\text{mg SSVLM} \cdot \text{d}}$$

La carga orgánica volumétrica ( $L_v$  o OLR) es (ecuación 5.30):

$$L_v = \frac{Q \cdot S_0}{V} = \frac{20.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,25 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{m}^3}}{4.833 \text{ m}^3} = 1,03 \frac{\text{kg DBO}_5 \text{ aplicada}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

### Ejercicio 5.6

Diseñar un sistema de lodos activos de mezcla completa con recirculación para el tratamiento de un caudal de 15.000 m<sup>3</sup>/d de efluente del tratamiento primario con 250 mg/L de DBO<sub>5</sub>. El efluente debe tener como máximo 20 mg/L DBO. Suponer que la temperatura es de 20 °C y son aplicables los siguientes datos:

1. Los SSV del afluente al reactor son despreciables.
2. Ratio SSVLM / SSLM = 0,8
3. Concentración del lodo recirculado = 10.000 mg/L SS
4. SSVLM = 3.500 mg/L
5. El efluente del decantador secundario tiene 20 mg/l de sólidos biológicos, de los que el 65% son biodegradables

6. El agua residual contiene nitrógeno y fósforo y otros nutrientes a nivel traza en cantidades suficientes para el crecimiento biológico

$$7. \text{DBO}_5 = 0,68 \cdot \text{DBO}_u$$

(a) Cálculo de la máxima  $\text{DBO}_5$  soluble en el efluente:

En primer lugar se estima la máxima  $\text{DBO}_5$  soluble en el efluente para que se consiga un vertido de 20 mg/L  $\text{DBO}_5$ . Tal y como se hizo en el ejercicio 5.5, la  $\text{DBO}_5$  del efluente es la suma de la  $\text{DBO}_5$  soluble no eliminada en el tratamiento y la  $\text{DBO}_5$  de la materia en suspensión del efluente.

De acuerdo con los datos del problema:

$$\text{Fracción biodegradable de los SS del efluente} = 0,65 \cdot 20 = 13 \text{ mg/L}$$

Se sabe que la  $\text{DBO}_u$  de los sólidos biodegradables es el producto de 1,42 por la concentración de SS biodegradables. De esta forma:

$$\text{DBO}_u \text{ sólidos biodegradables del efluente} = 1,42 \cdot 13 = 18,5 \text{ mg/L}$$

Es dato del problema que la  $\text{DBO}_5/\text{DBO}_u$  es 0,68. Por tanto, la  $\text{DBO}_5$  asociada a los sólidos biodegradables del efluente:

$$\text{DBO}_5 \text{ sólidos biodegradables del efluente} = 0,68 \cdot 18,5 = 12,6 \text{ mg/L}$$

De esta forma se puede calcular cuál es la  $\text{DBO}_5$  soluble máxima que puede escapar al tratamiento:

$$S = S_0 - S_{\text{SSb}} = 20 - 12,6 = 7,4 \text{ mg/L}$$

(b) Determinar la eficacia de eliminación de DBO total y DBO soluble:

$$E_{\text{total}} = \frac{250 - 20}{250} \cdot 100 = 92 \%$$

$$E_{\text{soluble}} = \frac{250 - 7,4}{250} \cdot 100 = 97,0\%$$

(c) Cálculo del volumen del reactor:

A partir de la ecuación 5.35, sustituyendo  $\theta = V/Q$ , se puede obtener que el volumen del reactor para un proceso de mezcla perfecta con recirculación es:

$$X = \frac{\theta_c \cdot Y \cdot (S_0 - S)}{\theta \cdot (1 + k_d \theta_c)} \rightarrow V = \frac{Q \cdot \theta_c \cdot Y \cdot (S_0 - S)}{X \cdot (1 + k_d \theta_c)}$$

En este caso se conoce  $Q = 15.000 \text{ m}^3/\text{d}$ ,  $S_0 = 250 \text{ mg/L}$ ,  $S = 7,4 \text{ mg/L}$  y  $X = 3.500 \text{ mg/L}$ . Para poder aplicar la ecuación hay que suponer unos valores de  $k_d$ ,  $\theta_c$  e  $Y$ . Los valores

de  $k_d = 0,06 \text{ d}^{-1}$  e  $Y = 0,6 \text{ mg SSV/mg DBO}$  son los recomendados en el Cuadro 5.1, mientras que el valor de  $\theta_c$  se ha fijado en 7 días, de acuerdo con el intervalo recomendado en el Cuadro 5.4 ( $\theta_c = 4\text{-}10 \text{ d}$ ).

Sustituyendo estos valores, se obtiene el volumen del reactor:

$$V = \frac{15.000 \cdot 7 \cdot 0,6 \cdot (250 - 7,4)}{3.500 \cdot (1 + 0,06 \cdot 7)} = 3.075 \text{ m}^3$$

(d) Cálculo de la cantidad de lodo a purgar diariamente

Para poder calcular la producción neta de lodos diaria es necesario conocer primero el coeficiente de producción de biomasa observado ( $Y_{\text{obs}}$ ) mediante la ecuación 5.15:

$$Y_{\text{obs}} = \frac{Y}{1 + k_d \cdot \theta_c} = \frac{0,6}{1 + 0,06 \cdot 7} = 0,422$$

Después se calcula la producción neta de lodos ( $P_{\text{xv}}$ ) con la ecuación 5.14:

$$P_{\text{xv}} = Y_{\text{obs}} \cdot Q \cdot (S - S_0) \cdot (10^{-3} \text{ kg/g}) = 0,422 \cdot 15.000 \cdot (250 - 7,4) \cdot 10^{-3} \approx 1.536 \text{ kg SSV/d}$$

Suponiendo una ratio SSVLM / SSLM = 0,8, se calcula la producción neta de lodos  $P_x$  (SS):

$$P_x = \frac{P_{\text{xv}}}{0,8} = \frac{1.536}{0,8} = 1.920 \text{ kg SS/d}$$

La cantidad de lodo a purgar se calculará como la diferencia entre el incremento de SSLM y los SS que se pierden con el efluente. Los SS que se pierden con el efluente son:

$$SS_{\text{efluente}} = 15.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 20 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} = 300.000 \frac{\text{g}}{\text{d}} = 300 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Por tanto, la purga diaria de lodos será:

$$\text{Purga de lodos} = P_x - SS_{\text{efluente}} = 1.920 - 300 = 1.620 \text{ kg SS/d}$$

(e) Calculo de la relación de recirculación:

Se conoce tanto la concentración de SSV en el tanque de aireación = 3.500 mg/L, como la concentración de SS en el lodo recirculado = 10.000 mg/L. Suponiendo, tal y como se indica en el enunciado una relación SSV/SS = 0,8, la concentración de SSV en el lodo recirculado = 10.000 • 0,8 = 8.000 mg/L.

De esta forma, se puede hacer un balance de materia alrededor del tanque de aireación, en el que despreciando los SSV del influente afluente, se obtiene que:

$$(Q + Q_r) \cdot X = Q_r \cdot X_r \rightarrow R = \frac{X}{X_r - X} = \frac{3.500}{8.000 - 3.500} = 0,78$$

De esta forma:

$$Q_r = R \cdot Q = 0,78 \cdot 15.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 11.700 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

(f) Cálculo del tiempo de retención hidráulico (ecuación 5.23):

$$\theta = \frac{V}{Q} = \frac{3.075 \text{ m}^3}{15.000 \text{ m}^3/\text{d}} = 0,205 \text{ d} \approx 4,9 \text{ h}$$

(g) Cálculo de la demanda de oxígeno, basándose en la demanda última carbonosa ( $\text{DBO}_u$ ):

Se calcula mediante la ecuación 5.19. El factor 1,46 de esta ecuación ya tiene en cuenta la transformación de la  $\text{DBO}_5$  eliminada en  $\text{DBO}_u$ .

$$\text{OUR} \left( \frac{\text{kg O}_2}{\text{d}} \right) = 1,46 \cdot Q \cdot (S_0 - S) \cdot \left( 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{g}} \right) - 1,42 \cdot P_{\text{ox}} =$$

$$= 1,46 \cdot 15.000 \cdot (250 - 7,4) \cdot 10^{-3} - 1,42 \cdot 1.536 = 5.313 - 2.181 = 3.132 \text{ kg O}_2 / \text{d}$$

Para calcular el aire necesario, primero hay que tener en cuenta que el contenido en oxígeno del aire es del 23,2% en peso, consecuentemente:

$$Q_{\text{aire teórico}} = \frac{3.132 \text{ kg O}_2 / \text{d}}{0,232} = 13.500 \text{ kg aire} / \text{d}$$

Suponiendo que la eficacia en la transferencia de oxígeno es del 8%, el caudal real de aire que habría que utilizar sería:

$$Q_{\text{aire real}} = \frac{13.500 \text{ kg aire} / \text{d}}{0,08} = 168.750 \text{ m}^3 / \text{d}$$

Este valor supone  $168.750 \text{ m}^3/\text{d} / 15.000 \text{ m}^3/\text{d} = 11,25 \text{ m}^3 \text{ aire}/\text{m}^3$  de agua a tratar.

(h) Comprobación de la relación F/M y la carga orgánica volumétrica:

La relación F/M se calcula con la ecuación 5.25:

$$\frac{F}{M} = \frac{S_0}{\theta \cdot X} = \frac{250}{0,205 \cdot 3.500} = 0,35 \text{ d}^{-1}$$

La carga orgánica volumétrica se calcula con la ecuación 5.30:

$$L_v = \frac{Q \cdot S_0}{V} = \frac{15.000 \cdot 0,250}{3.075} = 1,22 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

### Ejercicio 5.7

Determinar el volumen de tanque de aireación necesario para tratar 12.500 m<sup>3</sup>/d de efluente primario desde 150 mg/L DBO<sub>5</sub> soluble hasta 35 mg/L DBO<sub>5</sub> y 30 mg/L SST en un tratamiento de lodos activos de tipo mezcla perfecta en dos casos: sin recirculación y con recirculación.

Asuma que la DBO<sub>5</sub> de los SST es el 63% de la concentración de SST, que el decantador secundario es capaz de reducir el contenido de SST a 35 mg/L y que la concentración de SSV del licor mezcla (SSVLM) = 2.500 mg/L.

Asuma también los siguientes valores de constantes: K<sub>s</sub> = 100 mg/L DBO<sub>5</sub>, μ<sub>m</sub> = 2,5 d<sup>-1</sup>; k<sub>d</sub> = 0,050 d<sup>-1</sup>; Y = 0,50 mg SSV/mg DBO<sub>5</sub> eliminada.

(a) Estimación de la eficacia de eliminación de DBO<sub>5</sub> soluble necesaria:

La DBO<sub>5</sub> del efluente es la suma de la DBO<sub>5</sub> soluble que no ha sido eliminada en el tratamiento biológico y la DBO<sub>5</sub> asociada a la materia particulada (sólidos en suspensión). Según datos del problema, la DBO<sub>5</sub> asociada a la materia particulada se puede calcular de la siguiente forma:

$$DBO_{5, \text{ mat. part.}} = 0,63 \cdot SST \text{ (mg/L)} = 0,63 \cdot 30 = 18,9 \text{ mg/L}$$

Por tanto, la DBO<sub>5</sub> soluble máxima que puede escapar al tratamiento es:

$$DBO_{5, \text{ soluble no eliminada}} = DBO_{5, \text{ efluente}} - DBO_{5, \text{ mat. part.}} = 30 - 18,9 = 11,1 \text{ mg/L}$$

Y la eliminación de DBO<sub>5</sub> soluble necesaria:

$$\text{Eliminación DBO}_{5, \text{ soluble}} = \frac{150 - 11,1}{150} = 92,6\%$$

Caso 1) Sin recirculación

(a) Determinación del tiempo de detención hidráulico:

En un tratamiento de lodos activos en un reactor de mezcla perfecta sin recirculación, la DBO<sub>5</sub> soluble del efluente se relaciona con el tiempo de detención hidráulico (y la edad del lodo) (pues en este caso ambos tiempos son iguales, θ=θ<sub>c</sub>) según la ecuación 5.32

$$S = \frac{K_s \cdot (1 + k_d \theta)}{\theta(Yk - k_d) - 1}$$

Donde: k = μ<sub>m</sub>/Y = 2,5 d<sup>-1</sup> / (0,50 mg SSV/mg DBO<sub>5</sub>) = 5 mg DBO<sub>5</sub>/mg SSV•d.

Por tanto:

$$11,1 \frac{\text{mg DBO}_5}{\text{L}} = \frac{100 \frac{\text{mg DBO}_5}{\text{L}} \cdot \left(1 + (0,050 \text{ d}^{-1}) \cdot \theta\right)}{\theta \cdot \left(0,5 \frac{\text{mg SSV}}{\text{mg DBO}_5} \cdot 5 \frac{\text{mg DBO}_5}{\text{mg SSV} \cdot \text{d}} - 0,050 \text{ d}^{-1}\right) - 1} = \frac{100 + 5\theta}{2,45 \theta - 1} \rightarrow$$

$$27,195 \cdot \theta - 11,1 = 100 + 5 \cdot \theta \rightarrow 22,195 \cdot \theta = 111,1 \rightarrow$$

$$\theta = \frac{111,1}{22,195} = 5,0 \text{ d}$$

(b) Cálculo del volumen del reactor:

A partir del tiempo de detención hidráulico se puede calcular el volumen del reactor:

$$\theta = \frac{V}{Q} \rightarrow V = Q \cdot \theta = 12.500 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 5,0 \text{ d} = 62.500 \text{ m}^3$$

Caso 2) Con recirculación de lodos

(a) Determinación del tiempo medio de retención celular o edad del lodo:

En un tratamiento de lodos activos en un reactor de mezcla perfecta con recirculación, la  $\text{DBO}_5$  soluble del efluente se relaciona con la edad del lodo según la ecuación 5.36, que es la misma ecuación que la utilizada para el caso sin recirculación sin lodos pero sustituyendo  $\theta$  por  $\theta_c$ :

$$S = \frac{K_s \cdot (1 + k_d \theta_c)}{\theta_c (Yk - k_d) - 1}$$

De esta forma, se calcula  $\theta_c$ :

$$11,1 \frac{\text{mg DBO}_5}{\text{L}} = \frac{100 \frac{\text{mg DBO}_5}{\text{L}} \cdot \left(1 + (0,050 \text{ d}^{-1}) \cdot \theta_c\right)}{\theta_c \cdot \left(0,5 \frac{\text{mg SSV}}{\text{mg DBO}_5} \cdot 5 \frac{\text{mg DBO}_5}{\text{mg SSV} \cdot \text{d}} - 0,050 \text{ d}^{-1}\right) - 1} = \frac{100 + 5\theta_c}{2,45 \theta_c - 1} \rightarrow$$

$$27,195 \theta_c - 11,1 = 100 + 5\theta_c \rightarrow 22,195 \theta_c = 111,1 \rightarrow$$

$$\theta_c = \frac{111,1}{22,195} = 5,00 \text{ d} \approx 5,0 \text{ d}$$

Después, conocido  $\theta_c$  y la concentración de microorganismos en el reactor (X), se puede calcular el tiempo de detención hidráulico ( $\theta$ ) con la ecuación 5.35:

$$X = \frac{\theta_c \cdot Y \cdot (S_0 - S)}{\theta \cdot (1 + k_d \theta_c)} \rightarrow \theta = \frac{\theta_c \cdot Y \cdot (S_0 - S)}{X \cdot (1 + k_d \theta_c)}$$



$$\theta = \frac{5 \text{ d}}{2500 \text{ mg SSV/L}} \cdot \frac{0,5 \frac{\text{mg SSV}}{\text{mg DBO}_5} \cdot (150 - 11,1) \left( \frac{\text{mg DBO}_5}{\text{L}} \right)}{1 + 0,050 \text{ d}^{-1} \cdot 5,0 \text{ d}} = 0,111 \text{ d} \approx 2,7 \text{ h}$$

(b) Cálculo del volumen del reactor:

A partir del tiempo de detención hidráulico se calcula como:

$$\theta = \frac{V}{Q} \rightarrow V = Q \cdot \theta = 12.500 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,111 \text{ d} = 1.388 \text{ m}^3$$

Como puede observarse, las necesidades de volumen en un sistema con recirculación de lodos son mucho menores que en un sistema sin recirculación de lodos (1.388 m<sup>3</sup> vs. 62.500 m<sup>3</sup>).

### Ejercicio 5.8

Calcular la producción de lodos en exceso en una planta de tratamiento de lodos activos que trata un caudal de 25.000 m<sup>3</sup>/d y reduce la DBO<sub>5</sub> soluble de 200 a 25 mg/L. Asuma los siguientes datos: Y = 0,50 kg SSV/kg DBO<sub>5</sub>, k<sub>d</sub> = 0,050 d<sup>-1</sup>, θ<sub>c</sub> = 5 d; SST en el efluente = 35 mg/L.

(a) Calcular la masa neta de lodos producidos:

Se calcula a partir del coeficiente de producción de biomasa Y<sub>obs</sub> y la carga DBO<sub>5</sub> eliminada (ecuación 5.15):

$$P_x = Y_{\text{obs}} \cdot Q \cdot (S - S_0) \cdot (10^{-3} \text{ kg/g})$$

El coeficiente de producción de biomasa Y<sub>obs</sub> se calcula a partir del coeficiente de producción de biomasa Y, el coeficiente de respiración endógena k<sub>d</sub> y el tiempo medio de retención celular o edad del lodo (ecuación 5.14):

$$Y_{\text{obs}} = \frac{Y}{1 + k_d \cdot \theta_c} = \frac{0,50 \text{ kg SSV/kg DBO}_5}{1 + 0,050 \text{ d}^{-1} \cdot 5 \text{ d}} = 0,40 \frac{\text{kg SSV}}{\text{kg DBO}_5}$$

Después, se sustituyen los valores conocidos en la ecuación 5.11:

$$P_{\text{xv}} = 0,40 \frac{\text{kg SSV}}{\text{kg DBO}_5} \cdot 25.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot (200 - 25) \left( \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \right) \cdot (10^{-3} \text{ kg/g}) = 1.750 \text{ kg/d}$$

La masa de sólidos producidos incluye materiales inertes. Utilizando una relación SSVLM/SSLM= 0,70, se puede calcular la producción total de sólidos:

$$\text{Incremento SSLM} = \frac{1}{0,70} \frac{\text{kg SSVLM}}{\text{kg SSLM}} \cdot 1.750 \frac{\text{kg SSVLM}}{\text{d}} = 2.500 \text{ kg/d}$$

(b) La masa de sólidos (tanto volátiles como inertes) que se van con el efluente son:

Suponiendo el caudal de efluente es aproximadamente igual que el caudal de influente:

$$\text{SS}_{\text{efluente}} = Q \cdot X_e = 25.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 35 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} = 875.000 \text{ g/d} = 875 \text{ kg/d}$$

(c) La masa de sólidos en exceso (lodos a purgar) son:

$$\begin{aligned} \text{Sólidos en exceso} &= \text{Incremento de SSLM} - \text{SS efluente} = \\ &= 2.500 \frac{\text{kg}}{\text{d}} - 875 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 1.625 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \end{aligned}$$

La masa calculada de sólidos en exceso está calculada en base seca. Dado que la mayor parte del lodo es agua, la cantidad de lodos es considerablemente superior. Asumiendo un 1% de concentración de sólido seco y densidad aproximadamente 1.000 kg/m<sup>3</sup>, la cantidad de lodos a purgar sería 162,5 m<sup>3</sup>/d.

### Ejercicio 5.9

Diseñe un sistema de lodos activos para la eliminación de DBO de un agua residual urbana (tenga en cuenta la eficacia de eliminación de los diferentes contaminantes en un tratamiento primario previo). Los datos de partida son los siguientes:

Caudal de entrada:  $Q = 10.000 \text{ m}^3/\text{d}$ .

Concentraciones del influente: DBO: 350 mg/L; SS: 400 mg/L; NTK: 50 mg/L

Requerimientos de calidad del efluente: DBO: 20 mg/L; SS: 30 mg/L

Temperatura del agua: 20 °C.

Eficacias de eliminación en el tratamiento primario: 30% DBO<sub>5</sub>, 60% SS y 20% NTK.

En primer lugar, se lleva a cabo la adopción de los parámetros cinéticos y estequiométricos a partir de los intervalos habituales de estos parámetros para este tipo de sistemas. A partir de los datos del Cuadro 5.2, se pueden fijar los siguientes valores:

$$Y = 0,6 \text{ g SSV/g DBO}_5.$$

Coefficiente de respiración endógena,  $k_d = 0,08 \text{ d}^{-1}$  (20 °C)

Ratio  $O_2/SS_b = 1,42 \text{ g } O_2 \text{ por g de SSV biodegradables}$

$$\text{Ratio } DBO_w/DBO_5 = 1,46.$$

Con respecto a las relaciones entre los diferentes tipos de sólidos, y también usando como referencia el Cuadro 5.2, se pueden asumir los siguientes valores:

Agua a tratar:  $SS_b/SSV = 0,60$ ;  $SSV/SS = 0,80$

Sólidos biológicos cuando se generan lodos:  $SS_b/SSV = 0,80$ ;  $SSV/SS = 0,90$

Sólidos biológicos después de un tiempo igual a la edad del lodo ( $\theta_c$ ): se asume un valor  $SSV/SS = 0,77$

También hay que fijar otros parámetros relacionados con el propio sistema de tratamiento de lodos activados (valores adoptados dentro de los intervalos recomendados en el Cuadro 5.4):

$$\theta_c = 6 \text{ d}$$

$$SSVLM = 3.000 \text{ mg/L}$$

$R = 1,0$  (ratio de recirculación de lodos)

Una vez fijados todos estos datos de partida, se realiza el diseño:

(a) Concentración de sólidos después del sedimentador primario (influyente al tratamiento de lodos activos)

Las concentraciones del efluente del sedimentador primario se calculan a partir de las concentraciones de sólidos del agua a tratar y las eficacias de eliminación indicadas en el enunciado:

$$\text{Efluente} = \text{Influyente} \cdot \frac{(100 - \% \text{Eliminación})}{100}$$

$$\text{Concentración de DBO: } 350 \text{ mg/L} \cdot (100 - 30)/100 = 245 \text{ mg/L}$$

$$\text{Concentración de SS: } 400 \text{ mg/L} \cdot (100 - 60)/100 = 160 \text{ mg/L}$$

$$\text{Concentración de NTK: } 50 \text{ mg/L} \cdot (100 - 20)/100 = 40 \text{ mg/L}$$

(b) DBO soluble del efluente final

Será la diferencia entre la  $DBO_5$  total requerida en el efluente (20 mg/L) y la  $DBO_5$  particulada en el efluente. Esta  $DBO_5$  se calculará a partir de los SS biodegradables del efluente y su  $DBO_5$  teórica.

Concentración de SS en el efluente final:  $X_{\text{efluente}} = 30 \text{ mg/L}$  (dato del ejercicio).

La concentración de SSV del efluente final es el producto de la ratio SSV/SS al tiempo correspondiente a la edad del lodo (valor asumido: 0,77):

$$X_{SSV,efluente} = \left( \text{Ratio} \frac{SSV}{SS} \right)_{\theta_c} \cdot X_{efluente} = 0,77 \cdot 30 = 23 \text{ mg/L SSV}$$

Para conocer los SS biodegradables del efluente, se calculará el coeficiente  $f_b$  (ratio SSb/SSV) mediante la ecuación 5.12:

$$f_b = \frac{f_{b'}}{1 + (1 - f_{b'}) \cdot k_d \cdot \theta_c} = \frac{0,80}{1 + (1 - 0,80) \cdot 0,08 \cdot 6} = 0,73 \text{ mg SSb/mg SSV}$$

$$X_{b,efluente} = f_b \cdot X_{SSV,efluente} = 0,73 \frac{\text{mg SSb}}{\text{mg SSV}} \cdot 23 \frac{\text{mg SSV}}{\text{L}} = 17 \text{ mg SSb/L}$$

Por otra parte, la  $DBO_5$  particulada en el efluente se calcula a partir de la  $DBO_u$  asociada. La  $DBO_u$  es el producto de 1,42 por la concentración de sólidos biodegradables en el efluente (ver Cuadro 5.2). Después, esa  $DBO_u$  se transforma a  $DBO_5$  sabiendo que la relación  $DBO_u/DBO_5$  es aproximadamente 1,46 (Cuadro 5.2). De esta forma:

$$DBO_{5,part.} = \frac{(DBO_u / X_b) \cdot X_{b,efluente}}{(DBO_u / DBO_5)} = \frac{1,42 \cdot 17 \text{ mg/L}}{1,46} = 16 \text{ mg/L}$$

Por tanto, la máxima DBO soluble en el efluente es:

$$DBO_{sol.} = DBO_{tot.} - DBO_{part.} = 20 - 16 = 4 \text{ mg/L}$$

(c) Eficacia del sistema en la eliminación de DBO:

$$E(\text{DBO total}) = \frac{245 - 20}{245} \cdot 100 = 91,8\%$$

$$E(\text{DBO soluble}) = \frac{245 - 4}{245} \cdot 100 = 98,4\%$$

(d) Producción neta de lodos:

La producción neta de lodos  $P_{xv}$  (kg SSV/d) se calcula a partir de la ecuación 5.14, para lo cual es necesario previamente conocer el valor de  $Y_{obs}$  mediante la ecuación 5.15:

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + k_d \cdot \theta_c} = \frac{0,6}{1 + 0,08 \cdot 6} = 0,405$$

Después se calcula  $P_{xv}$ :

$$P_{xv} = Y_{obs} \cdot Q \cdot (S - S_0) \cdot (10^{-3} \text{ kg/g}) =$$

$$= 0,405 \cdot 10.000 \cdot (245 - 4) \cdot 10^{-3} \approx 976 \text{ kg SSV / d}$$

Suponiendo una ratio SSV/SS de los lodos generados de 0,9, la producción neta de sólidos en suspensión es:

$$P_x = \frac{P_{xv}}{0,9} = \frac{976}{0,9} \approx 1084 \text{ kg SS / d}$$

(e) Volumen del reactor:

El volumen se puede estimar a partir de la siguiente expresión, válida tanto para sistemas con recirculación como sin recirculación:

$$V = \frac{Y \cdot \theta_c \cdot Q \cdot (S - S_0)}{X_v \cdot (1 + f_b \cdot k_d \cdot \theta_c)} = \frac{0,6 \cdot 6 \cdot 10.000 \cdot (0,245 - 0,004)}{3 \cdot (1 + 0,73 \cdot 0,08 \cdot 6)} \approx 2.142 \text{ m}^3$$

El tiempo de retención hidráulica ( $\theta$ , HRT) se calcula con la ecuación 5.23:

$$\theta = \frac{V}{Q} = \frac{2.142 \text{ m}^3}{10.000 \text{ m}^3/\text{d}} = 0,214 \text{ d} \approx 5,1 \text{ h}$$

La tasa de utilización del sustrato (U) se calcula con la ecuación 5.28:

$$U = \frac{S - S_0}{\theta \cdot X_v} = \frac{(0,245 - 0,004) \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,214 \text{ d} \cdot 3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,375 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{kg SSVLM} \cdot \text{d}}$$

La ratio F/M se calcula con la ecuación 5.25:

$$F/M = \frac{S_0}{\theta \cdot X_v} = \frac{0,245 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,214 \text{ d} \cdot 3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,382 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{kg SSVLM} \cdot \text{d}}$$

(f) Eliminación del exceso de lodos

SS totales producidos: 1.084 kg SS/d.

SS que salen con el efluente:  $Q \cdot SS_{\text{efluente}} = 10.000 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 0,030 \text{ kg/m}^3 = 300 \text{ kg SS/d}$ .

SS que deben eliminarse en el sistema:

$$SS_{\text{tot}} - SS_{\text{efluente}} = 1.084 \text{ kg/d} - 300 \text{ kg/d} = 784 \text{ kg SS/d}$$

*Opción 1. Eliminación directa del reactor:*

Concentración:  $SSLM = SSVLM / (\text{ratio SSV/SS}) = 3.000 / 0,77 = 3.896 \text{ mg/L} = 3,896 \text{ kg/m}^3$ .

Volumen diario a eliminar:

$$Q = \text{Carga SSLM} / \text{Concentración SSLM} = 784 \text{ kg/d} / 3,896 \text{ kg/m}^3 \approx 201 \text{ m}^3/\text{d}.$$

*Opción 2. Eliminación de la línea de recirculación de lodos:*

$$\text{Concentración: SSAR} = \text{SSLM} (1+1/R) = 3.896 \text{ mg/L} \cdot (1+1/1) = 7.792 \text{ mg/L} = 7,792 \text{ kg/m}^3.$$

Volumen diario a eliminar:

$$Q_{\text{eliminar}} = \text{Carga SSLM} / \text{Concentración SSAR} = 784 \text{ kg/d} / 7,792 \text{ kg/m}^3 \approx 101 \text{ m}^3/\text{d}.$$

Como puede observarse, con una relación de recirculación  $R = 1$ , el caudal de lodos en exceso es doble y la concentración de sólidos en suspensión es la mitad cuando el lodo se elimina de forma directa del reactor, comparado con cuando la eliminación tiene lugar de la línea de recirculación del lodo. La carga de sólidos a eliminar, como es obvio, es la misma en ambos casos (784 kg/d).

(g) Requerimientos de oxígeno:

Los requerimientos de oxígeno, teniendo en cuenta que es despreciable la nitrificación, se calculan con la ecuación 5.19:

$$\begin{aligned} \text{OUR} \left( \frac{\text{kg O}_2}{\text{d}} \right) &= 1,46 \cdot Q \cdot (S_0 - S) \cdot \left( 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{g}} \right) - 1,42 \cdot P_{\text{xv}} = \\ &= 1,46 \cdot 10.000 \cdot (245 - 4) \cdot 10^{-3} - 1,42 \cdot 976 = 3.519 - 1386 = 2.133 \end{aligned}$$

### Ejercicio 5.10

Calcular el requerimiento de nitrógeno para dos sistemas de lodos activos (uno de lodos activos convencionales y otro de aireación extendida) que traten un  $Q = 1.500 \text{ m}^3/\text{d}$ , con  $S_0 = 300 \text{ mg/L}$  y  $\text{NTK}_0 = 45 \text{ mg/L}$ . Datos:

- Lodos activos convencionales:  $\theta_c = 7 \text{ d}$ ;  $X_v = 2.500 \text{ mg/L}$ ;  $V = 500 \text{ m}^3$ ;  $f_b = 0,72$ ;  $S = 10 \text{ mg/L}$ .
- Aireación extendida:  $\theta_c = 25 \text{ d}$ ;  $X_v = 3.000 \text{ mg/L}$ ;  $V = 1.000 \text{ m}^3$ ;  $f_b = 0,57$ ;  $S = 4 \text{ mg/L}$ .

(a) Lodos activos convencionales:

En primer lugar, se calcula la producción de lodos biológicos,  $P_{\text{xv}}$ , con la ecuación 5.17:

$$P_{\text{xv}} = \frac{X_v \cdot V}{\theta_c} = \frac{2,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 500 \text{ m}^3}{7 \text{ d}} \approx 179 \frac{\text{kg VSS}}{\text{d}}$$

Después, los requerimientos de nitrógeno se calculan a partir de la ecuación 5.21, teniendo en cuenta que  $f_b = 0,8$  (ver Cuadro 5.2):

$$\begin{aligned} N_{\text{req}} \left( \frac{\text{kg N}}{\text{d}} \right) &= 0,123 \cdot \left( \frac{f_b}{f'_b} \right) \cdot P_{\text{xv}} + 0,07 \cdot \left( 1 - \frac{f_b}{f'_b} \right) \cdot P_{\text{xv}} = \\ &= 0,123 \cdot \left( \frac{0,72}{0,80} \right) \cdot 179 + 0,07 \cdot \left( 1 - \frac{0,72}{0,80} \right) \cdot 179 = 19,8 + 1,2 = 21 \end{aligned}$$

(b) Aireación extendida:

La producción de lodos biológicos,  $P_{\text{xv}}$ , se calcula como:

$$P_{\text{xv}} = \frac{X_v \cdot V}{\theta_c} = \frac{3,0 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1.000 \text{ m}^3}{25 \text{ d}} = 120 \frac{\text{kg VSS}}{\text{d}}$$

De acuerdo con la ecuación anteriormente señalada, los requerimientos de nitrógeno se calculan como:

$$\begin{aligned} N_{\text{req}} \left( \frac{\text{kg N}}{\text{d}} \right) &= 0,123 \cdot \left( \frac{f_b}{f'_b} \right) \cdot P_{\text{xv}} + 0,07 \cdot \left( 1 - \frac{f_b}{f'_b} \right) \cdot P_{\text{xv}} = \\ &= 0,123 \cdot \left( \frac{0,57}{0,80} \right) \cdot 120 + 0,07 \cdot \left( 1 - \frac{0,57}{0,80} \right) \cdot 120 = 10,5 + 2,4 = 12,9 \end{aligned}$$

(c) Nitrógeno disponible:

La carga orgánica del influente debida al nitrógeno total Kjeldahl (NTK) se calcula como:

$$N_{\text{influente}} \left( \frac{\text{kg NTK}}{\text{d}} \right) = \frac{Q \cdot \text{NTK}}{1.000} = 1.500 \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) \cdot 45 \left( \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \right) \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1.000 \text{ g}} = 67,5 \frac{\text{kg NTK}}{\text{d}}$$

Por tanto, existe nitrógeno suficiente en el agua residual (67,5 kg NTK/d) para que se lleve a cabo el proceso sin ningún aporte adicional.

(d) Ratio DBO: N

La DBO eliminada en ambos sistemas es:

– Lodos activos convencionales:

$$\text{DBO}_{\text{eliminada}} = Q \cdot (S_0 - S) = 1.500 \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) \cdot (0,300 - 0,010) \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) = 435 \frac{\text{kg DBO}}{\text{d}}$$

– Aireación extendida:

$$\text{DBO}_{\text{eliminada}} = Q \cdot (S_0 - S) = 1.500 \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) \cdot (0,300 - 0,004) \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) = 444 \frac{\text{kg DBO}}{\text{d}}$$

Consecuentemente, la relación DBO:N es:

- Lodos activos convencionales: DBO:N = 435:21 o 100:4,8.
- Aireación extendida: DBO:N = 444:12,9 o 100:2,9.

Como puede observarse, los sistemas con una edad de lodo más alta tienen menores requerimientos de nutrientes. La ratio DBO:N de ambos sistemas se puede comparar con los valores del Cuadro 5.5, comprobándose que están dentro del intervalo recomendado. Estos intervalos recomendados son de 100:4 a 100:6 para lodos activos convencionales y de 100:2,5 a 100:3,5 en el caso de aireación extendida.

### Ejercicio 5.11

Calcular el tamaño de los tanques de sedimentación secundaria de una planta de lodos activos convencional, cuyos datos son los siguientes:

Caudal medio:  $Q_m = 10.000 \text{ m}^3/\text{d}$ .

Caudal punta:  $Q_{\text{max}} = 20.000 \text{ m}^3/\text{d}$ .

Caudal medio de lodos recirculados:  $Q_r = 10.000 \text{ m}^3/\text{d}$ .

Concentración de sólidos en suspensión en el reactor:  $\text{SSVLM} = 4.000 \text{ mg/L}$ .

(a) Cálculo del área superficial basado en la carga hidráulica o tasa de reboso:

Para  $Q_m$ , la bibliografía recomienda una carga hidráulica de  $16\text{-}28 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ , mientras que para  $Q_{\text{max}}$ , recomienda una carga hidráulica de  $40\text{-}64 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  (ver Cuadro 5.6). Se adoptarán los siguientes valores intermedios de ambas cargas hidráulicas:  $22 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  para el caudal medio y  $52 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  para el caudal punta.

El área superficial se calcula de la siguiente forma:

$$A_{Q_m} = \frac{Q_m}{v_0} = \frac{10.000 \text{ m}^3}{22 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 454 \text{ m}^2$$

$$A_{Q_{\text{max}}} = \frac{Q_{\text{max}}}{v_0} = \frac{20.000 \text{ m}^3}{52 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 385 \text{ m}^2$$

(b) Cálculo del área superficial basado en la carga de sólidos.



Para ello primero se calcula el caudal de sólidos que entran al sedimentador, que son los que entran con el caudal a tratar más los sólidos que provienen de la recirculación de lodos (que tienen la misma concentración que el licor mezcla):

$$(\text{Sólidos})_{Q_m} = (Q_m + Q_r) \cdot X = \left( 20.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) \cdot 4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 80.000 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 3.333 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$(\text{Sólidos})_{Q_{\text{max}}} = (Q_{\text{max}} + Q_r) \cdot X = \left( 30.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) \cdot 4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 120.000 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 5.000 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

En la bibliografía, la carga de sólidos a la que trabajan los sedimentadores secundarios de lodos activos convencionales o SLR es de 4-6 kg/m<sup>2</sup>·h (se adoptará 5 kg/m<sup>2</sup>·h) (cuando el caudal es medio) y de 8 kg/m<sup>2</sup>·h (cuando el caudal es punta) (ver Cuadro 5.6). Por tanto, el área requerida es:

$$\text{Área}_{Q_m} = \frac{(\text{Sólidos})_{Q_m}}{\text{SLR}_{Q_m}} = \frac{3.333 \text{ kg/h}}{5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}} = 667 \text{ m}^2$$

$$\text{Área}_{Q_{\text{max}}} = \frac{(\text{Sólidos})_{Q_{\text{max}}}}{\text{SLR}_{Q_{\text{max}}}} = \frac{5.000 \text{ kg/h}}{8 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{h}} = 625 \text{ m}^2$$

El área superficial que se debe adoptar en el sedimentador secundario debe corresponderse al valor más alto de las áreas superficiales obtenidas (454 m<sup>2</sup>, 385 m<sup>2</sup>, 667 m<sup>2</sup>, 625 m<sup>2</sup>). Por tanto, el área requerida para el sedimentador secundario es 667 m<sup>2</sup>.

El área seleccionada en este ejercicio representa el criterio más restrictivo, es decir, el criterio que conduce a la mayor área superficial requerida, en este caso la requerida en términos de carga de sólidos para el caudal medio. Este hecho refuerza la idea de que el diseño de tanques secundarios no debe diseñarse sólo teniendo en cuenta términos de carga hidráulica, como es habitual en el diseño de otros tanques de sedimentación, sino también la carga de sólidos.

Después se calcula el diámetro del sedimentador:

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 667 \text{ m}^2}{\pi}} = 29,1 \text{ m}$$

Por último, de acuerdo con el Cuadro 5.7, para sedimentadores entre 20 y 30 m de diámetro la profundidad recomendada es de 4 m.

### Ejercicio 5.12

Un sedimentador secundario de 35 m de diámetro se utiliza tras un tratamiento convencional de lodos activados. El caudal de entrada al sedimentador es de

10.000 m<sup>3</sup>/d, y la concentración de sólidos en suspensión del licor mezcla (SSVLM) es de 3.500 mg/L. a) Determinar si el sedimentador trabaja dentro de los intervalos recomendados tanto de tasa de rebose como de carga de sólidos; b) ¿qué diámetro sería suficiente para la sedimentación secundaria de estos lodos?

(a) De acuerdo con la bibliografía (Cuadro 5.6), un sedimentador secundario que trata lodos activos convencionales, para un caudal medio de tratamiento, debe trabajar a una tasa de rebose de 16-28 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>•d y a una carga de sólidos de 4-6 kg/m<sup>2</sup>•h.

En primer lugar, se determina la tasa de rebose y se verifica su valor:

$$v_0 = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\frac{\pi(35)^2}{4}} = \frac{10.000 \text{ m}^3/\text{d}}{962,11 \text{ m}^2} = 10,4 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

Este valor está muy por debajo de las tasas de rebose habituales (16-28 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>•d). Este sedimentador podría tratar caudales comprendidos entre aproximadamente 15.000 y 27.000 m<sup>3</sup>/d si operase a las tasas de rebose habituales.

Después, se determina la carga de sólidos y se verifica su valor. La carga de sólidos que entra al sedimentador se determina como el producto del caudal de lodos a tratar (Q) y su concentración (X), dividido entre el área superficial del sedimentador:

$$\text{SLR} = \frac{Q \cdot X}{A} = \frac{10.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} \cdot 3,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{962,11 \text{ m}^2} = 1,52 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$$

Al igual que ocurría con la tasa de rebose, la carga de sólidos está muy por debajo de la que es capaz de tratar un sedimentador secundario que trata lodos activos convencionales (entre 4 y 6 kg/m<sup>2</sup>•h). Manteniendo la concentración de los lodos activos en el licor mezcla en 3.500 mg/L, el sedimentador podría tratar caudales comprendidos entre aproximadamente 26.000 y 40.000 m<sup>3</sup>/d según este criterio.

Por tanto, desde el punto de vista tanto de la tasa de rebose como de la carga de sólidos, el sedimentador está trabajando en condiciones muy conservadoras y podría, de acuerdo con los cálculos realizados, tratar caudales de hasta 26.000 m<sup>3</sup>/d, comparado con los 10.000 m<sup>3</sup>/d actuales, cumpliendo tanto la tasa de rebose como la carga de sólidos.

(b) Después se recalcula el diámetro del sedimentador que sería más adecuado para el caso descrito en el ejercicio. Suponiendo una tasa de rebose de 25 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>•d dentro de los valores recomendados, el área necesaria del sedimentador sería:

$$v_0 = \frac{Q}{A} \Rightarrow A = \frac{Q}{v_0} = \frac{10.000 \text{ m}^3/\text{d}}{25 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 400 \text{ m}^2$$

Por lo tanto, el diámetro del sedimentador sería:

$$A = \frac{\pi}{4}D^2 \Rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 400 \text{ m}^2}{\pi}} = 22,6 \text{ m}$$

Después se comprueba si para esa área superficial y diámetro la carga de sólidos no supera los límites recomendados, es decir, entre 4 y 6 kg/m<sup>2</sup>·h. Se ha obtenido un valor de 2,92 kg/m<sup>2</sup>·h, todavía inferior a la carga de sólidos máxima a la que pueden trabajar estos sedimentadores, por lo que se verifica que la solución obtenida es válida.

$$\text{Carga de sólidos} = \frac{Q \cdot X}{A} = \frac{10.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} \cdot 3,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{400 \text{ m}^2} = 3,65 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$$

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### Ejercicio 5.13

a) Estimar el consumo de oxígeno necesario para reducir la DBO<sub>5</sub> de una corriente de 10.000 m<sup>3</sup>/d de 300 a 25 mg/L mediante un proceso de lodos activos convencional.

b) Si la nitrificación no fuera despreciable, ¿cómo se verían incrementadas las necesidades de oxígeno? Suponga que el tratamiento no tiene una zona anóxica donde se podría producir la desnitrificación, y que el NTK se ve reducido de 50 mg/L a 20 mg/L.

Datos:  $\theta_c = 7 \text{ d}$ ;  $Y = 0,6 \text{ mg SSV/mg DBO}_5$ ;  $k_d = 0,085 \text{ d}^{-1}$ .

a) El consumo es 2.547 kg O<sub>2</sub>/d (ecuación 5.19). Las variables intermedias utilizadas han sido  $Y_{\text{obs}} = 0,376 \text{ g SSV/g DBO}$  y  $P_{\text{xv}} = 1034 \text{ kg SSV/d}$ .

b) El consumo de oxígeno por nitrificación es 1.371 kg O<sub>2</sub>/d (ecuación 5.20). Como se comentó en la introducción a este capítulo, debido a que no hay zona anóxica, no se recuperaría parte de este oxígeno mediante la desnitrificación.

Por tanto, el consumo de oxígeno se ve incrementado desde 2.547 kg O<sub>2</sub>/d hasta 3.918 kg O<sub>2</sub>/d.

### Ejercicio 5.14

Calcular la relación de recirculación necesaria para mantener una concentración de sólidos en suspensión en el reactor de 300 mg/L, suponiendo que el lodo recircu-

lado tiene aproximadamente una concentración de 10.000 mg/L. Calcule el caudal recirculado si el caudal del influente son 5.000 m<sup>3</sup>/d.

*Solución:* haciendo un balance de materia alrededor del tanque de aireación y suponiendo que los SSV del influente son despreciables, se obtiene que  $R = 0,429$  (42,9%) y  $Q_r \approx 2.143$  m<sup>3</sup>/d.

### Ejercicio 5.15

Diseñar un sedimentador secundario circular (diámetro y profundidad) que pueda tratar un caudal de 15.000 m<sup>3</sup>/d con una concentración de sólidos en suspensión del licor mezcla (SSLM) de 4.000 mg/L.

*Solución:* para que la tasa de rebose esté comprendida entre 16 y 28 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>•d, el diámetro debe estar comprendido entre 26,1 y 34,6 m. Con respecto a la carga de sólidos, se necesitarían diámetros comprendidos entre 23,0 y 28,2 m, para que estuviera dentro de los valores recomendados (4-6 kg/m<sup>2</sup>•h). Por tanto, cualquier diámetro entre 26,1 y 28,2 m sería adecuado para este tratamiento.

## CUADROS Y DATOS DE REFERENCIA

**Cuadro 5.1:** Valores típicos de los coeficientes cinéticos para el proceso de lodos activados en el caso de agua residual doméstica a 20 °C. Fuente: Metcalf & Eddy (1998)

Coeficiente	Unidades	Valor <sup>1</sup>	
		Intervalo	Valor típico
k	d <sup>-1</sup>	2-10	5
K <sub>s</sub>	mg/L DBO <sub>5</sub>	25-100	60
	mg/L DQO	15-70	40
Y	mg SSV/mg DBO	0,4-0,8	0,6
k <sub>d</sub>	d <sup>-1</sup>	0,025-0,075	0,06

**Cuadro 5.2:** Coeficientes cinéticos y estequiométricos y relaciones básicas para el cálculo de la eliminación de DBO en sistemas de lodos activos. Fuente: M. von Sperling (2007c)

Coeficiente	Descripción	Unidades	Intervalo	Valor típico
$\gamma$	Coeficiente de rendimiento (producción celular)	g SSV/g DBO <sub>5</sub>	0,4-0,8	0,6
$k_d$	Coeficiente de respiración endógena	g SSV/g SVV·d	0,06-0,10	0,08-0,09
$\theta$	Coeficiente de temperatura para $K_d$	-	1,05-1,09	1,07
$f'_b$	Fración biodegradable cuando se generan sólidos ( $X_b/X_v$ )	g SS <sub>b</sub> /g SSV	-	0,80
SSV/SS	SSV/SS en el agua bruta	g SSV/g SS	0,70-0,85	0,80
SS <sub>b</sub> /SS	SS <sub>biodegradable</sub> /SS en el agua bruta	g SS <sub>b</sub> /g SS	-	0,60
SSV/SS	SSV/SS cuando se generan sólidos	g SSV/g SS	-	0,90
O <sub>2</sub> /SS <sub>b</sub>	Oxígeno por sólidos biodegradables destruidos	g DBO <sub>v</sub> /g SS <sub>b</sub>	-	1,42
DBO <sub>v</sub> /DBO <sub>5</sub>	Ratio DBO <sub>última</sub> /DBO <sub>5</sub>	g DBO <sub>v</sub> /g DBO <sub>5</sub>	1,2-1,5	1,46

**Cuadro 5.3:** Coeficientes de actividad-temperatura para diversos procesos biológicos de tratamiento. Fuente: Metcalf & Eddy (1998)

Proceso	Valor de $\theta$	
	Intervalo	Valor típico
Lodos activos	1,00-1,08	1,04
Lagunas aireadas	1,04-1,10	1,08
Filtros percoladores	1,02-1,08	1,035

**Cuadro 5.4:** *Parámetros de diseño para la eliminación de carbono en sistemas de lodos activados convencionales y aireados. Fuente: M. von Sperling (2007c)*

PARÁMETRO	LODOS ACTIVOS CONVENCIONALES	AIREACIÓN EXTENDIDA
<b>Parámetros que deben ser supuestos inicialmente</b>		
Edad del lodo (d)	4-10	18-30
Concentración de SSVLM (mg/L)	1.500-3.500	2.500-4.000
SS del efluente (mg/L)	10-30	10-30
Ratio de retorno de lodos ( $Q_r/Q$ )	0,6-1,0	0,8-1,2
Oxígeno disuelto medio en el reactor (mg/L)	1,5-2,0	1,5-2,0
<b>Parámetros a calcular o que pueden suponerse para su uso en diseños simplificados</b>		
Ratio F/M (kg DBO <sub>5</sub> /kg SSVLM·d)	0,3-0,8	0,08-0,15
Tiempo de detención hidráulico (h)	6-8	16-24
Concentración de SSLM (mg/L)	2.000-4.000	3.500-5.000
Ratio SSV/SS en el reactor (-)	0,70-0,85	0,60-0,75
Fracción biodegradable de SSVLM ( $f_b$ ) (-)	0,55-0,70	0,40-0,65
Eficacia en la eliminación de DBO	85-93	90-98
DBO <sub>5</sub> soluble del efluente (mg/L)	5-20	1-4
DBO <sub>5</sub> de los SS del efluente (mg DBO <sub>5</sub> /mg SS)	0,45-0,65	0,20-0,50
Producción de SSV por DBO <sub>5</sub> eliminada (kg SSV/kg DBO <sub>5</sub> )	0,5-1,0	0,5-0,7
Producción de exceso de lodos por DBO <sub>5</sub> eliminada (kg SS/kg DBO <sub>5</sub> )	0,7-1,0	0,9-1,1
Requerimientos medios de O <sub>2</sub> sin nitrificación (kg O <sub>2</sub> /kg DBO <sub>5</sub> )	0,7-1,0	-
Requerimientos medios de O <sub>2</sub> con nitrificación (kg O <sub>2</sub> /kg DBO <sub>5</sub> )	1,1-1,5	1,5-1,8
Requerimientos de nitrógeno (kg N/100 kg DBO <sub>5</sub> )	4,3-5,6	2,6-3,2
Requerimientos de fósforo (kg P/100 kg DBO <sub>5</sub> )	0,9-1,2	0,5-0,6
N eliminado por DBO <sub>5</sub> eliminada (kg N/100 kg DBO <sub>5</sub> )	0,4-1,0	0,1-0,4
P eliminado por DBO <sub>5</sub> eliminada (kg P/100 kg DBO <sub>5</sub> )	4-5	2,4

**Cuadro 5.5:** *Requerimientos mínimos de nutrientes para sistemas de lodos activados.*  
Fuente: M. von Sperling (2007c)

Lodos activados	$\theta_c$ (d)	Ratio entre nutrientes (en masa)		
		DBO <sub>5</sub>	N	P
Convencional	4-10	100	4,0-6,0	0,9-1,2
Aireación extendida	20-30	100	2,5-3,5	0,5-0,6

**Cuadro 5.6:** *Criterios de diseño típicos para sedimentadores secundarios para el proceso de lodos activos.* Fuente: Metcalf & Eddy (2004); M. L. Davis (2010)

Tipo de tratamiento	Tasa de rebose, m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ·d		Carga de sólidos, kg/m <sup>2</sup> ·h		Profundidad, m
	Media	Punta	Media	Punta	
Sedimentación tras lodos activos con aire (no aireación extendida)	16-28	40-64	4-6	8	3,5-6
Sedimentación tras lodos activos con oxígeno	16-28	40-64	5-7	9	3,5-6
Sedimentación tras aireación extendida	8-16	24-32	1,0-5	7	3,5-6
Sedimentación para la eliminación de fósforo					
	P total = 2 mg/L		24-32		
	P total = 1 mg/L <sup>1</sup>		16-24		
	P total = 0,2-0,5 mg/L <sup>2</sup>		12-20		

**Cuadro 5.7:** Profundidad del agua recomendada para sedimentadores secundarios<sup>1</sup>.

Fuente: M. L. Davis (2010)

Diámetro del tanque, m	Profundidad del agua, m	
	Mínima	Recomendada
<12	3,0	3,7
12-20	3,4	3,7
20-30	3,7	4,0
30-43	4,0	4,3
>43	4,3	4,6

<sup>1</sup> La mayoría de empresas están de acuerdo en que tanques de sedimentación mayores requieren una profundidad mayor. Sin embargo, debido a los costes, generalmente se mantiene en profundidades menores de 4,5-5 m (M. L. Davis, 2010). Las profundidades sugeridas en esta tabla son razonables para tanques circulares. Aunque pudieran aplicarse a tanques rectangulares, los tanques rectangulares podrían necesitar menores profundidades.



## 6. Eliminación biológica de nutrientes

### INTRODUCCIÓN

Las plantas de tratamiento convencionales están diseñadas para la eliminación de sólidos en suspensión y materia orgánica carbonosa, sin tener en cuenta la reducción de nitrógeno y fósforo. Sin embargo, la presencia de estos dos nutrientes en las aguas residuales es perjudicial pues pueden llegar a causar eutrofización en lagos y embalses. Además de resultar estéticamente desagradable, la presencia de algas y plantas acuáticas puede interferir con los usos beneficiosos de los recursos hidráulicos, especialmente cuando se emplean para el abastecimiento de agua y usos recreativos.

### *Eliminación de nitrógeno*

Aparte de por participar en la eutrofización, el nitrógeno es dañino para los cauces receptores al poder presentarse en formas muy tóxicas para los peces (nitritos, amoníaco) y por consumir el oxígeno disuelto. Además, puede tener otros efectos negativos al reducir la efectividad de la desinfección con cloro. Mientras que los sistemas de lodos activos convencionales permiten la oxidación de la materia orgánica y de los compuestos nitrogenados presentes en el agua residual generando agua, CO<sub>2</sub> y nitratos, la implantación de sistemas más complejos que alternan etapas aerobias, anóxicas y anaerobias proporciona muy buenos resultados en la eliminación, no solo de materia orgánica, sino también de nitratos y fosfatos.

La mayoría del nitrógeno que llega a una depuradora de aguas residuales se encuentra en forma no oxidada. En una EDAR con tratamiento biológico convencional sin nitrificación, la mayoría de los compuestos orgánicos del nitrógeno son hidroliza-

dos a amonio. A la totalidad del nitrógeno no oxidado que puede ser nitrificado a nitratos y nitritos se le denomina nitrógeno Kjeldahl (NTK). Una parte, en torno al 12%, es asimilada por las bacterias y retirado del medio con los lodos en exceso y el resto es vertido al cauce receptor, como nitrógeno amoniacal. En una planta con nitrificación, los compuestos nitrogenados orgánicos y el nitrógeno amoniacal no empleado por la biomasa se transforman en nitratos, pero el contenido total de nitrógeno en el efluente sigue siendo el mismo. Si además existe desnitrificación (en ausencia de  $O_2$  disuelto), los nitratos se transforman a  $N_2$  gas que pasa a la atmósfera, eliminándose del vertido en agua. Aun así, queda un pequeño contenido de nitrógeno orgánico que corresponde a los compuestos orgánicos difícilmente biodegradables. Este proceso en su conjunto se conoce como nitrificación/desnitrificación.

Los procesos de nitrificación se pueden clasificar atendiendo al grado de separación de las funciones de oxidación del carbono y de nitrificación. La oxidación del carbono y la nitrificación pueden tener lugar en un único reactor, "etapa única", o bien en reactores diferentes, "etapas separadas". La cinética del proceso de nitrificación está bien definida en el caso de sistemas de cultivo en suspensión y las mismas expresiones cinéticas desarrolladas para procesos aerobios de biomasa suspendida se pueden aplicar al proceso de nitrificación (ver capítulo 5).

La cinética del crecimiento de los microorganismos puede expresarse por la ecuación de Monod (ecuación 6.1). Dado que los factores ambientales (pH, oxígeno disuelto, temperatura, etc.) influirán en la tasa de crecimiento bacteriano, habrá que corregirla en función de estos parámetros (ver ejercicios 6.3 y 6.4).

$$\mu = \mu_{\max} \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad [6.1]$$

donde:  $\mu$ : tasa de crecimiento específico o velocidad de crecimiento bacteriano, tiempo<sup>-1</sup>;  $\mu_{\max}$ : tasa máxima de crecimiento específico, tiempo<sup>-1</sup>; S: concentración limitante de sustrato en solución para el crecimiento, masa/unidad de volumen.

Para calcular el factor de utilización de sustrato (U) para la oxidación de amoníaco o la tasa de eliminación de  $DBO_5$  en un proceso de lodos activos se puede utilizar la ecuación 6.2.

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \cdot U - k_d \quad [6.2]$$

donde:  $\theta_c$ : tiempo medio de retención celular de diseño, tiempo; Y: masa de células formadas por masa de sustrato consumido, mg SSV/mg sustrato; U: tasa de utilización del sustrato, tiempo<sup>-1</sup>;  $k_d$ : coeficiente de degradación o respiración endógena, tiempo<sup>-1</sup>.

El tiempo de retención hidráulico (HRT) necesario para la eliminación de materia orgánica se calcula mediante la expresión:

$$HRT = \frac{S_0 - S}{X \cdot U} \quad [6.3]$$

donde:  $S_0$ :  $DBO_5$  del influente (mg/L); S:  $DBO_5$  del efluente (mg/L); X: concentración de microorganismos en el reactor (masa/unidad de volumen).

En el caso de la nitrificación, para calcular el tiempo de retención hidráulico, en la expresión hay que incluir un factor correspondiente a la fracción de bacterias nitrificantes y tener en cuenta que en este caso para calcular la tasa de utilización de sustrato,  $U$ , habrá que considerar la masa de células formadas (mg SSV) por masa de nitrógeno total Kjeldahl (mg NTK) (ecuación 6.4).

$$\text{HRT} = \frac{N_0 - N}{(X \cdot F_n) \cdot U} \quad [6.4]$$

donde  $N_0$ : NTK del influente (mg/L);  $N$ : NTK del efluente (mg/L);  $X$ : concentración de microorganismos en el reactor (masa/unidad de volumen);  $F_n$ : fracción de bacterias nitrificantes.

Con el tiempo de retención hidráulico y el caudal podría conocerse ya el volumen del reactor.

La fracción de organismos nitrificantes en el licor de mezcla de un proceso de fase única de oxidación se relaciona con la relación DBO/NTK (ecuación 6.5):

$$F_n = \frac{1}{1 + \frac{Y_b(S_0 - S)}{Y_n(N_0 - N)}} \quad [6.5]$$

donde  $Y_b$ : masa de células formadas por masa de sustrato consumido, mg SSV/ mg DBO<sub>5</sub>;  $Y_n$  masa de células formadas por masa de sustrato consumido, mg SSV/ mg NTK.

Para calcular la cantidad de oxígeno necesario para la oxidación de la materia orgánica y para la nitrificación habrá que incorporar un término en la expresión que permita calcular, además de los kg de oxígeno necesarios para la eliminación de la materia orgánica carbonosa (determinada a partir de la DBO<sub>5</sub> del agua residual y de la cantidad de organismos purgados diariamente del sistema), la demanda de oxígeno para la conversión del nitrógeno (de amoníaco a nitrato) (ecuación 6.6). En esta ecuación, 1,46 es el factor de conversión de DBO<sub>5</sub> a DBO<sub>u</sub>, 1,42 el factor de conversión de tejido celular en DBO<sub>u</sub> y 4,57 es el factor de conversión para la demanda de oxígeno para la oxidación completa del NTK.

$$\text{OUR} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) = 1,46 \cdot Q \cdot (S_0 - S) \cdot 10^{-3} - 1,42 \cdot P_x + 4,57 \cdot Q \cdot (N_0 - N) \cdot 10^{-3} \quad [6.6]$$

donde:  $P_x$  = purga diaria de lodos (kg SSV/d).

La purga diaria de lodos vendrá dada por la ecuación 6.7.

$$P_x = Q_w \cdot X_w = \frac{V \cdot X}{\theta_c} \quad [6.7]$$

En los procesos de nitrificación-desnitrificación es muy común iniciar el proceso con un reactor anóxico, donde la materia orgánica del agua residual actúa como fuente de carbono, siendo necesario recircular parte del efluente del segundo reactor de ni-

trificación, en el que se producen los nitratos en condiciones aerobias. Para el diseño de un sistema de nitrificación-desnitrificación conjunta con cultivo en suspensión se puede utilizar un método simplificado que permite determinar los tiempos de retención aerobio y anóxico, así como la tasa de recirculación. Si se supone que la desnitrificación del nitrógeno en forma de nitratos que se ha recirculado a la etapa anóxica es completa y, despreciando la asimilación de nitrógeno, la tasa de recirculación necesaria (licor mezcla + fango de recirculación) viene dada por la ecuación 6.8.

$$R = \frac{(\text{NH}_4 - \text{N})_0 - (\text{NH}_4 - \text{N})_e}{(\text{NO}_3^- - \text{N})_e} - 1 \quad [6.8]$$

donde R: tasa de recirculación global (licor de mezcla + lodo recirculado);  $(\text{NH}_4 - \text{N})_0$ ,  $(\text{NH}_4 - \text{N})_e$ : nitrógeno amoniacal del influente y del efluente, respectivamente, mg/L;  $(\text{NO}_3^- - \text{N})_e$ : nitrógeno en forma de nitratos en el efluente, mg /L.

Los organismos nitrificantes solo podrán sobrevivir en la zona aerobia, de ahí que el tiempo de retención de sólidos necesario para que se produzca la nitrificación será:

$$\theta'_c = \frac{\theta_c}{V_{\text{aerobia}}} \quad [6.9]$$

donde  $\theta'_c$ : tiempo de retención de sólidos necesario para la nitrificación en sistemas de fango único, d;  $\theta_c$ : tiempo de retención de sólidos necesario para la nitrificación en un sistema convencional, d;  $V_{\text{aerobia}}$ : fracción de volumen de la zona aerobia (en tanto por 1).

El tiempo de retención hidráulico en la zona aerobia vendrá dado por la ecuación 6.10.

$$\theta_a = \frac{\theta'_c \cdot Y_h \cdot (S_0 - S)}{X_a \cdot [1 + k_d \cdot f_b \cdot \theta'_c]} \quad [6.10]$$

donde  $\theta_a$ : tiempo de retención hidráulico aerobio global, d;  $Y_h$ : coeficiente de producción heterótrofa, mg SSV/mg DBO<sub>5</sub>;  $S_0 - S$ : DBO<sub>5</sub> eliminada (DBO<sub>5</sub> del influente - DBO<sub>5</sub> del efluente);  $k_d$ : coeficiente de degradación endógena, d<sup>-1</sup>;  $f_{\text{SSV}}$ : fracción degradable de los SSV durante la aireación (en tanto por 1);  $X_a$ : SSVLM, mg/L.

A su vez, la fracción degradable de los SSVLM ( $f_b$ ) varía con el tiempo de retención de los sólidos y con el coeficiente de degradación endógena (ecuación 6.11).

$$f_b = \frac{f'_b}{1 + (1 - f'_b) \cdot k_d \cdot \theta'_c} \quad [6.11]$$

donde  $f'_b$ : fracción biodegradable inicial de los SSV durante la aireación (los valores máximos se sitúan entre 0,75 y 0,80).

Por otra parte, el tiempo de retención anóxico para que se produzca la desnitrificación ( $\theta'_{\text{DN}}$ ) y el tiempo de retención anóxico ( $\theta_{\text{DN}}$ ) se determinan con las ecuaciones 6.12 y 6.13, respectivamente.

$$\theta'_{DN} = \frac{N_{\text{desnitrificación}}}{U_{DN} \cdot X_A} \quad [6.12]$$

$$\theta_{DN} = (1 - V_{\text{aerobia}}) \cdot \theta_a \quad [6.13]$$

donde  $N_{\text{Desnitrificación}}$ : cantidad de nitrato a desnitrificar, mg/L;  $U_{DN}$ : velocidad de desnitrificación,  $d^{-1}$ .

El tiempo de retención anóxico para la desnitrificación ha de ser al menos el calculado en la zona anóxica suponiendo una fracción volúmica de la zona aerobia, si no es así debe recalcularse el volumen de esa zona:

$$\theta_{DN} \geq \theta'_{DN} \quad [6.14]$$

### Eliminación de fosfatos

En la mayoría de las aguas residuales en la sedimentación primaria se elimina entre el 10-20% del fósforo que corresponde a la fracción insoluble. En los tratamientos biológicos convencionales se consigue eliminar entre el 10% y el 30% del fósforo alimentado. Los microorganismos utilizan el fósforo para la síntesis celular y en el transporte de energía. Los métodos biológicos para la eliminación de fósforo están basados en crear unas condiciones tales que se fuerce a los microorganismos a consumir más fósforo del necesario para el mantenimiento y síntesis celular consiguiendo unos niveles muy bajos en el efluente. Ello se consigue generando en los reactores las condiciones ambientales adecuadas de manera secuencial.

El proceso A2O es uno de los procesos biológicos más extendido para eliminar conjuntamente nitrógeno y fósforo. Consiste en una secuencia formada por una zona anaerobia, una zona anóxica y otra aerobia. La eliminación del nitrógeno tiene lugar por desnitrificación en la zona anóxica (previamente se ha producido la nitrificación en la zona aerobia). La alternancia entre zona anaerobia y aerobia es necesaria para la eliminación del fósforo, que se retira del medio con el lodo biológico en exceso (purga) que sedimenta en el decantador secundario. La recirculación de lodo ha de pasar por la zona anaerobia para permitir el desplazamiento del fósforo y, posteriormente ha de pasar por una zona aerobia que permita su precipitación o absorción por la masa bacteriana. La  $rbDBO_5$  es la abreviatura de "DBO<sub>5</sub> fácilmente biodegradable". Cuanta más cantidad exista en el reactor anaerobio, mayor será el fósforo que puede ser asimilado por los lodos activos y eliminado con éstos. También se puede utilizar la DQO multiplicada por un factor  $f_{rb}$  que representa la fracción de DQO fácilmente biodegradable en el influente. El factor de propensión  $P_f$  permite determinar la tendencia o propensión de los microorganismos a asimilar el fósforo y viene dado por la ecuación 6.14.

$$P_f = (f_{rb} \cdot DQO - 25) \cdot f_{an} \quad [6.15]$$

donde  $f_{rb}$  es la fracción de DQO fácilmente biodegradable en el influente (rango típico: 0,15-0,30);  $f_{an}$  es la fracción másica del lodo anaerobio.

Por otra parte, la fracción de P contenido en la masa activa de los lodos activados (zona aireada) se calcula mediante la ecuación 6.15.

$$\frac{P}{X_a} = 0,35 - 0,29 \cdot e^{-0,242 \cdot P_f} \quad [6.16]$$

Otro método de eliminación de fósforo muy utilizado es la precipitación química, que se lleva a cabo normalmente mediante la adición de sales metálicas, cloruro de hierro y sulfato de aluminio, principalmente, o cal. Esta adición se puede hacer en el sedimentador primario (pre-precipitación), junto a los lodos biológicos (co-precipitación) o como tratamiento terciario (post-precipitación). En el capítulo 10 se recogen ejercicios de precipitación de fósforo.

## EJERCICIOS RESUELTOS

### Ejercicio 6.1

Calcule el volumen de reactor y la cantidad de oxígeno necesario para llevar a cabo la eliminación del 90 % de la DBO<sub>5</sub> y la transformación del 99% del nitrógeno amoniacal a nitratos de un agua residual urbana, mediante un tratamiento de lodos activos en una única fase.

*Datos:* Q=3.500 m<sup>3</sup>/día; temperatura = 20 °C; tiempo de retención celular  $q_c = 9$  d; concentración de microorganismos  $X = 2.200$  mg/L; características del agua procedente del sedimentador primario: DBO<sub>5</sub>=250 mg/L; NTK = 9 mg/L; pH = 7,5.

*Coefficientes cinéticos:* para la eliminación DBO<sub>5</sub> ( $Y_b=0,5$ mg SSV/mg DBO<sub>5</sub>;  $k_d=0,06$  d<sup>-1</sup>) y para la eliminación de amonio ( $Y_N=0,2$ mg SSV/mg NKT;  $k_d=0,05$  d<sup>-1</sup>).

Para calcular el volumen del reactor será necesario en primer lugar determinar el factor de utilización de sustrato para la eliminación de la materia orgánica y para la oxidación del amoníaco.

El factor de utilización de sustrato o tasa de eliminación de materia orgánica (U) vendrá dado por la ecuación 6.2.

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \cdot U - k_d \rightarrow U = \left( \frac{1}{\theta_c} + k_d \right) \cdot \frac{1}{Y}$$

$$U = \left( \frac{1}{9} + 0,06 \right) \cdot \frac{1}{0,5} = 0,34 \frac{\text{kg DBO}_5 \text{ eliminado}}{\text{kg SSVLM} \cdot \text{d}}$$

Si el rendimiento en la eliminación de  $\text{DBO}_5$  es del 90% (E) el valor de la ratio alimento/microorganismos (F/M) será de 0,38 kg de  $\text{DBO}_5$  aplicada por kg SSVLM•d.

$$U = \frac{(F/M) \cdot E}{100} \rightarrow (F/M) = \frac{U \cdot 100}{E} = \frac{0,34 \cdot 100}{90} = 0,38 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{kg SSVLM} \cdot \text{d}}$$

En el caso de la nitrificación, utilizando la misma ecuación que anteriormente, el factor de utilización de sustrato para la oxidación del amoníaco será:

$$U = \left( \frac{1}{9} + 0,05 \right) \cdot \frac{1}{0,2} = 0,81 \frac{\text{kg NTK eliminado}}{\text{kg SSVLM} \cdot \text{d}}$$

El tiempo de retención hidráulica necesario para la eliminación de materia orgánica se calcula mediante la ecuación 6.3.

$$\text{HRT} = \frac{S_0 - S}{X \cdot U} = \frac{250 - 25}{2.200 \cdot 0,34} = 0,301 \text{ d} = 7,2 \text{ h}$$

El tiempo de retención hidráulica en el caso de la nitrificación se calcula mediante la ecuación 6.4, para lo cual previamente hay que calcular  $F_N$  con la ecuación 6.5.

$$F_N = \frac{1}{1 + \frac{Y_b(S_0 - S)}{Y_n(N_0 - N)}} = \frac{1}{1 + \frac{0,5 \cdot (250 - 25)}{0,2 \cdot (39 - 0,39)}} = 0,064$$

$$\text{HRT} = \frac{N_0 - N}{(X \cdot F_N) \cdot U} = \frac{39 - 0,39}{(2.200 \cdot 0,064) \cdot 0,81} = 0,34 \text{ d} = 8,2 \text{ h}$$

La etapa limitante del proceso es la nitrificación por lo que el volumen del reactor será:

$$\text{HRT} = \frac{V}{Q} \rightarrow V = Q \cdot \text{HRT} = 3.500 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,34 \text{ d} = 1.190 \text{ m}^3$$

Para calcular la cantidad total de oxígeno necesario se utilizará la ecuación 6.6. Previamente habrá que calcular la purga diaria de lodos ( $P_x$ ) con la ecuación 6.7.

$$P_x = \frac{V \cdot X}{\theta_c} = \frac{1.190 \text{ m}^3 \cdot 2.200 \text{ mg/L}}{9 \text{ d}} = 290.889 \text{ g/d} \approx 291 \text{ kg/d}$$

$$\text{OUR} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) = 1,46 \cdot Q \cdot (S_0 - S) \cdot 10^{-3} - 1,42 \cdot P_x + 4,57 \cdot Q \cdot (N_0 - N) \cdot 10^{-3} =$$

$$= 1,46 \cdot 3.500 \cdot (250 - 25) \cdot 10^{-3} - 1,42 \cdot 291 + 4,57 \cdot 3.500 \cdot (39 - 0,39) \cdot 10^{-3} = 1.362 \frac{\text{kg O}_2}{\text{d}}$$

### Ejercicio 6.2

Una depuradora con tratamiento biológico de nitrificación-desnitrificación combinado trata diariamente un caudal de 3.500 m<sup>3</sup>. Determine los tiempos de retención necesarios de la zona aerobia y de la zona anóxica del reactor, así como la fracción volúmica de la zona aerobia y la relación de recirculación. El tiempo de retención celular  $\theta_c$  es 9 días y la concentración de microorganismos es de 2.200 mg/L. La temperatura media anual del agua es de 15 °C.

*Datos:*

Características del agua: DBO<sub>5</sub> del agua que entra a la depuradora = 350 mg/L; NH<sub>4</sub><sup>+</sup> del agua a la salida del decantador primario: 26 mg/L como N.

Características del agua tras el proceso de nitrificación-desnitrificación: NH<sub>4</sub><sup>+</sup>: 1,8 mg/L como N, NO<sub>3</sub><sup>-</sup>: 4,5 mg/L como N.

Coefficiente de producción heterótrofa  $Y_h = 0,40$  mg SSV/mg DBO<sub>5</sub>.

Coefficiente de degradación endógena  $k_d$  (20 °C) = 0,05 d<sup>-1</sup>.

Fracción biodegradable inicial de los SSV:  $f'_{SSV} = 0,8$ .

Velocidad de desnitrificación ( $U_{DN}$ ): 0,042 mg NO<sub>3</sub>-N/mg SSV•d.

En primer lugar, se calcula la edad total del lodo ( $\theta'_c$ ) con la ecuación 6.9, suponiendo que la fracción de volumen de la zona aerobia es 0,75.

$$\theta'_c = \frac{\theta_c}{V_{aerobia}} = \frac{9 \text{ d}}{0,75} = 12 \text{ d}$$

Para poder calcular el tiempo de retención celular de la zona aerobia, será necesario conocer la fracción degradable de los SSVLM ( $f_{SSV}$ ), que se calcula con la ecuación 6.11.  $f_{SSV}$  suele oscilar entre 0,75 y 0,8 (en este caso, se tomará 0,8, según indica el enunciado del ejercicio), y el coeficiente de respiración endógena ( $k_d$ ) deberá corregirse para la temperatura de 15 °C).

Para lodos activos, un valor típico del coeficiente de actividad-temperatura es 1,04, por tanto:

$$k_{d,T} = k_{d,20} \cdot \theta^{(T-20)} = 0,05 \cdot (1,04)^{15-20} = 0,041 \text{ d}^{-1}$$

De esta forma:

$$f_b = \frac{f'_b}{1 + (1 - f'_b) \cdot k_d \cdot \theta'_c} = \frac{0,8}{1 + (1 - 0,8) \cdot 0,041 \cdot 12} = 0,728$$



El tiempo de retención en la zona aerobia se calcula con la ecuación 6.10. Se conocen todos los datos necesarios con excepción de  $S_0$ . Suponiendo que se reduce un 30% de  $\text{DBO}_5$  en el tratamiento primario,  $S_0 = (1-0,3) \cdot 350 = 245 \text{ mg/L}$ . El valor de  $S$  se tomará como  $0 \text{ mg/L}$ .

$$\theta_a = \frac{\theta'_c \cdot Y_h \cdot (S_0 - S)}{X_a \cdot [1 + k_d \cdot f_b \cdot \theta'_c]} = \frac{12 \cdot 0,5 \cdot (245 - 0)}{2.200 \cdot [1 + 0,041 \cdot 0,728 \cdot 12]} = 0,492 \text{ d} \approx 11,8 \text{ h}$$

El tiempo de retención anóxico para que se produzca la desnitrificación se determina con la ecuación 6.12.

$$\theta'_{\text{DN}} = \frac{N_{\text{desnitrificación}}}{U_{\text{DN}} \cdot X_A} = \frac{26 - 1,8 - 4,5}{0,042 \cdot 2.200} = 0,213 \text{ d} \approx 5,1 \text{ h}$$

En la zona anóxica, el tiempo de retención celular, suponiendo una fracción de volumen de la zona aerobia del 75%, se calcula con la ecuación 6.13.

$$\theta_{\text{DN}} = (1 - V_{\text{aerobia}}) \cdot \theta'_a = (1 - 0,75) \cdot 11,8 \approx 3 \text{ h}$$

De esta forma:

$$\theta_{\text{DN}} < \theta'_{\text{DN}}$$

Como este tiempo (3 h) es inferior al requerido para la desnitrificación en la zona anóxica, se debe modificar en el diseño inicial el volumen de la fase aerobia para dar tiempo a la desnitrificación:

$$\theta_{\text{DN}} = (1 - V'_{\text{aerobia}}) \cdot \theta'_a \rightarrow V'_{\text{aerobia}} = 1 - \frac{\theta_{\text{DN}}}{\theta'_a} = 1 - \frac{5,1}{11,8} = 0,57$$

Por tanto, el 58 % del reactor corresponderá a la fase aerobia. A continuación, se hacen los cálculos pertinentes con esta fracción de volumen y se comprueba que el tiempo de retención anóxico es correcto:

$$\theta'_c = \frac{9 \text{ d}}{0,58} = 15,5 \text{ d}$$

$$f_b = \frac{0,8}{1 + (1 - 0,8) \cdot 0,041 \cdot 15,5} = 0,710$$

$$\theta'_a = \frac{15,5 \cdot 0,5 \cdot (245 - 0)}{2.200 \cdot [1 + 0,041 \cdot 0,710 \cdot 15,5]} = 0,595 \text{ d} \approx 14,3 \text{ h}$$

$$\theta_{\text{DN}} = (1 - 0,58) \cdot 14,3 \approx 6,0 \text{ h}$$

$$\theta_{DN} > \theta'_{DN}$$

De esta forma, se cumple el requisito necesario.

Finalmente, se calcula la tasa de recirculación global con la ecuación 6.8:

$$R = \frac{(\text{NH}_4 - \text{N})_0 - (\text{NH}_4 - \text{N})_e}{(\text{NO}_3^- - \text{N})_e} - 1 = \frac{26 - 1,8}{4,5} = 4,4$$

### Ejercicio 6.3

Calcular la máxima tasa de crecimiento de las bacterias nitrificantes en un reactor de mezcla completa en el que se quiere conseguir una concentración de NTK en el efluente de 1,6 mg/L. Calcular la mínima edad del lodo requerida para que tenga lugar la nitrificación.

*Datos:* temperatura = 20 °C; pH = 6,5; oxígeno disuelto (OD) en el reactor: 2,6 mg/L;  $\mu_{\max}(20\text{ °C}) = 0,50\text{ d}^{-1}$ ;  $K_N = 0,5 - 1,0\text{ mg/L}$  (depende de la temperatura);  $K_O = 0,6\text{ mg/L}$ . En primer lugar, hay que calcular la tasa de crecimiento de las bacterias nitrificantes a partir de la tasa máxima de crecimiento, aplicando distintas correcciones en función de las condiciones ambientales a las que ocurre el proceso (concentración de amoníaco, pH, temperatura y concentración de oxígeno disuelto).

*Corrección por la concentración de amoníaco.* La concentración de amoníaco afecta a la tasa máxima de crecimiento de las bacterias nitrificantes. Este efecto puede evaluarse utilizando una expresión cinética tipo Monod donde  $K_N$  también dependerá de la temperatura. Primero se calcula el valor de  $K_N$  para 20 °C mediante la siguiente expresión:

$$K_N = 10^{0,051 \cdot T - 1,158} = 10^{0,051 \cdot 20 - 1,158} \approx 0,73\text{ mg/L}$$

Después, se calcula la tasa máxima de crecimiento:

$$\mu = \mu_m \cdot \left( \frac{\text{NH}_4^+}{K_N + \text{NH}_4^+} \right) = 0,5 \cdot \left( \frac{1,6}{0,73 + 1,6} \right) = 0,34\text{ d}^{-1}$$

Por tanto, el factor de corrección es  $0,34/0,5 = 0,68$  (reducción del 32%).

*Corrección por el pH.* La tasa máxima de nitrificación se produce entre valores de 7,2 y 8. Por debajo de 7,2 hay que corregir este parámetro utilizando la siguiente expresión:

$$\mu_{m,\text{pH}} = \mu_m \cdot [1 - 0,833 \cdot (7,2 - \text{pH})] = 0,5 \cdot [1 - 0,833 \cdot (7,2 - 6,5)] \approx 0,21\text{ d}^{-1}$$

Por tanto, el factor de corrección es  $0,21/0,5 = 0,42$  (reducción del 58%).

*Influencia de la temperatura.* La tasa conjunta de nitrificación decrece al disminuir la temperatura. La corrección con la temperatura se lleva a cabo con la siguiente expresión donde  $F_T$  es un factor corrector cuyo valor oscila entre 1,08-1,13 y cuyo valor típico es de 1,10.

$$\mu_{m,T} = \mu_{m,20^\circ\text{C}} \cdot (F_T)^{T-20} = 0,5 \cdot (1,1)^{20-20} = 0,50 \text{ d}^{-1}$$

En este caso, la tasa de crecimiento máxima no se ve afectada porque la temperatura es la estándar. Es decir, el factor de corrección es 1.

*Influencia del oxígeno disuelto.* El nivel de oxígeno disuelto afecta a la tasa específica de crecimiento de los organismos nitrificantes. El efecto se ha modelado con la siguiente relación:

$$\mu = \mu_m \cdot \left( \frac{\text{OD}}{K_0 + \text{OD}} \right) = 0,5 \cdot \left( \frac{2,6}{0,6 + 2,6} \right) \approx 0,41 \text{ d}^{-1}$$

El factor de corrección en este caso es  $0,41/0,5 = 0,82$  (reducción del 18%).

El efecto combinado de los factores ambientales considerados será:

$$0,68 \cdot 0,42 \cdot 1 \cdot 0,82 = 0,234$$

Por tanto, la tasa de crecimiento de la nitrificación bajo esas condiciones ambientales es sólo el 23,4% de la tasa máxima:

$$\mu = 0,234 \cdot \mu_m = 0,234 \cdot 0,5 \approx 0,12 \text{ d}^{-1}$$

Una vez conocida la tasa de crecimiento, se puede calcular la edad mínima del lodo para la nitrificación total:

$$\theta_c = \frac{1}{\mu_N} = \frac{1}{0,12} = 8,3 \text{ d}$$

Después, considerando un factor de seguridad de 1,5:

$$\theta_c = 8,3 \cdot 1,5 = 12,5 \text{ d}$$

### Ejercicio 6.4

Recalcular el volumen del reactor de un sistema de lodos activos para que sea posible eliminar biológicamente el 96 % del nitrógeno de un agua residual. El volumen del sistema convencional sin nitrificación es de 2.050 m<sup>3</sup> y la concentración de NTK a la entrada del reactor es de 40 mg/L. En el nuevo reactor, compartimentado en

zona anóxica y aerobia, tendrá lugar la oxidación de carbono, la nitrificación y la desnitrificación. La zona anóxica representa el 25% del volumen total y en ella se producirá la desnitrificación. Calcúlese:

- La edad mínima del lodo para que la nitrificación sea total.
- La velocidad de nitrificación.
- La cantidad de nitratos recirculados.
- La cantidad de nitratos reducidos en la zona anóxica.

*Datos:*  $Q = 9500 \text{ m}^3/\text{d}$ ; edad del lodo  $\theta_c = 6 \text{ d}$ ;  $SSVLM = 3.000 \text{ mg/L}$ ; OD en el reactor =  $2 \text{ mg/L}$ ; temperatura del agua =  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  $\text{pH} = 7,2$ ; recirculación del lodo: 100%; recirculación interna (de la zona aerobia a la anóxica): 300%; coeficientes cinéticos de nitrificación y desnitrificación:  $k_N = 0,8 \text{ mg NH}_4^+/\text{L}$  y  $k_O = 0,7 \text{ mg O}_2/\text{L}$ ;  $\mu_{\text{max}} = 0,5 \text{ d}^{-1}$ ;  $Y_N = 0,08 \text{ mg SSV/mg NH}_4^+$ ;  $U_{\text{DN}} = 0,8 \text{ kg NO}_3^-/\text{kg SSV}\cdot\text{d}$

Si la zona anóxica ocupa un 25% del volumen del reactor, la edad del lodo en la zona aerobia será un 75% de la edad del lodo total:

$$\theta_c \text{ aerobio} = 6 \cdot 0,75 = 4,5 \text{ d}$$

Como la velocidad de eliminación de la  $\text{DBO}_5$  en la zona anóxica es más lenta que en la aerobia y un 25% del volumen del reactor es zona anóxica, habrá que corregir el volumen total requerido multiplicando el volumen total del sistema convencional sin nitrificación por un factor de corrección.

$$V_{\text{total}} = V \cdot \frac{(F_{\text{anox}} + F_{\text{aero}})}{(0,7 \cdot F_{\text{anox}} + F_{\text{aero}})} = 2.050 \cdot \frac{(0,25 + 0,75)}{(0,7 \cdot 0,25 + 0,75)} = 2.050 \cdot 1,08 = 2.216 \text{ m}^3$$

Los volúmenes de la zona anóxica y aerobia serán entonces:

$$V_{\text{anóxico}} = 0,25 \cdot 2.216 = 554 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{aerobio}} = 0,75 \cdot 2.216 = 1.662 \text{ m}^3$$

La edad del lodo total y la del lodo aerobio corregida por la distinta velocidad de eliminación de materia carbonosa será:

$$\theta_c = 6 \cdot 1,08 = 6,5 \text{ d}$$

$$\theta_c \text{ aerobio} = 4,5 \cdot 1,08 = 4,9 \text{ d}$$

El tiempo de retención hidráulico total será:

$$\text{HRT} = \frac{V}{Q} = \frac{2.216 \text{ m}^3}{9.500 \text{ m}^3/\text{d}} = 0,233 \text{ d} = 5,6 \text{ h}$$

El tiempo de retención hidráulico para cada zona del reactor será:

$$t_{\text{zona anóxica}} = 0,25 \cdot 5,6 = 1,4 \text{ h}$$

$$t_{\text{zona aerobia}} = 0,75 \cdot 5,6 = 4,2 \text{ h}$$

a) La edad mínima del lodo para la nitrificación total, vendrá dada por:

$$\theta_c = \frac{1}{\mu_N}$$

Para calcular la tasa de crecimiento de las bacterias nitrificantes  $\mu_N$  habrá que tener en cuenta las condiciones ambientales reales que existen en el reactor (concentración de amonio, concentración de oxígeno disuelto, pH y temperatura) y corregir con ello la tasa máxima de crecimiento ( $\mu_{\text{max}}$ ), tal y como se hizo anteriormente en el ejercicio 6.3.

La concentración de amonio en el reactor será la deseada en el efluente:

$$\text{NH}_4^+ = 40 \cdot \frac{100 - \text{Elim. (\%)}}{100} = 40 \cdot \frac{100 - 96}{100} = 1,6 \text{ mg/L}$$

$$\mu = \mu_m \cdot \left( \frac{\text{NH}_4^+}{K_N + \text{NH}_4^+} \right) = 0,5 \cdot \left( \frac{1,6}{0,8 + 1,6} \right) = 0,33 \text{ d}^{-1}$$

El factor de corrección será  $0,33/0,5 = 0,66$  (34% de reducción).

Para el oxígeno disuelto:

$$\mu = \mu_m \cdot \left( \frac{\text{OD}}{K_O + \text{OD}} \right) = 0,5 \cdot \left( \frac{2}{0,7 + 2} \right) \approx 0,37 \text{ d}^{-1}$$

El factor de corrección es  $0,37/0,5 = 0,74$  (reducción del 26%).

La temperatura (20 °C) es la estándar y el pH (7,2) está dentro del intervalo en el que se produce la tasa máxima de nitrificación (7,2-8). Sólo si el pH es < 7,2, habría que hacer la corrección de este parámetro.

Por tanto, el factor de corrección combinado de los factores ambientales sería:

$$0,66 \cdot 0,74 = 0,488$$

La tasa de crecimiento de la nitrificación bajo esas condiciones ambientales es el 48,8% de la máxima:

$$\mu = 0,488 \cdot \mu_m = 0,488 \cdot 0,5 \approx 0,24 \text{ d}^{-1}$$

Finalmente, la edad mínima del lodo para la nitrificación total será:

$$\theta_c = \frac{1}{\mu_N} = \frac{1}{0,24} \approx 4,2 \text{ d}$$

b) Una vez asegurado que la edad del lodo es suficiente para que crezcan las bacterias nitrificantes, habrá que calcular la velocidad de nitrificación (velocidad en la que el amonio es convertido a nitratos en la zona aerobia). Ello dependerá de la masa de bacterias nitrificantes presente en la zona aerobia del reactor:

La velocidad de nitrificación puede expresarse:

$$\frac{\Delta \text{NTK}}{\Delta t} \left( \frac{\text{g}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}} \right) = f_N \cdot \frac{X_v \cdot \mu_N}{Y_N}$$

donde:  $f_N$ : fracción de bacterias nitrificantes;  $X_v$ : concentración de microorganismos ( $3.000 \text{ g/m}^3$ ).

La fracción de bacterias nitrificantes en los SSV ( $f_N$ ) puede estimarse mediante la relación entre la velocidad de crecimiento de las bacterias nitrificantes y la de la biomasa total:

$$f_N = \frac{P_{\text{XN}} \left( \text{g } X_N / \text{m}^3 \cdot \text{d} \right)}{P_{\text{XV}} \left( \text{g SSV} / \text{m}^3 \cdot \text{d} \right)}$$

El numerador puede calcularse teniendo en cuenta la diferencia entre el nitrógeno eliminado y el incorporado con el lodo en exceso (será el nitrógeno total oxidado) multiplicado por el coeficiente cinético correspondiente a la nitrificación:

$$P_{\text{XN}} = Y_N \cdot \left( \text{NTK}_{\text{eliminado}} - \text{NTK}_{\text{incorporado lodo en exceso}} \right) = Y_N \cdot \text{NTK}_{\text{oxidado}}$$

La fracción de NTK incorporada con el lodo en exceso es un 12% de la masa de SSV producidos por día ( $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$  molécula representativa de los microorganismos formados).

$$P_{\text{XN}} = Y_N \cdot \text{NTK}_{\text{oxidado}} = Y_N \cdot \left[ Q \cdot \left( \text{NTK}_0 - \text{NTK}_e \right) - 0,12 \cdot V \cdot \left( \Delta X_v / \Delta t \right) \right]$$

El NTK a eliminar:

$$Q \cdot \left( \text{NTK}_0 - \text{NTK}_e \right) = 9.500 \cdot \left( 40 - 1,6 \right) = 364.800 \text{ g/d}$$

El NTK incorporado en el lodo en exceso:

$$0,12 \cdot V \cdot \left( \frac{\Delta X_v}{\Delta t} \right) = 0,12 \cdot V \cdot \left( \frac{X_v}{\theta_c} \right) = 0,12 \cdot 1.662 \cdot \left( \frac{3.000}{4,5} \right) = 133.026 \text{ g/d}$$

El NTK disponible para ser oxidado:

$$\begin{aligned} P_{\text{XN}} &= Y_N \cdot \left( \text{NTK}_{\text{eliminado}} - \text{NTK}_{\text{incorporado lodo en exceso}} \right) \\ &= 0,08 \cdot \left( 364.800 - 133.026 \right) = 18.542 \text{ g } X_N / \text{d} \end{aligned}$$

La producción de SSV se calcula a partir de la producción de SSV/m<sup>3</sup>•d y el volumen del reactor:

$$\left(\frac{\Delta X_v}{\Delta t}\right) = \left(\frac{X_v}{\theta_c}\right) = \frac{3.000 \text{ mg/L}}{4,5 \text{ d}} = 667 \frac{\text{mg SSV}}{\text{L}\cdot\text{d}} = 667 \frac{\text{g SSV}}{\text{m}^3\cdot\text{d}}$$

$$P_{XV} = 667 \frac{\text{g SSV}}{\text{m}^3\cdot\text{d}} \cdot 1.662 \text{ m}^3 = 1.108.554 \frac{\text{g SSV}}{\text{d}}$$

Por tanto, la fracción de bacterias nitrificantes en el licor de mezcla se calculará como:

$$f_n = \frac{P_{XN}}{P_{XV}} = \frac{18.542 \text{ g } X_N/\text{d}}{1.108.554 \text{ g SSV}/\text{d}} = 0,017 \frac{\text{g } X_N}{\text{g } X_V}$$

Las bacterias nitrificantes representan, por tanto, el 1,7% de la biomasa total (expresada en SSV). De esta forma, ya puede calcularse la velocidad de nitrificación:

$$\frac{\Delta \text{NTK}}{\Delta t} = f_n \cdot \frac{X_v \cdot \mu_N}{Y_N} = 0,017 \cdot \frac{3.000 \cdot 0,25}{0,08} = 159 \frac{\text{g}}{\text{m}^3\cdot\text{d}}$$

La cantidad de NTK que puede ser oxidado viene dado por:

$$L_{\text{NTK}} = \frac{V_{\text{aerobio}}}{10^3} \cdot \frac{\Delta \text{NTK}}{\Delta t} = \frac{1,662}{10^3} \cdot 159 \approx 264 \frac{\text{kg NTK}}{\text{d}}$$

Este valor supera a la cantidad de NTK disponible para ser oxidado (232 kgNTK/d), por lo que será la cantidad de NTK que se oxidará en la zona aerobia del reactor.

En resumen:

- NTK en el afluente: 9.500 x 40= 380 kg/d.
- NTK a eliminar: 365 kg/d.
- NTK incorporado con el lodo en exceso: 133 kg/d.
- NTK disponible para ser oxidado: 232 kg/d.
- NTK en el efluente: 380-133-232=15kg/d.

De esta forma, se verifica la concentración de NTK en el efluente y, por tanto, la eliminación de nitrógeno requerida:

$$\text{NTK}_e = \frac{15 \cdot 1.000}{9.500} \approx 1,6 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \quad (\text{Eliminación del 96\%})$$

c) Para calcular la cantidad de nitratos recirculados:

- Recirculación del lodo = 1
- Recirculación interna = 3
- Recirculación total = 3+1=4

NO<sub>3</sub><sup>-</sup> producidos en la zona aerobia del reactor = NTK que puede ser oxidado = 232 kg/d.

$\text{NO}_3^-$  recirculados a la zona anóxica con el lodo:

$$232 \cdot \frac{R_{\text{lodo}}}{R_{\text{total}} + 1} = 232 \cdot \frac{1}{4 + 1} = 46,4 \text{ kg / d}$$

$\text{NO}_3^-$  recirculados a la zona anóxica por recirculación interna desde la zona aerobia:

$$232 \cdot \frac{R_{\text{interna}}}{R_{\text{total}} + 1} = 232 \cdot \frac{3}{4 + 1} = 139,2 \text{ kg / d}$$

$\text{NO}_3^-$  total recirculado:

$$46,4 \frac{\text{kg}}{\text{d}} + 139,2 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 185,6 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

d) Para calcular la cantidad de nitratos que pueden reducirse en la zona anóxica del reactor habrá que tener en cuenta la tasa de desnitrificación en la zona anóxica ( $U_{\text{DN}} = 0,08 \text{ kg NO}_3^-/\text{kg SSV} \cdot \text{d}$ , dato del problema) y la cantidad de nitratos recirculados calculada previamente:

$\text{NO}_3^-$  que puede ser reducido en la zona anóxica =  $U_{\text{DN}} \times \text{SSV}_{\text{anóxica}}$

$$\text{SSV}_{\text{anóxica}} = \frac{V_{\text{anóxica}} \cdot X_v}{1.000} = \frac{554 \text{ m}^3 \cdot 3000 \text{ g / m}^3}{1000 \text{ g / kg}} = 1662 \text{ kg SSV}$$

$$U_{\text{DN}} \cdot \text{SSV}_{\text{anóxica}} = 0,08 \frac{\text{kg NO}_3^-}{\text{kg SSV} \cdot \text{d}} \cdot 1.662 \text{ kg SSV} = 133 \text{ kg NO}_3^- / \text{d}$$

Este valor es menor que el total recirculado (185,6 kg/d), pero solamente podrán reducirse los 133 kg/d en las condiciones del reactor. Para incrementar este valor habría que aumentar el volumen de la zona anóxica o la concentración de SSVLM.

### Ejercicio 6.5

Con los datos del Ejercicio 6.4, calcule la cantidad de oxígeno necesario para la nitrificación.

Según la estequiometría de la reacción de nitrificación del amonio, la oxidación de  $1 \text{ mg NH}_4^+ - \text{N/L}$  consume  $4,57 \text{ mg O}_2/\text{L}$ . Por tanto, la cantidad de nitrógeno requerida para la nitrificación vendrá dada por:

$$\text{O}_2 \text{ consumido} = 4,57 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg NTK}} \cdot \text{NTK}_{\text{oxidado}} \left( \frac{\text{kg NTK}}{\text{d}} \right) = 4,57 \cdot 232 \approx 1.060 \frac{\text{kg O}_2}{\text{d}}$$



Por otro lado, en la desnitrificación se produce  $O_2$ . Esta cantidad de oxígeno estará disponible para la oxidación biológica de la materia orgánica en el licor de mezcla. La cantidad producida depende de la cantidad de nitratos reducidos (2,86 kg de  $O_2$  por cada kg  $NO_3^-$ ):

$$O_2 \text{ liberado} = 2,86 \frac{\text{kg } O_2}{\text{kg } NO_3^-} \cdot 133 \frac{\text{kg } NO_3^-}{\text{d}} \approx 380 \frac{\text{kg } O_2}{\text{d}}$$

Por tanto, los requerimientos netos de  $O_2$  para el proceso serán:

$$O_2 \text{ requerido} = 1.060 \frac{\text{kg } O_2}{\text{d}} - 380 \frac{\text{kg } O_2}{\text{d}} = 680 \frac{\text{kg } O_2}{\text{d}}$$

### Ejercicio 6.6

Tomando los datos del Ejercicio 6.4, calcular:

- El volumen del reactor si se incorporase en la cabecera del mismo una zona anaerobia para la eliminación de fósforo mediante un proceso  $A_2O$ .
- La fracción de P en los sólidos en suspensión totales.
- La cantidad de P eliminado con la purga de lodos.
- La concentración de P en el efluente.
- Rendimiento en la eliminación de P en el reactor biológico.

*Nota:* La concentración de P en el efluente del decantador primario es de 10 mg/L.

*Datos:* HRT recomendado zona anaerobia: 1,2 h; DQO/DBO<sub>5</sub> en el influente = 1,8;  $f_{rb}$  (fracción de DQO fácilmente biodegradable en el influente) = 0,25; coeficiente de respiración endógena  $k_d = 0,08 \text{ d}^{-1}$ ; edad del lodo  $q_c = 6,5 \text{ d}$ ; SSV/SS=0,8; Y: 0,8 mg SSV/mg DBO<sub>5</sub>;  $f_b$  (fracción biodegradable de los SSV) = 0,65;  $S_o$ : 240 mg/L; S = 5 mg/L;  $SS_{\text{efluente}}$ : 30 mg/L

a) En el Ejercicio 6.4 el volumen del reactor era de 2.216 m<sup>3</sup> y el tiempo de retención hidráulico (para la zona anóxica y la zona aerobia) de 5,6 h. Tomando el valor de 1,2 h de tiempo de retención hidráulico en la zona anaerobia (ver Cuadro 6.2), el tiempo total y el volumen de la zona anaerobia serán:

$$t_{\text{total}} = 5,6 + 1,2 = 6,8 \text{ h}$$

$$HRT = \frac{V}{Q} \rightarrow V = Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) \cdot HRT (\text{d}) = 9.500 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 1,2 \text{ h} \cdot \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} = 475 \text{ m}^3$$

b) Para calcular la fracción de P que pide el ejercicio hay que conocer en primer lugar la DQO en el influente.

$$\text{DQO} = \text{DBO}_5 \cdot \left( \frac{\text{DQO}}{\text{DBO}_5} \right) = 240 \cdot 1,8 = 432 \text{ mg/L}$$

La fracción másica de lodo anaerobio ( $f_{\text{an}}$ ) vendrá dada por la relación entre el volumen de la zona anaerobia y el volumen total, que será proporcional a la relación entre los tiempos de retención:

$$f_{\text{an}} = \frac{V_{\text{anaerobia}}}{V_{\text{total}}} = \frac{\text{HRT}_{\text{anaerobia}}}{\text{HRT}_{\text{total}}} = \frac{1,2}{6,8} = 0,176$$

Con estos datos y la fracción de DQO fácilmente biodegradable en el influente ( $f_{\text{rb}} = 0,25$ , fijado en el enunciado del ejercicio), ya puede calcularse la capacidad del sistema para la eliminación del fósforo representada por el factor  $P_f$  (ecuación 6.15).

$$P_f = (f_{\text{rb}} \cdot \text{DQO} - 25) \cdot f_{\text{an}} = (0,25 \cdot 432 - 25) \cdot 0,176 = 14,6$$

La fracción de fósforo en el lodo activo ( $\text{mgP}/\text{mg } X_a$ ) vendrá dada por la ecuación 6.16.

$$\frac{P}{X_a} = 0,35 - 0,29 \cdot e^{-0,242 \cdot P_f} = -0,35 - 0,29 \cdot e^{-0,242 \cdot 14,6} = 0,342 \frac{\text{mg P}}{\text{mg } X_a}$$

La fracción activa de sólidos en suspensión volátiles del licor de mezcla  $X_a/X_v$  viene dada por:

$$f_a = \frac{1}{1 + 0,2 \cdot k_d \cdot \theta_c} = \frac{1}{1 + 0,2 \cdot 0,08 \cdot 6,5} = 0,906 \frac{\text{mg } X_a}{\text{mg } X_v}$$

La fracción de P en los sólidos en suspensión volátiles se calcula como:

$$\frac{P}{X_v} = f_a \cdot \frac{P}{X_a} = 0,906 \cdot 0,342 = 0,31 \frac{\text{mg P}}{\text{mg SSV}}$$

Finalmente, la fracción de P presente en los sólidos en suspensión totales se calculará con la siguiente ecuación:

$$\frac{P}{X} = \left( \frac{\text{SSV}}{\text{SS}} \right) \cdot f_a \cdot \frac{P}{X_a} = 0,8 \cdot 0,906 \cdot 0,342 = 0,25 \frac{\text{mg P}}{\text{mg SS}}$$

Este sistema es capaz de producir un lodo que acumula más fósforo del normal representando un 25% de la masa de los SS.

En términos de diseño y en base a la experiencia se recomienda utilizar un máximo del 7% para  $P/X$ , valor habitual en depuradoras que eliminan fósforo. Por tanto, las relaciones  $P/X$  y  $P/X_v$  hay que corregirlas atendiendo a este valor.

$$\frac{P}{X} = 0,07 \frac{\text{mg P}}{\text{mg SS}}$$

$$\frac{P}{X_v} = \frac{\left(\frac{P}{X}\right)}{\left(\frac{SSV}{SS}\right)} = \frac{0,07}{0,8} = 0,0875 \frac{\text{mg P}}{\text{mg SSV}}$$

c) La concentración de P eliminado con el lodo en exceso se calcula teniendo en cuenta la cantidad de  $\text{DBO}_5$  eliminada ( $S_0 - S$ ) mediante la expresión:

$$P_{\text{eliminado}} = \frac{Y}{1 + f_b \cdot k_d \cdot \theta_c} \cdot \left(\frac{P}{X_v}\right) \cdot (S_0 - S)$$

Los dos primeros factores de la multiplicación permiten calcular la cantidad de P eliminado por unidad de  $\text{DBO}_5$  eliminada (mg P/mg  $\text{DBO}_5$ ). Sustituyendo:

$$P_{\text{eliminado}} = \frac{0,8}{1 + 0,65 \cdot 0,08 \cdot 6,5} \cdot 0,0875 \cdot (240 - 5) = 12,3 \text{ mg P/L}$$

d) La concentración de P en el efluente será la suma del P soluble y el insoluble presente en los SS:

$$P_{\text{soluble,efluente}} = P_{\text{influyente}} - P_{\text{eliminado}}$$

En este caso, se ha eliminado todo el P que entraba (10 mg/L).

$$P_{\text{insoluble}} = SS_{\text{efluente}} \cdot \left(\frac{P}{X}\right) = 30 \cdot 0,07 = 2,1 \text{ mg P/L}$$

$$P_{\text{total}} = P_{\text{soluble,efluente}} + P_{\text{insoluble}} = 0 + 2,1 = 2,1 \text{ mg P/L}$$

e) Rendimiento en la eliminación de P en el tratamiento biológico:

$$\text{Rto.} = \frac{P_{\text{influyente}} - P_{\text{efluente}}}{P_{\text{influyente}}} \cdot 100 = \frac{10 - 2,1}{10} \cdot 100 = 79\%$$

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### Ejercicio 6.7

Se dispone de un reactor de mezcla completa en el que se quiere conseguir una concentración de NTK en el efluente de 1,5 mg/L. Haciendo uso de una hoja de

cálculo tipo Excel evalúe la influencia de las diferentes condiciones ambientales sobre la máxima tasa de crecimiento de las bacterias nitrificantes. Determine en cada situación la mínima edad del lodo requerida para que tenga lugar la nitrificación.

*Datos de entrada:*

- Temperatura: 15, 20, 25 °C.
- pH: 6,2; 6,8; 7,0; 7,2.
- OD en el reactor: 2,0; 2,5 mg/L.

*Datos de diseño:*  $m_{\max}(20\text{ °C}) = 0,5\text{ d}^{-1}$ ;  $K_N = 0,5\text{-}1,0\text{ mg/L}$  (depende de la temperatura);  $K_O = 0,6\text{ mg/L}$ ;  $F_T = 1,10$ ; factor de seguridad = 1,5.

*Solución:*

Temperatura (°C)	pH	OD (mg/L)	$\theta_c$ (d)
10	7,2	2,5	11,1
15	7,2	2,5	7,6
20	7,2	2,5	5,5
25	7,2	2,5	4,3
10	7,2	2	11,6
15	7,2	2	8,0
20	7,2	2	5,8
25	7,2	2	4,5
20	6,2	2,5	32,5
20	6,8	2,5	8,3
20	7,0	2,5	6,6
20	7,2	2,5	5,5
20	6,2	2	34,1
20	6,8	2	8,7
20	7,0	2	6,9
20	7,2	2	5,8

### Ejercicio 6.8

Un proceso de lodos activos con nitrificación en una sola fase ha de ser diseñado para conseguir un efluente con una  $\text{DBO}_5$  inferior a 25 mg/L y un contenido en amonio por debajo de 1 mg/L. Si la relación F/M es de 0,40 kg  $\text{DBO}_5/\text{kg SSVLM}\cdot\text{d}$ . Calcule:

- Edad del lodo.
- Tasa de utilización de sustrato para la nitrificación.
- Tiempo de retención hidráulica.
- Volumen de reactor.
- Cantidad de oxígeno que se necesita diariamente con un factor de seguridad de 2,5.

*Datos:*  $Q=3200 \text{ m}^3/\text{día}$ ;  $\text{DBO}_5 \text{ influente}=250 \text{ mg/L}$ ;  $\text{NTK influente}=45 \text{ mg/L}$ ;  $X=3000 \text{ mg/L}$ ;  $\text{DBO}_5/\text{DBO}_u = 0,68$ ; coeficientes cinéticos para la eliminación de  $\text{DBO}_5$ :  $Y_b=0,5 \text{ mg SSV/mg DBO}_5$  y  $k_d=0,06 \text{ d}^{-1}$ ; coeficientes cinéticos para la eliminación de amonio:  $Y_N=0,2 \text{ mg SSV/mg NKT}$  y  $k_d=0,05 \text{ d}^{-1}$ .

*Solución:*

- Edad del lodo: 8,3 d.
- Tasa de utilización de sustrato para la nitrificación: 0,85 kg NTK eliminado/kg SSVLM $\cdot$ d.
- Tiempo de retención hidráulica: 6 h.
- Volumen de reactor: 800 m<sup>3</sup>.
- Cantidad de O<sub>2</sub> que se necesita diariamente, aplicando un factor de seguridad de 2,5: 3.229 kg/d.

### Ejercicio 6.9

Recalcular el volumen de un reactor biológico que funciona mediante un proceso convencional con nitrificación si se quiere incorporar un compartimento anaerobio ( $\text{TRH}_{\text{anaerobio}}=1,2 \text{ h}$ ) para convertirlo en un proceso A2O que permita la eliminación de nutrientes N y P. El volumen de la zona aerobia del sistema convencional con nitrificación es 3 veces mayor que el de la zona anóxica. El Q de diseño es de 0,12 m<sup>3</sup>/s y el TRH total de dicho sistema de 6 h.

*Solución:*

HRT total (nuevo reactor): 7,2 h.

Volumen de la zona anaerobia: 518,4 m<sup>3</sup> (HRT anaerobio: 1,2 h).

Volumen de la zona anóxica: 648 m<sup>3</sup> (HRT anóxico: 1,5 h).

Volumen de la zona aerobia: 1.944 m<sup>3</sup>.

## CUADROS Y DATOS DE REFERENCIA

**Cuadro 6.1:** Parámetros de diseño típicos para la desnitrificación. Fuente: M. L. Davis (2010)

Proceso	SRT, d	SSLM, mg/L	HRT, h			RAS (%)	Recirculación interna (%)
			Total	Anóxico	Aerobio		
Bardenpho (4 etapas)	10-20	3.000-4.000	8-20	1ª etapa 1-3 h	2ª etapa 4-12 h	50-100	200-400
				3ª etapa 2-4 h	4ª etapa 0,5-1 h		
Proceso modificado Ludzack-Ettinger (MLE)	7-20	3.000-4.000	5-15	1-3	4-12	50-100	100-200
Zanjas de oxidación ( <i>oxidation ditch</i> )	20-30	2.000-4.000	18-30	Variable	Variable	50-100	-
Reactores biológicos secuenciales (SBR)	10-30	3.000-5.000	20-30	Variable	Variable	-	-

SRT = tiempo de detención de sólidos; SSLM = sólidos en suspensión del licor mixto; HRT = tiempo hidráulico de residencia. RAS, recirculación de lodos activos (% del caudal de entrada); recirculación interna (% del caudal de entrada).

**Cuadro 6.2:** Parámetros de diseño típicos para la eliminación de fósforo. Fuente: M. L. Davis (2010)

Proceso	SRT zona aerobia, d	SSLM, mg/L	HRT, h			RAS (%)	Recirculación interna (%)
			Anaerobio	Anóxico	Aerobio		
A/O	2-5	3.000-4.000	0,5-1,5	-	1-3	25-100	-
A <sup>2</sup> /O	5-25	3.000-4.000	0,5-1,5	0,5-1	4-8	25-100	100-400
Bardenpho (5 etapas)	10-20	3.000-4.000	0,5-1,5	1 <sup>a</sup> : 1-3 h 2 <sup>a</sup> : 2-4 h	1 <sup>a</sup> : 4-12 h 2 <sup>a</sup> : 0,5-1 h	50-100	200-400
Reactores SBR	20-40	3.000-4.000	1,5-3	1-3	2-4	-	-
Univ. Cape Town (UCT)	10-25	3.000-4.000	1-2	2-4	4-12	80-100	200-400
Virginia Initiative Plant (VIP)	5-10	2.000-4.000	1-2	1-2	4-6	80-100	100-200

SRT = tiempo de detención de sólidos; SSLM = sólidos en suspensión del licor mixto; HRT = tiempo hidráulico de residencia. RAS, recirculación de lodos activos (% del caudal de entrada); recirculación interna (% del caudal de entrada). SBR = reactores biológicos secuenciales. *Nota:* con la excepción del proceso AO, el resto de procesos también eliminan nitrógeno en la zona anóxica.





# 7. Filtros percoladores aerobios

## INTRODUCCIÓN

### *Generalidades*

Los filtros percoladores son sistemas de tratamiento de aguas residuales que se usan de forma muy extendida en países en desarrollo, aunque no exclusivamente, debido a su simplicidad y bajos costes operacionales. Un filtro percolador consiste en un tanque relleno de un material de alta permeabilidad como piedras, astillas de madera, material plástico u otros, sobre el cuál se hace circular el agua de forma descendente. Esta percolación del agua sobre el relleno permite el crecimiento bacteriano sobre la superficie del mismo en forma de biopelícula, y es en esta biopelícula donde ocurre la degradación de la materia orgánica del agua residual.

Los filtros percoladores son habitualmente sistemas aerobios, donde el aire circula entre los espacios vacíos del relleno, de abajo a arriba, suministrando el oxígeno necesario para la respiración de los microorganismos. La ventilación normalmente es por convección natural, aunque también puede ser por convección forzada. Por su parte, el agua se alimenta desde la parte superior del filtro mediante distribuidores rotarios. Aunque el agua drena rápidamente a través del medio, la materia orgánica se absorbe en la biopelícula el tiempo suficiente para que ocurra su degradación.

### *Criterios de diseño y operación*

Los criterios de diseño y operación más importantes para filtros percoladores son la carga hidráulica y la carga orgánica volumétrica.

**La carga hidráulica** ( $L_h$  o HLR) se refiere al volumen de agua residual tratada en un día por unidad de área superficial de relleno (ecuación 7.1).

$$L_h = \frac{Q}{A} \quad [7.1]$$

donde:  $L_h$  = carga hidráulica ( $m^3/m^2 \cdot d$ );  $Q$  = caudal medio de entrada ( $m^3/d$ );  $A$  = área superficial del relleno ( $m^2$ ).

**La carga orgánica volumétrica** ( $L_v$  o OLR) se refiere a la cantidad de materia orgánica que entra diariamente al filtro percolador, por unidad de volumen del relleno (ecuación 7.2).

$$L_v = \frac{Q \cdot S_0}{V} \quad [7.2]$$

donde:  $L_v$  = carga orgánica volumétrica ( $kg\ DBO/m^3 \cdot d$ );  $Q$  = caudal medio de entrada ( $m^3/d$ );  $S_0$  = concentración inicial de DBO ( $kg\ DBO/m^3$ );  $V$  = volumen ocupado por el relleno ( $m^3$ ).

En los Cuadros 7.2-7.5 se recogen los intervalos más habituales de estos y otros parámetros de diseño y operación para diferentes tipos de filtros percoladores (baja carga, media carga, alta carga) y para diferentes caudales de tratamiento (caudal medio o caudal punta).

### Modelos de eliminación de DBO

Existe un buen número de modelos de eliminación de DBO en filtros percoladores, unos basados en correlaciones empíricas y otros son modelos fenomenológicos. A continuación se describen tres de los modelos más utilizados: el modelo NRC, de aplicación a filtros de piedras como relleno, y los modelos de Schulze y Eckenfelder, aplicables a filtros con rellenos plásticos.

**Modelo NRC.** Son ecuaciones empíricas desarrolladas a partir de datos de funcionamiento de filtros percoladores que utilizaban piedras como relleno en instalación militares. Permiten obtener la eficacia de eliminación de DBO a partir de la carga orgánica volumétrica, el volumen del medio filtrante y el porcentaje de recirculación.

Para un filtro percolador de única etapa o para la primera etapa de un filtro percolador de dos etapas la eficiencia de eliminación de DBO se calcula con la ecuación 7.3.

$$E = \frac{1}{1 + 0,4432 \cdot \sqrt{\left(\frac{W}{V \cdot F}\right)}} = \frac{1}{1 + 0,4432 \cdot \sqrt{\left(\frac{L_v}{F}\right)}} \quad [7.3]$$

Donde:  $E$  = eficacia en la eliminación de DBO (incluyendo recirculación y sedimentación secundaria) (expresada en tanto por 1);  $W$  = carga de  $DBO_5$  aplicada al lecho ( $kg/d$ );  $V$  = volumen del medio filtrante ( $m^3$ );  $F$  = factor de recirculación.

El factor de recirculación  $F$  representa el número promedio de pasos de la materia orgánica del influente en el filtro percolador y se calcula con la ecuación 7.4.

$$F = \frac{1 + Q_R / Q}{\left[1 + (1 - P) \cdot (Q_R / Q)\right]^2} \quad [7.4]$$

donde:  $Q_R/Q$  = razón de recirculación (caudal recirculado/caudal influente);  $P$  = factor de tratabilidad.

Haciendo la suposición habitual de que el factor de tratabilidad  $P = 0,9$ , y renombrando  $Q_R/Q = R$  (razón de recirculación), el factor de recirculación  $F$  puede calcularse mediante la ecuación 7.5.

$$F = \frac{1+R}{\left(1 + \frac{R}{10}\right)^2} \quad [7.5]$$

Las relaciones de recirculación ( $R$ ) más utilizadas varían entre 0 y 2. Cuando  $R$  es igual a 0 (que es el caso habitual cuando los filtros percoladores se colocan después de un reactor anaerobio UASB),  $F$  es igual a 1.

Si hubiera una segunda etapa, el rendimiento de eliminación de DBO no sólo depende de la carga orgánica volumétrica que le llega al segundo filtro percolador ( $L_{v,2}$  o  $W_2/V$ ), sino también de la eficacia de eliminación obtenida en el filtro percolador de la primera etapa ( $E_1$ ), expresada en porcentaje (ecuación 7.6).

$$E_2 = \frac{1}{1 + \frac{0,4432}{1-E_1/100} \cdot \sqrt{\left(\frac{W_2}{V \cdot F}\right)}} = \frac{1}{1 + \frac{0,4432}{1-E_1/100} \cdot \sqrt{\left(\frac{L_{v,2}}{F}\right)}} \quad [7.6]$$

Para corregir el efecto de la temperatura en la eficacia de eliminación de DBO, puede recurrirse a la ecuación 7.7, utilizando un valor de  $\theta$  igual a 1,035 (M. L. Davis, 2010).

$$E_T = E_{20^\circ C} \cdot \theta^{T-20} \quad [7.7]$$

*Modelo de Schulze.* Schulze propuso un modelo en el que el tiempo de contacto del agua residual con la materia biológica en el filtro es directamente proporcional a la profundidad del filtro e inversamente proporcional a la carga hidráulica. Este modelo lo combinó después con la ecuación de primer orden de Velz para la eliminación de DBO, obteniendo la ecuación 7.8.

$$\frac{S_e}{S_0} = \exp\left(\frac{K \cdot D}{\left(Q/A\right)^n}\right) \quad [7.8]$$

donde:  $S_e$  = DBO del efluente (mg/L);  $S_0$  = DBO del influente (mg/L);  $D$  = profundidad del filtro (m);  $Q$  = caudal de entrada ( $m^3/d$ );  $A$  = área superficial del filtro ( $m^2$ ).

$K$  y  $n$  son constantes empíricas.  $K$  tiene unidades de  $(m/d)^n/m$  y  $n$  es adimensional. Los valores de estas constantes determinados por Schulze (a 20 °C) son, respectivamente, 0,69  $(m/d)^n/m$  y 0,67, respectivamente. Para corregir el valor de  $K$  a otra temperatura se puede utilizar la ecuación 7.7, también con un valor de  $\theta$  de 1,035. Cuando se aplica la ecuación Schulze para filtros percoladores con rellenos plásticos, es co-

mún tomar un valor de  $n = 0,5$ , mientras que el valor de  $K$  se calcula a partir de datos experimentales obtenidos en planta piloto.

*Modelo de Eckenfelder.* Es uno de los más apropiados para calcular los rendimientos de eliminación en filtros percoladores con rellenos de materiales plásticos. Relaciona la eliminación de la DBO con la profundidad del lecho y con la carga orgánica volumétrica aplicada (ecuación 7.9).

$$\frac{S_e}{S_0} = e^{-K't} \quad [7.9]$$

donde  $S_e$  = DBO del efluente, mg/L;  $S_0$  = DBO del influente, mg/L;  $K'$  = tasa de eliminación (incluidos sólidos volátiles) ((mg/L)/h);  $t$  = tiempo de retención (h).

El tiempo de retención ( $t$ ) se puede calcular, a su vez, con la ecuación 7.10.

$$t = C \cdot \left( \frac{D}{L^n} \right) \quad [7.10]$$

donde  $C$  = constante dependiente del elemento constitutivo del lecho, normalmente 0,5;  $n$  = constante dependiente de la superficie específica;  $D$  = altura del lecho (en m);  $L$  = carga hidráulica (en  $m^3/h \cdot m^2$ ).

Combinando la ecuación 7.9 y 7.10, se obtiene la ecuación 7.11.

$$\frac{S_e}{S_0} = e^{-K' \cdot C \cdot \frac{D}{L^n}} = e^{-K \cdot \frac{D}{L^n}} \quad [7.11]$$

donde  $K$  es una constante dependiente de la biodegradabilidad del efluente.

En la literatura se pueden encontrar constantes de tratabilidad típicas para diferentes tipos de aguas. En el Cuadro 7.1, por ejemplo, se recogen las constantes de tratabilidad típicas para filtros percoladores de rellenos plásticos de 6 m de altura que operan a 20 °C.

Cuando se aplican estas constantes de tratabilidad para rellenos con profundidades diferentes a las que se calcularon, se recomienda corregirlas con expresiones como la ecuación 7.12.

$$K_2 = K_1 \cdot \left( \frac{D_1}{D_2} \right)^x \quad [7.12]$$

Donde:  $K_1$  = constante de tratabilidad para la profundidad del filtro  $D_1$ ;  $K_2$  = constante de tratabilidad para la profundidad del filtro  $D_2$ ;  $D_1$  = profundidad del primer filtro, en m;  $D_2$  = profundidad del segundo filtro, en m;  $x = 0,5$  para filtros verticales y con relleno de piedras, y 0,3 para filtros de materiales plásticos.

### *Modelos de eliminación simultánea de DBO y materia nitrogenada*

La oxidación conjunta de DBO y  $N-NH_4$  en filtros percoladores con relleno plástico puede caracterizarse por una velocidad de oxidación volumétrica (VOR) (ecuación 7.13):

$$\text{VOR} = \frac{Q \cdot [S_0 + 4,6 \cdot (\text{NO}_x)]}{V \cdot 10^3 (\text{g/kg})} \quad [7.13]$$

donde: VOR = velocidad de oxidación volumétrica,  $\text{kg/m}^3 \cdot \text{d}$ ;  $S_0$  = DBO del influente,  $\text{g/m}^3$ ;  $\text{NO}_x$  = cantidad de nitrógeno amoniacal oxidada,  $\text{g/m}^3$ ; Q = caudal de entrada,  $\text{m}^3/\text{d}$ ; V = volumen de relleno,  $\text{m}^3$ .

Por otra parte, hay otros estudios que demuestran que existe una relación lineal entre la velocidad de nitrificación específica  $R_n$  ( $\text{g/m}^2 \cdot \text{d}$ ) y la ratio BOD/NTK del influente cuando se eliminan de forma conjunta BOD y NTK. La correlación de la ecuación 7.14, por ejemplo, se obtuvo a partir de datos de operación a temperaturas entre 9 y 20 °C.

$$R_n = 0,82 \cdot \left( \frac{\text{DBO}}{\text{NTK}} \right)^{-0,44} \quad [7.14]$$

donde:  $R_n$  = velocidad de nitrificación, en  $\text{g N/m}^2 \cdot \text{d}$ ; DBO/NTK = ratio DBO / NTK del influente, expresada en g/g;

## EJERCICIOS RESUELTOS

### Ejercicio 7.1

Usando las ecuaciones NRC, determinar la  $\text{DBO}_5$  del efluente de un filtro percolador de una sola etapa con relleno de piedras y de baja carga, con un volumen total de relleno de  $1.500 \text{ m}^3$ , un caudal medio de  $2.000 \text{ m}^3/\text{d}$ , y un factor de recirculación de 2,5. La  $\text{DBO}_5$  del influente es  $150 \text{ mg/L}$  ( $0,15 \text{ kg/m}^3$ ).

La eficacia de un filtro percolador de una sola etapa según el modelo NRC se calcula con la ecuación 7.3, para lo cual es necesario determinar la carga orgánica volumétrica ( $L_v$ ) pues el factor de recirculación F es un dato del ejercicio ( $F=2,5$ ).

La carga orgánica volumétrica se calcula con la ecuación 7.2:

$$L_v = \frac{Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) \cdot S_0 \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}{V \left( \text{m}^3 \right)} = \frac{2.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,150 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1.500 \text{ m}^3} = 0,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

Aplicando la ecuación 7.3:

$$E = \frac{1}{1 + 0,4432 \cdot \sqrt{\left( \frac{W}{V \cdot F} \right)}} = \frac{1}{1 + 0,4432 \cdot \sqrt{\left( \frac{0,20}{2,5} \right)}} = 0,889 = 88,9\%$$

La concentración de  $\text{DBO}_5$  en el efluente es, por tanto:

$$S_e = (1-E) \cdot S_0 = (1-0,889) \cdot (150 \text{ mg/L}) = 16,6 \text{ mg/L}$$

### Ejercicio 7.2

Determinar la  $\text{DBO}_5$  del efluente de un filtro percolador de baja carga que tiene un diámetro de 30 m y una profundidad de 2,0 m si el caudal de entrada es  $2.000 \text{ m}^3/\text{d}$  y la  $\text{DBO}_5$  del influente es  $150 \text{ mg/L}$ . Utilice el modelo de Schulze, suponiendo que la constante de velocidad es  $K = 2,3 \text{ (m/d)}^{0,67}/\text{m}$  y  $n = 0,67$ .

En primer lugar, se calcula el área superficial del filtro:

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 = \frac{\pi}{4} \cdot (30)^2 = 707 \text{ m}^2$$

Después, se calcula la ratio  $Q/A$  o, lo que es lo mismo, la carga hidráulica  $L_h$ :

$$\frac{Q}{A} = L_h = \frac{2.000 \text{ m}^3/\text{d}}{707 \text{ m}^2} = 2,83 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

Con estos datos y el resto de datos del ejercicio,  $S_0 = 150 \text{ mg/L}$ ;  $D = 2 \text{ m}$ ;  $K = 2,3 \text{ (m/d)}^{0,67}/\text{m}$ ;  $n = 0,67$ , se puede aplicar la ecuación de Schulze (ecuación 7.8):

$$S_e = S_0 \cdot \exp\left(\frac{K \cdot D}{(Q/A)^n}\right) = 150 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \cdot \exp\left(\frac{-2,3 (2,0)}{2,83^{0,67}}\right) = 15,2 \text{ mg/L}$$

### Ejercicio 7.3

Diseñar un filtro percolador de alta carga que utiliza relleno de piedras para el post-tratamiento del efluente de un reactor UASB, teniendo en cuenta los siguientes datos:

- Caudal medio de entrada:  $Q_m = 3.000 \text{ m}^3/\text{d}$
- Caudal de entrada máximo diario:  $Q_{\text{max-d}} = 3.600 \text{ m}^3/\text{d}$
- Caudal de entrada máximo por hora:  $Q_{\text{max-h}} = 5.400 \text{ m}^3/\text{d}$
- $\text{DBO}$  media de entrada al filtro percolador:  $S_0 = 105 \text{ mg/L}$  ( $0,105 \text{ kg/m}^3$ )
- $\text{DBO}$  de salida del filtro de percolador:  $S_f < 30 \text{ mg/L}$  ( $<0,030 \text{ kg/m}^3$ ).

- Coeficiente de producción de lodos en el filtro percolador:  
 $Y = 0,75 \text{ kg SST/kg DBO}_{\text{elim}}$
- Concentración de lodos del sedimentador secundario:  $C = 1,0\%$ .
- Densidad del lodo:  $\rho = 1.020 \text{ kg SST/m}^3$ .

(a) Adopción de un valor de carga orgánica volumétrica

En primer lugar, hay que fijar la carga orgánica volumétrica a la que va a trabajar el filtro percolador. De acuerdo con la literatura, se recomienda que los filtros percoladores de alta carga basados en rellenos naturales, y que se sitúan a continuación de reactores anaerobios, se diseñen con un  $L_v$  comprendido entre  $0,5$  y  $1,0 \text{ kg DBO/m}^3 \cdot \text{d}$  (ver Cuadro 7.2). En este caso, se ha adoptado un valor intermedio de  $L_v = 0,85 \text{ kg DBO/m}^3 \cdot \text{d}$ .

(b) Cálculo del volumen de relleno:

A partir de la carga orgánica volumétrica, se puede calcular el volumen de relleno del filtro percolador:

$$L_v = \frac{Q \cdot S_0}{V} \Rightarrow V = \frac{Q \cdot S_0}{L_v} = \frac{3.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,105 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,85 \frac{\text{kg DBO}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}} = 371 \text{ m}^3$$

(c) Adopción de la altura y cálculo del área superficial del relleno:

Los filtros percoladores que usan rellenos naturales y que siguen a reactores anaerobios deben diseñarse con alturas de relleno de entre  $2$  y  $3 \text{ m}$  (ver Cuadro 7.2). En este caso, se adoptará una altura  $H = 2,0 \text{ m}$ . Con el volumen y la altura de relleno, se calcula el área superficial:

$$A = \frac{V}{H} = \frac{371 \text{ m}^3}{2,0 \text{ m}} = 186 \text{ m}^2$$

(d) Verificación de la carga hidráulica

En estas condiciones, la carga hidráulica ( $L_h$ ) en el filtro percolador es, para los diferentes caudales (caudal medio, caudal máximo diario y caudal máximo diario):

$$L_{h,1} = \frac{Q_{\text{med}}}{A} = \frac{3000 \text{ m}^3 / \text{d}}{186 \text{ m}^2} = 16,1 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

$$L_{h,2} = \frac{Q_{\text{max-d}}}{A} = \frac{3600 \text{ m}^3 / \text{d}}{186 \text{ m}^2} = 19,3 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

$$L_{h,3} = \frac{Q_{\max-h}}{A} = \frac{5400 \text{ m}^3/\text{d}}{186 \text{ m}^2} = 29,0 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

De acuerdo con el Cuadro 7.2, la carga hidráulica en este tipo de filtros debe estar comprendida en los siguientes intervalos: 15-18 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d para el caudal medio, 18-22 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d para el caudal máximo diario y 25-30 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d para el caudal máximo en una hora. De esta forma, se comprueba que los valores de cargas hidráulicas obtenidos están dentro de los intervalos recomendados.

(e) Cálculo del número de unidades y dimensiones de los filtros:

A partir del área superficial, se calcula el diámetro del filtro. Suponiendo que se van a utilizar dos filtros percoladores en paralelo, cada uno de ellos tendrá un área de 186 m<sup>2</sup>/2 = 93 m<sup>2</sup>, y su diámetro será:

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 \rightarrow D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 93 \text{ m}^2}{3,1416}} = 10,9 \text{ m}$$

(f) Cálculo de la eliminación de DBO y DBO del efluente:

La eficacia de la eliminación de DBO en el filtro se calculará con el modelo NRC (ecuación 7.3). Para los filtros percoladores que siguen a reactores UASB, la ratio de recirculación puede tomarse como cero, por lo que el factor de recirculación  $F = 0$ . De esta forma, y sabiendo que  $L_v = 0,85 \text{ kg DBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ , se obtiene que:

$$E = \frac{1}{1 + 0,4432 \cdot \sqrt{\frac{L_v}{F}}} = \frac{1}{1 + 0,4432 \cdot \sqrt{\frac{0,85}{1}}} = 0,710 = 71,0\%$$

Y, por tanto, la DBO del efluente sería:

$$S_e = S_0 \cdot \left(1 - \frac{E}{100}\right) = 105 \cdot \left(1 - \frac{71}{100}\right) = 30 \text{ mg/L}$$

Como puede observarse, la DBO del efluente está justo en el límite de las especificaciones del diseño, que marcaban que  $S_F$  debía ser menor de 30 mg/L.

(g) Estimación de la producción de lodos

La producción estimada de lodos en filtros percoladores puede estimarse a partir de la siguiente ecuación, siendo el coeficiente de producción de lodos ( $Y$ ) un dato del ejercicio:

$$P_{\text{lodos}} = Y \cdot \text{DBO}_{\text{elim}}$$

Para ello es necesario calcular previamente la DBO eliminada:

$$\text{DBO}_{\text{elim}} = Q_m \cdot (S_0 - S_F) = 3000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot (0,105 - 0,030) \frac{\text{kg DBO}}{\text{m}^3} = 225 \frac{\text{kg DBO}}{\text{d}}$$



De esta forma:

$$P_{\text{lodos}} = Y \cdot \text{DBO}_{\text{elim}} = 0,75 \frac{\text{kg SST}}{\text{kg DBO}_{\text{elim}}} \cdot 225 \frac{\text{kg DBO}_{\text{elim}}}{\text{d}} = 169 \frac{\text{kg SST}}{\text{d}}$$

El caudal de lodos se calcula a partir de la producción de lodos (calculada anteriormente), su densidad ( $1020 \text{ kg/m}^3$ ) y su concentración en sólido seco (1%). De esta forma:

$$Q_{\text{lodos}} = \frac{P_{\text{lodos}}}{\rho_{\text{lodos}} \cdot C_{\text{lodos}}} = \frac{169 \frac{\text{kg SST}}{\text{d}}}{1020 \frac{\text{kg lodo}}{\text{m}^3} \cdot 0,01 \frac{\text{kg SST}}{\text{kg lodo}}} = 17 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

(h) Diseño del tanque de sedimentación secundario

De acuerdo con el Cuadro 7.3, los sedimentadores secundarios de filtros percoladores deben diseñarse con cargas hidráulicas superficiales de entre  $16$  y  $32 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ . Si la DBO del efluente es  $< 20 \text{ mg/L}$  y ocurre nitrificación, la carga hidráulica debería reducirse a valores entre  $16$  y  $24 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ . Dado que en este caso la DBO está comprendida entre  $20$  y  $30 \text{ mg/L}$  y no ocurre nitrificación, se adoptará un valor intermedio dentro del intervalo recomendado, es decir  $L_h = 24 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ . De esta forma:

$$A = \frac{Q_m}{L_h} = \frac{3000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}}{24 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}} = 125 \text{ m}^2$$

Para un solo sedimentador secundario, el diámetro necesario se calcularía como:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 125 \text{ m}^2}{\pi}} = 12,6 \text{ m}$$

Profundidad utilizable:  $0,9$ - $3,0 \text{ m}$  (ver Cuadro 7.4).

(i) Verificación de la carga hidráulica del sedimentador al caudal máximo en una hora:

$$L_h = \frac{Q_{\text{max-h}}}{A} = \frac{5400 \text{ m}^3/\text{d}}{125 \text{ m}^2} = 43 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

De acuerdo con el Cuadro 7.3, la máxima carga hidráulica debe estar entre  $40$  y  $48 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ . El valor calculado está dentro del intervalo recomendado, por lo que el diseño se considera como satisfactorio.

**Ejercicio 7.4**

Determinar el tamaño requerido para un filtro percolador que utiliza piedras como relleno para cumplir con un nuevo límite de vertido de  $\text{DBO}_5$ , teniendo en cuenta los siguientes datos:  $S_0 = 150 \text{ mg/L DBO}_5$ ;  $S_F = 30 \text{ mg/L DBO}_5$ ;  $Q = 12.000 \text{ m}^3/\text{d}$ . Suponga una razón de recirculación igual a 1,5.

(a) Calcular la eficacia de eliminación requerida al filtro percolador para cumplir con la exigencia de  $30 \text{ mg/L}$  de  $\text{DBO}_5$  en el efluente final:

$$E = \frac{(S_0 - S_e)}{S_0} \cdot 100 = \frac{(150 - 30)}{150} \cdot 100 = 80\%$$

(b) Calcular el volumen de un filtro percolador para obtener una eliminación del 80% de  $\text{DBO}_5$  usando las ecuaciones NRC:

En primer lugar, se calcula el factor de recirculación para una razón de recirculación de 1,5 (ecuación 7.5):

$$F = \frac{1+R}{\left(1 + \frac{R}{10}\right)^2} \Rightarrow F = \frac{1+1,5}{\left(1 + \frac{1,5}{10}\right)^2} = 1,89$$

Después se calcula la carga de  $\text{DBO}$  aplicada al lecho ( $W$ ):

$$W = Q \cdot S_0 = 12.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,150 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1.800 \text{ kg/d}$$

A partir de la ecuación 7.3, se despeja el volumen de relleno necesario:

$$E = \frac{100}{1 + 0,4432 \cdot \sqrt{\left(\frac{W}{V \cdot F}\right)}} \Rightarrow V = \frac{W}{F} \cdot \left[ \frac{0,4432}{\frac{100}{E} - 1} \right]^2 = \frac{1.800}{1,89} \cdot \left[ \frac{0,4432}{\frac{100}{80} - 1} \right]^2 = 2.993 \text{ m}^3$$

(c) Calcular el diámetro y la profundidad requeridos:

Según el Cuadro 7.4, para rellenos de piedras, la carga hidráulica varía en los siguientes intervalos dependiendo del tipo de filtro:  $1,0\text{-}4,0 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  para los de baja carga,  $3,5\text{-}10 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  para los de carga intermedia y de  $10\text{-}40 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  para los de alta carga. Suponiendo una carga hidráulica de  $10 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ , el área superficial del filtro se obtiene como:

$$L_h = \frac{Q}{A} \Rightarrow A = \frac{Q}{L_h} = \frac{12.000 \text{ m}^3/\text{d}}{10 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 1.200 \text{ m}^2$$

Para una sección circular, y suponiendo cuatro filtros idénticos de área  $1.200/4 = 300 \text{ m}^2$ , el diámetro de cada filtro percolador sería:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 300 \text{ m}^2}{\pi}} = 19,5 \text{ m}$$

En estas condiciones, la profundidad del lecho es de 2,5 m, dentro de los valores típicos recomendados para este tipo de filtros percoladores (ver Cuadro 7.4):

$$V = A \cdot H \rightarrow H = \frac{V}{A} = \frac{2.993 \text{ m}^3/4}{1.200 \text{ m}^2/4} \approx 2,5 \text{ m}$$

(d) Verificación de la carga orgánica volumétrica en las condiciones de operación:

$$L_v = \frac{W}{V} = \frac{1.800 \text{ kg DBO}/\text{d}}{2.993 \text{ m}^3} = 0,60 \frac{\text{kg DBO}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

En el Cuadro 7.4, para rellenos de piedras y alta carga, el valor de  $L_v$  debe estar comprendida entre 0,5 y 1,0  $\text{kg DBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ , por lo que el diseño obtenido se considera satisfactorio.

### Ejercicio 7.5

Determine la eficacia de la primera y segunda etapa de un filtro percolador y la  $\text{DBO}_5$  de salida de cada uno de ellos en dos casos, cuando la carga orgánica volumétrica es de  $200 \text{ g DBO}_5/\text{m}^3 \cdot \text{d}$  y cuando es  $1.000 \text{ g DBO}_5/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ . Utilice las fórmulas NRC. La  $\text{DBO}_5$  de entrada al primer filtro percolador es de  $250 \text{ mg/L}$  y no hay recirculación. ¿Cuál sería el beneficio de incrementar la relación de recirculación  $R$  hasta 2 a la mayor carga orgánica volumétrica?

Tal y como se desprende del enunciado:  $S_0 = 250 \text{ mg/L}$

Razón de recirculación =  $R/Q = 0 \Rightarrow$  Factor de recirculación  $F=1$

Caso 1: carga orgánica volumétrica  $L_{v,1} = W_1/V = 200 \text{ g}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$  ( $0,200 \text{ kg}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ )

(a) En primer lugar se aplica la ecuación NRC para el caso del primer filtro percolador (ecuación 7.3):

$$E_1 = \frac{1}{1 + 0,4432 \cdot \sqrt{\left(\frac{L_{v,1}}{F}\right)}} = \frac{1}{1 + 0,4432 \cdot \sqrt{\left(\frac{0,200}{1}\right)}} = 0,834 = 83,4\%$$

$$S_1 = S_0 \cdot \left(1 - \frac{E}{100}\right) = 250 \cdot \left(1 - \frac{83,4}{100}\right) = 41,5 \text{ mg/L}$$

(b) Para el caso del segundo filtro percolador, hay que calcular primero la carga orgánica volumétrica a la que opera:

$$L_{v,2} = \frac{W_2}{V} = L_{v,1} \cdot \frac{(100 - E_1)}{100} = 0,200 \cdot \frac{100 - 83,4}{100} = 0,0332 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

Y después se calcula la eficacia para la 2ª etapa con la ecuación 7.6:

$$E_2 = \frac{1}{1 + \frac{0,4432}{1 - E_1/100} \cdot \sqrt{\left(\frac{L_{v,2}}{F}\right)}} = \frac{1}{1 + \frac{0,4432}{1 - 83,4/100} \cdot \sqrt{\left(\frac{0,0332}{1}\right)}} = 0,673 = 67,3\%$$

$$S_2 = S_1 \cdot \left(1 - \frac{E}{100}\right) = 41,5 \cdot \left(1 - \frac{67,3}{100}\right) = 13,6 \text{ mg/L}$$

Caso 2: carga orgánica volumétrica  $L_{v,1} = W_1/V = 1.000 \text{ g/m}^3 \cdot \text{d}$  ( $1 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ ).

(a) La eficacia del primer filtro percolador y la  $\text{DBO}_5$  de salida son:

$$E_1 = \frac{1}{1 + 0,4432 \cdot \sqrt{\left(\frac{L_{v,1}}{F}\right)}} = E_1 = \frac{1}{1 + 0,4432 \cdot \sqrt{\left(\frac{1}{1}\right)}} = 0,693 = 69,3\%$$

$$S_1 = S_0 \cdot \left(1 - \frac{E}{100}\right) = 250 \cdot \left(1 - \frac{69,3}{100}\right) = 76,7 \text{ mg/L}$$

(b) La carga orgánica volumétrica que llega al segundo filtro percolador se calcula como:

$$L_{v,2} = \frac{W_2}{V} = L_{v,1} \cdot \frac{(100 - E_1)}{100} = 1,00 \cdot \frac{100 - 69,3}{100} = 0,307 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

La eficacia y la  $\text{DBO}_5$  del efluente del segundo filtro sería:

$$E_2 = \frac{1}{1 + \frac{0,4432}{1 - E_1/100} \cdot \sqrt{\left(\frac{L_{v,2}}{F}\right)}} = \frac{1}{1 + \frac{0,4432}{1 - 69,3/100} \cdot \sqrt{\left(\frac{0,307}{1}\right)}} = 0,555 = 55,5\%$$

$$S_2 = S_1 \cdot \left(1 - \frac{E}{100}\right) = 76,7 \cdot \left(1 - \frac{55,5}{100}\right) = 34,1 \text{ mg/L}$$

Caso 3: carga orgánica volumétrica  $L_{v,1} = 1.000 \text{ g/m}^3 \cdot \text{d}$  ( $1 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ ). En este caso, la razón de recirculación  $R = 2$ .

El factor de recirculación  $F$  a partir del de la razón de recirculación, se calcula con la ecuación 7.5:

$$F = \frac{1 + R}{\left(1 + \frac{R}{10}\right)^2} \Rightarrow F = \frac{1 + 2}{\left(1 + \frac{2}{10}\right)^2} = 2,08$$

(a) La eficacia del primer filtro percolador se calcula como:

$$E_1 = \frac{1}{1 + 0,4432 \cdot \sqrt{\left(\frac{L_{v,1}}{F}\right)}} = \frac{1}{1 + 0,4432 \cdot \sqrt{\left(\frac{1}{2,08}\right)}} = 0,765 = 76,5\%$$

$$S_1 = S_0 \cdot \left(1 - \frac{E}{100}\right) = 250 \cdot \left(1 - \frac{76,5}{100}\right) = 58,7 \text{ mg/L}$$

(b) La carga orgánica volumétrica que entra al segundo filtro percolador es:

$$L_{v,2} = \frac{W_2}{V} = L_{v,1} \cdot \frac{(100 - E_1)}{100} = 1,00 \cdot \frac{100 - 76,5}{100} = 0,235 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

Finalmente, se calcula la eficacia en la eliminación de  $\text{DBO}_5$  del segundo filtro percolador:

$$E_2 = \frac{1}{1 + \frac{0,4432}{1 - E_1/100} \cdot \sqrt{\left(\frac{L_{v,2}}{F}\right)}} = \frac{1}{1 + \frac{0,4432}{1 - 76,5/100} \cdot \sqrt{\left(\frac{0,235}{2,08}\right)}} = 0,824 = 82,4\%$$

$$S_2 = S_1 \cdot \left(1 - \frac{E}{100}\right) = 58,7 \cdot \left(1 - \frac{82,4}{100}\right) = 10,3 \text{ mg/L}$$

Como puede observarse, la eliminación de  $\text{DBO}_5$  es mayor a bajas cargas orgánicas volumétricas y mayores razones de recirculación.

### Ejercicio 7.6

El efluente de un tratamiento primario (cuyas características se recogen a continuación) se trata en un filtro percolador que utiliza un relleno plástico que tiene 10 m de diámetro y una altura de relleno de 6,5 m. ¿Cuál es la carga volumétrica de  $\text{DBO}$  y  $\text{NTK}$  que entra al filtro? ¿Cuál es la eliminación aproximada de  $\text{DBO}$  a  $20^\circ\text{C}$ ? ¿Puede esperarse que ocurra la nitrificación?

*Datos de partida:* caudal:  $3.000 \text{ m}^3/\text{d}$ ,  $\text{DBO}$   $150 \text{ g}/\text{m}^3$ ,  $\text{SST}$   $90 \text{ g}/\text{m}^3$  y  $\text{NTK}$   $20 \text{ g}/\text{m}^3$ .

Utilizar la siguiente expresión para determinar la eficacia de eliminación de  $\text{DBO}$  en función de la carga volumétrica, facilitada por el suministrador del relleno:  $E(\%) = 80 \cdot L_v^{-0,14}$ , donde  $L_v$  se expresa en  $\text{kg DBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ .

(a) Cálculo del volumen de relleno:

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 = \frac{\pi}{4} \cdot 10^2 = 78,5 \text{ m}^2$$

$$V = A \cdot h = 78,5 \text{ m}^2 \cdot 6,5 \text{ m} = 510 \text{ m}^3$$

(b) Cálculo de la carga volumétrica de  $\text{DBO}$ :

$$L_v = \frac{W}{V} = \frac{Q \cdot S_0}{V} = \frac{3.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,150 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{510 \text{ m}^3} = 0,88 \frac{\text{kg DBO}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

(c) Cálculo de la carga volumétrica de  $\text{NTK}$ :

$$L_v = \frac{W}{V} = \frac{Q \cdot S_0}{V} = \frac{3.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{510 \text{ m}^3} = 0,118 \frac{\text{kg NTK}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

(d) Cálculo de la eficacia de eliminación de  $\text{DBO}$ :

De acuerdo con la información facilitada por el suministrador:

$$E = 80 \cdot L_v^{-0,14} = 80 \cdot (0,88)^{-0,14} = 81,4\%$$

(e) ¿Se espera que ocurra nitrificación?

La carga superficial específica de  $\text{NTK}$  estaría dentro de los valores recomendados. Suponiendo un área específica habitual para el relleno de aprox.  $125 \text{ m}^2/\text{m}^3$  de relleno, el

área específica del filtro percolador sería  $125 \cdot 510 = 63.750 \text{ m}^2$  y la carga superficial específica de NTK se calcularía sería:

$$\text{Carga TKN específica} = \frac{Q \cdot \text{TKN}_0}{A_{\text{específica}}} = \frac{3.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 20 \frac{\text{g}}{\text{m}^3}}{63.750 \text{ m}^2} = 0,94 \frac{\text{g NTK}}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

Este valor estaría comprendido entre los valores recomendados en los que puede ocurrir eliminación conjunta de DBO y nitrificación, es decir, entre  $0,2$  y  $1,0 \text{ g NTK/m}^2 \cdot \text{d}$  (Cuadro 7.5).

Sin embargo, de acuerdo con el Cuadro 7.5, la carga volumétrica de DBO es demasiado alta ( $0,88 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ ) para que ocurra simultáneamente la eliminación de DBO y la nitrificación. Para que esto ocurra, se recomienda trabajar con cargas orgánicas volumétricas comprendidas entre  $0,1$  y  $0,3 \text{ kg DBO/m}^3 \cdot \text{d}$ . Esto es debido a que a elevadas cargas orgánicas volumétricas, las bacterias heterotróficas desplazan a las bacterias nitrificantes de la superficie del relleno y, por tanto, controlan la población bacteriana de la biopelícula.

### Ejercicio 7.7

Determinar el volumen de relleno plástico necesario para eliminar un 90% del NTK en un filtro percolador con una profundidad de  $6,1 \text{ m}$  y con las características del agua residual recogidas a continuación. Calcule tanto la carga hidráulica como las cargas orgánicas de DBO y la tasa de oxidación volumétrica (VOR), basada tanto en el volumen de relleno como en el área superficial del mismo. Asuma que la superficie específica del relleno es de  $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Las características del agua son: caudal:  $100 \text{ L/s}$ , DBO  $160 \text{ g/m}^3$ , NTK  $25 \text{ g/m}^3$  y SST  $70 \text{ g/m}^3$ .

(a) Determinación de la eliminación de NTK específica:

La velocidad de nitrificación por área superficial de relleno puede calcularse a partir de la ecuación 7,12, para lo cual es necesario conocer la ratio DBO/NTK del influente =  $160 / 25 = 6,4$ . De esta forma:

$$R_n = 0,82 \cdot \left( \frac{\text{DBO}}{\text{NTK}} \right)^{-0,44} = 0,82 \cdot (6,4)^{-0,44} = 0,36 \frac{\text{g N}}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

(b) Determinación de los g/d de NTK que es necesario eliminar:

Para una eliminación del 90% de NTK (dato del problema):

$$\text{NTK elim.} \left( \frac{\text{g}}{\text{d}} \right) = Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) \cdot \text{NTK} \left( \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \right) \cdot \text{Eliminación} = 8.640 \cdot 25 \cdot 0,90 = 194.400 \text{ g/d}$$

donde:

$$Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) = 100 \frac{\text{L}}{\text{s}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1.000 \text{ L}} \cdot \frac{60 \cdot 60 \cdot 24 \text{ s}}{1 \text{ d}} = 8.640 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

(c) Determinación del área superficial de relleno necesaria:

$$\text{Área específica} \left( \text{m}^2 \right) = \frac{\text{Eliminación de NTK} \left( \text{g/d} \right)}{R_n \left( \text{g N/m}^2 \cdot \text{d} \right)} = \frac{194.400 \left( \text{g/d} \right)}{0,36 \left( \text{g N/m}^2 \cdot \text{d} \right)} = 540.000 \text{ m}^2$$

(d) Determinación del volumen de relleno necesario:

$$\text{Volumen de relleno} \left( \text{m}^3 \right) = \frac{\text{Área específica} \left( \text{m}^2 \right)}{\text{Área específica relleno} \left( \text{m}^2 / \text{m}^3 \right)} = \frac{540.000 \text{ m}^2}{100 \text{ m}^2 / \text{m}^3} = 5.400 \text{ m}^3$$

(e) Determinación de la carga hidráulica:

En primer lugar se calcula el área superficial:

$$\text{Área superficial} \left( \text{m}^2 \right) = \frac{\text{Volumen relleno} \left( \text{m}^3 \right)}{\text{Altura relleno} \left( \text{m} \right)} = \frac{5.400 \text{ m}^3}{6,1 \text{ m}} = 885 \text{ m}^2$$

Después, la carga hidráulica se calcula como:

$$L_h = \frac{\text{Caudal} \left( \text{m}^3 / \text{d} \right)}{\text{Área superficial} \left( \text{m}^2 \right)} = \frac{8.640 \text{ m}^3 / \text{d}}{885 \text{ m}^2} = 9,76 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

(f) Determinación de la carga orgánica volumétrica (basada en el volumen de relleno):

$$L_h = \frac{Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) \cdot S_0 \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}{\text{Volumen de relleno} \left( \text{m}^3 \right)} = \frac{8.640 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,160 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{5.400 \text{ m}^3} = 0,26 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

(g) Determinación de la carga orgánica superficial (basada en el área específica del relleno):

$$L_s = \frac{L_h \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}} \right)}{\text{Área específica} \left( \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3} \right)} = \frac{0,26 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}}{100 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}} = 0,0026 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 2,6 \frac{\text{g}}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$



(h) Determinación la velocidad o tasa de oxidación volumétrica (VOR):

La oxidación conjunta de DBO y N-NH<sub>4</sub> en filtros percoladores con relleno plástico puede caracterizarse mediante la tasa de oxidación volumétrica (VOR), cuyo cálculo se hace mediante la ecuación 7.12.

$$\text{VOR} = \frac{Q \cdot [S_0 + 4,6 \cdot (\text{NO}_x)]}{V \cdot 10^3 (\text{g/kg})} = \frac{8640 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \left[ 160 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} + 4,6 \cdot \left( 0,90 \cdot 25 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \right) \right]}{5.400 \text{ m}^3 \cdot 10^3 (\text{g/kg})} = 0,42 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### Ejercicio 7.8

Una depuradora urbana tiene una DBO de entrada al tratamiento primario de 285 g/m<sup>3</sup> y tras el que se sitúa un filtro percolador de dos etapas. Se requiere que el valor de DBO del efluente sea 250 g/m<sup>3</sup>. Si ambos filtros percoladores tienen una profundidad de 2 m y la razón de recirculación R es 2, determinar los diámetros requeridos para los filtros. Asuma las siguientes consideraciones del diseño: caudal = 7.570 m<sup>3</sup>/d; temperatura del agua residual = 20 °C; eliminación de DBO en el tratamiento primario de la planta = 30%; la eficacia del primer y segundo filtro percolador son iguales (E<sub>1</sub>=E<sub>2</sub>).

*Solución:* dado que el sedimentador primario tiene una eficacia de eliminación de DBO del 30%, la concentración de DBO a la entrada del primer filtro percolador es de 200 g/m<sup>3</sup>. Las dos etapas del filtro percolador deben ser capaces de reducir la DBO hasta 25 g/m<sup>3</sup> (eliminación global del 87,5%). Dado que la eficacia global = E<sub>1</sub> + (100 - E<sub>1</sub>) • E<sub>2</sub>, y que las eficacias en ambos filtros deben ser iguales, E<sub>1</sub> = E<sub>2</sub> = 64,6%. En el caso del primer filtro percolador, sería necesario un volumen de 863 m<sup>3</sup> y un diámetro de 23,4 m, mientras que en el segundo filtro sería necesario un volumen de 1.772 m<sup>3</sup> y un diámetro de 33,6 m.

*Comentario:* normalmente, para reducir los costes de construcción, los filtros percoladores se suelen hacer del mismo tamaño. Si se utilizaran dos filtros del mismo diámetro, las eficacias de eliminación serían diferentes en cada una de las dos etapas, pues la carga orgánica volumétrica a la que trabajarían sería diferente.

### Ejercicio 7.9

Determinar la  $\text{DBO}_5$  del efluente de un filtro percolador de dos etapas que se describe a continuación. La temperatura del agua residual es  $17^\circ\text{C}$ . Las ecuaciones NRC son aplicables a este caso.

Caudal de diseño =  $5.000\text{ m}^3/\text{d}$

$\text{DBO}_5$  de entrada (después del tratamiento primario):  $250\text{ mg/L}$

Diámetro de cada filtro =  $26\text{ m}$

Profundidad de cada filtro =  $2\text{ m}$

Caudal de recirculación para cada filtro =  $4.000\text{ m}^3/\text{d}$

*Solución:* en el primer filtro percolador se obtiene una eficacia  $E_1 = 65,0\%$  y el efluente tiene  $87,4\text{ mg/L DBO}_5$ . En el segundo filtro percolador se obtiene una  $E_2 = 54,5\%$  y el efluente final tiene  $39,8\text{ mg/L DBO}_5$ . La eliminación global conseguida por las dos etapas de filtros percoladores asciende, por tanto, al  $84,1\%$ . En la resolución de este ejercicio no hay que olvidar corregir el efecto de la temperatura en la eficacia de eliminación de  $\text{DBO}_5$  mediante la ecuación 7.7.

### Ejercicio 7.10

Determinar el diámetro de un medio filtrante de grava de una etapa para reducir la  $\text{DBO}_5$  del influente desde  $125\text{ mg/L}$  a  $25\text{ mg/L}$ . Utilice un caudal de entrada de  $10.000\text{ m}^3/\text{d}$ , una relación de recirculación de 12 y una altura de lecho de  $2\text{ m}$ . Asuma que se pueden utilizar las ecuaciones NRC y que la temperatura del agua residual es  $20^\circ\text{C}$ .

*Solución:*  $D = 30,5\text{ m}$

### Ejercicio 7.11

En el Ejercicio 7.3, la  $\text{DBO}$  de efluente está justo en el límite de las especificaciones, dado que se requiere una concentración  $<30\text{ mg/L}$ . ¿Cuál sería la máxima eliminación de  $\text{DBO}$  posible si el intervalo de cargas hidráulicas, como se ha comentado anteriormente, debe estar comprendido entre  $0,5$  y  $1\text{ kg DBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ ? ¿Cómo afectaría al volumen de relleno necesario?

*Solución:* para conseguir una mayor eliminación de DBO, es necesario bajar la carga orgánica volumétrica a la que trabaja el filtro, puesto que el término  $L_v$  se encuentra en el denominador de la ecuación NRC. Dentro del intervalo indicado en el enunciado del ejercicio, el  $L_v$  más pequeño al que se puede trabajar es 0,5 kg DBO/m<sup>3</sup>·d. A este valor, la eficacia de eliminación de DBO subiría desde el 71% (resultado obtenido en el ejercicio 7.3 para un  $L_v = 0,85$  kg DBO/m<sup>3</sup>·d) hasta aproximadamente un 76% y, la DBO final del efluente, disminuiría desde 30 mg/L hasta 25 mg/L. De esta forma, se cumpliría con mayor seguridad con el requisito marcado de concentración de DBO en el efluente (<30 ppm). Como consecuencia de la disminución de  $L_v$ , sin embargo, el volumen de relleno aumentaría de forma importante (más de un 40%), desde 371 m<sup>3</sup> (resolución ejercicio 7.3) hasta 630 m<sup>3</sup>.

## CUADROS Y DATOS DE REFERENCIA

**Cuadro 7.1:** Constantes de tratabilidad (K) típicas para filtros percoladores de 6 m de profundidad que utilizan rellenos plásticos (datos a 20 °C). Fuente: Metcalf & Eddy (1998)

Tipo de agua residual	Constante de tratabilidad, K (L/m <sup>2</sup> ·h <sup>0,5</sup> )
Urbanas	6,71-10,32
Urbanas y alimentarias	6,20-8,62
Envasado de frutas	2,05-5,16
Envasado de carnes	3,10-5,16
Fábricas de papel	2,06-4,13
Procesado de patatas	3,61-5,16
Refinerías	2,06-7,23

**Cuadro 7.2:** Criterios de diseño principales para filtros percoladores de alta carga utilizados para el post-tratamiento de efluentes de reactores anaerobios. Fuente: M. von Sperling (2007c)

Criterios de diseño	Intervalo de valores, función del caudal		
	Para caudal medio	Para caudal máximo diario	Para caudal máximo por hora
Tipo de relleno	Piedras	Piedras	Piedras
Profundidad del relleno (m)	2,0-3,0	2,0-3,0	2,0-3,0
Carga hidráulica (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> ·d)	15-18	18-22	25-30
Carga orgánica volumétrica (kg DBO/m <sup>3</sup> ·d)	0,5-1,0	0,5-1,0	0,5-1,0

**Cuadro 7.3:** Cargas hidráulicas superficiales para el diseño de tanques secundarios tras un filtro percolador. Fuente: M. von Sperling (2007c)

Nivel de tratamiento	Carga hidráulica superficial ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ )	
	Para caudal medio	Para caudal máximo
DBO = 20-30 mg/L sin nitrificación	16-32	40-48
DBO $\leq$ 20 mg/L con nitrificación	16-24	32-40

**Cuadro 7.4:** Características típicas de los diferentes tipos de filtros percoladores. Fuente: M. von Sperling (2007c)

Condiciones de operación	Baja carga	Carga intermedia	Alta carga	Súper alta carga	Filtros de desbaste
Tipo de relleno	Piedras	Piedras	Piedras	Plástico	Piedras/ Plástico
Carga hidráulica ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ )	1,0-4,0	3,5-10	10,0-40,0	12,0-70,0	45,0- 185,0
Carga orgánica volumétrica ( $\text{kg DBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ )	0,1-0,4	0,2-0,5	0,5-1,0	0,5-1,6	Hasta 8
Recirculación del efluente	Mínima	Ocasional	Siempre <sup>1</sup>	Siempre	Siempre
Pérdida de biopelícula	Intermitente	Variable	Continua	Continua	Continua
Profundidad (m)	1,8-2,5	1,8-2,5	0,9-3,0	3,0-12,0	0,9-6,0
Eliminación de DBO <sup>2</sup> (%)	80-85%	50-70%	65-80%	65-85%	40-65%
Nitrificación	Intensa	Parcial	Parcial	Limitada	Ausente

<sup>1</sup> La recirculación del efluente suele ser innecesaria si se tratan efluentes de salida de reactores anaerobios.

<sup>2</sup> Eliminaciones típicas de DBO para filtros percoladores que tratan los efluentes de tanques de sedimentación primarios. Las eliminaciones son menores si los filtros percoladores tratan efluentes de reactores anaerobios, aunque la eficacia global es probable que se mantenga similar.

**Cuadro 7.5:** Aplicaciones de los filtros percoladores, cargas, y calidad del efluente.  
Fuente: Metcalf & Eddy (2004)

Aplicación	Cargas		Calidad del efluente	
	Intervalo	Unidades	Intervalo	Unidades
Tratamiento secundario	0,3-1,0	kg DBO/m <sup>3</sup> •d	15-30 15-30	DBO, mg/L TSS, mg/L
Eliminación conjunta de DBO y nitrificación	0,1-0,3 0,2-1,0	kg DBO/m <sup>3</sup> •d g TKN/m <sup>2</sup> •d	<10 <3	DBO, mg/L N-NH <sub>4</sub> , mg/L
Nitrificación terciaria	0,5-2,5	g N-NH <sub>4</sub> /m <sup>2</sup> •d	0,5-3	N-NH <sub>4</sub> , mg/L
Eliminación parcial de DBO	1,5-4,0	kg DBO/m <sup>3</sup> •d	40-70	% DBO eliminada



## 8. Contactores biológicos rotativos

### INTRODUCCIÓN

Los procesos basados en contactores biológicos rotativos (RBC) o biodiscos están constituidos por una serie de discos (normalmente de 3 a 3,5 m de diámetro) muy próximos entre sí que se montan sobre un eje horizontal. Estos biodiscos giran a baja velocidad (unas 5 r.p.m.) y se van sumergiendo secuencial y parcialmente (aproximadamente un 40-50% de su área) en un depósito por donde circula el agua a tratar. Cuando el proceso se pone a punto, la biomasa se adhiere a los discos y crece hasta que toda la superficie de los mismos está cubierta con una capa de biopelícula de 1 a 3 mm de espesor. A medida que los discos giran, la superficie del soporte se expone primero al aire (oxigenación) y después se sumerge en agua con el que toma contacto con la materia orgánica a eliminar (alimentación) de forma que aporta oxígeno al agua residual que está en la etapa y mezcla el agua residual tratada con la parcialmente tratada (M. L. Davis, 2010).

Como el agua residual tratada fluye desde la parte inferior de los discos, se lleva los sólidos en suspensión consecuencia del crecimiento de la biomasa hasta la zona de sedimentación, para su eliminación. Este proceso permite obtener una calidad de efluente similar al de un proceso de lodos activos e incluso mejor. Instalando varios grupos de discos en serie es posible alcanzar incluso mayores grados de eliminación de DBO, incluyendo la conversión biológica de amoníaco a nitratos (M. L. Davis, 2010).

Teóricamente, todos los modelos de predicción de eficacia en filtros percoladores, excepto el modelo NRC, pueden utilizarse para el diseño de RBCs, a condición de que las constantes y coeficientes de los modelos empleados para el diseño hayan sido determinadas específicamente para estos casos (L. K. Wang *et al.*, 2009).

También existen modelos específicos para estimar el área superficial de un RBC basado en la eliminación de DBO, como el modelo de Opatken, que se obtuvo a partir de datos de plantas en operación con sistemas de varias etapas en serie. Este modelo

permite calcular la concentración de DBO tras cada una de las etapas, mediante la ecuación 8.1.

$$S_n = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0,00974 \cdot \left(\frac{A}{Q}\right) \cdot S_{n-1}}}{2 \cdot 0,00974 \cdot \left(\frac{A}{Q}\right)} \quad [8.1]$$

donde  $S_n$ : Concentración de  $\text{DBO}_5$  soluble en la etapa  $n$ , mg/L;  $A$ : área superficial de los discos en la etapa  $n$ ,  $\text{m}^2$ ;  $Q$ : caudal,  $\text{m}^3/\text{d}$ .

En el Cuadro 8.1 se recogen los valores típicos de diseño para contactores biológicos, en términos de carga hidráulica, carga orgánica, máxima carga orgánica en la primera etapa, etc.

## EJERCICIOS RESUELTOS

### Ejercicio 8.1

Determinar el número de etapas necesarias para la eliminación de  $\text{DBO}_5$  soluble en un contactor biológico rotativo de 60 mg/L a 20 mg/L. El caudal a tratar es de 20.000  $\text{m}^3/\text{d}$  y en cada etapa el área de los discos utilizados suma 20.000  $\text{m}^2$ .

Con el modelo Opatken (ecuación 8.1) se puede estimar la concentración de  $\text{DBO}_5$  en cada una de las etapas que componen un contactor biológico rotativo. Dado que el objetivo del ejercicio es determinar el número de etapas en serie necesarias para reducir la  $\text{DBO}_5$  de 60 a 20 mg/L, habrá que aplicar la ecuación de Opatken de forma consecutiva hasta obtener el valor de  $\text{DBO}_5$  deseado.

En todas las etapas se mantiene la ratio  $A/Q = 20.000 \text{ m}^2 / 20.000 \text{ m}^3/\text{d} = 1,0 \text{ d/m}$ .

Etapla 1:

$$S_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0,00974 \cdot (1) \cdot 60}}{2 \cdot 0,00974 \cdot (1)} = 42,4 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{ DBO}_5$$

Etapla 2:

$$S_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0,00974 \cdot (1) \cdot 42,4}}{2 \cdot 0,00974 \cdot (1)} = 32,3 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{ DBO}_5$$

Etapla 3:

$$S_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0,00974 \cdot (1) \cdot 32,3}}{2 \cdot 0,00974 \cdot (1)} = 25,8 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{ DBO}_5$$



Etapas 4:

$$S_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0,00974 \cdot (1) \cdot 25,8}}{2 \cdot 0,00974 \cdot (1)} = 21,4 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{ DBO}_5$$

Etapas 5:

$$S_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0,00974 \cdot (1) \cdot 21,4}}{2 \cdot 0,00974 \cdot (1)} = 18,1 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{ DBO}_5$$

De esta forma, se necesitarían 5 etapas en serie con 20.000 m<sup>2</sup> de área superficial cada una (100.000 m<sup>2</sup> de área total), para conseguir reducir el valor de DBO<sub>5</sub> soluble desde 60 mg/L hasta 18,1 mg/L.

### Ejercicio 8.2

Los datos de diseño y de operación de un contactor biológico rotativo se recogen a continuación:

- Sistema RBC de 4 etapas.
- Área superficial efectiva (cada etapa) = 4.000 m<sup>2</sup>.
- Concentración de DBO<sub>5</sub> soluble en el influente = 125 mg/L.
- Concentración de DBO<sub>5</sub> soluble en el efluente = 25 mg/L.
- Caudal de agua residual a tratar = 2.000 m<sup>3</sup>/d.

Determinar y discutir:

(a) La carga hidráulica para el sistema existente.

(b) La eficacia de eliminación de DBO<sub>5</sub> del sistema en operación comparada con la eliminación teórica de DBO<sub>5</sub> calculada con el modelo de Opatken.

(a) La carga hidráulica se calcula como:

$$\text{Carga hidráulica} = \frac{\text{Caudal}}{(\text{n}^\circ \text{ etapas}) \cdot \left( \frac{\text{área}}{\text{etapa}} \right)} = \frac{2.000 \text{ m}^3/\text{d}}{4 \cdot (4.000 \text{ m}^2)} = 0,25 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

Esta carga hidráulica es superior a la recomendada para la eliminación de DBO con estos sistemas, que está en el intervalo de 0,08-0,16 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d (Cuadro 8.1).

(b) La eliminación de DBO<sub>5</sub> del sistema es:

$$\text{Eliminación DBO} = \frac{\text{DBO}_{\text{influyente}} - \text{DBO}_{\text{efluente}}}{\text{DBO}_{\text{influyente}}} \cdot 100 = \frac{125 - 25 \text{ mg/L}}{125 \text{ mg/L}} \cdot 100 = 80\%$$

La eficacia de eliminación teórica, obtenida con el modelo de Opatken, se calcula a partir de la ecuación 8.1, aplicándose sucesivamente a cada una de las cuatro etapas en serie que constituyen el tratamiento. El caudal de agua a tratar es 2.000 m<sup>3</sup>/d y cada etapa tiene un área superficial de 4.000 m<sup>2</sup>. Por tanto, la relación A/Q = 4.000 m<sup>2</sup>/ 2.000 m<sup>3</sup>/d = 2 d/m para cada una de las cuatro etapas. A continuación se calcula la DBO de salida de cada una de las etapas:

Etapla 1:

$$S_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0,00974 \cdot (2) \cdot 125}}{2 \cdot 0,00974 \cdot (2)} = 58,4 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{ DBO}_5$$

Etapla 2:

$$S_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0,00974 \cdot (2) \cdot 58,4}}{2 \cdot 0,00974 \cdot (2)} = 34,8 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{ DBO}_5$$

Etapla 3:

$$S_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0,00974 \cdot (2) \cdot 34,8}}{2 \cdot 0,00974 \cdot (2)} = 23,8 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{ DBO}_5$$

Etapla 4:

$$S_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0,00974 \cdot (2) \cdot 23,8}}{2 \cdot 0,00974 \cdot (2)} = 17,7 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{ DBO}_5$$

La eliminación de DBO obtenida aplicando el método Opatken es ligeramente superior a la obtenida en condiciones de operación, 85,8% frente a un 80%, posiblemente debido a que la carga hidráulica a la que opera es superior a la recomendada. Si la unidad operara en los intervalos habituales de carga hidráulica, posiblemente serían suficientes tres etapas de 4.000 m<sup>2</sup> para alcanzar los 25 mg/L de DBO<sub>5</sub> soluble requeridos para cumplir con las especificaciones de vertido.

### Ejercicio 8.3

Diseñar un sistema de tratamiento de RBC en etapas con las siguientes condiciones. Caudal a tratar: 3.500 m<sup>3</sup>/d, DBO<sub>5</sub> soluble del influente: 100 mg/L, DBO<sub>5</sub> soluble del efluente: 15 mg/L.

El procedimiento habitual para llevar a cabo el diseño de estos equipos propuesto en Metcalf & Eddy (2004) es el que se va a aplicar en la resolución de este ejercicio:

1. Determinar las concentraciones de DBO soluble del influente y del efluente y el caudal de agua residual.
2. Determinar el área de discos para la primera etapa, basada en una carga orgánica volumétrica máxima de 12-15 g DBO soluble/m<sup>3</sup>.d.
3. Determinar el número de ejes de RBC, utilizando una densidad estándar de discos de 9.300 m<sup>2</sup>/eje.
4. Seleccionar el número de trenes para el diseño, el flujo por tren, el número de etapas, y el área de discos/eje en cada etapa. Para las etapas con menor carga, puede utilizarse una densidad de discos superior.
5. Basándose en las suposiciones adoptadas en el paso 4, calcular la concentración de DBO soluble en cada etapa. Determinar si la concentración de DBO soluble en el efluente cumple con los requisitos. Si no, modificar el número de etapas, el número de ejes por etapa, y/o el área de discos por etapa. Si se consigue la concentración de DBO soluble requerida en el efluente, evaluar diferentes alternativas para una mayor optimización del diseño.
6. Diseñar el clarificador secundario (si es aplicable).

*1) Determinar las concentraciones de sDBO del influente y del efluente y el caudal de agua residual.*

Son datos del ejercicio. Las concentraciones de DBO<sub>5</sub> soluble del influente y del efluente son 100 mg/L y 15 mg/L, respectivamente.

*2) Determinar el área de discos para la primera etapa, basada en un máximo de 12-15 g sDBO/m<sup>3</sup>.d.*

La carga orgánica volumétrica en la primera etapa debe estar comprendida entre 12 y 15 g DBO<sub>5</sub> soluble/m<sup>2</sup>.d. En este caso, se decide adoptar una carga orgánica en la primera etapa de 14 g DBO<sub>5</sub> soluble/m<sup>2</sup>.d.

La carga de DBO<sub>5</sub> soluble diaria es:

$$\text{DBO}_5 = (100 \text{ g/m}^3) \cdot (3.500 \text{ m}^3 / \text{d}) = 350.000 \text{ g/d}$$

El área superficial de discos requerida para esta primera etapa se calcula como:

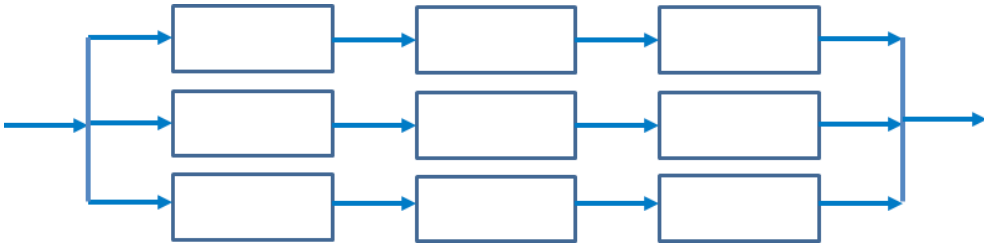
$$\text{Área de discos (m}^2\text{)} = \frac{350.000 \text{ g/d}}{14 \text{ g/m}^2 \cdot \text{d}} = 25.000 \text{ m}^2$$

*3) Determinar el número de ejes de RBC, utilizando una densidad estándar de discos de 9.300 m<sup>2</sup>/eje.*

$$\text{Número de ejes} = \frac{25.000 \text{ m}^2}{9.300 \text{ m}^2 / \text{eje}} = 2,69 \approx 3$$

4) Seleccionar el número de trenes para el diseño, el caudal por tren, el número de etapas, y el área de discos/eje en cada etapa.

Primera suposición: 3 trenes con 3 etapas/tren (ver esquema):



El caudal por tren se calcula como:

$$\text{Caudal} = \frac{3.500 \text{ m}^3 / \text{d}}{3} = 1.166,7 \text{ m}^3 / \text{d}$$

5) Basado en las suposiciones adoptadas en el paso 4, se calcula la concentración de DBO soluble tras cada etapa utilizando el modelo de Opatken y se determina si la concentración de DBO soluble en el efluente cumple con los requisitos prefijados.

Etapla 1:

$S_0 = 100 \text{ mg/L}$  ( $100 \text{ g/m}^3$ ) y  $A/Q = 9.300 \text{ m}^2 / 1.166,7 \text{ m}^3/\text{d} = 7,97 \text{ d/m}$

$$S_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0,00974 \cdot (7,97) \cdot 100}}{2 \cdot 0,00974 \cdot (7,97)} = 30,0 \text{ mg/L}$$

Se vuelve a repetir el cálculo de la misma forma que en la Etapa 1 para las siguientes etapas y se obtienen los siguientes resultados:

$S_2 = 14,2 \text{ mg/L}$

$S_3 = 8,6 \text{ mg/L}$

Dado que el objetivo es una concentración de  $10 \text{ mg/L}$  para  $S_3$ , el diseño propuesto es satisfactorio.

Después, se determina la carga orgánica (en la primera etapa y la total) y la carga hidráulica (total), para comprobar que dichos valores se encuentran dentro de los recomendados para este tipo de sistemas.

Carga orgánica soluble en la 1ª etapa:

$$L_{\text{org}} = \frac{\left(3.500 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}\right) \cdot \left(100 \frac{\text{g sDBO}_5}{\text{m}^3}\right)}{(3) \cdot (9.300 \text{ m}^2)} = 12,5 \frac{\text{g sDBO}_5}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

Este valor es ligeramente inferior al fijado inicialmente ( $14 \text{ g DBO}_5/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ ), dado que el número de ejes necesario se redondeó al entero más próximo.

Carga orgánica soluble total:

$$L_{\text{org}} = \frac{\left(3.500 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}\right) \cdot \left(100 \frac{\text{g DBO}_5}{\text{m}^3}\right)}{(3) \cdot \left(3 \frac{\text{discos}}{\text{etapa}}\right) \cdot \left(9.300 \frac{\text{m}^2}{\text{disco}}\right)} = 4,2 \frac{\text{g DBO}_5}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

Carga hidráulica:

$$\text{Carga hidráulica} = \frac{\left(3.500 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}\right)}{(3) \cdot \left(3 \frac{\text{discos}}{\text{etapa}}\right) \cdot \left(9.300 \frac{\text{m}^2}{\text{disco}}\right)} = 0,042 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

Si comparamos estos valores con los recomendados (Cuadro 8.1), se obtienen las siguientes conclusiones. La carga hidráulica podría aumentarse puesto que los valores recomendados son superiores (de  $0,08$  a  $0,16 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ ). La carga orgánica soluble total y la carga orgánica máxima en la primera etapa están dentro de los valores recomendados (entre  $4$  y  $10 \text{ g sDBO}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  para la carga orgánica soluble, y entre  $12$  y  $15 \text{ g sDBO}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  para la máxima carga orgánica soluble en la primera etapa). No obstante, estos valores están muy cerca del límite inferior del intervalo, por lo que podrían aumentarse ligeramente, sobre todo si se tiene en cuenta que la carga hidráulica a la que trabaja el sistema está también por debajo del intervalo recomendado.

#### Ejercicio 8.4

Diseñar un contactor biológico rotativo para la eliminación de DBO bajo las siguientes condiciones medias:

Caudal:  $20.000 \text{ m}^3/\text{d}$ .

$\text{DBO}_5$  soluble de la corriente de entrada:  $125 \text{ mg/L}$ .

$\text{DBO}_5$  soluble máxima en el efluente:  $20 \text{ mg/L}$ .

Área de los discos:  $8.750 \text{ m}^2/\text{eje}$ .

Permitir un 10% de área superficial extra debido a que la operación es a  $10^\circ\text{C}$  y otro 25% de área superficial extra como factor de seguridad.

## 1) Cálculo del área superficial necesaria:

El área superficial necesaria se calcula fijando una carga orgánica volumétrica. De acuerdo con el Cuadro 8.1, la carga orgánica volumétrica en sistemas RBC oscila entre 4 y 10 g sDBO/m<sup>2</sup>·d. En este caso, se supondrá un valor intermedio de 8 g sDBO/m<sup>2</sup>·d.

Teniendo en cuenta que la concentración de DBO<sub>5</sub> es 125 mg/L = 125 g/m<sup>3</sup>:

$$\text{DBO}_5 \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) = 20.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 125 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} = 2.500.000 \text{ g/d}$$

$$\text{Área total} \left( \text{m}^2 \right) = \frac{2.500.000 \frac{\text{g DBO}_5}{\text{d}}}{8 \frac{\text{g DBO}_5}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}} = 312.500 \text{ m}^2$$

Si se tienen ahora en cuenta los coeficientes de seguridad indicados, el área total será:

$$\text{Área total} \left( \text{m}^2 \right) = \left( 312.500 \text{ m}^2 \right) \cdot (1,1) \cdot (1,25) = 429.688 \text{ m}^2$$

2) Determinación del número de ejes de discos de 8.750 m<sup>2</sup> que son necesarios:

$$\text{N}^\circ \text{ de discos} = \frac{429.688 \text{ m}^2}{8.750 \text{ m}^2} = 49,1 \approx 49$$

De esta forma, se podrían seleccionar, por ejemplo, siete trenes RBC (en paralelo) con siete ejes por tren.

## 3) Determinación del área requerida en la primera etapa:

Para ello hay que fijar la máxima carga orgánica admisible en la primera etapa. De acuerdo con el Cuadro 8.1, este valor está comprendido entre 12 y 15 g DBO soluble/m<sup>2</sup>·d. Suponiendo un valor de 14 g DBO soluble/m<sup>2</sup>·d (0,014 kg DBO soluble/m<sup>2</sup>·d), el área de la primera etapa se calcula como:

$$\text{Área primera etapa} \left( \text{m}^2 \right) = \left( 2.500 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{d}} \right) / \left( 0,014 \frac{\text{kg DBO}_5}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} \right) = 178.571 \text{ m}^2 \approx 21 \text{ discos}$$

Si se destinan los primeros tres ejes de cada uno de los 7 ejes que va a tener cada tren, se utilizarían 7·3 = 21 ejes para la primera etapa (21·8750 = 183.750 m<sup>2</sup>).

Consecuentemente, la carga efectiva que le llega a la primera etapa está dentro de los intervalos recomendados para esta aplicación:

$$\text{Carga orgánica 1ª etapa} = \left( 2.500.000 \frac{\text{g DBO}_5}{\text{d}} \right) / \left( 183.750 \text{ m}^2 \right) = 13,6 \frac{\text{g DBO}_5}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

Con el área de la primera etapa, se puede estimar la eficacia de eliminación de  $\text{DBO}_5$  con el modelo de Opatken:

$$S_0 = 125 \text{ mg/L (125 g/m}^3\text{) y } A/Q = 183.750 \text{ m}^2 / 20.000 \text{ m}^3/\text{d} = 9,19 \text{ d/m.}$$

$$S_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0,00974 \cdot (9,19) \cdot 100}}{2 \cdot 0,00974 \cdot (9,19)} = 32,2 \text{ mg/L}$$

4) Determinación del área requerida en la segunda etapa:

Dado que el valor de  $s\text{DBO}_5$  está muy cerca del valor requerido, es posible que el resto de 5 ejes de cada tren se puedan destinar a la 2ª etapa y no haya etapas adicionales. Lo cual sería razonable de acuerdo con las recomendaciones del Cuadro 8.3, donde se recomienda un número mínimo de 1 o 2 etapas para valores finales de  $\text{DBO}_5$  soluble de 15-25 mg/L. El área de la 2ª etapa sería entonces 5 ejes  $\cdot$  7 trenes  $\cdot$  8.750 m<sup>2</sup> = 306.250 m<sup>2</sup>. Aplicando de nuevo la ecuación de Opatken:

$$S_1 = 32,2 \text{ mg/L (32,2 g/m}^3\text{) y } A/Q = 306.250 \text{ m}^2 / 20.000 \text{ m}^3/\text{d} = 15,31 \text{ d/m.}$$

$$S_2 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \cdot 0,00974 \cdot (15,31) \cdot 32,2}}{2 \cdot 0,00974 \cdot (15,31)} = 11,7 \text{ mg/L}$$

El efluente de la segunda etapa tendría una  $\text{DBO}_5$  soluble inferior a la requerida (20 mg/L) por lo que no sería necesaria una tercera etapa.

5) Determinar la distribución final del sistema de RBCs.

Se recomienda utilizar siete trenes de siete ejes cada uno (49 ejes) con tres ejes por tren (12 ejes) usados en la primera etapa y cinco ejes por tren para la segunda etapa (35 ejes).

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### Ejercicio 8.5

Calcular la carga hidráulica y la carga orgánica del sistema y de la primera etapa para un RBC que trata un caudal de 6.000 m<sup>3</sup>/d, con una  $\text{DBO}_5$  total de 125 mg/L y una  $\text{DBO}_5$  soluble de 80 mg/L. El sistema RBC tiene un total de dos trenes, con tres etapas cada uno (total de 6 ejes), y cada eje tiene un área de 10.000 m<sup>2</sup>.

*Solución:* carga hidráulica del sistema: 0,1 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d. Carga orgánica total del sistema: 12,5 g  $\text{DBO}_5$  total/m<sup>2</sup>·d. Carga orgánica total de la primera etapa: 37,5 g  $\text{DBO}_5$  total/m<sup>2</sup>·d. Carga orgánica soluble del sistema: 8 g  $\text{DBO}_5$  soluble/m<sup>2</sup>·d. Carga orgánica soluble de la primera etapa: 24 g  $\text{DBO}_5$  soluble/m<sup>2</sup>·d

### Ejercicio 8.6

Diseñar un sistema de tratamiento de RBC en etapas con las siguientes condiciones. Caudal a tratar: 2.600 m<sup>3</sup>/d, DBO<sub>5</sub> soluble del influente: 200 mg/L, DBO<sub>5</sub> soluble del efluente: 20 mg/L.

**Solución:** aplicando el mismo método que el utilizado en el ejercicio 8.3, fijando una carga orgánica volumétrica máxima en la primera etapa de 14 g DBO<sub>5</sub> soluble/m<sup>2</sup>•d y con un empaquetado de 9.300 m<sup>2</sup>/eje, se obtiene que son necesarios cuatro ejes en la primera etapa. Si se supone que el tratamiento consiste en 4 trenes (en paralelo) con 2 etapas por tren y un eje en cada etapa, se verifica que se alcanza la eliminación de DBO<sub>5</sub> soluble necesaria:  $S_1 = 34,5$  mg/L,  $S_2 = 12,5$  mg/L. En total se necesitarían 8 ejes de 9.300 m<sup>2</sup> (74.400 m<sup>2</sup>). En estas condiciones, el sistema trabajaría a una carga orgánica volumétrica de 14 g DBO soluble/ m<sup>2</sup>•d en la primera etapa y de 7 g DBO soluble/ m<sup>2</sup>•d total.

## CUADROS Y DATOS DE REFERENCIA

**Cuadro 8.1:** Valores típicos de diseño para contactores biológicos rotativos (RBC).  
Fuente: Metcalf & Eddy (2004)

Parámetro	Unidades	Nivel de tratamiento		
		Eliminación DBO	Eliminación DBO+ nitrificación	Nitrificación separada
Carga hidráulica	m <sup>3</sup> / m <sup>2</sup> •d	0,08-0,16	0,03-0,08	0,04-0,10
Carga orgánica	g DBO soluble/m <sup>2</sup> •d	4-10	2,5-8	0,5-1,0
	g DBO/ m <sup>2</sup> •d	8-20	5-16	1-2
Máxima carga orgánica en la 1ª etapa	g DBO soluble/m <sup>2</sup> •d	12-15	12-15	
	g DBO/ m <sup>2</sup> •d	24-30	24-30	
Carga NH <sub>3</sub>	g N / m <sup>2</sup> •d		0,75-1,5	
Tiempo hidráulico de retención	h	0,7-1,5	1,5-4	1,2-3
DBO del efluente	mg/L	15-30	7-15	7-15
N-NH <sub>4</sub> del efluente	mg/L		<2	1-2



**Cuadro 8.2:** Recomendaciones para el número de etapas de un sistema RBC.  
Fuente: S. D. Lin (2007)

Autotrol (1979)		Lyco (1980)	
Objetivo de DBO <sub>5</sub> soluble del efluente (mg/L)	Mínimo número de etapas	Objetivo de reducción de DBO <sub>5</sub> total	Número de etapas
>25	1	Hasta 40%	1
15-25	1 ó 2	35-65%	2
10-15	2 ó 3	60-85%	3
< 10	3 ó 4	80-95%	4



# 9. Tratamientos biológicos anaerobios: filtros anaerobios y reactores UASB

## INTRODUCCIÓN

Los digestores anaerobios se han utilizado en gran medida en el tratamiento de residuos sólidos, incluyendo residuos de la agricultura, purines de las explotaciones ganaderas, lodos de las depuradoras de aguas residuales, etc. También se han utilizado en el tratamiento de efluentes de alta carga orgánica y elevada biodegradabilidad, como en las industrias de la alimentación y de las bebidas, y también en industrias papeleiras. Los tratamientos anaerobios aplicados a aguas residuales urbanas, especialmente los reactores de flujo ascendente de manto de lodos (reactores UASB) han crecido en madurez, ocupando una posición relevante en el tratamiento de las aguas residuales urbanas en algunos países tropicales dadas las condiciones favorables de temperatura. Las principales ventajas y desventajas de los procesos anaerobios se muestran en el Cuadro 9.1.

**Cuadro 9.1:** Ventajas y desventajas de los procesos anaerobios. Fuente: C. A. de Lemos Chernicharo (2007)

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"><li>· Baja producción de sólidos, de 3 a 5 veces menor que en procesos aerobios.</li><li>· Bajo consumo de energía, usualmente asociado a la estación de bombeo, lo que conduce a unos costes operaciones muy bajos.</li><li>· Requerimientos bajos de terreno.</li><li>· Bajos costes de construcción.</li><li>· Producción de metano, un gas combustible de alto poder calorífico.</li><li>· Posibilidad de preservar la biomasa sin alimentación al reactor durante varios meses.</li><li>· Tolerancia a altas cargas orgánicas.</li><li>· Aplicable a pequeña y gran escala.</li><li>· Bajo consumo de nutrientes.</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>· Los microorganismos anaerobios son susceptibles de inhibición por un gran número de compuestos.</li><li>· La puesta en marcha del proceso puede ser lenta en ausencia de un lodo de siembra adaptado.</li><li>· Normalmente es necesario algún tipo de post-tratamiento.</li><li>· La bioquímica y la microbiología de la digestión anaerobia es compleja, y todavía son necesarios más estudios.</li><li>· Es posible la generación de malos olores, aunque son controlables.</li><li>· Posible generación de efluentes con aspecto desagradable.</li><li>· Eliminación insatisfactoria de nitrógeno, fósforo y patógenos.</li></ul>

Existe un buen número de sistemas de tratamiento anaerobios, que se pueden clasificar en:

- Sistemas convencionales: digestores de lodos, fosas sépticas, lagunas anaerobias.
- Sistemas de alta capacidad:
  - Con crecimiento en biopelícula: filtros anaerobios, reactores de lecho rotativo y reactores de lecho expandido/fluidizado.
  - Con crecimiento disperso: reactores UASB, reactores de lecho expandido granular, etc.

Este capítulo se centrará en filtros anaerobios y en reactores UASB, como dos de los tratamientos anaerobios de mayor uso. En el caso de los filtros anaerobios, aunque pueden utilizarse como la etapa de depuración principal, son más apropiados para el post-tratamiento o afino, como por ejemplo de los efluentes procedentes de los reactores UASB.

### *Diseño de filtros anaerobios*

*(a) Configuración:* los filtros anaerobios pueden tener diversas formas, configuraciones y dimensiones, de tal forma que el flujo de agua esté distribuido de la mejor forma posible a través del lecho. A escala comercial, los filtros anaerobios suelen tener una forma rectangular o cilíndrica. Los diámetros (o anchura) de los tanques varían entre 6 y 26 m, y su altura desde 3 hasta unos 13 m, variando su volumen entre 100 y 10.000 m<sup>3</sup>. El relleno se diseña para que ocupe desde el fondo del reactor hasta un 50-70% de la altura de los tanques. Existen diferentes tipos de rellenos plásticos disponibles en el mercado, que varían desde anillos corrugados a bloques de placa corrugada. El área específica de estos materiales suele variar entre 100 y 200 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>.

*(b) Parámetros de diseño:* los criterios y parámetros de diseño son todavía escasos. A continuación se recogen unos valores obtenidos para filtros anaerobios con relleno de piedras para la depuración de efluentes de tanques sépticos y de reactores UASB, recogidos en C.A de Lemos Chernicharo (2007):

- *Tiempo de detención hidráulica.* Se suele operar con tiempos de detención hidráulicos de entre 4 y 10 h.
- *Temperatura.* Los filtros anaerobios pueden operarse de forma satisfactoria a temperaturas que varían entre los 25 y 38 °C.
- *Altura del relleno.* Para la mayoría de aplicaciones se recomienda que la altura del relleno esté entre 0,8 y 3,0 m. El límite superior de altura de relleno es más apropiado para reactores con bajo riesgo de obturación del lecho. El valor más usual está en torno a 1,5 m.
- *Carga hidráulica.* Se obtienen efluentes de buena calidad con cargas hidráulicas que varían entre 6 y 15 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>•d.
- *Carga orgánica volumétrica.* Mientras que los filtros anaerobios se han diseñado para ser capaces de hacer frente a cargas orgánicas de hasta 16 kg DQO/m<sup>3</sup>•d

(considerando el volumen total del reactor), las cargas operacionales no suelen exceder de 12 kg DQO/m<sup>3</sup>•d, excepto cuando el agua residual contiene más de 12.000 mg/L de DQO.

- *Eficacia de filtros anaerobios.* A partir de ajustes de datos experimentales de diferentes investigaciones con filtros anaerobios, se ha obtenido la siguiente correlación empírica (ecuación 9.1). Esta ecuación tiene la limitación de la falta de datos sobre el uso de filtros anaerobios a escala real tratando aguas residuales urbanas y el limitado número de datos usados para la obtención de las constantes empíricas, con grandes desviaciones entre ellos:

$$E = 100 \cdot \left(1 - 0,87 \cdot t^{-0,50}\right) \quad [9.1]$$

donde: E = eficacia del filtro anaerobio (%); t = tiempo de detención hidráulico (h).

El resumen de los criterios de diseño para filtros anaerobios utilizados en el postratamiento de efluentes de reactores anaerobios se muestra en el Cuadro 9.1.

### *Diseño de reactores UASB*

Los principales criterios de diseño para reactores que tratan aguas residuales tanto de aguas residuales urbanas como industriales se recogen a continuación (C. A. de Lemos Chernicharo, 2007).

*Carga hidráulica volumétrica y tiempo de detención hidráulica.* La carga hidráulica volumétrica ( $L_h$ ) es la cantidad (volumen) de agua residual que se trata diariamente en el reactor, por unidad de volumen (ecuación 9.2). Por otra parte, el tiempo de detención hidráulica (t) es la inversa de la carga hidráulica volumétrica (ecuación 9.3).

$$L_h = Q/V \quad [9.2]$$

$$t = \frac{1}{L_h} = \frac{V}{Q} \quad [9.3]$$

donde:  $L_h$  = carga hidráulica volumétrica (m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>•d); t = tiempo de detención hidráulico (h); Q = caudal (m<sup>3</sup>/d); V = volumen total del reactor (m<sup>3</sup>).

Estudios experimentales han demostrado que la carga hidráulica volumétrica no debería exceder del valor de 5,0 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>•d, lo que equivale a un mínimo de 4,8 h de tiempo hidráulico de detención. El diseño de reactores con valores de cargas hidráulicas mayores (o menores tiempos de detención hidráulicos) son perjudiciales para la operación. Los tiempos hidráulicos de detención habituales suelen estar en el intervalo de 8 a 10 h, considerando el caudal medio diario, aguas residuales urbanas y una temperatura de alrededor de 20 °C; mientras que el tiempo de detención para caudales punta no debe ser inferior a 5 h. Los tiempos hidráulicos de detención recomendados para reactores UASB en diferentes situaciones se recogen en el Cuadro 9.2.

*Carga orgánica volumétrica.* La carga orgánica volumétrica se define como la cantidad (masa) de materia orgánica tratada diariamente por unidad de volumen de reactor:

$$L_v = \frac{Q \cdot S_0}{V} \quad [9.4]$$

donde:  $L_v$  = carga orgánica volumétrica (kg DQO/m<sup>3</sup>•d);  $Q$  = caudal (m<sup>3</sup>/d);  $S_0$  = concentración de sustrato de entrada (kg DQO/m<sup>3</sup>);  $V$  = volumen total del reactor (m<sup>3</sup>).

En el caso de efluentes industriales con una alta concentración de materia orgánica, las cargas orgánicas utilizadas suelen ser de hasta 15 kg DQO/m<sup>3</sup>•d. En el caso de aguas residuales urbanas, con una relativamente baja concentración de materia orgánica (normalmente menor de 1.000 mg/L), la carga orgánica a aplicar es mucho menor, variando entre 2,5 y 3,5 kg DQO/m<sup>3</sup>•d. Valores más altos resultan en cargas hidráulicas excesivas y, consecuentemente, en velocidades ascendentes demasiado altas.

*Carga biológica o carga de lodos.* La carga biológica o carga de lodos se refiere a la cantidad (masa) de materia orgánica en el reactor por unidad de biomasa:

$$L_s = \frac{Q \cdot S_0}{M} \quad [9.5]$$

donde:  $L_s$  = carga biológica o carga de lodos (kg DQO/kg SSV•d);  $Q$  = caudal (m<sup>3</sup>/d);  $S_0$  = concentración de sustrato de entrada (kg DQO/m<sup>3</sup>);  $M$  = masa de microorganismos presentes en el reactor (kg SSV/m<sup>3</sup>).

La literatura recomienda que la carga biológica durante la puesta en marcha de un reactor anaerobio debe estar comprendida entre 0,05 y 0,15 kg DQO/kg SSV•d, dependiendo del tipo de efluente que se trate, tras lo cual se irá aumentando progresivamente. La máxima carga biológica depende de la actividad metanogénica del lodo. Para aguas residuales urbanas, el valor límite se encuentra entre 0,3 y 0,4 kg DQO/kg SSV•d.

*Velocidad ascendente y altura del reactor.* La velocidad ascendente del líquido se calcula a partir de la relación entre el caudal de entrada y el área de la sección transversal del reactor (ecuación 9.6). Alternativamente, se puede calcular a partir de la relación entre la altura y el tiempo de detención hidráulico (ecuación 9.7).

$$v = \frac{Q}{A} \quad [9.6]$$

$$v = \frac{H}{t} \quad [9.7]$$

donde:  $v$  = velocidad ascensional del líquido (m/h);  $Q$  = caudal (m<sup>3</sup>/h);  $A$  = área transversal del reactor (m<sup>2</sup>);  $H$  = altura del reactor (m).

La velocidad máxima ascensional en el reactor depende del tipo de lodo presente y de la carga de lodos aplicada. Para reactores operando con lodo floculento y cargas orgánicas que varían entre 5 y 6 kg DQO/m<sup>3</sup>•d, los valores promedios de velocidades ascendentes se sitúan entre 0,5 y 0,7 m/h, que pueden incrementarse hasta 1,5-2 m/h cuando se hace frente a caudales punta. Para reactores operando con lodos granulares, las velocidades ascendentes pueden ser mucho más altas, de hasta 10 m/h. En el tratamiento de aguas residuales urbanas, las velocidades ascendentes recomendadas se recogen en el Cuadro 9.3.

Existe una relación muy estrecha entre la velocidad ascendente y la altura del reactor y el tiempo hidráulico. Para velocidades ascendentes ( $v$ ) y tiempos de detención hidráulicos ( $t$ ) recomendados para el diseño de reactores UASB tratando aguas residuales urbanas ( $v$  normalmente  $< 1$  m/h y  $t$  entre 6 y 10 h para temperaturas entre 20 y 26 °C), las alturas de los lechos están comprendidas entre 3 y 6 m.

*Eficacias de eliminación de los reactores UASB.* Los modelos matemáticos utilizados para el diseño y operación de sistemas anaerobios todavía son pocos, sobre todo para sistemas tratando sustratos complejos como las aguas residuales urbanas. La eficacia de reactores UASB se suele determinar mediante correlaciones empíricas, obtenidas a partir del ajuste de los datos obtenidos en sistemas en funcionamiento.

Un posible modelo, obtenido a partir los resultados de operación de 16 UASB operando a temperaturas entre 20 y 27 °C, con DQO de entrada entre 300 y 1.400 mg/L y DBO de entrada entre 150 y 850 mg/L, con eliminaciones de DQO entre el 40% y el 70% y entre el 45 y el 90% para la DBO, ha sido sugerido por C. A de Lemos Chernicharo (2007). Este modelo se recoge en las ecuaciones 9.8 y 9.9 para la eliminación de DQO y DBO, respectivamente.

$$E_{\text{DQO}} = 100 \cdot \left(1 - 0,68 \cdot t^{-0,35}\right) \quad [9.8]$$

$$E_{\text{DBO}} = 100 \cdot \left(1 - 0,70 \cdot t^{-0,50}\right) \quad [9.9]$$

donde:  $E_{\text{DQO}}$  = eficacia de eliminación de DQO del reactor UASB;  $E_{\text{DBO}}$  = eficacia de eliminación de DBO del reactor UASB;  $t$  = tiempo de detención hidráulico (h).

A su vez, la concentración de sólidos en suspensión del efluente final de un UASB también se puede estimar, en base a una correlación experimental como la señalada por C. A de Lemos Chernicharo (2007) (ecuación 9.10):

$$SS = 102 \cdot t^{-0,24} \quad [9.10]$$

donde:  $SS$  = concentración de sólidos en suspensión del efluente (mg/L);  $t$  = tiempo de detención hidráulico (h).

*Evaluación de la producción de biogás.* La producción de biogás puede estimarse a partir de la carga de DQO del influente que se convierte en gas metano. De forma simplificada, la fracción de la DQO convertida a gas metano puede determinarse de la ecuación 9.11.

$$\text{DQO}_{\text{CH}_4} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) = Q \cdot (S_0 - S) - Y_{\text{obs}} \cdot Q \cdot S_0 \quad [9.11]$$

donde:  $\text{DQO}_{\text{CH}_4}$  = carga de DQO convertida a metano (kg DQO<sub>CH4</sub>/d);  $Q$  = caudal (m<sup>3</sup>/d);  $S_0$  = DQO del influente (kg DQO/m<sup>3</sup>);  $S$  = DQO del efluente (kg DQO/m<sup>3</sup>);  $Y_{\text{obs}}$  = coeficiente de producción de sólidos en el sistema, en términos de DQO. Su valor suele estar comprendido entre 0,11 y 0,23 kg DQO<sub>lodos</sub>/kg DQO<sub>aplicada</sub>.

La producción másica de metano (kg COD<sub>CH4</sub>/d) puede convertirse en producción volumétrica (m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/d) mediante la ecuación 9.12, donde  $K(t)$  es un factor de conver-

sión que tiene en cuenta la corrección a la temperatura (y presión) de operación a la que se obtiene el biogás (ecuación 9.13).

$$Q_{\text{CH}_4} = \frac{\text{DQO}_{\text{CH}_4}}{K(t)} \quad [9.12]$$

$$K(t) = \frac{P \cdot K_{\text{DQO}}}{R \cdot (273 + T)} \quad [9.13]$$

donde:  $Q_{\text{CH}_4}$  = producción volumétrica de metano ( $\text{m}^3/\text{d}$ );  $P$  = presión, normalmente 1 atm;  $K$  = DQO correspondiente a un mol de  $\text{CH}_4$  (64 g DQO/mol);  $R$  = constante de los gases ideales ( $0,08206 \text{ atm} \cdot \text{L}/\text{mol} \cdot \text{K}$ );  $T$  = temperatura de operación del reactor ( $^{\circ}\text{C}$ ).

Una vez calculada la producción teórica de metano, la producción total de biogás puede estimarse a partir del contenido en metano esperado, que suele estar entre el 70 y el 80% para el tratamiento de aguas residuales urbanas.

*Producción de lodos.* La estimación de la producción de lodos en reactores UASB se puede hacer con la ecuación 9.14.

$$P_s = Y \cdot \text{DQO}_{\text{aplicada}} \quad [9.14]$$

donde:  $P_s$  = producción de sólidos en el sistema ( $\text{kg SST}/\text{d}$ );  $Y$  = rendimiento o coeficiente de producción de sólidos ( $\text{kg SST}/\text{kg DQO aplicada}$ );  $\text{DQO}_{\text{aplicada}}$  = carga de DQO que trata el sistema ( $\text{kg DQO}/\text{d}$ ).

Los valores de  $Y$  para el tratamiento anaerobio de aguas residuales urbanas normalmente oscilan entre 0,10 y 0,20  $\text{kg SST}/\text{kg DQO}_{\text{aplicada}}$ .

Un resumen de los principales parámetros y criterios de diseño para reactores UASB se recoge en los Cuadros 9.4 y 9.5.

## EJERCICIOS RESUELTOS

### Ejercicio 9.1

Diseñe un filtro anaerobio que use un relleno de piedras para el post-tratamiento del efluente generado en un reactor UASB, con los siguientes parámetros de diseño y operación:

- Caudal medio de influente:  $Q_m = 3.480 \text{ m}^3/\text{d}$  ( $145 \text{ m}^3/\text{h}$ ).
- Caudal máximo diario de influente:  $Q_{\text{max-d}} = 4.200 \text{ m}^3/\text{d}$  ( $175 \text{ m}^3/\text{h}$ ).
- Caudal máximo horario de influente:  $Q_{\text{max-h}} = 6.000 \text{ m}^3/\text{d}$  ( $250 \text{ m}^3/\text{h}$ ).
- Concentración media de DBO de entrada al filtro:  $S_0 = 125 \text{ mg/L}$ .



## (a) Adopción de un tiempo de residencia hidráulico (t)

De acuerdo con el Cuadro 9.1, los filtros anaerobios deberían diseñarse con tiempos de detención hidráulica de entre 5 y 10 h, referidos al caudal medio. En este caso, se adopta un valor intermedio de  $t = 7$  h.

## (b) Cálculo del volumen del relleno (V):

$$V = Q \cdot t = 145 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 7 \text{ h} = 1.015 \text{ m}^3$$

## (c) Altura del relleno y del filtro anaerobio:

De acuerdo con el Cuadro 9.1, los filtros anaerobios deberían diseñarse con alturas de relleno entre 0,80 y 3,0 m. Se adopta un valor de altura de relleno:  $h_1 = 2,0$  m. La altura del compartimento inferior ( $h_2$ ) y la profundidad del colector ( $h_3$ ) también deben definirse. En este caso, se adoptan los valores de  $h_2 = 0,60$  m y  $h_3 = 0,30$  m.

De esta manera la altura total del filtro será:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 = 2,0 + 0,60 + 0,30 = 2,90 \text{ m}$$

## (d) Cálculo del área transversal del filtro:

$$A = \frac{V}{H} = \frac{1.015 \text{ m}^3}{2 \text{ m}} = 507,5 \text{ m}^2$$

## (e) Verificación de la carga hidráulica:

Para el caudal medio:

$$L_{h,1} = \frac{Q_m}{A} = \frac{3.480 \text{ m}^3/\text{d}}{507,5 \text{ m}^2} = 6,86 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

Para el caudal máximo diario:

$$L_{h,2} = \frac{Q_{\text{max-d}}}{A} = \frac{4.200 \text{ m}^3/\text{d}}{507,5 \text{ m}^2} = 8,28 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

Para el caudal máximo por hora:

$$L_{h,3} = \frac{Q_{\text{max-h}}}{A} = \frac{6.000 \text{ m}^3/\text{d}}{507,5 \text{ m}^2} = 11,82 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

De acuerdo con el Cuadro 9.2, se verifica que los valores de carga hidráulica superficial están dentro de los valores recomendados para las tres condiciones señaladas: entre 6 y 10 para  $L_{h,1}$ , entre 8 y 12 para  $L_{h,2}$  y entre 10 y 15  $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  para  $L_{h,3}$ .

(f) Verificación de la carga orgánica media aplicada al filtro anaerobio ( $L_v$ ):

$$L_v = \frac{Q_m \cdot S_0}{V} = \frac{3.480 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,125 \frac{\text{kg DBO}}{\text{m}^3}}{1.015 \text{ m}^3} = 0,43 \frac{\text{kg DBO}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

De acuerdo con el Cuadro 9.1, para el caudal medio de tratamiento la carga orgánica debe estar comprendida entre 0,15 y 0,50 kg DBO/m<sup>3</sup>·d (referido al volumen total del filtro anaerobio), lo cuál también se verifica en este caso.

(g) Determinación de las dimensiones del filtro

Se ha optado por seleccionar 2 filtros de sección cuadrada, cada uno con un área de 507,5 m<sup>2</sup> / 2 = 253,75 m<sup>2</sup> (≈ 15,9 x 15,9 m).

(h) Cálculo de la eficacia del filtro anaerobio (E) y la DBO del efluente final:

La eficacia del filtro anaerobio, en términos de DBO, puede calcularse a partir de la ecuación 9.9 a partir del tiempo de detención hidráulico (8 h).

$$E = 100 \cdot \left(1 - 0,87 \cdot t^{-0,50}\right) = 100 \cdot \left(1 - 0,87 \cdot 7^{-0,50}\right) = 67,2\%$$

(i) Estimación de la concentración de DBO en el efluente final:

$$\text{DBO}_{\text{efluente}} = S_0 \cdot \left(1 - \frac{E}{100}\right) = 125 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \cdot \left(1 - \frac{67,2}{100}\right) = 41 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

### Ejercicio 9.2

Calcular la producción de biogás de un reactor UASB que trata un caudal de 2.500 m<sup>3</sup>/d de aguas residuales urbanas con una concentración de DQO de entrada de 1.000 mg/L y una eficacia de eliminación del 70%. Suponga un valor de coeficiente de producción de sólidos de 0,15 DQO<sub>lodos</sub>/kg DQO<sub>aplicada</sub>, una concentración del 75% de metano en el biogás y que el reactor UASB opera a una temperatura de 25 °C.

En primer lugar se calcula la carga de DQO convertida a metano mediante la ecuación 9.11, donde  $Q = 2.500 \text{ m}^3/\text{d}$ ,  $S_0 = 1000 \text{ mg/L}$  (1 kg/m<sup>3</sup>),  $Y_{\text{obs}} = 0,15 \text{ kg DQO}_{\text{lodos}}/\text{kg DQO}_{\text{aplicada}}$ , y  $S = 300 \text{ mg/L}$  (0,3 kg/m<sup>3</sup>), pues el rendimiento de eliminación de DQO es del 70%. Sustituyendo estos valores se obtiene que:

$$\text{DQO}_{\text{CH}_4} = 2.5000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \left[ \left(1 - 0,3 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3}\right) - \left(0,15 \frac{\text{kg DQO}_{\text{lodos}}}{\text{kg DQO}_{\text{aplicada}}}\right) \cdot 1 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3} \right] = 1375 \text{ kg DQO}_{\text{CH}_4} / \text{d}$$

La masa de metano (kg DQO<sub>CH<sub>4</sub></sub>/d) se convierte en caudal volumétrico (m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/d) mediante la ecuación 9.12, tras calcular el factor de conversión K(t) corregido a la temperatura de operación (25 °C), mediante la ecuación 9.13. De esta forma,

$$K(t) = \frac{1 \text{ atm} \cdot 64 \text{ g DQO} / \text{mol}}{0,08206 \text{ atm} \cdot \text{L} / \text{mol} \cdot \text{K} \cdot (273 + 25)} = 2,62 \text{ kg DQO} / \text{m}^3$$

$$Q_{\text{CH}_4} = \frac{\text{DQO}_{\text{CH}_4}}{K(t)} = \frac{1.375 \text{ kg DQO/d}}{2,62 \text{ kg} \frac{\text{DQO}}{\text{m}^3}} = 524,8 \text{ m}^3/\text{d}$$

La producción total de biogás puede estimarse a partir del contenido en metano esperado. Para el tratamiento de aguas residuales urbanas, la fracción de metano en el biogás suele estar comprendida entre el 70% y el 80% (Cuadro 9.5). En este caso, se ha fijado en el enunciado que el porcentaje de metano en el biogás es del 75%, por tanto:

$$Q_{\text{biogás}} = \frac{Q_{\text{CH}_4}}{0,75} = \frac{524,8 \text{ m}^3/\text{d}}{0,75} = 699,7 \text{ m}^3/\text{d}$$

El caudal de biogás obtenido puede expresarse en condiciones normales ( $T_0 = 273 \text{ K}$ ,  $P_0 = 1 \text{ atm}$ ) aplicando la siguiente fórmula, donde  $T$  y  $P$  son la temperatura y presión a la que se ha calculado el caudal de biogás (298 K y 1 atm):

$$Q_{\text{biogás c.n.}} = Q_{\text{biogás}} \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T} = 699,7 \cdot \frac{1 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \cdot \frac{273 \text{ K}}{298 \text{ K}} = 641,0 \frac{\text{Nm}^3}{\text{d}}$$

### Ejercicio 9.3

Diseñar un reactor UASB, basado en los siguientes elementos de diseño:

- Caudal medio de influente:  $Q_m = 2.400 \text{ m}^3/\text{d}$  (100  $\text{m}^3/\text{h}$ ).
- Caudal máximo horario de influente:  $Q_{\text{max-h}} = 4.800 \text{ m}^3/\text{d}$  (200  $\text{m}^3/\text{h}$ ).
- Concentración media de DQO de entrada:  $S_0 = 750 \text{ mg/L}$ .
- Concentración media de DBO de entrada:  $S_0 = 400 \text{ mg/L}$ .
- Temperatura del agua residual: 23 °C.
- Coeficiente de producción de sólidos:  $Y = 0,18 \text{ kg SST/kg DQO}_{\text{aplicada}}$ .
- Coeficiente de producción de sólidos:  $Y_{\text{obs}} = 0,20 \text{ kg DQO}_{\text{lodo}}/\text{kg DQO}_{\text{aplicada}}$ .
- Concentración esperada del lodo de salida:  $C = 4\%$ .
- Densidad del lodo:  $1.020 \text{ kg/m}^3$ .

(a) Cálculo de la carga media de DQO del influente:

$$L_0 = S_0 \cdot Q_m = 0,750 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 2.400 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 1.800 \frac{\text{kg DQO}}{\text{d}}$$

(b) Adopción de un valor de tiempo de detención hidráulica (t).

De acuerdo con los valores del Cuadro 9.4, el intervalo habitual de tiempos de detención hidráulica (referidos al caudal medio) es de 6 a 9 h. En este caso, se adopta un valor de  $t = 8$  h.

(c) Determinar el volumen total del reactor:

$$V = Q_m \cdot t = 100 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 8 \text{ h} = 800 \text{ m}^3$$

(d) Adoptar el número de módulos del reactor

Aunque no hay limitaciones en el volumen del reactor, se recomienda que el volumen del reactor no supere los  $1.500 \text{ m}^3$ , debido a condicionantes constructivos y operacionales. En el caso de sistemas de pequeño tamaño para el tratamiento de aguas residuales urbanas, la adopción de reactores modulares presenta numerosas ventajas. En estos casos, es habitual utilizar módulos con volúmenes que no superan los  $400$  o  $500 \text{ m}^3$ . Por lo tanto, se seleccionan dos módulos, cada uno con un volumen de  $800 \text{ m}^3 / 2 = 400 \text{ m}^3$ .

(e) Adopción de un valor de altura para el reactor

De acuerdo con lo comentado en los criterios de diseño de reactores UASB tratando aguas residuales urbanas en la introducción de este capítulo, la altura suele oscilar entre  $3$  y  $6$  m, por lo que se toma un valor intermedio de  $H = 4,5$  m.

(f) Calcular el área transversal de cada módulo:

El área de cada módulo se obtiene como:

$$A = \frac{V}{H} = \frac{400 \text{ m}^3}{4,5 \text{ m}} = 88,9 \text{ m}^2$$

Para esta área se adoptan reactores UASB rectangulares con una relación anchura: longitud de  $1:2$ , en concreto, una anchura de  $7$  m y una longitud de  $14$  m. Lo que supone un área de  $98 \text{ m}^2$  para cada uno de los reactores UASB.

(g) Verificación del área corregida, el volumen y el tiempo de detención hidráulica:

$$\text{Área total corregida: } A_t = N \cdot A = 2 \cdot 98 \text{ m}^2 = 196 \text{ m}^2$$

$$\text{Volumen total corregido: } V_t = A_t \cdot H = 196 \text{ m}^2 \cdot 4,5 \text{ m} = 882 \text{ m}^3$$

Tiempo de detención hidráulico corregido:  $t = V_t / Q_m = 882 \text{ m}^3 / 100 \text{ m}^3/\text{h} = 8,8$  h (que sigue dentro del intervalo habitual que va de  $6$  a  $9$  h, Cuadro 9.4).

(h) Verificación de las cargas hidráulica y orgánica volumétrica en el reactor:

La carga volumétrica hidráulica se calcula como:

$$L_h = \frac{Q}{V} = \frac{2.400 \text{ m}^3/\text{d}}{800 \text{ m}^3} = 3,0 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

Su valor se encuentra dentro de los valores recomendados recogidos en el Cuadro 9.4 ( $< 4 \text{ m}^3/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ ).

La carga orgánica volumétrica, por su parte, se calcula como:

$$L_v = \frac{Q \cdot S_0}{V} = \frac{2.400 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,750 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3}}{800 \text{ m}^3} = 2,25 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

Dicho valor es ligeramente inferior a los valores habituales en el tratamiento de aguas residuales urbanas y que varían entre 2,5 y 3,5 kg DQO/ $\text{m}^3 \cdot \text{d}$ .

(i) Verificación de las velocidades ascendentes:

Para un caudal medio:

$$v = \frac{Q_m}{A} = \frac{100 \text{ m}^3/\text{h}}{196 \text{ m}^2} = 0,51 \text{ m/h}$$

cuyo valor está dentro de los intervalos habituales del Cuadro 9.3 (0,5-0,7 m/h).

Para el caudal máximo horario:

$$v = \frac{Q_{\text{max-h}}}{A} = \frac{200 \text{ m}^3/\text{h}}{196 \text{ m}^2} = 1,02 \text{ m/h}$$

cuyo valor también está dentro de los valores recomendados ( $< 0,9$  a  $1,1$  m/h).

(j) Estimación de la eficacia de eliminación de DQO y DBO del sistema:

La eliminación de DQO y DBO se determinó mediante las ecuaciones 9.8 y 9.9, respectivamente, para un tiempo hidráulico de 8,8 h.

$$E_{\text{DQO}} = 100 \cdot \left(1 - 0,68 \cdot t^{-0,35}\right) = 100 \cdot \left(1 - 0,68 \cdot 8,8^{-0,35}\right) = 68,2\%$$

$$E_{\text{DBO}} = 100 \cdot \left(1 - 0,70 \cdot t^{-0,50}\right) = 100 \cdot \left(1 - 0,70 \cdot 8,8^{-0,50}\right) = 76,4\%$$

(k) Determinación de la concentración de DQO y DBO en el efluente final:

$$C_{\text{efluente}} = S_0 - \left(E \cdot \frac{S_0}{100}\right)$$

$$\text{DQO}_{\text{efluente}} = 750 - \left(68,2 \cdot \frac{750}{100}\right) = 238 \text{ mg/L}$$

$$\text{DBO}_{\text{efluente}} = 400 - \left(76,4 \cdot \frac{400}{100}\right) = 94 \text{ mg/L}$$

(l) Cálculo de la producción de metano:

La producción de metano puede estimarse a partir de la cantidad de DQO convertida a metano con la ecuación 9.11. Para ello, se utiliza el coeficiente de producción de sólidos en el sistema  $Y_{\text{obs}} = 0,21 \text{ kg DQO}_{\text{lodos}}/\text{kg DQO}_{\text{aplicada}}$ , dato del problema. Para este sistema:

$$\text{DQO}_{\text{CH}_4} = 2.400 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \left[ \left( 0,750 - 0,2385 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3} \right) - \left( 0,20 \frac{\text{kg DQO}_{\text{lodos}}}{\text{kg DQO}_{\text{aplicada}}} \right) \cdot 0,750 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3} \right] = 868 \text{ kg DQO}_{\text{CH}_4} / \text{d}$$

Después, utilizando las ecuaciones 9.12 y 9.13 se puede calcular la producción volumétrica de metano a las condiciones de operación (1 atm y 23 °C):

$$K(t) = \frac{1 \text{ atm} \cdot 64 \text{ g DQO} / \text{mol}}{0,08206 \text{ atm} \cdot \text{L} / \text{mol} \cdot \text{K} \cdot (273 + 23)} = 2,63 \text{ kg DQO} / \text{m}^3$$

$$Q_{\text{CH}_4} = \frac{\text{DQO}_{\text{CH}_4}}{K(t)} = \frac{868 \text{ kg DQO} / \text{d}}{2,63 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3}} = 330 \text{ m}^3 / \text{d}$$

(m) Cálculo de la producción de biogás:

En el tratamiento de aguas residuales urbanas, la fracción de metano en el biogás suele estar comprendida entre el 70% y el 80% (Cuadro 9.4). Suponiendo un valor intermedio del 75% el caudal de biogás es:

$$Q_{\text{biogás}} = \frac{Q_{\text{CH}_4}}{0,75} = \frac{330 \text{ m}^3 / \text{d}}{0,75} = 440 \text{ m}^3 / \text{d}$$

De la misma forma que en el ejercicio anterior, el caudal de biogás también se ha calculado en condiciones normales:

$$Q_{\text{biogás c.n.}} = Q_{\text{biogás}} \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) \cdot \frac{P}{P_0} \cdot \frac{T_0}{T} = 440 \cdot \frac{1 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \cdot \frac{273 \text{ K}}{296 \text{ K}} = 406 \frac{\text{Nm}^3}{\text{d}}$$

(n) Estimación de la producción de lodos:

El cálculo de la producción de lodos se hace con la ecuación 9.14, donde el coeficiente de producción de sólidos  $Y$  es un dato del ejercicio y es igual a  $0,18 \text{ kg SST} / \text{kg DQO}_{\text{aplicada}}$ . De esta forma:

$$P_s = Y \cdot \text{DQO}_{\text{aplicada}} = 0,18 \frac{\text{kg SST}}{\text{kg DQO}_{\text{aplicada}}} \cdot 1.800 \frac{\text{kg DQO}}{\text{d}} = 324 \frac{\text{kg SST}}{\text{d}}$$

El volumen de lodos ( $V_{\text{lodos}}$ ) se calcula a partir de la concentración esperada de sólido seco en el lodo y su densidad:

$$V_{\text{lodos}} = \frac{P_s}{\rho_{\text{lodo}} \cdot C_{\text{lodo}}} = \frac{324 \text{ kg SST/d}}{1.020 \text{ kg SST/m}^3 \cdot 0,04} = 7,9 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### Ejercicio 9.4

Estime qué tiempo de detención sería necesario en un reactor UASB para alcanzar una eliminación mínima de DQO del 65% y de DBO del 75%.

*Solución:* se alcanzan eliminaciones de DQO > 65% para  $t > 6,7$  h, mientras que se necesitan  $t > 7,8$  h para alcanzar eliminaciones de DBO > 75%. Por tanto, con un tiempo de detención hidráulico de  $> 7,8$  h se cumplirían ambos criterios. Este valor está dentro de los habituales recomendados para este tipo de sistemas (entre 6 y 9 h) (Cuadro 9.4).

### Ejercicio 9.5

¿Cuál es la carga orgánica que debe aplicarse en un reactor UASB para que se produzca un caudal de biogás superior a  $1.000 \text{ m}^3/\text{d}$ ? Suponga una temperatura de operación de  $25 \text{ }^\circ\text{C}$ , un rendimiento de eliminación de DQO del 75%, una proporción de metano en el biogás del 70% y un coeficiente de producción de sólidos en el sistema de  $0,18 \text{ kg DQO}_{\text{lodos}}/\text{kg DQO}_{\text{aplicada}}$ .

*Solución:*  $3.230 \text{ kg DQO/d}$

## CUADROS Y DATOS DE REFERENCIA

**Cuadro 9.2:** Criterios de diseño para filtros anaerobios aplicados al post-tratamiento de efluentes de reactores anaerobios. Fuente: C. A de Lemos Chernicharo (2007)

Parámetro / Criterio de diseño	Intervalo de valores, función del caudal		
	Caudal medio	Caudal máximo diario	Caudal máximo en una hora
Tipo de relleno	Piedra	Piedra	Piedra
Altura del relleno (m)	0,8 a 3,0	0,8 a 3,0	0,8 a 3,0
Tiempo de detención hidráulico (h)	5 a 10	4 a 8	3 a 6
Carga hidráulica ( $m^3/m^2 \cdot d$ )	6 a 10	8 a 12	10 a 15
Carga orgánica ( $kg\ DBO/m^3 \cdot d$ )	0,15 a 0,50	0,15 a 0,50	0,15 a 0,50
Carga orgánica en el relleno ( $kg\ DBO/m^3 \cdot d$ )	0,25 a 0,75	0,25 a 0,75	0,25 a 0,75

**Cuadro 9.3:** Tiempos de detención hidráulicos recomendados para reactores UASB tratando aguas residuales urbanas. Fuente: C. A de Lemos Chernicharo (2007)

Temperatura del agua ( $^{\circ}C$ )	Tiempo de detención hidráulica (h)	
	Media diaria	Mínimo (durante 4-6 h)
16 a 19	> 10-14	> 7-9
20 a 26	> 6-9	> 4-6
> 26	> 6	> 4



**Cuadro 9.4:** *Velocidades ascendentes recomendadas para el diseño de reactores UASB tratando aguas residuales urbanas. Fuente: C. A de Lemos Chernicharo (2007)*

Caudal de influente	Velocidad ascendente (m/h)
Caudal medio	0,5 a 0,7
Caudal máximo	< 0,9 – 1,1
Caudales punta temporales (2 a 4 h)	< 1,5

**Cuadro 9.5:** *Resumen de los principales criterios hidráulicos para el diseño de reactores UASB que tratan aguas residuales urbanas. Fuente: C. A de Lemos Chernicharo (2007)*

Parámetro / Criterio de diseño	Intervalo de valores, función del caudal		
	Caudal medio	Caudal máximo	Caudal punta
Carga hidráulica volumétrica ( $m^3/m^3 \cdot d$ )	< 4,0	<6,0	<7,0
Tiempo de detención hidráulico (h)	6 a 9	4 a 6	>3,5 a 4
Velocidad ascensional (m/h)	0,5 a 0,7	<0,9 a 1,1	< 1,5
Carga superficial en el sedimentador (m/h)	0,6 a 0,8	< 1,2	< 1,6
Tiempo de detención hidráulico en el sedimentador (h)	1,5 a 2,0	> 1,0	> 0,6

**Cuadro 9.6:** Otros criterios de diseño para reactores UASB que tratan aguas residuales urbanas.  
Fuente: C. A de Lemos Chernicharo (2007)

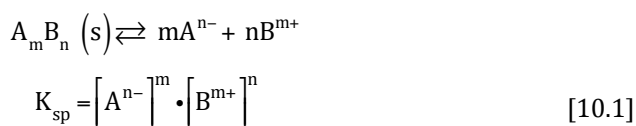
Parámetro / Criterio de diseño	Intervalo de valores
<b>Distribución del influente</b>	
Diámetro de los tubos de distribución del influente (mm)	75-100
Diámetro de las bocas de salida de los tubos de distribución (mm)	40-50
Distancia entre la parte superior del sistema de distribución y el nivel de agua en el sedimentador (m)	0,20-0,30
Distancia entre la boca de salida y la parte inferior del reactor (m)	0,10-0,15
Área de influencia de cada tubo de distribución (m <sup>2</sup> )	2,0-3,0
<b>Recogida de biogás</b>	
Mínima tasa de liberación de biogás (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> •h)	1,0
Máxima tasa de liberación de biogás (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> •h)	3,0-5,0
Concentración de metano en el biogás (%)	70-80
<b>Compartimento de sedimentación</b>	
Superposición de los deflectores de gas en relación con las aberturas del compartimento de sedimentación (m)	0,10-0,15
Mínima pendiente de las paredes del sedimentador (°)	45
Pendiente óptima de las paredes del sedimentador (°)	50-60
Profundidad del compartimento de sedimentación (m)	1,5-2,0
<b>Colector del efluente</b>	
Inmersión del tabique deflector o el tubo de recogida perforado (m)	0,20-0,30
Número de presas triangulares (número/m <sup>2</sup> de reactor)	1-2
<b>Producción y muestreo de lodos</b>	
Rendimiento de producción de sólidos (kg SST/kg DQO <sub>aplicada</sub> )	0,10-0,20
Rendimiento de producción de sólidos (kg DQO <sub>lodos</sub> /kg DQO <sub>aplicada</sub> )	0,11-0,23
Concentración de sólidos esperada en el lodo en exceso (%)	2-5
Densidad del lodo (kg/m <sup>3</sup> )	1.020-1.040

# 10. Precipitación química

## INTRODUCCIÓN

La precipitación química es un proceso utilizado en el tratamiento de aguas residuales y aguas potables mayoritariamente para uno de estos dos fines: el ablandamiento del agua, es decir, la eliminación de la dureza (calcio y magnesio), o para la eliminación de nutrientes (fosfatos). También puede utilizarse para la eliminación de otros metales aparte del calcio y del magnesio, como por ejemplo, metales pesados.

El equilibrio de precipitación se establece cuando se forma un sólido insoluble al mezclar dos iones en disolución o cuando al disolver un sólido se sobrepasa la saturación. En ambos casos, las concentraciones de los iones, que están en equilibrio con el sólido, vienen establecidas por el producto de solubilidad. Se denomina producto de solubilidad,  $K_{sp}$ , a la constante que rige el equilibrio entre un sólido y sus iones presentes en la disolución, y viene definido por la ecuación 10.1.

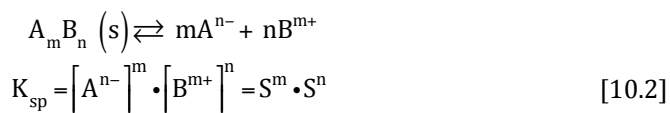


La constante  $K_{sp}$  es dependiente de la temperatura, por lo que a través del producto de solubilidad se puede determinar la solubilidad del compuesto a la temperatura establecida.

También se definen a continuación:

- Solubilidad (S): es la concentración de sustancia en una disolución saturada a una temperatura determinada, y se expresa en g/L, mol/L o g/100 mL, siendo

un valor característico y constante de las sustancias a esa temperatura. Se calcula mediante la ecuación 10.2.



- Disolución saturada: es aquella disolución que no admite más soluto en su seno, a una temperatura dada.

La aplicación del equilibrio de precipitación permite determinar cuándo se produce una precipitación, es decir, las condiciones necesarias para que una sustancia precipite. Cuando se tiene en disolución un ion de una sal (de solubilidad moderada), a una concentración conocida, puede precipitarse con un ion común de dicha sal. Esto se producirá cuando la concentración de este ion añadido sea tal que el producto de las concentraciones de ambos iones sea mayor o igual que su producto de solubilidad. Esto se conoce como “efecto de ion común”. Se puede precipitar más de un ion (co-precipitación), utilizando el mismo ion común, si la cantidad del ion añadido es tal que el producto de los iones en disolución, en cada caso, supera el valor del producto de solubilidad para cada uno de los compuestos. Esto ocurrirá así sólo si los valores de los productos de solubilidad de los compuestos implicados no son muy diferentes.

Este efecto de ion común se basa en el principio de Le Châtelier, el cual establece que cuando se introduce un cambio en un equilibrio, éste se desplazará hacia donde minimice el efecto de ese cambio, fijándose una nueva situación de equilibrio. Así, por ejemplo, si un ion de una sal moderadamente soluble se encuentra en disolución a una concentración determinada, puede precipitarse por otro ion común a la sal, si la concentración de éste se aumenta hasta el punto de que se supere, de nuevo, el valor del producto de solubilidad. Es decir, si tenemos una disolución de una sal  $AB(s)$ , y añadimos una sal  $AC$ , ese ion  $A^+$ , que es ion común, aumenta la concentración de  $A^+$  en la disolución, de forma que el compuesto  $AB(s)$  precipitará en mayor medida cuando el producto de las concentraciones de sus iones ( $[A^+] \cdot [B^-]$ ) vuelva a tener un valor por encima de su producto de solubilidad ( $K_{sp}$ ). En esta nueva situación, la concentración de  $A^+$  será mayor que la que había originalmente, y la concentración de  $B^-$  será menor.

### *Eliminación de calcio y magnesio: ablandamiento de agua*

El calcio y magnesio son dos metales de gran importancia en el estudio de aguas residuales, ya que disueltos en un agua le confieren a ésta propiedades, por lo general, no deseables. Su presencia provoca la aparición de incrustaciones en tuberías y procesos de corrosión, con el perjuicio que esto conlleva a nivel industrial y económico. Por otro lado, también impide la precipitación de los jabones, es decir la formación de espumas, y una concentración excesiva puede originar problemas de salud si esa agua es para consumo humano.

Se define la dureza del agua como la suma de todos los cationes polivalentes que hay en un agua. Se suele expresar en forma de miligramos de  $\text{CaCO}_3$  por litro de agua,  $\text{mg/L CaCO}_3$ . Los cationes mayoritarios son el  $\text{Ca}^{2+}$  y  $\text{Mg}^{2+}$ , por lo que son los únicos considerados habitualmente (ecuación 10.3).

$$\text{Dureza total} = [\text{Ca}^{2+}] + [\text{Mg}^{2+}] \quad [10.3]$$

En función de la dureza, las aguas pueden clasificarse de acuerdo con la siguiente tabla (R. D. Letterman, 1999):

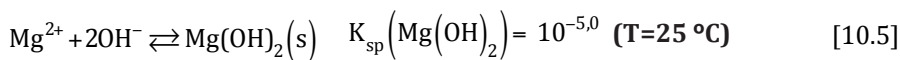
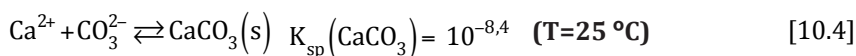
Dureza de un agua, mg/L como $\text{CaCO}_3$			
0-75	75-150	150-300	>300
Blanda	Moderadamente dura	Dura	Muy dura

La dureza también se clasifica en dureza por carbonatos y dureza no debida a carbonatos. La dureza por carbonatos está causada por los cationes que provienen de la disolución de carbonatos o bicarbonatos de calcio o magnesio. La dureza de carbonatos es equivalente a la alcalinidad, cuya mayor parte en aguas naturales proviene de iones carbonatos y bicarbonatos. La dureza no debida a carbonatos está causada por los cationes de calcio y magnesio procedentes de compuestos como sulfatos, cloruros o silicatos cálcicos o magnésicos. La dureza no debida a carbonatos es igual a la dureza total menos la dureza por carbonatos.

Cuando la dureza total excede la alcalinidad de carbonatos y bicarbonatos, la dureza equivalente a la alcalinidad es dureza por carbonatos y la cantidad en exceso de dureza total es dureza no debida a carbonatos. Cuando la dureza total es menor o igual que la alcalinidad de carbonatos y bicarbonatos, entonces la dureza total es equivalente a la dureza por carbonatos y la dureza por no carbonatos es cero. Ambas situaciones se describen en la siguiente tabla:

<b>Si Dureza Total &gt; Alcalinidad</b>
Dureza por carbonatos = Alcalinidad
Dureza por no carbonatos = Dureza total - Dureza por carbonatos
<b>Si Dureza Total <math>\leq</math> Alcalinidad</b>
Dureza total = Dureza por carbonatos
Dureza no debida a carbonatos = 0

Uno de los tratamientos más utilizados para ablandar el agua, aparte del intercambio iónico, es la precipitación química. En este caso, se selecciona un ion común que reaccione con el calcio o el magnesio, de forma que precipiten como  $\text{CaCO}_3$  y  $\text{Mg}(\text{OH})_2$ .



Los equilibrios de precipitación no son, en absoluto, sencillos, ya que en estos procesos intervienen numerosas especies y parámetros que pueden influir en la solubilidad de las sales presentes. La concentración de las distintas especies carbónicas presentes, así como el pH, juegan un papel muy importante para la precipitación del calcio y magnesio.

Para el ablandamiento de un agua, en primer lugar los ácidos libres presentes deben neutralizarse, y posteriormente hay que alcanzar el pH al cual precipite el carbonato de calcio y, si fuese necesario, aumentarlo hasta que precipitase el magnesio. La dureza debida a los carbonatos puede eliminarse adicionando el ion hidróxido para elevar el pH hasta que todo el bicarbonato presente se convierta en carbonato. Previamente a este cambio importante en el pH, el dióxido de carbono o ácido carbónico presente debe ser neutralizado. El aumento en la concentración de carbonato provocado por la conversión del bicarbonato en dicho carbonato, hace que el producto  $[\text{Ca}^{2+}] \cdot [\text{CO}_3^{2-}]$  aumente superando el valor de la constante del producto de solubilidad y, por tanto, que precipite. De esta forma se reduce todo el calcio que se encontraba asociado originalmente al ion bicarbonato, y el calcio que no proviene de este sistema se elimina por un simple ajuste de pH. Con respecto al magnesio, tanto el que procede de especies carbonatadas como el que no, se elimina aumentando la concentración del ion hidróxido hasta que el producto de la concentración de ambos iones,  $[\text{Mg}^{2+}] \cdot [\text{OH}^-]$ , exceda el producto de solubilidad y precipite,  $\text{Mg}(\text{OH})_2(\text{s})$ .

Las reacciones implicadas, de forma secuencial, serían las siguientes:

<b>ELIMINACIÓN DE DUREZA POR CARBONATOS</b>	
Reacción química	Objetivo
$\text{CO}_2 + \text{Ca}(\text{OH})_2 \rightleftharpoons \text{CaCO}_3(\text{s}) + \text{H}_2\text{O}$	Neutralización del ácido carbónico ( $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{H}_2\text{CO}_3$ )
$\text{Ca}^{2+} + 2 \text{HCO}_3^- + \text{Ca}(\text{OH})_2 \rightleftharpoons 2 \text{CaCO}_3(\text{s}) + 2 \text{H}_2\text{O}$	
$\text{Mg}^{2+} + 2 \text{HCO}_3^- + \text{Ca}(\text{OH})_2 \rightleftharpoons \text{MgCO}_3(\text{s}) + \text{CaCO}_3(\text{s}) + 2 \text{H}_2\text{O}$	Eliminación de la dureza de los carbonatos, debidos al calcio y magnesio
$\text{Mg}^{2+} + \text{CO}_3^{2-} + \text{Ca}(\text{OH})_2 \rightleftharpoons \text{Mg}(\text{OH})_2(\text{s}) + \text{CaCO}_3(\text{s})$	

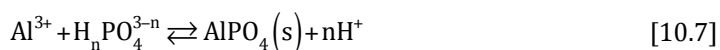
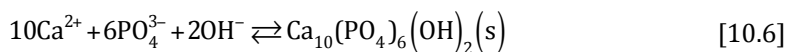
ELIMINACIÓN DE DUREZA NO DEBIDA A CARBONATOS	
Reacción química	Objetivo
$\text{Ca}^{2+} + \text{Na}_2\text{CO}_3 \rightleftharpoons \text{CaCO}_3(\text{s}) + 2 \text{Na}^+$	Eliminación de la dureza no carbonatada debida al calcio
$\text{Mg}^{2+} + \text{Ca}(\text{OH})_2 \rightleftharpoons \text{Mg}(\text{OH})_2(\text{s}) + 2 \text{Ca}^+$	Eliminación de la dureza no carbonatada debida al magnesio
$\text{Ca}^{2+} + \text{Na}_2\text{CO}_3 \rightleftharpoons \text{CaCO}_3(\text{s}) + 2 \text{Na}^+$	Eliminación del calcio generado en el tratamiento anterior

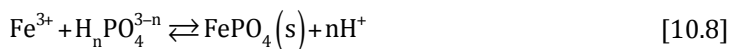
Dependiendo de las características del agua existen varios métodos para llevar a cabo el ablandamiento del agua (R. D. Letterman, 1999):

- *Ablandamiento con cal en una sola etapa*: elevada concentración de calcio, dureza magnésica por carbonatos baja (menos de 40 mg/L  $\text{CaCO}_3$ ). No hay dureza no debida a carbonatos.
- *Ablandamiento con exceso de cal*: elevada concentración de calcio, dureza magnésica por carbonatos alta. No hay dureza no debida a carbonatos. Puede llevarse a cabo en una o en dos etapas.
- *Ablandamiento con cal y carbonato sódico*: elevada concentración de calcio, dureza magnésica por carbonatos baja (menos de 40 mg/L  $\text{CaCO}_3$ ). Existe parte de dureza cálcica no debida a carbonatos.
- *Ablandamiento con exceso de cal y carbonato sódico*: elevada concentración de calcio, elevada dureza magnésica por carbonatos y existe parte de dureza no debida a carbonatos. Puede llevarse a cabo en una o dos etapas.

### Precipitación de fosfatos

El fósforo es un elemento abundante en las aguas residuales, ya que puede formar parte de los sólidos en suspensión, de los microorganismos o de los compuestos disueltos, tanto de naturaleza orgánica como inorgánica. Su presencia en elevadas concentraciones puede llevar a problemas de eutrofización de las aguas, por lo que es necesario tratarlo y eliminarlo de éstas. Esto se realiza frecuentemente por adición de sales de calcio, aluminio o hierro, que dan lugar a la formación de fosfatos poco solubles, según las siguientes reacciones:





La adición de calcio se realiza a partir de cal,  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ . Este calcio reaccionará en primer término con la alcalinidad del agua residual, de ahí que en principio la cantidad de cal a añadir no depende tanto del contenido de fósforo presente. Es por ello que se toma como criterio que la cantidad de cal necesaria para precipitar el fósforo presente será de aproximadamente 1,5 veces la alcalinidad total en términos de  $\text{CaCO}_3$ . Sin embargo, esta práctica está menos extendida por problemas secundarios asociados. Por otro lado, la adición de hierro o aluminio se produce, de forma general, a través de la adición de cloruro férrico,  $\text{FeCl}_3$ , y sulfato de aluminio,  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ , entre otros.

### Precipitación de metales pesados

Los procesos de precipitación para la eliminación de metales pesados son sobre todo eficaces para aquellos metales cuyos productos de solubilidad son muy pequeños. Éste es el caso del níquel, cobre, arsénico, selenio, cadmio, bario y mercurio, cuyos hidróxidos se forman a partir de la adición de hidróxido cálcico,  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , e hidróxido sódico,  $\text{NaOH}$ .

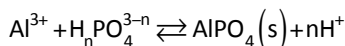
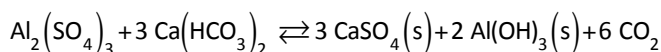
De forma simultánea, la precipitación también ofrece la ventaja de eliminar otros aniones, materia orgánica natural, turbidez, y DBO, DQO o bacterias. Con todo ello se mejora la calidad de las aguas, evitándose la corrosión en sistemas de distribución de agua caliente y fría, así como en sistemas de calentamiento de aguas domésticas.

Finalmente, se recogen los productos químicos más habitualmente utilizados en la precipitación química y sus reacciones principales:

---

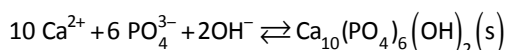
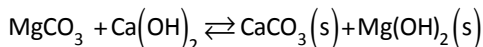
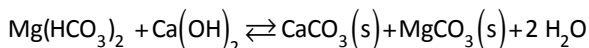
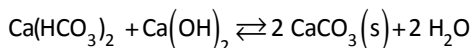
Alúmina o sulfato de alúmina,  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

---



Cal, como hidróxido,  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , u óxido,  $\text{CaO}$

---



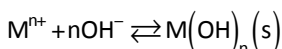
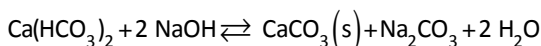
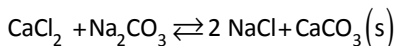
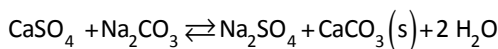
.../...



---

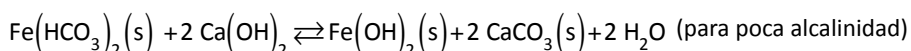
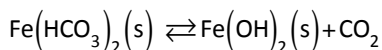
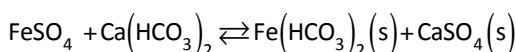
Carbonato sódico,  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , e hidróxido sódico,  $\text{NaOH}$

---



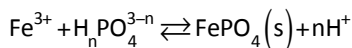
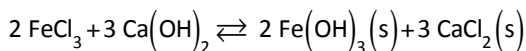
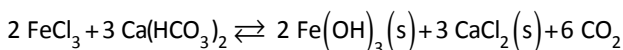
Sulfato ferroso,  $\text{FeSO}_4$

---



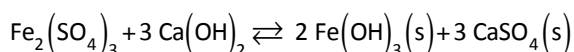
Cloruro férrico,  $\text{FeCl}_3$

---



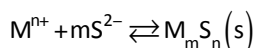
Sulfato férrico,  $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ , y cal,  $\text{Ca}(\text{OH})_2$

---



Sulfuro sódico

---



## EJERCICIOS RESUELTOS

### *Ejercicio 10.1*

El análisis de un agua dio los siguientes resultados: 100 mg/L de calcio, 50 mg/L de magnesio, 10 mg/L de sodio, 330 mg/L de bicarbonatos, 35 mg/L de cloruros y

150 mg/L de sulfatos. a) Expresar las concentraciones de todas las especies en meq/L y mg/L CaCO<sub>3</sub> y b) Calcular la dureza total, la dureza por carbonatos y la dureza no debida a carbonatos, todas expresadas en mg/L CaCO<sub>3</sub>.

a) La concentración de las especies en meq/L se calcula a partir de la siguiente relación:

$$\text{Conc. [meq/L]} = \frac{\text{Conc. (mg/L)}}{\text{Peso equivalente}}$$

El peso equivalente es, a su vez, el cociente entre su masa molecular y la carga de los iones que se generan cuando se disocia una determinada sal. En este caso, todos los elementos están ya disociados, por lo que será su carga. En la siguiente tabla se recogen los pesos equivalentes de todas las especies presentes en el agua. Adicionalmente, se ha incluido también el CaCO<sub>3</sub>, puesto que su peso equivalente se va a necesitar para expresar las concentraciones de las diferentes especies en mg/L CaCO<sub>3</sub>. Dado que el CaCO<sub>3</sub> en disolución se disocia en Ca<sup>2+</sup> y CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>, su carga es 2.

Especie	Masa molecular	Carga	Peso equivalente
Ca <sup>2+</sup>	40,0	2	40,0
Mg <sup>2+</sup>	24,4	2	12,2
Na <sup>+</sup>	23,0	1	23,0
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	61,0	1	61,0
Cl <sup>-</sup>	35,5	1	35,5
SO <sub>4</sub> <sup>-</sup>	96,0	2	48,0
CaCO <sub>3</sub>	100,0	2	50,0

Por otra parte, para convertir las concentraciones en mg/L CaCO<sub>3</sub> debe usarse la siguiente ecuación:

$$\text{Conc. [mg/L CaCO}_3\text{]} = \text{Conc.} \left( \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) \cdot \frac{50 \text{ eq/g CaCO}_3}{\text{Peso equivalente de la especie}}$$

Con ambas ecuaciones, y conocido el peso equivalente de las diferentes especies, se construye una nueva tabla donde la concentración de todas las especies esté expresada en meq/L y en mg/L CaCO<sub>3</sub>.

Especie	mg/L	Peso equivalente (g/eq)	meq/L	mg/L CaCO <sub>3</sub>
Ca <sup>2+</sup>	100	20,0	5,0	250
Mg <sup>2+</sup>	50	12,2	4,1	205
Na <sup>+</sup>	10	23,0	0,4	22
Cationes:			<b>9,5</b>	<b>477</b>
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	330	61,0	5,4	271
Cl <sup>-</sup>	39	35,5	1,1	55
SO <sub>4</sub> <sup>-</sup>	145	48,0	3,0	151
Aniones:			<b>9,5</b>	<b>477</b>

b) La dureza total (en mg/L CaCO<sub>3</sub>) se calcula como la suma de las concentraciones de Ca<sup>2+</sup> y Mg<sup>2+</sup> (también expresadas en mg/L CaCO<sub>3</sub>):

$$\text{Dureza total} = \text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+} = 250 + 205 = 455 \text{ mg/L CaCO}_3$$

La alcalinidad normalmente es debida tanto a bicarbonatos como a carbonatos pero, suponiendo que la concentración de carbonatos es despreciable, se puede aproximar la alcalinidad a la concentración de bicarbonatos:

$$\text{Alcalinidad} \approx [\text{HCO}_3^-] = 271 \text{ mg/L CaCO}_3$$

Cuando la dureza total es mayor que la alcalinidad debida a carbonatos y bicarbonatos, como es este caso, entonces:

$$\text{Dureza debida a carbonatos} = \text{Alcalinidad} = 271 \text{ mg/L CaCO}_3$$

$$\text{Dureza no carbon.} = \text{Dureza total} - \text{Dureza carbon.} = 455 - 271 = 184 \text{ mg/L CaCO}_3$$

### Ejercicio 10.2

Las características de una agua son las siguientes: pH = 7; T = 10 °C; Ca<sup>2+</sup> = 270 mg CaCO<sub>3</sub>/L; Mg<sup>2+</sup>=24 mg CaCO<sub>3</sub>/L; Alcalinidad = 280 mg CaCO<sub>3</sub>/L.

a) Determine la dureza total, dureza carbonatada y dureza no carbonatada del agua.

b) Estime la cantidad de Ca(OH)<sub>2</sub> que se necesita para el ablandamiento del agua en un proceso de ablandamiento con cal en una sola etapa.

a) En este caso:

$$\text{Dureza total} = \text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+} = 270 + 24 = 294 \text{ mg/L CaCO}_3$$

$$\text{Alcalinidad} = 280 \text{ mg/L CaCO}_3$$

Dado que la dureza total > alcalinidad, entonces:

$$\text{Dureza debida a carbonatos} = \text{Alcalinidad} = 280 \text{ mg/L CaCO}_3$$

$$\text{Dureza no carbon.} = \text{Dureza total} - \text{Dureza carbon.} = 294 - 280 = 14 \text{ mg/L CaCO}_3$$

b) Durante un proceso de ablandamiento, el calcio se elimina por precipitación en forma de  $\text{CaCO}_3$ . Además, previamente al proceso de precipitación, se ha de neutralizar todo el ácido carbónico presente. Por tanto, para conocer la dosis necesaria de  $\text{Ca(OH)}_2$  será necesario conocer la concentración de las diferentes especies del equilibrio del ácido carbónico implicadas ( $\text{H}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{HCO}_3^-$  y  $\text{CO}_3^{2-}$ ), que a su vez dependerán del pH. En este ejercicio no se tendrá en cuenta la precipitación del magnesio pues normalmente es despreciable si su concentración es inferior a 40 mg/L  $\text{CaCO}_3$ , como es el caso.

### Determinación del contenido de $\text{HCO}_3^-$

Suponiendo que a pH = 7 toda la alcalinidad está en forma de  $\text{HCO}_3^-$  (especie predominante a ese pH) entonces:

$$[\text{HCO}_3^-] = \text{Alcalinidad} = 280 \text{ mg/L CaCO}_3 = 0,28 \text{ g/L CaCO}_3$$

Para expresar esta concentración en mol/L de  $\text{HCO}_3^-$  hay que recurrir a la igualdad de concentraciones de  $\text{HCO}_3^-$  y  $\text{CaCO}_3$  cuando éstas se expresan en eq/L. El peso equivalente de  $\text{HCO}_3^-$  es  $61/1 = 61 \text{ g/eq}$ , mientras que el peso equivalente del  $\text{CaCO}_3$  es  $100/2 = 50 \text{ g/eq}$  (ver Ejercicio 10.1). De esta forma:

$$[\text{HCO}_3^-] (\text{eq/L}) = [\text{CaCO}_3] (\text{eq/L}) \rightarrow \frac{[\text{HCO}_3^-] (\text{g/L})}{\text{Peso eq. HCO}_3^-} = \frac{[\text{CaCO}_3] (\text{g/L})}{\text{Peso eq. CaCO}_3} \rightarrow$$

$$[\text{HCO}_3^-] (\text{g/L}) = [\text{CaCO}_3] (\text{g/L}) \frac{\text{Peso eq. HCO}_3^-}{\text{Peso eq. CaCO}_3} = 0,28 \cdot \frac{61}{50} = 0,342$$

$$[\text{HCO}_3^-] (\text{mol/L}) = \frac{[\text{HCO}_3^-] (\text{g/L})}{\text{Masa molecular HCO}_3^-} = \frac{0,342}{61} = 5,6 \cdot 10^{-3}$$

## Determinación de las constantes de disociación del ácido carbónico

Para determinar cuáles son las especies predominantes a un pH y temperatura dada, se necesitan conocer primero las constantes de acidez del ácido carbónico a esa temperatura. Estas constantes pueden calcularse mediante las siguientes correlaciones experimentales, donde la temperatura está expresada en K. Sustituyendo  $T = 10\text{ }^\circ\text{C} = 283\text{ K}$ , se obtiene:

$$K_1 = 10^{14,8435 - 3404,71/T - 0,032786T} = 10^{-6,46}$$

$$K_2 = 10^{6,498 - 2909,39/T - 0,02379T} = 10^{-10,51}$$

## Determinación del contenido de $\text{H}_2\text{CO}_3$

A  $\text{pH} = 7$ , se puede despreciar la concentración de carbonatos en el sistema. Por tanto, la concentración total de especies carbónicas en el sistema ( $C_T$ ) es:

$$C_T = [\text{H}_2\text{CO}_3] + [\text{HCO}_3^-] + [\text{CO}_3^{2-}] \cong [\text{H}_2\text{CO}_3] + [\text{HCO}_3^-]$$

La fracción  $\text{HCO}_3^-$  en el total de especies carbónicas ( $\alpha_1$ ) se puede calcular a partir de la siguiente ecuación:

$$\alpha_1 = \frac{[\text{HCO}_3^-]}{C_T} = \frac{[\text{H}_3\text{O}^+]^2}{[\text{H}_3\text{O}^+]^2 + [\text{H}_3\text{O}^+] \cdot K_1 + K_1 \cdot K_2}$$

Sabiendo que a  $\text{pH}=7$ ,  $[\text{H}_3\text{O}^+] = 10^{-7}$ , y los valores de las constantes  $K_1$  y  $K_2$  calculados previamente, se obtiene que:

$$\alpha_1 = \frac{[\text{HCO}_3^-]}{C_T} = 0,776$$

Por tanto, la concentración total de especies carbónicas es:

$$C_T = \frac{[\text{HCO}_3^-]}{\alpha_1} = \frac{5,6 \cdot 10^{-3}}{0,776} = 7,22 \cdot 10^{-3} \text{ mol/L}$$

Y la concentración de  $[\text{H}_2\text{CO}_3]$  se obtiene de la siguiente forma:

$$[\text{H}_2\text{CO}_3] \cong C_T - [\text{HCO}_3^-] = 7,22 \cdot 10^{-3} - 5,6 \cdot 10^{-3} = 1,62 \cdot 10^{-3} \text{ mol/L}$$

Para expresar la concentración de  $\text{H}_2\text{CO}_3$  en  $\text{mg/L CaCO}_3$ , hay que hacer los siguientes cálculos:

$$[\text{H}_2\text{CO}_3] = 1,62 \cdot 10^{-3} \text{ mol/L} \cdot 62 \text{ g/mol} = 0,1004 \text{ g/L}$$

$$[\text{CaCO}_3](\text{g/L}) = [\text{H}_2\text{CO}_3](\text{g/L}) \frac{\text{Peso eq. CaCO}_3}{\text{Peso eq. HCO}_3^-} = 0,1004 \cdot \frac{50}{31} = 0,162$$

$$[\text{H}_2\text{CO}_3] = 162 \text{ mg/L como CaCO}_3$$

### Estimación de la cantidad de hidróxido de calcio que hay que añadir

La cantidad de cal que hay que añadir será la necesaria para neutralizar todo el  $\text{H}_2\text{CO}_3$  y para precipitar el calcio y el magnesio presentes:

$$[\text{Ca}(\text{OH})_2] = [\text{H}_2\text{CO}_3] + [\text{Ca}^{2+}]$$

$$[\text{Ca}(\text{OH})_2] = 162 + 270 = 432 \text{ mg/L como CaCO}_3$$

Después, hay que transformar la dosis de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , expresada en mg/L de  $\text{CaCO}_3$ , en mg/L  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ . Utilizando los pesos equivalentes de ambas sustancias:

$$[\text{Ca}(\text{OH})_2] = 432 \text{ mg/L CaCO}_3 \cdot \frac{\text{Peso eq. Ca}(\text{OH})_2}{\text{Peso eq. CaCO}_3} = 432 \cdot \frac{37}{50} = 320 \text{ mg/L como Ca}(\text{OH})_2$$

*Nota 1:* si el proceso de ablandamiento fuera con exceso de cal, debería añadirse un exceso de aprox. 60 mg/L  $\text{CaCO}_3$  a la cantidad de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  calculada.

*Nota 2:* aunque en el ejercicio se ha calculado la concentración de  $\text{H}_2\text{CO}_3$  y de  $\text{HCO}_3^-$  al pH del agua (pH 7,0), a partir de las constantes de acidez se podría determinar la distribución de especies del sistema de los carbonatos para cualquier pH. En la Figura 10.1 se recoge a la distribución de especies a  $T = 10^\circ\text{C}$ :

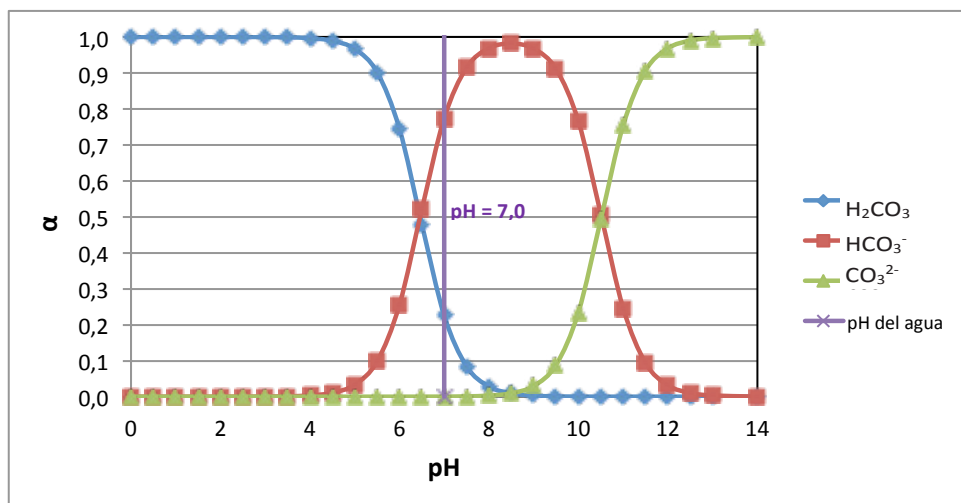


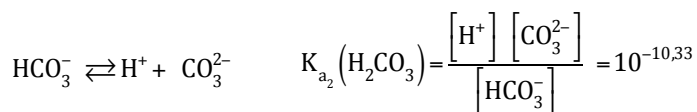
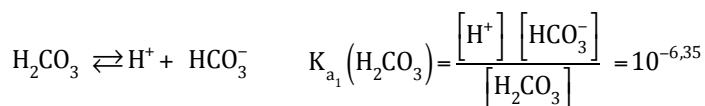
Figura 10.1: Distribución de especies del equilibrio de los carbonatos a  $T = 10^\circ\text{C}$

### Ejercicio 10.3

¿Cuál es la concentración de  $\text{CO}_2$  estimada en un agua cuyo pH es 7,65 y que tiene una alcalinidad total de 370 mg/L  $\text{CaCO}_3$ ? Considérese que la temperatura del agua es 25 °C.

Datos:  $\text{p}K_{a_1}(\text{H}_2\text{CO}_3) = 6,35$        $\text{p}K_{a_2}(\text{H}_2\text{CO}_3) = 10,33$       ( $T=25$  °C)

Las constantes de acidez de los equilibrios implicados son:



A pH= 7,65, la especie predominante, como se observa en la Figura 10.2 es el bicarbonato ( $\text{HCO}_3^-$ ):

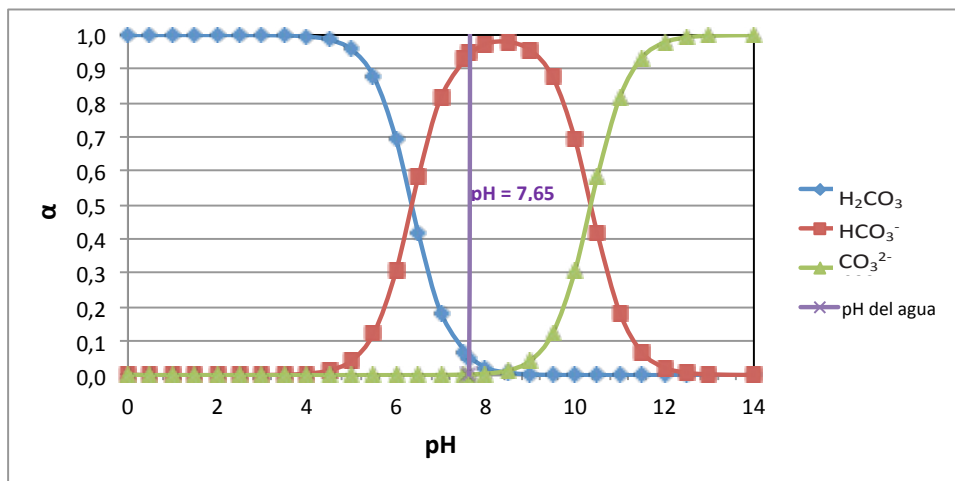


Figura 10.2: Distribución de especies del equilibrio de los carbonatos a  $T = 25$  °C

Por tanto, podemos asumir que toda la alcalinidad está en forma de bicarbonatos.

$$[\text{HCO}_3^-] \approx \text{Alcalinidad} = 370 \text{ mg/L CaCO}_3 = 0,37 \text{ g/L CaCO}_3$$

Para expresar esta concentración de  $\text{HCO}_3^-$  en mol/L de  $\text{HCO}_3^-$ , primero hay que convertir los g/L de  $\text{CaCO}_3$  en g/L de  $\text{HCO}_3^-$ , y después usar la masa molecular del  $\text{HCO}_3^-$ :

$$[\text{HCO}_3^-] (\text{g/L}) = [\text{CaCO}_3] (\text{g/L}) \cdot \frac{\text{Peso eq. HCO}_3^-}{\text{Peso eq. CaCO}_3} = 0,37 \cdot \frac{61}{50} = 0,4514$$

$$[\text{HCO}_3^-] (\text{mol/L}) = \frac{[\text{HCO}_3^-] (\text{g/L})}{\text{Masa molar HCO}_3^-} = \frac{0,4514}{61} = 0,0074$$

La  $[\text{H}_2\text{CO}_3]$  se obtendría a partir de la  $K_{a1}$ , ya que ésta relaciona las concentraciones en equilibrio del ion bicarbonato y del ácido carbónico. Conocida la  $[\text{HCO}_3^-]$  y el pH:

$$[\text{H}_2\text{CO}_3] = \frac{[\text{H}^+] \cdot [\text{HCO}_3^-]}{K_{a1}} = \frac{10^{-7,65} \cdot 7,4 \cdot 10^{-3}}{10^{-6,35}} = 3,71 \cdot 10^{-4} \text{ mol/L}$$

Asumiendo que todo el  $\text{CO}_2$  en agua está en forma de ácido carbónico,

$$[\text{CO}_2] = 3,71 \cdot 10^{-4} \text{ mol/L}$$

$$[\text{CO}_2] = 3,71 \cdot 10^{-4} \frac{\text{mol}}{\text{L}} \cdot 44 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 0,0163 \text{ g/L}$$

Para expresarlo en términos de mg/L  $\text{CaCO}_3$ , se vuelven a utilizar los pesos equivalentes.

$$[\text{CO}_2] = 0,0163 \frac{\text{g}}{\text{L}} \cdot \frac{\text{Peso eq. CaCO}_3}{\text{Peso eq. CO}_2} = 0,0163 \cdot \frac{50}{22} = 0,0370 \frac{\text{g}}{\text{L}} \text{ como CaCO}_3$$

$$[\text{CO}_2] = 37 \text{ mg/L como CaCO}_3$$

*Nota:* en el ejercicio 10.2, se obtuvo la  $[\text{H}_2\text{CO}_3]$  por diferencia entre la concentración total de especies del sistema carbonatos ( $C_T$ ) y la concentración de bicarbonatos (supuesta igual a la alcalinidad de la muestra). En este ejercicio se ha resuelto de forma ligeramente diferente, calculando  $[\text{H}_2\text{CO}_3]$  a partir de  $K_{a1}$ , sin tener que calcular previamente  $C_T$  a través de la fracción de bicarbonatos en el sistema ( $\alpha_1$ ). Ambas maneras de calcular la  $[\text{H}_2\text{CO}_3]$  son equivalentes.



### Ejercicio 10.4

Calcular la dosis de cal y de carbonato sódico para el ablandamiento de un agua mediante un proceso de exceso de cal-carbonato sódico. Las características del agua son las siguientes: pH = 7,0; Temperatura: 10 °C;  $\text{Ca}^{2+} = 300 \text{ mg/L CaCO}_3$ ,  $\text{Mg}^{2+} = 75 \text{ mg/L CaCO}_3$ , Alcalinidad = 275 mg/L  $\text{CaCO}_3$ .

En este caso:

$$\text{Dureza total} = \text{Ca}^{2+} + \text{Mg}^{2+} = 300 + 75 = 375 \text{ mg/L CaCO}_3$$

$$\text{Alcalinidad} = 275 \text{ mg/L CaCO}_3$$

Dado que la dureza total > alcalinidad, entonces:

$$\text{Dureza debida a carbonatos} = \text{Alcalinidad} = 275 \text{ mg/L CaCO}_3$$

$$\text{Dureza no carbon.} = \text{Dureza total} - \text{Dureza carbon.} = 375 - 275 = 100 \text{ mg/L CaCO}_3$$

También se pueden clasificar los diferentes tipos de dureza en función de si es cálcica o magnésica. De esta forma, se obtiene que:

Dureza total: 375 mg/L  $\text{CaCO}_3$ .

– Dureza cálcica: 300 mg/L.

- Dureza cálcica debida a carbonatos = 275 mg/L  $\text{CaCO}_3$ .
- Dureza cálcica no debida a arbonatos = Dureza cálcica - Dureza cálcica debida a carbonatos = 300 - 275 = 25 mg/L  $\text{CaCO}_3$ .

– Dureza magnésica: 75 mg/L.

- Dureza magnésica debida a carbonatos = 0 mg/L  $\text{CaCO}_3$ .
- Dureza magnésica no debida a carbonatos = Dureza magnésica - Dureza magnésica debida a carbonatos = 75 - 0 = 75 mg/L  $\text{CaCO}_3$ .

En un proceso de cal en exceso-carbonato sódico, las necesidades de cal y de carbonato sódico se calculan mediante las ecuaciones 10.9 y 10.10, respectivamente.

$$\begin{aligned} \left[ \text{Ca}(\text{OH})_2 \right] &= \left[ \text{H}_2\text{CO}_3 \right] + \text{Dureza cálcica debida a carbonatos} \\ &\quad + 2 \cdot \text{Dureza magnésica por carbonatos} + \\ &\quad + \text{Dureza magnésica no debida a carbonatos} + 60 \text{ mg/L exceso de cal} \end{aligned} \quad [10.9]$$

$$\begin{aligned} [\text{Na}_2\text{CO}_3] &= \text{Dureza cálcica no debida a carbonatos} \\ &+ \text{Dureza magnésica no debida a carbonatos} \end{aligned} \quad [10.10]$$

Como puede observarse, el único término desconocido en estas ecuaciones es la concentración de  $\text{H}_2\text{CO}_3$ .

### Cálculo de la concentración de $\text{H}_2\text{CO}_3$

De forma similar a como se hizo en el ejercicio 10.3, se calcula la concentración de  $\text{H}_2\text{CO}_3$ . En primer lugar, se supondrá que a  $\text{pH}=7$ , la alcalinidad se debe principalmente a bicarbonatos, por tanto:

$$[\text{HCO}_3^-] \approx \text{Alcalinidad} = 275 \text{ mg/L CaCO}_3 = 0,275 \text{ g/L CaCO}_3$$

$$[\text{HCO}_3^-] (\text{g/L}) = [\text{HCO}_3^-] (\text{g CaCO}_3/\text{L}) \frac{\text{Peso eq. HCO}_3^-}{\text{Peso eq. CaCO}_3} = 0,275 \cdot \frac{61}{50} = 0,336$$

$$[\text{HCO}_3^-] (\text{mol/L}) = \frac{0,336 \text{ g/L}}{\text{Masa mol. (g/mol)}} = \frac{0,336}{61} = 5,51 \cdot 10^{-3}$$

Después, se calculan las constantes de disociación del  $\text{H}_2\text{CO}_3$  a  $10^\circ\text{C}$  ( $283\text{ K}$ ) mediante el empleo de las siguientes correlaciones experimentales:

$$K_{a1} = 10^{14,8435 - 3404,71/T - 0,032786T} = 10^{-6,46}$$

$$K_{a2} = 10^{6,498 - 2909,39/T - 0,02379T} = 10^{-10,51}$$

La  $[\text{H}_2\text{CO}_3]$  se obtendría a partir de la  $K_{a1}$ , ya que ésta relaciona las concentraciones en equilibrio del ion bicarbonato y del ácido carbónico. Conocida la  $[\text{HCO}_3^-]$  y el  $\text{pH}$ :

$$[\text{H}_2\text{CO}_3] = \frac{[\text{H}^+] \cdot [\text{HCO}_3^-]}{K_{a1}} = \frac{10^{-7} \cdot 5,51 \cdot 10^{-3}}{10^{-6,46}} = 1,59 \cdot 10^{-3} \text{ mol/L}$$

$$[\text{H}_2\text{CO}_3] = 1,59 \cdot 10^{-3} \frac{\text{mol}}{\text{L}} \cdot \text{Masa molec. (g/mol)} = 1,59 \cdot 10^{-4} \cdot 62 = 0,0986 \text{ g/L}$$

$$[\text{H}_2\text{CO}_3] = 0,0986 \frac{\text{g}}{\text{L}} \cdot \frac{\text{Peso eq. CaCO}_3}{\text{Peso eq. H}_2\text{CO}_3} = 0,0986 \cdot \frac{50}{31} = 0,159 \frac{\text{g}}{\text{L}} \text{ como CaCO}_3$$

$$[\text{H}_2\text{CO}_3] = 159 \text{ mg/L como CaCO}_3$$

Por tanto, utilizando la ecuación 10.9, ya se puede calcular la dosis de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ :

$$[\text{Ca}(\text{OH})_2] = 159 + 275 + 2 \cdot 0 + 75 + 60 = 569 \text{ mg/L como CaCO}_3$$

$$[\text{Ca}(\text{OH})_2] = 569 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{CaCO}_3 \cdot \frac{\text{Peso eq. Ca}(\text{OH})_2}{\text{Peso eq. CaCO}_3} = 569 \cdot \frac{37}{50} = 421 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{Ca}(\text{OH})_2$$

Y con la aplicación la ecuación 10.10 se puede calcular la dosis de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ :

$$[\text{Na}_2\text{CO}_3] = 25 + 75 = 100 \text{ mg/L CaCO}_3$$

$$[\text{Na}_2\text{CO}_3] = 100 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{CaCO}_3 \cdot \frac{\text{Peso eq. Na}_2\text{CO}_3}{\text{Peso eq. CaCO}_3} = 100 \cdot \frac{53}{50} = 106 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{Na}_2\text{CO}_3$$

### Ejercicio 10.5

El nivel de ortofosfatos en el efluente del tratamiento biológico de un agua residual urbana es de 5 mg/L, sin embargo, para cumplir con los límites de vertido debe reducirse hasta 1 mg/L. Se propone como solución la precipitación química de los fosfatos con  $\text{FeCl}_3$ . El caudal del efluente a tratar es de 1.500 m<sup>3</sup>/h. En estas condiciones:

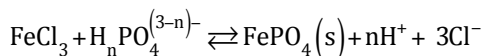
- Calcular la cantidad de cloruro férrico teórica necesaria para cumplir con límites de vertido.
- Calcular la concentración de hierro residual en el agua teniendo en cuenta que la  $[\text{PO}_4^{3-}]$  final es de 1 mg/L ( $1,05 \cdot 10^{-5}$  M), la  $[\text{Fe}^{3+}]$  en equilibrio vendrá dada por el correspondiente producto de solubilidad:

$$[\text{Fe}^{3+}] = \frac{10^{-21,9}}{1,05 \cdot 10^{-5} \text{ mol/L}} = 1,20 \cdot 10^{-17} \text{ M}$$

Datos:  $K_{sp}(\text{FePO}_4) = 10^{-21,9}$ .

a) La química de la precipitación es compleja debido a la existencia de otras reacciones en competencia y el efecto de características del agua como la alcalinidad o el pH sobre las constantes de equilibrio. Sin embargo, de forma teórica, la eliminación de

fosfatos con cloruro de hierro se puede representar mediante la siguiente reacción simplificada:



A partir de la estequiometría de la reacción se puede deducir que:

$$\text{mmol FeCl}_3 = \text{mmol PO}_4^{3-}$$

Teniendo en cuenta la masa molecular del  $\text{FeCl}_3$  (162,2 g/mol) y del grupo ortofosfato (94,97 g/mol), se necesitan 162,2 g de  $\text{FeCl}_3$  por cada 94,97 g de fosfatos eliminados, o lo que es lo mismo, 1,71 g de  $\text{FeCl}_3$  por g de fosfatos eliminados.

Teniendo en cuenta la cantidad total de fosfatos que hay que eliminar para reducir su concentración de 5 a 1 mg/L, y las necesidades de  $\text{FeCl}_3$  por cada g de fosfatos a eliminar, se puede calcular la dosis de  $\text{FeCl}_3$  necesaria de la siguiente forma:

$$\text{PO}_4^{3-} \text{ a eliminar} = Q \cdot (P_0 - P) = 1.500 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot (5 - 1) \left( \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \right) = 6.000 \frac{\text{g}}{\text{h}} = 6 \text{ kg/h}$$

$$\text{FeCl}_3 \text{ necesario} = 6 \frac{\text{kg fosfatos}}{\text{h}} \cdot 1,71 \frac{\text{kg FeCl}_3}{\text{kg fosfatos}} \approx 10,3 \text{ kg/h}$$

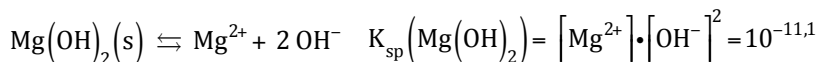
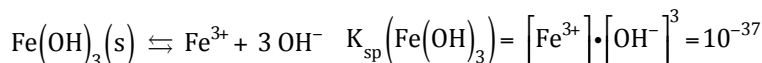
*Nota:* debido a la complejidad de reacciones que influyen sobre el equilibrio de precipitación, la cantidad de  $\text{FeCl}_3$  obtenida es una primera aproximación teórica. La dosis debe siempre determinarse mediante *jar-tests* con el agua residual.

### Ejercicio 10.6

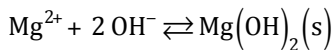
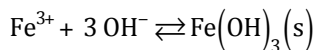
Se desea eliminar el Fe y el Mg de un agua residual en forma de  $\text{Fe}(\text{OH})_3$  y  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  por precipitación química con  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ . ¿Cuál sería la cantidad necesaria de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  para tratar un caudal de 2.000 m<sup>3</sup>/h si la concentración de Fe = 25 mg/L y la de Mg = 15 mg/L?

*Datos:* pesos atómicos: Fe (55,8), Mg (24,3).

Los equilibrios de solubilidad serían los siguientes:



Por tanto, las reacciones de precipitación implicadas serían:



Debido a la estequiometría de estas reacciones, la  $[\text{OH}^-]$  necesaria para precipitar ambos compuestos sería:

$$[\text{OH}^-] (\text{mol/L}) = 3 \cdot [\text{Fe}^{3+}] (\text{mol/L}) + 2 \cdot [\text{Mg}^{2+}] (\text{mol/L})$$

$$[\text{Fe}^{3+}] (\text{mol/L}) = \frac{25 \text{ mg/L} \cdot 10^{-3} (\text{g/mg})}{55,8 \text{ g/mol}} = 0,448 \cdot 10^{-3}$$

$$[\text{Mg}^{2+}] (\text{mol/L}) = \frac{15 \text{ mg/L} \cdot 10^{-3} (\text{g/mg})}{24,3 \text{ g/mol}} = 0,617 \cdot 10^{-3}$$

Por tanto:

$$[\text{OH}^-] = 3 \cdot 0,448 \cdot 10^{-3} + 2 \cdot 0,617 \cdot 10^{-3} = 2,58 \cdot 10^{-3} \text{ mol/L}$$

La cal necesaria para llevar a cabo esta precipitación se calcula fácilmente sabiendo que por cada mol de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  aporta 2 mol de  $\text{OH}^-$ :

$$[\text{Ca}(\text{OH})_2] = 2 \cdot [\text{OH}^-] = 2 \cdot 2,58 \cdot 10^{-3} = 5,16 \cdot 10^{-3} \text{ mol/L}$$

Conocida la masa molecular del  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  (74,1 g/mol), la dosis necesaria de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  es:

$$[\text{Ca}(\text{OH})_2] = 5,16 \cdot 10^{-3} \frac{\text{mol}}{\text{L}} \cdot 74,1 \frac{\text{g}}{\text{mol}} = 0,382 \frac{\text{g}}{\text{L}} = 382 \text{ g/m}^3$$

Dado que el caudal a tratar de agua es de 2.000 m<sup>3</sup>/h, la cantidad de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  a añadir es:

$$[\text{Ca}(\text{OH})_2] = 2.000 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 382 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} = 764.000 \frac{\text{g}}{\text{h}} = 764 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El resultado obtenido es la cantidad de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  teórico, sin tener en cuenta la adición de ningún exceso con respecto al teórico.

**Ejercicio 10.7**

El agua residual de una industria tiene  $10^{-4}$  M de  $\text{SO}_4^{2-}$  y  $10^{-3}$  M en  $\text{CO}_3^{2-}$ . Si se pretendiera eliminar sulfatos y se dispusiera de cloruro cálcico a tal efecto:

- a) ¿Se conseguiría precipitar antes el sulfato que los carbonatos?  
 b) ¿Cuál es la relación carbonatos/sulfatos en el equilibrio cuando se ha producido una precipitación conjunta de ambos?

Datos:  $K_{sp}(\text{CaCO}_3) = 5 \times 10^{-9}$        $K_{sp}(\text{CaSO}_4) = 3,7 \times 10^{-5}$  (T=25 °C)

a) Primero se determina qué anión precipitaría antes.

Para que se forme un precipitado, se ha de cumplir el producto de solubilidad, por lo que a través de él se calcula la concentración de calcio, en ambos casos:

$$\begin{aligned} \text{CaCO}_3(s) &\rightleftharpoons \text{Ca}^{2+} + \text{CO}_3^{2-} & K_{sp}(\text{CaCO}_3) &= [\text{Ca}^{2+}] \cdot [\text{CO}_3^{2-}] = 5 \cdot 10^{-9} \\ \text{CaSO}_4(s) &\rightleftharpoons \text{Ca}^{2+} + \text{SO}_4^{2-} & K_{sp}(\text{CaSO}_4) &= [\text{Ca}^{2+}] \cdot [\text{SO}_4^{2-}] = 3,7 \cdot 10^{-5} \\ \\ [\text{Ca}^{2+}]_{\text{CaCO}_3} &= \frac{K_{sp}(\text{CaCO}_3)}{[\text{CO}_3^{2-}]} = \frac{5 \cdot 10^{-9}}{10^{-3}} = 5 \cdot 10^{-6} \text{ M} \\ \\ [\text{Ca}^{2+}]_{\text{CaSO}_4} &= \frac{K_{sp}(\text{CaSO}_4)}{[\text{SO}_4^{2-}]} = \frac{3,7 \cdot 10^{-5}}{10^{-4}} = 0,37 \text{ M} \end{aligned}$$

Como se observa, la cantidad de calcio necesaria para que precipite el carbonato es menor, por lo que en estas condiciones, no es posible precipitar antes el sulfato, ya que el carbonato de calcio precipitaría primero.

b) Se calcula la relación entre la concentración de ambos aniones que están en equilibrio con el sólido precipitado, y la comparamos con la relación inicial:

Inicialmente:

$$\begin{aligned} \frac{[\text{CO}_3^{2-}]_{\text{inicial}}}{[\text{SO}_4^{2-}]_{\text{inicial}}} &= \frac{10^{-3} \text{ mol/L}}{10^{-4} \text{ mol/L}} = 10 \rightarrow \\ \\ [\text{CO}_3^{2-}]_{\text{inicial}} &= 10 \cdot [\text{SO}_4^{2-}]_{\text{inicial}} \end{aligned}$$

$$[\text{SO}_4^{2-}]_{\text{inicial}} = 0,1 \cdot [\text{CO}_3^{2-}]_{\text{inicial}}$$

En el equilibrio, cuando han precipitado ambos, la concentración de  $\text{Ca}^{2+}$  en el equilibrio es la misma en ambos productos de solubilidad (en la disolución no se pueden distinguir iones  $\text{Ca}^{2+}$  que provienen de un sólido u otro).

$$[\text{CO}_3^{2-}]_{\text{eq}} = \frac{K_{\text{sp}}(\text{CaCO}_3)}{[\text{Ca}^{2+}]}$$

$$[\text{SO}_4^{2-}]_{\text{eq}} = \frac{K_{\text{sp}}(\text{CaSO}_4)}{[\text{Ca}^{2+}]}$$

Si se hace el cociente entre ambas concentraciones:

$$\frac{[\text{CO}_3^{2-}]_{\text{eq}}}{[\text{SO}_4^{2-}]_{\text{eq}}} = \frac{\frac{K_{\text{sp}}(\text{CaCO}_3)}{[\text{Ca}^{2+}]}}{\frac{K_{\text{sp}}(\text{CaSO}_4)}{[\text{Ca}^{2+}]}} = \frac{K_{\text{sp}}(\text{CaCO}_3)}{K_{\text{sp}}(\text{CaSO}_4)} = \frac{5 \cdot 10^{-9}}{3,7 \cdot 10^{-5}} = 1,35 \cdot 10^{-4}$$

Por tanto:

$$[\text{CO}_3^{2-}]_{\text{eq}} = 1,35 \cdot 10^{-4} \cdot [\text{SO}_4^{2-}]_{\text{eq}}$$

$$[\text{SO}_4^{2-}]_{\text{eq}} = 7,41 \cdot 10^3 \cdot [\text{CO}_3^{2-}]_{\text{eq}}$$

Como puede observarse, habría mucha más cantidad de sulfato con respecto al carbonato, al contrario que inicialmente, pues el carbonato ha precipitado en mucha mayor extensión que el sulfato de calcio.

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### Ejercicio 10.8

Un agua tiene las siguientes características: pH = 7,01, T = 10 °C, alcalinidad = 248 mg/L  $\text{CaCO}_3$ , Ca = 288 mg/L  $\text{CaCO}_3$ , Mg = 12 mg/L  $\text{CaCO}_3$ . Determinar la cantidad de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  y  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  para llevar a cabo el ablandamiento del agua.

$\text{Ca(OH)}_2 = 396 \text{ mg/L}$  como  $\text{CaCO}_3$  o  $293 \text{ mg/L}$  como  $\text{Ca(OH)}_2$

$\text{Na}_2\text{CO}_3 = 40 \text{ mg/L}$  como  $\text{CaCO}_3$  o  $42 \text{ mg/L}$   $\text{Na}_2\text{CO}_3$

### Ejercicio 10.9

Si un agua residual tiene una concentración de ortofosfatos de  $4 \text{ mg/L}$  expresado como P, ¿cuál es la cantidad teórica de cloruro de hierro que hará falta para eliminarlo completamente?

Masa atómica del P ( $30,97 \text{ g/mol}$ ) y masa molecular de  $\text{FeCl}_3$  ( $162,2 \text{ g/mol}$ ).

*Solución:*  $26,2 \text{ mg FeCl}_3 / \text{L}$  de agua.

### Ejercicio 10.10

Una disolución que contiene  $\text{Fe}^{3+}$ ,  $\text{Ni}^{2+}$  y  $\text{Mg}^{2+}$  a una concentración individual  $0,10 \text{ M}$  se acidifica a un  $\text{pH} = 0,5$ . El pH se incrementa de forma gradual adicionando una base.

- Calcular los valores de pH a los que comienza a precipitar cada uno de los hidróxidos.
- Demostrar si es posible separar cuantitativamente estos tres cationes por precipitación fraccionada de sus hidróxidos.

*Datos:*  $K_{\text{sp}}(\text{Fe(OH)}_3) = 1,6 \cdot 10^{-39}$ ;  $K_{\text{sp}}(\text{Ni(OH)}_2) = 6 \cdot 10^{-16}$ ;  $K_{\text{sp}}(\text{Mg(OH)}_2) = 7,1 \cdot 10^{-12}$ .

*Solución:* a)  $\text{Fe(OH)}_3$   $\text{pH} = 1,4$ ;  $\text{Ni(OH)}_2$   $\text{pH} = 6,9$ ;  $\text{Mg(OH)}_2$   $\text{pH} = 8,9$ ; b) Sí es posible.



# 11. Filtración granular

## INTRODUCCIÓN

La filtración granular o filtración en lecho es un proceso de separación de sólidos en suspensión que se consigue haciendo pasar el agua a tratar por un filtro o medio poroso. La filtración granular es una de las principales operaciones unitarias utilizadas en el tratamiento de agua potable, normalmente tras los procesos de coagulación-floculación y sedimentación, aunque también es posible la filtración directa de algunas aguas de elevada calidad. Cada vez es más habitual su utilización para el tratamiento de efluentes de depuradoras de aguas residuales urbanas, sobre todo cuando el objetivo es la producción de agua regenerada. Con la filtración en lecho se alcanzan eliminaciones suplementarias de materia en suspensión (incluyendo DBO particulada) de los efluentes tratados por procesos biológicos o químicos de aguas residuales y, probablemente más importante, sirve como etapa de acondicionamiento previa que permitirá después una desinfección efectiva del efluente filtrado. La filtración en lecho también puede utilizarse como una etapa de pre-tratamiento antes de una etapa de filtración por membranas o para separar el fósforo eliminado por precipitación química.

El medio filtrante puede ser arena de sílice, carbón tipo antracita, tierra de diatomeas, etc. Los filtros con dos medios porosos (arena y antracita, carbón activado o granito) ofrecen mayores ventajas que los filtros con un solo medio filtrante y se han hecho muy populares. De hecho, también hay filtros que utilizan tres medios porosos.

La operación completa de filtración consta de dos fases: filtración y lavado o regeneración. Todos los medios filtrantes necesitan limpiarse mediante un lavado en contracorriente cada cierto tiempo, debido a la colmatación del filtro y a la pérdida de eficacia. Normalmente, este retrolavado ocurre cuando la pérdida de carga en el filtro alcanza un cierto valor predeterminado. Aunque en la mayoría de casos el retrolavado se hace de forma discontinua (debe pararse la filtración), existen algunos filtros donde el retrolavado se hace de forma continua (mientras ocurre la filtración).

### Crterios de diseo y variables de operacin

*Tipo de medio filtrante.* Existen diferentes tipos de medios filtrantes que se pueden utilizar: arena, antracita, granate, etc., cuyas propiedades se muestran en el Cuadro 11.1. Dependiendo del tipo de medio, existen ciertos criterios de diseo tpicos como el intervalo de cargas hidrulicas a las que puede operar, el tamao efectivo y el coeficiente de uniformidad del medio filtrante, la mnima profundidad del medio requerida o la tasa de retrolavado (ver Cuadros 11.2-11.5).

*Carga hidrulica.* La carga hidrulica es una de las principales variables de operacin de un filtro. Se define como el cociente entre el caudal de agua que trata y el rea superficial del filtro, y tiene el mismo valor que la velocidad de aproximacin a la superficie del filtro ( $v$ ) (ecuacin 11.1).

$$v = \frac{Q}{A} \quad [11.1]$$

donde:  $v$  = carga hidrulica o velocidad de aproximacin al lecho, en  $m^3/m^2 \cdot d$  o  $m/d$ ;  $Q$  = caudal de agua, en  $m^3/d$ ;  $A$  = rea superficial del filtro, en  $m^2$ .

En base a los valores de carga hidrulica a los que operan, los filtros se pueden clasificar en filtros de arena lentos, filtros de arena rpidos y filtros de arena de alta carga. Histricamente, los primeros procesos de filtracin en lecho para el tratamiento de aguas residuales fueron los filtros de arena lentos (con velocidades tpicas de filtracin de 3 a 8  $m^3/m^2 \cdot d$ ), que despus se sustituyeron por filtros de arena rpidos, que permiten trabajar a cargas mayores, tpicamente de 120  $m^3/m^2 \cdot d$  (5  $m/h$ ). Hoy da se utilizan tambin filtros con dos medios filtrantes o filtros duales que pueden trabajar a cargas de hasta 480  $m^3/m^2 \cdot d$  (20  $m/h$ ), y los filtros de lecho profundo, con un nico medio filtrante, que pueden alcanzar cargas de hasta 600  $m^3/m^2 \cdot d$  (25  $m/h$ ).

*Nmero de unidades de filtracin.* La determinacin del tamao de las unidades de filtracin que son necesarias se suele hacer en base a los caudales punta que debe tratar la unidad de filtracin y la planta, que normalmente estn establecidos sobre la base de requisitos legales. Con respecto al nmero de unidades de filtracin, este nmero debe mantenerse al mnimo para reducir los costes de impulsin y construccin, pero deben ser suficientes para asegurar que: a) los caudales de retrolavado no sean excesivamente grandes, y b) que cuando una unidad de filtracin est fuera de servicio por retrolavado, la carga que llega de forma transitoria a las restantes unidades de filtracin no sea tan alta como para que se desaloje material filtrante.

Segn M. L. Davis (2010), para plantas pequeas (<8.000  $m^3/d$ ), el mnimo nmero de filtros es 2. Para plantas con una capacidad de tratamiento de ms de 8.000  $m^3/d$ , el nmero mnimo de filtros es 4. Para capacidades de tratamiento superiores se puede utilizar la ecuacin de Kawamura, donde  $N$  es el nmero total de filtros y  $Q$  el caudal mximo de diseo de la planta (en  $m^3/d$ ):

$$N = 0,0195 \cdot \sqrt{Q} \quad [11.2]$$

*Dimensiones.* Las relaciones anchura:longitud de una clula suelen estar en el intervalo de 1:1 a 1:4 o de 1:2 a 1:4, segn las fuentes. El intervalo general de reas para

cada unidad es de 25 a 100 m<sup>2</sup>, con un valor medio de aproximadamente 50 m<sup>2</sup>. Hay un límite práctico para el área superficial de un filtro individual, que está en torno a 100 m<sup>2</sup>, aunque se han construido filtros individuales de mayor tamaño (hasta 200 m<sup>2</sup>) en plantas con capacidades de tratamiento muy elevadas. Normalmente, los filtros están compuestos por dos celdas por caja de filtro y la anchura de una célula de filtración suele ser menor de 6 m. Para filtros a presión, es normal utilizar tamaños estandarizados disponibles de los suministradores. El diámetro máximo de un filtro a presión vertical es de alrededor de 3,7 m. El diámetro y longitud máxima de un filtro de presión horizontal es de alrededor de 3,7 m y 12 m, respectivamente. En el Cuadro 11.6 se recogen criterios de dimensionamiento básicos para filtros granulares.

*Retrolavado.* En una operación discontinua, el filtro se opera hasta que la calidad del efluente empieza a deteriorarse o la pérdida de carga se hace excesiva. En este punto, el filtro se deja fuera de servicio y se hace un retrolavado hasta eliminar los sólidos acumulados. Cuando el filtro se opera de forma semicontinua, debe tenerse en cuenta el agua necesaria para limpiar los filtros. Dependiendo del tipo de filtro, las necesidades de retrolavado son diferentes. En los Cuadros 11.7 y 11.8 se recogen las tasas de retrolavado típicas para diferentes tipos de filtros, aunque se puede encontrar también información detallada en los Cuadros 11.2-11.5.

*Pérdida de carga.* Es quizás, junto con la carga hidráulica, la variable más importante de operación en los filtros granulares. El Cuadro 11.9 recoge las pérdidas de carga aproximadas para lechos limpios en filtros granulares trabajando a diferentes velocidades de filtración.

Se han propuesto numerosas ecuaciones para calcular la pérdida de carga de un agua circulando a través de un medio poroso. Por ejemplo, las ecuaciones de Carmen-Kozeny, Fair-Hatch y Rose son apropiadas para filtros de arena cuando  $Re < 6$  (régimen laminar). Para medios filtrantes de mayor tamaño, donde se utilizan velocidades más altas, el flujo puede estar en el régimen de transición, donde estas ecuaciones no pueden aplicarse. En estas situaciones, se recomienda utilizar la ecuación de Ergun. A continuación se recoge cómo se formulan las ecuaciones de Carmen-Kozeny (ecuaciones 11.3-11.5) y de Rose (ecuaciones 11.6-11.9), dependiendo de si se puede suponer que el relleno tiene un uniforme del grano o no (lecho estratificado).

**CARMEN-KOZENY**

**Tamaño uniforme de grano:** 
$$h_L = \frac{f}{\phi} \cdot \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{v_a^2}{g} \tag{11.3}$$

**Lecho estratificado:** 
$$h_L = \frac{1}{\phi} \cdot \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \cdot \frac{L \cdot v_a^2}{g} \cdot \sum f \cdot \frac{\rho}{d_g} \tag{11.4}$$

$$f = 150 \cdot \frac{1-\epsilon}{Re} + 1,75 \tag{11.5}$$

**ROSE**

**Tamaño uniforme de grano:** 
$$h_L = \frac{1,067 \cdot v_a^2 \cdot L}{\phi \cdot g \cdot \varepsilon^4} \cdot \frac{C_D}{d} \quad [11.6]$$

**Lecho estratificado:** 
$$h_L = \frac{1,067 \cdot v_a^2 \cdot L}{\phi \cdot g \cdot \varepsilon^4} \cdot \sum \frac{C_D \cdot p}{d_g} \quad [11.7]$$

$$Re < 0,5: C_D = \frac{24}{Re} \quad [11.8]$$

$$0,5 < Re < 10.000: C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0,34 \quad [11.9]$$

donde:

$h_L$  = pérdida de carga a través del filtro, en m.

$f$  = coeficiente de fricción.

$C_D$  = coeficiente de arrastre.

$\Phi$  = factor de forma de las partículas (1,0 para esferas; 0,82 para arena redondeada; 0,75 para arena normal y 0,73 para material machacado y arena angulosa).

$v_a$  = velocidad de aproximación del filtro (también conocida como velocidad de filtración o carga hidráulica), en m/s o m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·s.

$L$  = profundidad del filtro de arena, m.

$f$  = fracción másica de las partículas de arena de diámetro  $d_g$ .

$d$  = diámetro nominal, m.

$p$  = fracción másica de partículas con tamaño  $d_g$ .

$d_g$  = es el tamaño medio del material retenido entre dos tamices sucesivos, en m. Este tamaño medio se calcula como la media geométrica del tamaño

de los tamices sucesivos,  $d_g = \sqrt{d_1 \cdot d_2}$ .

$g$  = aceleración de la gravedad, en m/s<sup>2</sup>.

$\varepsilon$  = porosidad del lecho.

$Re$  = número adimensional de Reynolds (ecuación 11.10):

$$Re = \frac{v_a \cdot d \cdot \phi \cdot \rho}{\mu} \quad [11.10]$$

## EJERCICIOS RESUELTOS

### Ejercicio 11.1

¿Cuál sería el número de filtros más adecuado para plantas que tratan los siguientes caudales de agua? a) 5.000 m<sup>3</sup>/d, b) 25.000 m<sup>3</sup>/d, c) 60.000 m<sup>3</sup>/d. Aparte de las recomendaciones habituales (redundancias), tenga en cuenta la ecuación de Kawamura.

a) Para caudales pequeños (<8.000 m<sup>3</sup>/d), se recomienda un número mínimo de dos filtros.

b) Para caudales > 8.000 m<sup>3</sup>/d, se recomienda un número mínimo de cuatro filtros. La ecuación de Kawamura (ecuación 11.2) aplicada a este caso obtiene el siguiente resultado:

$$N = 0,0195 \cdot \sqrt{Q} = 0,0195 \cdot \sqrt{25.000} = 3,1$$

Como el número de filtros que da la ecuación de Kawamura es menor que el número mínimo recomendado (4), se utilizarán cuatro filtros, que permiten una mayor flexibilidad en la operación.

c) Para caudales > 8.000 m<sup>3</sup>/d, también se recomienda un número mínimo de cuatro filtros. Si se aplica la ecuación de Kawamura, se obtendría:

$$N = 0,0195 \cdot \sqrt{Q} = 0,0195 \cdot \sqrt{60.000} = 4,8 \approx 5$$

Por tanto, deberían utilizarse 5 filtros, o lo que sería más adecuado, 6. De esta forma se tendría un número par de filtros, que es la solución más habitual, puesto que se suelen disponer dos celdas por cada caja de filtro.

### Ejercicio 11.2

Una potabilizadora quiere instalar filtros de arena rápidos después del tratamiento de coagulación-floculación y sedimentación lamelar. El caudal de agua a tratar es de 30.400 m<sup>3</sup>/d y la superficie máxima de cada filtro individual es de 50 m<sup>2</sup>. Para una carga hidráulica de diseño de 160 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d, calcule el número y tamaño de los filtros, y la velocidad de filtración normal.

En primer lugar, a partir del caudal de tratamiento y la carga hidráulica o velocidad de aproximación, se determina el área superficial total necesaria:

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{30.400 \text{ m}^3/\text{d}}{160 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 190 \text{ m}^2$$

Después, teniendo en cuenta que el área superficial típica de los filtros oscila entre 25 y 100 m<sup>2</sup> (Cuadro 11.6), y adoptando un valor intermedio de 50 m<sup>2</sup>, el número de filtros (n) se determina como:

$$n = \frac{190 \text{ m}^2}{50 \text{ m}^2} = 3,8 \approx 4$$

Por tanto, se seleccionarían cuatro filtros de 50 m<sup>2</sup> de área superficial. Las dimensiones del filtro se pueden obtener a partir de las relaciones anchura:longitud (W:L) habituales, que varían entre 1:1 y 1:4. En este caso se supone una relación anchura:longitud de 1:2. Por tanto:

$$A = W \cdot L = W \cdot 2W = 2W^2 \Rightarrow$$

$$W = \sqrt{\frac{A}{2}} = \sqrt{\frac{50}{2}} = 5 \text{ m}$$

$$L = 2 \cdot W = 2 \cdot 5 = 10 \text{ m}$$

Cada filtro individual tendrá una anchura de 5 m y una longitud de 10 m.

Para estos filtros, la velocidad de aproximación o carga hidráulica será ligeramente inferior a la supuesta calculada para los mismos (160 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d) dado que el número de filtros se ha redondeado al entero más cercano y, por tanto, el área superficial se ha visto incrementada:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{30.000 \text{ m}^3/\text{d}}{4 \cdot 50 \text{ m}^2} = 150 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2} \cdot \text{d} = 6,25 \text{ m/h}$$

Este valor está dentro del intervalo típico para filtros de arena, que oscila entre 5 y 12 m/h (Cuadro 11.2).

### Ejercicio 11.3

Determinar el número de filtros necesario y sus dimensiones (anchura y longitud) para tratar un caudal de agua de 20.000 m<sup>3</sup>/d. Suponga un valor de velocidad de filtración típico para un filtro de arena rápido (200 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d).

En primer lugar se hace una estimación inicial del número de filtros que tendrá la planta. Para caudales >8.000 m<sup>3</sup>/d se recomienda un número mínimo de 4 filtros, pudiéndose ser mayor dependiendo del caudal máximo de tratamiento (ecuación de Kawamura, ecuación 11.2). En este caso:

$$N = 0,0195 \cdot \sqrt{Q} = 0,0195 \cdot \sqrt{20.000} = 2,8$$

Como el número de filtros obtenido por la ecuación de Kawamura es inferior al número mínimo recomendado (4), se toma cuatro como el número de filtros a instalar.

El caudal que tratará cada uno de ellos será  $20.000 \text{ m}^3/\text{d} / 4 = 5.000 \text{ m}^3/\text{d}$ . Con este caudal y la velocidad de filtración del enunciado ( $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ ), se calcula el área necesaria para cada filtro:

$$v = \frac{Q}{A} \Rightarrow A = \frac{Q}{v} = \frac{5.000 \text{ m}^3/\text{d}}{200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 25 \text{ m}^2$$

Esta área está dentro de los intervalos habituales de filtros (de 25 a  $100 \text{ m}^2$ ) (Cuadro 11.6).

Sin embargo, hay que aplicar después una serie de pautas de redundancia que permitan trabajar en condiciones óptimas cuando alguno de los lechos esté fuera de servicio debido, lo que se puede hacer de las siguientes formas:

- (1) Incrementar el número de lechos a cinco y reducir el área superficial de cada uno de ellos.
- (2) Incrementar el número de lechos a seis y reducir el área superficial de cada uno de ellos.
- (3) Mantener el número de lechos en cuatro pero incrementar el área superficial. Esto permite trabajar a menores velocidades de filtración durante las condiciones habituales de operación y cumplir los requerimientos de carga hidráulica con un lecho fuera de servicio.
- (4) Cambiar los filtros a un medio filtrante dual que permite trabajar a velocidades de filtración mayores.

Debido a consideraciones de construcción y operacionales, los filtros suelen construirse en números pares. Por tanto, la alternativa (1) se desecha. La alternativa (2) podría ser aceptable pero se traduciría en un incremento de la inversión del 50% comparado con la instalación de un sistema con cuatro filtros. Sin cambiar a un filtro de dos medios filtrantes (4), la opción (3) ofrece la alternativa más económica.

Si uno de los filtros está fuera de servicio, los tres filtros restantes tendrán que tratar un caudal de  $20.000 \text{ m}^3/\text{d} / 3 = 6.667 \text{ m}^3/\text{d}$ . Para que en estas condiciones, la velocidad de filtración siga siendo la recomendada ( $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ ), el nuevo área de los filtros sería:

$$v = \frac{Q}{A} \Rightarrow A = \frac{Q}{v} = \frac{6.667 \text{ m}^3/\text{d}}{200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 33,3 \text{ m}^2$$

De esta forma, se recomienda la construcción de 4 filtros con un área superficial de  $33,3 \text{ m}^2$  cada uno. Esta área sigue estando dentro del intervalo recomendado (de 25 a  $100 \text{ m}^2$ ), y supone un incremento menor de la inversión (un 33%) con respecto a la opción 2 de redundancia.

Finalmente se calculan las dimensiones de cada uno de los filtros. Suponiendo una relación anchura:longitud (W:L) igual a 1:2, entonces:

$$A = W \cdot L = W \cdot 2W = 2W^2 \Rightarrow$$

$$W = \sqrt{\frac{A}{2}} = \sqrt{\frac{33,3}{2}} = 4,1 \text{ m}$$

$$L = 2 \cdot W = 2 \cdot 4,1 = 8,2 \text{ m}$$

El diseño cumple también con el requisito de que el filtro tenga una anchura  $< 6 \text{ m}$  (Cuadro 11.6). Suponiendo un canal de distribución de  $0,6 \text{ m}$  de anchura, entonces la anchura total sería de  $4,7 \text{ m}$ , con una longitud total de  $8,2 \text{ m}$ .

### Ejercicio 11.4

Una unidad de filtración granular tiene  $5 \text{ m}$  de ancho x  $10 \text{ m}$  de largo. Después de filtrar  $12.000 \text{ m}^3$  en un día, se hace un retrolavado con agua a una velocidad de  $0,65 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$  durante  $15 \text{ minutos}$ . Determinar: a) la carga hidráulica media o velocidad de filtración, b) la cantidad de agua de retrolavado necesaria y c) el porcentaje de agua de retrolavado necesaria con respecto a la cantidad de agua tratada.

a) La carga hidráulica media o velocidad de filtración a la que trabaja el filtro granular es:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{12.000 \text{ m}^3/\text{d}}{5 \text{ m} \cdot 10 \text{ m}} = 240 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 10 \text{ m/h}$$

b) La cantidad de agua necesaria para el retrolavado es:

$$Q = 0,65 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{min}} \cdot 50 \text{ m}^2 \cdot 15 \text{ min} = 487,5 \text{ m}^3$$

*Comentario:* durante el retrolavado se utiliza una carga hidráulica de  $0,65 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min} = 936 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d} = 39 \text{ m/h}$ , que es aproximadamente cuatro veces superior a la velocidad de filtración habitual.

c) El porcentaje de agua de retrolavado con respecto al agua tratada es:

$$\text{Porcentaje agua retrolavado} = \frac{487,5 \text{ m}^3}{12.000 \text{ m}^3} \cdot 100 = 4,1\%$$

### Ejercicio 11.5

Calcular la pérdida de carga en un filtro limpio de arena mediante la ecuación de Rose y determinar si esta pérdida de carga es razonable o no.



Asuma los siguientes datos de partida: carga hidráulica de  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ , peso específico de la arena 2,65, factor de forma 0,82, porosidad del lecho de 0,45, temperatura del agua  $10 \text{ }^\circ\text{C}$  y profundidad del medio filtrante 0,5 m. La densidad y la viscosidad del agua, a  $10 \text{ }^\circ\text{C}$ , son  $999,7 \text{ kg}/\text{m}^3$  y  $1,307 \cdot 10^{-3} \text{ kg}/\text{m} \cdot \text{s}$ , respectivamente. El análisis de distribución de tamaños de partícula de la arena utilizada, determinada por análisis de tamices, se recoge a continuación.

Tamaño de tamiz US	% Retenido	$d_g$ (m)
8-12	5,3	0,002
12-16	17,1	0,00142
16-20	14,6	0,001
20-30	23,8	0,000714
30-40	17,6	0,000505
40-50	11,9	0,000357
50-70	5,9	0,000252
70-100	3,1	0,000178
100-140	0,7	0,000126

En primer lugar, y a partir de la distribución de tamaño de partícula, se calcula el número de Re (ecuación 11.10). Para ello, se tienen todos los datos necesarios: esfericidad ( $\phi$ ) = 0,82, densidad =  $999,7 \text{ kg}/\text{m}^3$  y viscosidad =  $1,307 \cdot 10^{-3} \text{ kg}/\text{m} \cdot \text{s}$ , siendo únicamente necesario convertir la velocidad de aproximación al filtro o carga hidráulica ( $v_a$ ) en unidades del SI:

$$v_a = 200 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 200 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} \cdot \frac{1 \text{ d}}{86.400 \text{ s}} = 0,0023 \text{ m/s}$$

De esta forma:

$$\text{Re} = \frac{v_a \cdot d \cdot \phi \cdot \rho}{\mu} = \frac{\left(0,0023 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right) \cdot d(\text{m}) \cdot (0,82) \cdot \left(999,7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{1,307 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} = 1.443 \cdot d(\text{m})$$

Para la primera fila de datos ( $d = 0,002 \text{ m}$ ), se obtiene un valor de  $\text{Re} = 2,88$ . Para el resto de valores, consultar la tabla de resumen de cálculos del ejercicio.

La expresión utilizada para calcular el coeficiente de arrastre ( $C_D$ ) es diferente dependiendo del valor del Re: la ecuación 11.8 para  $Re < 0,5$  y la ecuación 11.9 para  $0,5 < Re < 10.000$ . Como los Re oscilan entre 0,182 y 2,88, habrá que utilizar una u otra ecuación según el caso. En concreto, para los tamaños de partícula entre 0,000252 y 0,000126 m debe utilizarse la ecuación 11.8, mientras que para los tamaños de partícula entre 0,002 m y 0,000357 m debe utilizarse la ecuación 11.9.

Como ejemplo se calcula el coeficiente de arrastre para el primer valor de diámetro (0,002 m), al que le corresponde un  $Re = 2,88$ :

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0,34 \Rightarrow C_D = \frac{24}{2,885} + \frac{3}{\sqrt{2,885}} + 0,34 = 10,42$$

La última columna de la tabla de resultados es el producto de la fracción de masa retenida en ese intervalo de tamices ( $p$ ) (en tanto por 1) y el coeficiente de arrastre ( $C_D$ ) dividido por el diámetro medio geométrico ( $d_g$ ). Para el valor de la primera fila:

$$\frac{C_D \cdot p}{d_g} = \frac{10,42 \cdot 0,053}{0,002} = 276,3 \text{ m}^{-1}$$

Después, debe calcularse el sumatorio de este término para todos los intervalos de tamaños:

$$\sum \frac{C_D \cdot f}{d_g} = 82.626 \text{ m}^{-1}$$

La tabla de resultados que resume los cálculos anteriores es la siguiente:

Tamaño de tamiz US	% Retenido	d (m)	Re	$C_D$	$C_D \cdot f/d_g$
8-12	5,3	0,002	2,885	10,42	276,3
12-16	17,1	0,00142	2,048	14,15	1.704,3
16-20	14,6	0,001	1,443	19,47	2.843,3
20-30	23,8	0,000714	1,030	26,60	8.865,7
30-40	17,6	0,000505	0,728	36,80	12.825,2
40-50	11,9	0,000357	0,515	51,12	17.040,9
50-70	5,9	0,000252	0,364	66,0	15.457,0
70-100	3,1	0,000178	0,257	93,5	16.277,9
100-140	0,7	0,000126	0,182	132,0	7.335,5
$\Sigma C_D \cdot f/d$					82.626,0

Finalmente, la pérdida de carga total a través del lecho se calcula a partir de la ecuación 11.7 (lecho estratificado):

$$h_L = \frac{1,067 \cdot v_a^2 \cdot L}{\varphi \cdot g \cdot \varepsilon^4} \cdot \sum \frac{C_D \cdot f}{d_g} \Rightarrow$$

$$h_L = \frac{1,067 \cdot (0,0023 \text{ m/s})^2 \cdot (0,5 \text{ m})}{(0,82) \cdot (9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}) \cdot (0,45)^4} \cdot (82,626 \text{ m}^{-1}) = 0,71 \text{ m}$$

Para determinar si la pérdida de carga es elevada o no para un lecho filtrante limpio, debe transformarse la velocidad de filtración a unidades de m/h y comparar con los valores de el Cuadro 11.9. En este caso:

$$v_a = 216 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 216 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} \cdot \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} = 9 \text{ m/h}$$

Aunque no existen valores de pérdida de carga para velocidades de filtración por encima de 7,5 m/h con un filtro de arena estándar, si se extrapola la tendencia: 0,30 m para 5 m/h y 0,45 m para 7,5 m/h (Cuadro 11.9), se podría estimar la pérdida de carga máxima admisible en un filtro de arena estándar trabajando a 9 m/h en unos 0,54 m.

Por tanto, la pérdida de carga (0,71) es elevada para un lecho limpio. Consecuentemente, la carga hidráulica o la fracción de finos, o una combinación de ambas, debería reducirse para que la pérdida de carga con el lecho limpio no exceda de aprox. 0,54 m.

### Ejercicio 11.6

Determinar la pérdida de carga mediante la ecuación de Rose de un lecho filtrante compuesto por 30 cm de antracita con un tamaño medio uniforme de 1,6 mm y 30 cm de arena con un tamaño medio uniforme de 0,5 mm, para una velocidad de filtración de 160 L/m<sup>2</sup>·min. Suponer que la temperatura de funcionamiento es de 20 °C. Adoptar los valores de esfericidad ( $\varphi$ ) de 0,73 y 0,82 para la antracita y la arena, respectivamente. La densidad y viscosidad del agua (a 20 °C) son 998,3 kg/m<sup>3</sup> y 1,003·10<sup>-3</sup> kg/m·s, respectivamente.

En primer lugar, se determina el número de Reynolds para las capas de arena y antracita (ecuación 11.10). Todos los datos necesarios están incluidos en el enunciado del problema, y la única transformación que hay que hacer es poner en unidades del SI el tamaño de partícula y la velocidad de aproximación.  $d = 1,6 \text{ mm} = 0,0016 \text{ m}$  para la antracita y  $d = 0,5 \text{ mm} = 0,0005 \text{ m}$  para la arena. En ambos casos,  $v_a = 160 \text{ L/m}^2 \cdot \text{min} = 0,00267 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ . Por tanto:

$$Re_{\text{antracita}} = \frac{v_a \cdot d\phi \cdot \rho}{\mu} = \frac{\left(0,00267 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right) \cdot 0,73 \cdot 998,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,0016 \text{ m}}{1,003 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} = 3,104$$

$$Re_{\text{arena}} = \frac{v_a \cdot d\phi \cdot \rho}{\mu} = \frac{\left(0,00267 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right) \cdot 0,82 \cdot 998,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,0005 \text{ m}}{1,003 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} = 1,089$$

Después se determina el coeficiente de arrastre ( $C_D$ ). Para  $0,5 < Re < 10.000$ , hecho que ocurre tanto para la capa de antracita como para la capa de arena, se utiliza la ecuación 11.9.

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{\sqrt{Re}} + 0,34 \rightarrow$$

$$C_{D\text{antracita}} = \frac{24}{3,105} + \frac{3}{\sqrt{3,105}} + 0,34 = 9,77$$

$$C_{D\text{arena}} = \frac{24}{1,089} + \frac{3}{\sqrt{1,089}} + 0,34 = 25,25$$

Posteriormente, se determina la pérdida de carga a través de las capas de arena y antracita mediante la siguiente expresión (ecuación 11.6):

$$h_L = \frac{1,067 \cdot v_a^2 \cdot L \cdot C_D}{\varphi \cdot g \cdot \epsilon^4 \cdot d}$$

En este caso no se ha facilitado en el enunciado el valor de porosidad de cada uno de los lechos. Si se consultan los valores típicos en filtros duales con una capa de antracita arriba y una de arena abajo (Cuadro 11.3), la porosidad del lecho de antracita varía entre 0,53 y 0,60 (se tomará 0,58) y la del lecho de arena suele variar entre 0,40 y 0,47 (se tomará 0,43). Por tanto:

$$h_{L\text{antracita}} = \frac{1,067 \cdot (0,00267 \text{ m/s})^2 \cdot (0,3 \text{ m})}{(0,73) \cdot \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right) \cdot (0,58)^4} \cdot \frac{9,77}{0,0016} = 0,017 \text{ m}$$

$$h_{L\text{arena}} = \frac{1,067 \cdot (0,00267 \text{ m/s})^2 \cdot (0,3 \text{ m})}{(0,82) \cdot \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right) \cdot (0,43)^4} \cdot \frac{25,25}{0,0005} = 0,419 \text{ m}$$

Finalmente, la pérdida de carga total del filtro ( $H_T$ ) es la suma de la pérdida de carga de cada una de las capas:

$$H_T = h_{L_{\text{antracita}}} + h_{L_{\text{arena}}} = 0,017 \text{ m} + 0,419 \text{ m} = 0,436 \text{ m}$$

### Ejercicio 11.7

Un filtro granular dual está compuesto por una capa superior de 0,3 m de antracita (tamaño medio de 2,0 mm) que se coloca sobre una capa inferior de arena de 0,6 m (tamaño medio de 0,7 mm). Estimar la pérdida de carga en el lecho a 20 °C utilizando la ecuación de Carmen-Kozeny si la velocidad de filtración es 10 m/h. Asuma un valor de esfericidad de 0,75 para ambos materiales y una porosidad del lecho de 0,40 en ambas capas. La densidad y viscosidad del agua (a 20 °C) son 998,3 kg/m<sup>3</sup> y 1,003 · 10<sup>-3</sup> kg/m · s, respectivamente.

(a) Pérdida de carga en la capa de antracita:

En primer lugar, se calcula el Re (ecuación 11.10). Todos los valores necesarios están en el enunciado del problema, incluida la velocidad de aproximación del lecho ( $v_a$ ) que debe pasarse primero a unidades del SI:  $v_a = 10 \text{ m/h} = 0,00278 \text{ m/s}$ . De esta forma:

$$\text{Re}_{\text{antracita}} = \frac{v_a \cdot d \cdot \phi \cdot \rho}{\mu} = \frac{(0,00278 \frac{\text{m}}{\text{s}}) \cdot (0,002 \text{ m}) \cdot 0,75 \cdot 998,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1,003 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} = 4,15$$

Por tanto, el coeficiente de fricción  $f$  se puede calcular como:

$$f_{\text{antracita}} = 150 \cdot \frac{1-\varepsilon}{\text{Re}} + 1,75 = 150 \cdot \frac{1-0,40}{4,15} + 1,75 = 23,44$$

Y la pérdida de carga a través del lecho de antracita:

$$h_{L_{\text{antracita}}} = \frac{f}{\phi} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{v_a^2}{g} = \frac{23,44}{0,75} \cdot \frac{1-0,40}{0,40^3} \cdot \frac{0,30}{0,002} \cdot \frac{0,00278^2}{9,81} = 0,034 \text{ m}$$

(b) Pérdida de carga en la capa de arena:

El Re se calcula de la misma forma que para capa de antracita. Todos los valores son iguales a excepción del tamaño de partícula,  $d = 0,7 \text{ mm} = 0,0007 \text{ m}$ .

$$Re_{\text{arena}} = \frac{v_a \cdot d \phi \cdot \rho}{\mu} = \frac{\left(0,00278 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right) \cdot (0,0007 \text{ m}) \cdot 0,75 \cdot 998,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1,003 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} = 1,45$$

El coeficiente de fricción  $f$  es:

$$f_{\text{arena}} = 150 \cdot \frac{1-\varepsilon}{Re} + 1,75 = 150 \cdot \frac{1-0,40}{1,45} + 1,75 = 63,82$$

Y la pérdida de carga a través del lecho de arena:

$$h_{L_{\text{arena}}} = \frac{f}{\phi} \cdot \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{v_a^2}{g} = \frac{63,82}{0,75} \cdot \frac{1-0,40}{0,40^3} \cdot \frac{0,60}{0,0007} \cdot \frac{0,00278^2}{9,81} = 0,538 \text{ m}$$

(c) Pérdida de carga total:

La pérdida de carga total del filtro ( $H_T$ ) es la suma de la pérdida de carga de cada una de las capas:

$$H_T = h_{L_{\text{antracita}}} + h_{L_{\text{arena}}} = 0,034 \text{ m} + 0,538 \text{ m} = 0,572 \text{ m}$$

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### *Ejercicio 11.8*

Partiendo de los datos del Ejercicio 11.5, reducir la carga hidráulica para que la pérdida de carga no exceda los 0,5 m.

*Solución:* si se mantiene la distribución de tamaños de partícula por tamizado del enunciado del Ejercicio 11.5, es necesario disminuir la carga hidráulica desde  $200 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  hasta aproximadamente un valor de  $150 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ . En la siguiente figura se recoge la pérdida de carga en función de la carga hidráulica para este caso concreto, obtenidos a partir de la misma resolución que la del Ejercicio 11.5 pero variando las cargas hidráulicas iniciales.

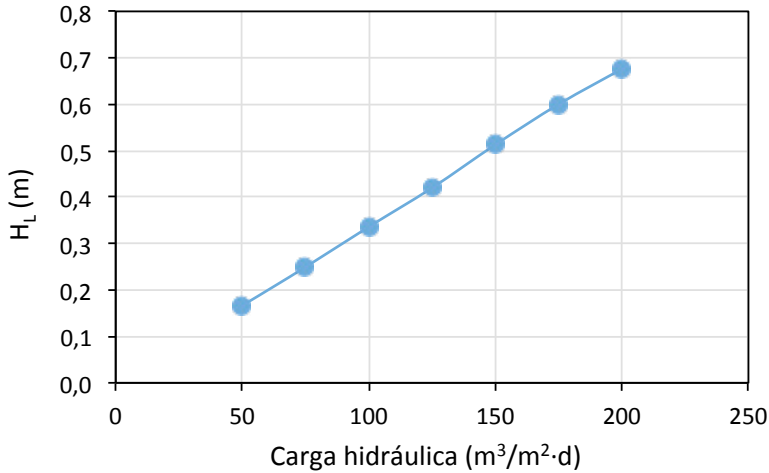


Figura 11.1: Pérdida de carga vs. carga hidráulica

### Ejercicio 11.9

Partiendo de los datos del Ejercicio 11.5, reducir la fracción de finos del medio filtrante para que la pérdida de carga no exceda los 0,5 m.

**Solución:** otra manera de reducir la pérdida de carga es utilizar un medio filtrante con una menor proporción de finos. La proporción de finos sólo afecta al término  $\Sigma C_D \cdot f/d$  de la ecuación de Rose. Si con la distribución de tamaños de partícula enunciada en el Ejercicio 11.5 y  $\Sigma C_D \cdot f/d_g = 82.626 \text{ m}^{-1}$ , se obtenía una  $h_L = 0,71 \text{ m}$ , habría que reducir el término  $\Sigma C_D \cdot f/d_g$  desde  $82.626 \text{ m}^{-1}$  a aproximadamente  $58.187 \text{ m}^{-1}$  ( $=82.626 \text{ m}^{-1} \cdot 0,50 \text{ m}/0,71 \text{ m}$ ).

Para ello, a priori, habría que eliminar los dos tamaños inferiores de grano (tamaños de tamiz de 70-100 y 100-140, o lo que es lo mismo, reducir la fracción de granos con tamaños inferiores a 0,210 mm), que suman en torno a  $\Sigma C_D \cdot f/d_g = 23.600 \text{ m}^{-1}$ . No obstante, habría que volver a repetir todos los cálculos, dado que hay que estandarizar los % de cada tamaño de grano para que vuelvan a sumar el 100%. Suponiendo que el % retenido de cada uno de los otros tamaños de grano aumentan de forma proporcional, se obtendría  $\Sigma C_D \cdot f/d_g = 60.968 \text{ m}^{-1}$ , muy cercana al valor requerido de  $58.157 \text{ m}^{-1}$ , aunque produciría una pérdida de carga ligeramente superior al objetivo:  $h_L = 0,53 \text{ m}$ . Si se elimina también la fracción de tamices de 50-70 (0,210-0,297 mm), entonces  $\Sigma C_D \cdot f/d_g = 47.944 \text{ m}^{-1}$  y, por tanto,  $h_L = 0,41 \text{ m}$ , cumpliéndose el objetivo de reducir la pérdida de carga a valores inferiores a 0,50 m.

## CUADROS Y DATOS DE REFERENCIA

**Cuadro 11.1:** *Propiedades típicas de diferentes medios de filtración.*

*Fuente: Metcalf & Eddy (2004); M. L. Davis (2010)*

Medio filtrante	Tamaño efectivo (mm)	Peso específico	Porosidad	Esfericidad
Antracita	0,45-0,55 <sup>1</sup> 0,8-1,2 <sup>2</sup>	1,4-1,75	0,56-0,60	0,40-0,60
Arena	0,3-0,6	2,55-2,65	0,40-0,46	0,75-0,85
Granate	0,2-0,4	3,8-4,3	0,42-0,55	0,60-0,80
Ilmenita	0,2-0,4	4,5	0,40-0,55	-
Fibras sintéticas	-	-	0,87-0,89	-

<sup>1</sup> Cuando se utiliza sólo.

<sup>2</sup> Cuando se utiliza como parte de un medio filtrante dual.

**Cuadro 11.2:** *Criterios de diseño típicos para filtros granulares de un solo medio.*

*Fuente: M. L. Davis (2010)*

PARÁMETRO	INTERVALO	
	Arena	Antracita
Tamaño efectivo (mm)	0,35-0,70	0,70-0,75
Coefficiente de uniformidad	1,3-1,8	1,3-1,8
Coefficiente de forma	0,7-0,95	0,46-0,73
Porosidad	0,4-0,47	0,53-0,60
Densidad específica	2,65	1,45-1,75
Profundidad del lecho (m)	0,6-0,75	0,6-0,75
Velocidad de filtración (m/h)	5-12	5-12
Velocidad del retrolavado (m/h)	30-60	37-45
Duración del retrolavado (min)	10-20	10-20



**Cuadro 11.3:** Criterios de diseño típicos para filtros granulares duales. Fuente: M. L. Davies (2010)

Parámetro	Intervalo	
	Antracita en la capa superior	Arena en la capa inferior
Tamaño efectivo (mm)	0,9-1,4	0,35-0,7
Coefficiente de uniformidad	1,3-1,8	1,3-1,8
Coefficiente de forma	0,46-0,73	0,7-0,95
Porosidad	0,53-0,60	0,40-0,47
Densidad específica	1,45-1,75	2,65
Profundidad del lecho (m)	0,4-0,6	0,3-0,75
Velocidad de filtración (m/h)	7-20 m/h	
Velocidad del retrolavado (m/h)	30-60 m/h	
Duración del retrolavado (min)	10-20	

**Cuadro 11.4:** Criterios de diseño típicos para filtros granulares con tres medios filtrantes. Fuente: M. L. Davies (2010)

PARÁMETRO	INTERVALO		
	Antracita en la capa superior	Arena en la capa intermedia	Granate en la capa inferior
Tamaño efectivo (mm)	0,9-1,4	0,45-0,55	0,20-0,35
Coefficiente de uniformidad	1,4-1,75	1,4-1,65	1,2-2,0
Coefficiente de forma	0,46-0,73	0,7-0,95	0,6
Porosidad	0,53-0,60	0,40-0,47	0,45-0,58
Densidad específica	1,45-1,75	2,65	3,6-4,2
Profundidad del lecho (m)	0,4-0,5	0,15-0,30	0,075-0,15
Velocidad de filtración (m/h)	10-25		
Velocidad del retrolavado (m/h)	37-45		
Duración del retrolavado (min)	10-20		
Retrolavado de aire	0,6-1,5 m <sup>3</sup> /min•m <sup>2</sup> (sólo si la profundidad total del lecho es > 1 m)		

**Cuadro 11.5:** *Criterios de diseño típicos para filtros de lecho profundo de un solo medio (antracita).*  
 Fuente: M. L. Davis (2010)

Parámetro	Intervalo
Tamaño efectivo (mm)	0,9-1,0
Coefficiente de uniformidad	1,4-1,7
Coefficiente de forma	0,46-0,73
Porosidad	0,53-0,60
Densidad específica	1,45-1,75
Profundidad del lecho (m)	0,9-1,8
Velocidad de filtración (m/h)	10-25
Velocidad del retrolavado (m/h)	37-45
Duración del retrolavado (min)	15
Retrolavado de aire	0,6-1,5 m <sup>3</sup> /min • m <sup>2</sup>

**Cuadro 11.6:** *Dimensiones recomendadas para filtros rápidos por gravedad ordinarios.*  
 Fuente: M. L. Davis (2010)

Parámetro	Intervalo de valores	Comentario
Área del filtro	25-100 m <sup>2</sup>	Para plantas muy grandes el máximo es 200 m <sup>2</sup>
Anchura de la célula	≤ 6 m	
Ratio Anchura:Longitud	1:2 a 1:4	
Profundidad	4-8 m	Provee espacio para el drenaje inferior
Profundidad del agua	≥1,8 m	

**Cuadro 11.7:** Tasas de retrolavado de aire y agua utilizadas con filtros de un único medio filtrante (arena o antracita). Fuente: Metcalf & Eddy (2004)

Medio filtrante	CARACTERÍSTICAS DEL MEDIO		TASA DE RETROLAVADO	
	Tamaño efectivo (mm)	Coefficiente de uniformidad	Agua (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> •min) <sup>1</sup>	Aire (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> •min) <sup>2</sup>
Arena	1,00	1,40	0,41	13,1
	1,49	1,40	0,61	19,7
	2,19	1,30	0,81	26,2
Antracita	1,10	1,73	0,28	6,6
	1,34	1,49	0,41	13,1
	2,00	1,53	0,61	19,7

<sup>1</sup> En un proceso de retrolavado combinado de aire y agua, las tasas de retrolavado de agua son aproximadamente menores del 50% de las tasas requeridas para fluidizar el lecho.

<sup>2</sup> Aire a 21 °C y 1,0 atm.

**Cuadro 11.8:** Tasas de retrolavado requeridas para fluidizar varios materiales de relleno. Fuente: Metcalf & Eddy (2004)

Tipo de filtro	Tamaño crítico del medio granular	Mínima tasa de retrolavado necesaria para fluidizar el lecho <sup>1</sup>	
		m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> •min	m/h
Medio filtrante único (arena)	2 mm	1,8-2,0	110-120
Medio filtrante doble (antracita y arena)	0,8-2,0 mm antracita 0,4-0,8 mm arena	0,8-1,2	48-72
Medio filtrante triple (antracita, arena y granate o ilmenita)	1,0-2,0 mm antracita 0,4-0,8 mm arena 0,2-0,6 mm granate	0,8-1,2	48-72
Fibras sintéticas	30 mm	0,4-0,6	24-36

<sup>1</sup> Varía con el tamaño, forma, y peso específico del medio filtrante y la temperatura del agua.

**Cuadro 11.9:** Pérdidas de carga aproximadas para lechos limpios de filtros granulares.  
Fuente: M. L. Davies (2010)

<b>Tipo de lecho filtrante</b>	<b>Velocidad de filtración (m/h)</b>	<b>Pérdida de carga (m)</b>
De arena estándar rápido	5	0,30
De arena estándar rápido	7,5	0,45
Medio filtrante dual estándar	10	0,30
Medio filtrante dual estándar	12,5	0,45
Medio filtrante dual estándar	20	0,60
Medio filtrante dual estándar	25	0,75

# 12. Adsorción

## INTRODUCCIÓN

La adsorción es un proceso en el que un sólido (adsorbente) retiene una sustancia soluble del agua.

El proceso de adsorción no se ha empleado demasiado a menudo en el tratamiento de aguas residuales urbanas, pero la creciente necesidad de una mayor calidad del efluente ha hecho que cada vez tenga una mayor relevancia. Incluso después de un tratamiento de regeneración al efluente del tratamiento secundario (coagulación/floculación, sedimentación y filtración granular), quedará todavía en el efluente materia orgánica soluble no degradable biológicamente (conocida como materia orgánica refractaria). Los valores de DQO del efluente secundario están a menudo entre 30 y 60 mg/L. En este caso, el método más práctico disponible para eliminar compuestos orgánicos refractarios disueltos es la adsorción con carbón activado.

La adsorción es muy importante en el tratamiento de aguas residuales industriales. Algunos compuestos orgánicos que pueden ser adsorbidos por carbón activo son: disolventes orgánicos (benceno, tolueno, xileno), aromáticos policíclicos o clorados (naftaleno, bifenilo, clorobenceno, PCBs, DDT), compuestos fenólicos (fenol, cresol, nitrofenol, etc.), aminas aromáticas y alifáticas de alto peso molecular (anilina, diamina de tolueno), surfactantes (alquil benceno sulfonatos), combustibles (gasolina, queroseno, aceite), disolventes clorados (tetracloruro de carbono, percloroetileno), pesticidas (atrazina, simazina, etc.), etc.

El carbón activado es el adsorbente más utilizado en el tratamiento de aguas residuales. Se produce partiendo de biomásas (madera, cáscara de coco, etc.) o de minerales (carbón bituminoso, carbón lignítico, etc.), que se activan mediante tratamientos térmicos o químicos. El carbón activado se produce específicamente para alcanzar

una superficie específica muy elevada (entre 500 y 1500 m<sup>2</sup>/g). Las propiedades superficiales que se obtienen dependen del material inicialmente empleado y del proceso exacto de activación, de modo que las variaciones posibles son muchas. El tipo de material base con el que se produce el carbón activado también afecta tanto al tamaño de los poros como a las características de regeneración del carbón activado.

Tras el proceso de activación, el carbón se puede separar o dividir en diferentes tamaños. Comercialmente se distingue entre carbón activado en polvo (PAC) (con tamaños menores de 100 μm, típicamente entre 15 y 25 μm) y carbón activado granular (GAC), con un tamaño medio de 1-5 mm. El cuadro 12.1 muestra una comparación entre las propiedades de ambos tipos de carbón activado.

La forma más utilizada es el GAC, en columnas a las que se alimenta el agua residual por la parte superior y se extrae por la parte inferior, que pueden ser de lecho fijo o de lecho móvil. Las columnas más habituales son de lecho fijo y flujo descendente y para limitar la pérdida de carga debido al ensuciamiento por sólidos en suspensión en la columna es necesario que exista un retrolavado periódico.

Un sistema de aplicación alternativa del carbón activado es el carbón activado en polvo (PAC). Se puede añadir al efluente de procesos de tratamientos biológicos, directamente en las unidades de tratamiento, o formando parte de las etapas fisicoquímicas de depuración. La adición de carbón activado en polvo directamente al tanque de aireación, por ejemplo, ha demostrado ser una práctica efectiva en la eliminación de algunos materiales orgánicos refractarios solubles. Puesto que el carbón es muy fino, para favorecer la posterior separación de las partículas de carbón puede ser necesario emplear un floculante o llevar a cabo un proceso de filtración en un filtro de arena rápido.

### Isotermas de adsorción

La capacidad teórica de adsorción de un determinado contaminante por medio de carbón activado se puede determinar a partir de su isoterma de adsorción. La cantidad de adsorbato que puede retener un adsorbente es función de las características y de la concentración del adsorbato y la temperatura. En general, la cantidad de materia adsorbida se determina como función de la concentración a temperatura constante, y la función resultante se conoce con el nombre de isoterma de adsorción. Las isotermas más utilizadas son las desarrolladas por Freundlich, Langmuir y por Brunauer, Emmet y Teller (isoterma BET). A continuación, se describen las isotermas de Freundlich y de Langmuir, aunque es la isoterma de Freundlich la que tiene un mayor uso en los procesos de adsorción de aguas residuales con carbón activado.

La isoterma de Freundlich y su forma linealizada se recogen en las ecuaciones 12.1 y 12.2, respectivamente.

$$q_e = K \cdot C_e^{1/n} \quad [12.1]$$

$$\log q_e = \log K + \frac{1}{n} \cdot \log C_e \quad [12.2]$$

donde:  $q_e$  = masa de soluto adsorbida por masa de carbón activado en equilibrio (mg/g);  $C_e$  = concentración del soluto en equilibrio (mg/L);

K y n son las constantes de la isoterma Freundlich, específicas para el sistema y a la temperatura a la que se han obtenido los datos experimentales. K es un indicador de la capacidad de adsorción mientras que  $1/n$  es una medida de la intensidad de la adsorción. K tiene las siguientes unidades  $(\text{mg/g}) \cdot (\text{L/mg})^{1/n}$  mientras que n es adimensional.

La isoterma de Langmuir y su forma linealizada se recogen, por su parte, en las ecuaciones 12.3 y 12.4.

$$q_e = \frac{a \cdot b \cdot C_e}{1 + b \cdot C_e} \quad [12.3]$$

$$\frac{1}{q_e} = \frac{1}{a} + \frac{1}{a \cdot b} \cdot \frac{1}{C_e} \quad [12.4]$$

Donde a (a veces representada como  $q_{\text{max}}$ ) es la máxima eliminación de soluto cuando se forma una monocapa (en mg/g) y b es un coeficiente relacionado con la afinidad entre el soluto y el adsorbente (L/mg).

### Consideraciones de diseño y operación

*Pre-tratamiento.* Para que se consiga un uso óptimo del carbón activado y los tiempos de operación sean lo más elevados posibles, las columnas de carbón activado están precedidas por filtración en medio granular y cloración o cloración al punto de ruptura. La cloración sirve para inhibir el crecimiento de organismos en el carbón activado, mientras que la cloración al punto de ruptura sirve para eliminar amoníaco. Una regla general sugiere que el contenido de sólidos en suspensión que entra en una columna de carbón activado granular no debe superar los 5 mg/L, y la cantidad de grasas y aceites debe estar por debajo de 10 mg/L.

*Columnas.* Los recipientes para llevar a cabo la adsorción con carbón activado granular pueden ser presurizados, o pueden ser por gravedad. Los recipientes o tanques donde se lleva a cabo la adsorción tienen una configuración muy similar a los filtros rápidos de arena, y se diseñan utilizando la tecnología de filtros de arena disponible.

*Carbón activado.* El elemento crítico en el diseño de una columna de adsorción es la selección del carbón activado. Los procesos de selección se hacen etapa a etapa con la investigación de diferentes alternativas mediante ensayos de laboratorio simples para desarrollar las isotermas de adsorción para el agua residual objeto de estudio. De estos datos, se seleccionan uno o más tipos de carbones activados, y posteriormente se hacen ensayos en columna a pequeña escala para obtener los datos cinéticos necesarios para el diseño de la columna.

Aparte de la capacidad máxima de adsorción del carbón activado, otros aspectos a tener en cuenta son: la resistencia a la abrasión, el contenido en cenizas, y el tamaño de

partícula. De estas variables, el tamaño de partícula es particularmente importante en el diseño de la columna. Los tamaños de carbón activado se especifican por los tamaños de los tamices utilizados en la determinación. Por ejemplo, un carbón activado 8x30 *US mesh* significa que es un carbón que atraviesa un tamiz número 8 US (luz de malla de 2,38 mm) y que se retiene en un tamiz número 30 US (luz de malla de 0,595 mm). Típicamente, se utiliza un tamaño de 8x30 *US mesh* (0,595x2,38 mm) en lechos fijos con flujo descendente y un tamaño 12x40 *US mesh* (0,400x1,680 mm) en lechos fijos con flujo ascendente.

*Tiempo de contacto en lecho vacío (Empty Bed Contact Time, EBCT)*. Se define a partir del volumen del lecho ( $V$ ) y el caudal de agua a tratar ( $Q$ ):

$$EBCT = \frac{V}{Q} \quad [12.5]$$

Los EBCT típicos dependen de la calidad requerida al efluente. Por ejemplo, cuando los límites del efluente requieren una DQO entre 10 y 20 mg/L, el EBCT normalmente está comprendido entre 15 y 20 minutos. Cuando el límite de DQO está en torno a 5 y 15 mg/L, los EBCT varían entre 30 y 35 minutos.

*Carga hidráulica*. Se define a partir del caudal de agua a tratar ( $Q$ ) y la sección transversal del lecho ( $A$ ):

$$\text{Carga hidráulica} = \frac{Q}{A} \quad [12.6]$$

El intervalo habitual en el que varía la carga hidráulica es de 10 a 20  $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$  (10-20 m/h) para columnas con flujo ascendente. Para columnas con flujo descendente, se utilizan cargas hidráulicas inferiores, de entre 5 y 12  $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$  (5-12 m/h).

*Retrolavado*. Las velocidades de retrolavado varían desde 20 a 50  $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ . La duración del retrolavado suele estar comprendida entre 10 y 15 min.

*Profundidad o altura del lecho*. Dependiendo del tiempo de contacto, la altura del lecho puede variar entre 3 y 12 m. Suele recomendarse un mínimo de altura de 3 m.

*Dimensiones de la columna*. Las columnas fabricadas por los suministradores tienen un tamaño limitado por motivos de transporte. Los diámetros de columnas prefabricadas varían desde 0,75 hasta 3,6 m. La altura no suele ser superior a los 19 m. Las columnas que se fabrican *in situ* pueden superar estas dimensiones. La ratio altura de columna/diámetro de columna suele estar entre 1,5:1 y 4:1. La altura del lecho suele estar comprendida entre 3 y 12 m, y la columna debe ser suficientemente alta para que permita la expansión del lecho durante el retrolavado, que puede ser del 10 al 50%.

Se suelen utilizar *columnas en serie* para obtener un tiempo de contacto mayor y un mejor uso de la capacidad del carbón activado.

### Capacidad y tiempo de agotamiento

En las aplicaciones prácticas, la capacidad de adsorción de agotamiento de una columna de carbón activado a escala real ( $q_p$ ) es un porcentaje de la capacidad teórica de



adsorción obtenida a partir de las isothermas de adsorción. Este porcentaje suele tener un valor aproximado de entre el 25% y el 50% de la capacidad de adsorción teórica a la concentración inicial  $C_i$  ( $q_b$ ).

Una vez determinado el valor de  $q_p$ , el tiempo hasta el agotamiento se puede determinar mediante la ecuación 12.7.

$$t_b = \frac{(q_b) \cdot M_c}{Q \cdot (C_i - C_b / 2)} \quad [12.7]$$

donde  $t_b$  = tiempo hasta el agotamiento, d;  $q_b$  = capacidad de adsorción real (hasta el agotamiento) (g/g);  $M_c$  = masa de carbón activado contenido en la columna;  $Q$  = caudal de agua a tratar,  $m^3/d$ ;  $C_i$  = concentración de materia orgánica a la entrada de la columna, mg/L;  $C_b$  = concentración de materia orgánica al producirse el agotamiento, mg/L.

### Tasa de uso de carbón

La tasa de uso de carbón activado (*Carbon Usage Rate, CUR*) se define por la ecuación 12.8.

$$CUR = \frac{m_{GAC}}{Q \cdot t} = \frac{C_0 - C_e}{q_e} \quad [12.8]$$

Aunque la cantidad de carbón activado a utilizar debe determinarse en ensayos con columnas, en un efluente secundario filtrado, el uso de carbón activado puede ser de 48-72 g/m<sup>3</sup>. En un efluente coagulado, sedimentado, y filtrado proveniente de un tratamiento de lodos activados, sin embargo, se suelen utilizar 24-48 g de carbón activado/m<sup>3</sup> de agua tratada.

La viabilidad económica de la aplicación el carbón activado dependerá de la existencia de un medio eficaz para su regeneración y recuperación una vez agotada su capacidad de adsorción. Después de que la capacidad del carbón activado se haya gastado, puede regenerarse mediante su calentamiento en un horno a una temperatura lo suficientemente alta para eliminar la materia orgánica adsorbida. pero manteniendo el oxígeno a niveles muy bajos en el horno para evitar que el carbón activado se quem. Existe una pérdida de aproximadamente el 5-10% de carbón activado en cada ciclo de regeneración.

A modo de resumen, los criterios de diseño típicos utilizados para columnas de carbón activado granular se recogen en el Cuadro 12.2.

## EJERCICIOS RESUELTOS

*Ejercicio 12.1*

A cinco alícuotas de 100 mL de una disolución de 500 mg/L de fenol se le han añadido diferentes cantidades de carbón activado y se han agitado durante 24 h a temperatura constante. Después, las muestras han sido filtradas, y se ha determinado la cantidad de fenol en disolución, obteniéndose los siguientes resultados:

MUESTRA	1	2	3	4	5
Carbón activado, g	0,8	0,6	0,4	0,2	0,05
Concentración fenol, mg/L	20	50	95	205	410

Determinar las constantes K y n de la isoterma de Freundlich para estos datos experimentales.

En primer lugar, el valor de la cantidad adsorbida (x) se calcula como:

$$x = (C_0 - C_e) \cdot V$$

donde  $C_0$  es la concentración inicial de fenol (500 mg/L),  $C_e$  es la concentración en equilibrio de fenol (tras 24 h de contacto) y V es el volumen de la solución (0,1 L).

Después, el valor de  $q_e$  se obtiene como:

$$q_e = x / m$$

Así se obtienen los datos recogidos en la siguiente tabla:

Muestra	m (g)	$C_e$ (mg/L)	x (mg)	$q_e$ (mg/g)
1	0,8	40	46	57,5
2	0,6	75	42,5	71
3	0,4	120	38	95
4	0,2	200	30	150
5	0,05	400	10	200

Para probar la validez de la isoterma de Freundlich, se representa el  $\log q_e$  frente al  $\log C_e$  (forma linealizada de la isoterma de Freundlich), y debería obtenerse una línea recta cuya pendiente =  $1/n$  y cuya ordenada en el origen es  $\log K$  (ver figura).

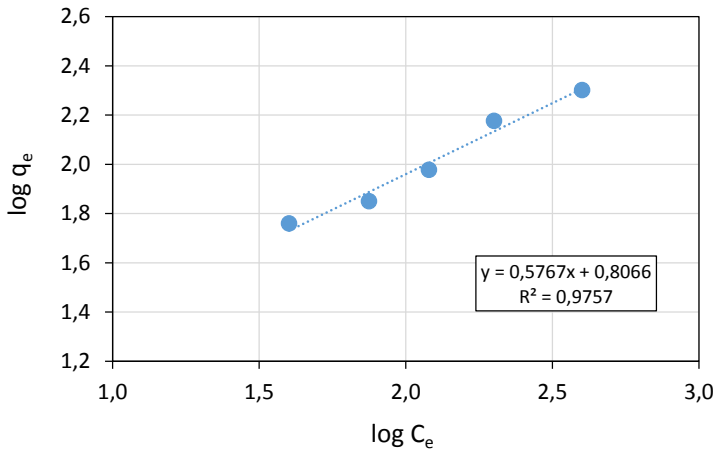


Figura 12.1: Ajuste de los datos experimentales a la isoterma de Freundlich

Según dicho ajuste:

$$\frac{1}{n} = 0,577 \rightarrow n = 1,73$$

$$\log K = 0,8066 \rightarrow K = 6,407 \left( \frac{\text{mg}}{\text{g}} \right) \cdot \left( \frac{\text{L}}{\text{mg}} \right)^{0,577}$$

Y, por tanto, la isoterma de Freundlich tendría la siguiente forma:

$$q_e \left( \text{mg/g} \right) = 6,407 \cdot C_e \left( \text{mg/L} \right)^{0,577}$$

### Ejercicio 12.2

Use los datos de la isoterma del Ejercicio 12.1 para hacer una estimación grosera del consumo diario de carbón activado necesario para tratar un caudal de agua residual de 100 m<sup>3</sup>/d contaminado con 20 mg/L de fenol. La concentración de fenol máxima en el efluente no debe superar los 5 mg/L. Suponga que se utiliza un reactor en discontinuo que opera a la misma temperatura y pH al que se han hecho los ensayos de laboratorio y que el tiempo de contacto del efluente con el carbón activado es suficiente para que se alcance el equilibrio.

A partir de la isoterma de adsorción de Freundlich calculada en el ejercicio anterior, y para una  $C_e = 5 \text{ mg/L}$ , se obtiene el valor de  $q_e$ :

$$q_e = 6,407 \cdot C_e^{1,734} = 6,407 \cdot (5)^{0,577} = 16,22 \text{ mg fenol/g carbón activado}$$

La tasa de uso de carbón (CUR) se calcula mediante la ecuación 12.8:

$$\text{CUR} = \frac{C_0 - C_e}{q_e} = \frac{(20 - 5) \text{ mg/L}}{16,22 \text{ mg/g}} = 0,926 \frac{\text{g}}{\text{L}} = 925 \text{ g/m}^3$$

El consumo diario de carbón activado se obtendría multiplicando la CUR por el caudal diario de agua que se trata:

$$\text{Masa GAC} = 925 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} \cdot 100 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 925.000 \frac{\text{g}}{\text{d}} = 92,5 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

También se puede calcular el consumo diario de carbón activado a partir de la cantidad de fenol que debe eliminarse diariamente:

$$\text{Masa} \left( \frac{\text{mg}}{\text{d}} \right) = Q \cdot (C_0 - C_e) \cdot 1000 \frac{\text{L}}{\text{m}^3} = 100 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot (20 - 5) \left( \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) \cdot 1000 \frac{\text{L}}{\text{m}^3} = 1,5 \cdot 10^6$$

Y la cantidad de carbón activado necesario para llevar a cabo dicha eliminación:

$$\text{Masa GAC} = \frac{1,5 \cdot 10^6 \text{ mg fenol/d}}{16,22 \text{ mg fenol/g carbón}} = 92.478 \frac{\text{g}}{\text{d}} = 92,5 \text{ kg/d}$$

El resultado obviamente es el mismo que utilizando la ecuación 12.8.

El valor obtenido de CUR es muy alto si se compara con los valores típicos de tasa de uso de carbón del Cuadro 12.2 para aguas residuales urbanas, que suelen estar comprendidas entre 24 y 72 g/m<sup>3</sup>. Pero las necesidades de carbón activado reales dependerán de la concentración del soluto a adsorber y de su isoterma de adsorción, por lo que estos valores típicos habrá que tomarlos sólo como referencias generales.

### Ejercicio 12.3

Determinar si los siguientes datos experimentales se ajustan mejor a una isoterma de Freundlich o de Langmuir. En todos los casos, el volumen de muestra empleado fue 500 mL.

Masa de GAC (g)	Concentración en equilibrio del soluto en disolución (mg/L)
0	10
0,010	8,8
0,025	7,2
0,040	5,9
0,060	4,5
0,100	2,8
0,200	1,0

A partir de los datos del ejercicio, debe calcularse tanto el valor de x (en mg) como el valor de q<sub>e</sub> (en mg/g), aplicando las fórmulas ya utilizadas en el ejercicio 12.1:

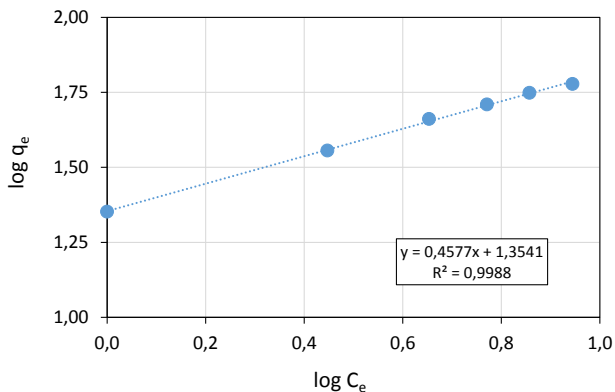
$$x = (C_0 - C_e) \cdot V$$

$$q_e = x / m$$

Después se calculan los términos necesarios para poder probar el grado de ajuste de los datos experimentales a las isothermas de Freundlich y Langmuir en su forma linealizada. Es decir, log q<sub>e</sub> vs. log C<sub>e</sub> en el caso de Freundlich y C<sub>e</sub>/q vs. C<sub>e</sub> para la isoterma de Langmuir. Todos estos valores se recogen en la siguiente tabla:

Concentraciones y masa de soluto adsorbido			Masa GAC (g)	q <sub>e</sub> (mg/g)	log q	log C <sub>e</sub>	1/q <sub>e</sub> (g/mg)	1/C <sub>e</sub> (L/mg)
C <sub>0</sub> (mg/L)	C <sub>e</sub> (mg/L)	x (mg)						
10	8,8	0,6	0,010	60,0	1,778	0,944	0,0167	0,1136
10	7,2	1,4	0,025	56,0	1,748	0,857	0,0179	0,1389
10	5,9	2,05	0,040	51,3	1,710	0,771	0,0195	0,1695
10	4,5	2,75	0,060	45,8	1,661	0,653	0,0218	0,2222
10	2,8	3,6	0,100	36,0	1,556	0,447	0,0278	0,3571
10	1,0	4,5	0,200	22,5	1,352	0	0,0444	1

En el caso de la isoterma de la isoterma de Freundlich, el ajuste obtenido es el siguiente (ver figura):



**Figura 12.2:** Ajuste de los datos experimentales a la isoterma de Freundlich

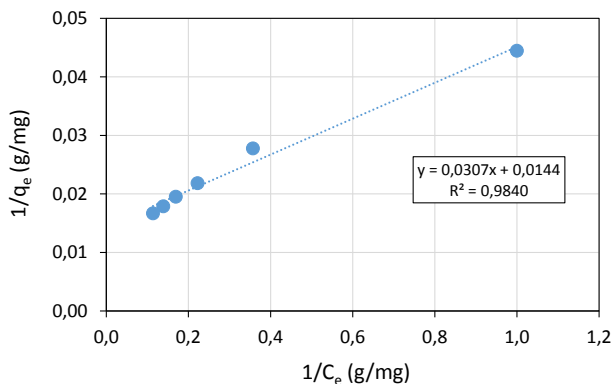
$$\log q = 1,354 + 0,458 \cdot \log C_e \quad \therefore R^2 = 0,999 \rightarrow$$

$$\frac{1}{n} = 0,458 \rightarrow n = 2,18$$

$$\log K = 1,354 \rightarrow K = 22,59 \left( \frac{\text{mg}}{\text{g}} \right) \cdot \left( \frac{\text{L}}{\text{mg}} \right)^{2,18}$$

$$q \left( \text{mg} / \text{g} \right) = 22,59 \cdot C_e \left( \text{mg} / \text{L} \right)^{0,458}$$

En el caso de Langmuir, el ajuste obtenido es el siguiente (ver figura):



**Figura 12.3:** Ajuste de los datos experimentales a la isoterma de Langmuir

$$\frac{1}{q_e} = 0,0144 + 0,0307 \cdot \frac{1}{C_e} \therefore R^2 = 0,984 \rightarrow$$

$$\frac{1}{a} = 0,0144 \rightarrow a = 69,4 \text{ mg/g}$$

$$\frac{1}{a \cdot b} = 0,0307 \rightarrow b = \frac{1}{0,0307 \cdot a} = \frac{1}{0,0307 \cdot 69,4} = 0,47 \text{ L/mg}$$

$$q_e (\text{mg/g}) = \frac{32,62 \cdot C_e (\text{mg/L})}{1 + 0,47 \cdot C_e (\text{mg/L})}$$

Como puede observarse, el índice de correlación del ajuste con la isoterma de Langmuir es inferior al obtenido con la isoterma de Freundlich ( $R^2 = 0,984$  vs.  $R^2 = 0,999$ ), por lo que la isoterma de Freundlich es la que mejor ajusta los datos experimentales.

### Ejercicio 12.4

Determinar el tiempo que se tarda hasta agotar la capacidad de adsorción de una columna de GAC cuando funciona con una velocidad de filtración de  $150 \text{ L/m}^2 \cdot \text{min}$ . Suponer que el área superficial de la columna es de  $1 \text{ m}^2$ , la profundidad de la columna es de  $1 \text{ m}$ , y que la isoterma de adsorción es:

$$q (\text{mg/mg}) = 1,56 \cdot C_e (\text{mg/L})^{3,55}$$

La concentración inicial de carbono orgánico total (COT) es  $3,5 \text{ mg/L}$ , y la concentración de agotamiento se estima en  $1 \text{ mg/L}$ . La densidad del GAC utilizado en la columna es de  $600 \text{ kg/m}^3$ .

A partir de la isoterma de adsorción de Freundlich, se calcula el valor de la capacidad teórica ( $q_0$ ) para una concentración de COT de  $3,5 \text{ mg/L}$ :

$$q_0 = 1,56 \cdot (3,5)^{3,55} = 133 \text{ mg/g}$$

Después se determina el tiempo hasta el agotamiento utilizando la ecuación 12.7:

$$t_b = \frac{(q_b) \cdot M_c}{Q \cdot (C_i - C_b / 2)}$$

Supónganse aplicables las siguientes condiciones:

$q_b$  normalmente oscila entre el 25% y el 50% de  $q_0$ . Se supondrá un 40%.

Por tanto,  $q_b = 0,4 \cdot q_0 = 0,4 \cdot 133 \text{ mg/g} = 53,2 \text{ mg/g}$ .

$M_c = V \cdot \rho = A \cdot h \cdot \rho = 1 \text{ m}^2 \cdot 1 \text{ m} \cdot 600 \text{ kg/m}^3 = 600 \text{ kg}$ .

$Q = 150 \text{ L/m}^2 \cdot \text{min} \cdot 1440 \text{ min/d} \cdot 1 \text{ m}^2 \cdot (1 \text{ m}^3/1000 \text{ L}) = 216 \text{ m}^3/\text{d}$ .

$C_i = 3,5 \text{ mg/L}$ .

$C_b = 1 \text{ mg/L}$ .

Entonces, el tiempo hasta el agotamiento es:

$$t_b = \frac{(53,2 \text{ mg/g}) \cdot (600 \text{ kg}) \cdot (1000 \text{ g/kg})}{\left(216 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}\right) \cdot \left(\frac{1000 \text{ L}}{\text{m}^3}\right) \cdot (3,5 - 1 \text{ mg/L})} = 59,1 \text{ d}$$

### Ejercicio 12.5

Teniendo en cuenta una isoterma de adsorción, una concentración inicial de un contaminante y una concentración límite de ese contaminante en el efluente, y suponiendo que se alcanza el equilibrio en la columna, calcular: a) la cantidad de carbón activo necesaria para este tratamiento y si está dentro de las tasas de uso de carbón típicas, y b) cuáles serían las dimensiones de una columna de GAC con flujo descendente para llevar a cabo este tratamiento.

Los datos de partida son: caudal a tratar:  $200 \text{ m}^3/\text{d}$ ; DQO inicial:  $10 \text{ mg/L}$ ; DQO del efluente:  $2,5 \text{ mg/L}$  y la isoterma de adsorción para la DQO es:

$$q_e (\text{mg/g}) = 60 \cdot C_e (\text{mg/L})^{0,65}$$

a) Cantidad de carbón activado usado. Comparación con valores bibliográficos típicos:

La forma más directa de calcular la tasa de uso de carbón, como ocurría en el ejercicio 12.2, es usando la ecuación 12.8, para lo cual es necesario calcular antes cuál es la capacidad de adsorción del carbón activado ( $q_e$ ).

A partir de la isoterma de adsorción de Freundlich incluida en el enunciado del ejercicio, y para una  $C_e = 2,5 \text{ mg/L}$ , se obtiene el valor de  $q_e$ :

$$q_e = 60 \cdot C_e^{0,65} = 60 \cdot (2,5)^{0,65} = 109 \text{ mg DQO/g carbón}$$

Y por tanto, la tasa de uso de carbón (CUR) se obtiene como:

$$\text{CUR} = \frac{C_0 - C_e}{q_e} = \frac{(10 - 2,5) \text{ mg/L}}{109 \text{ mg/g}} = 0,0688 \frac{\text{g}}{\text{L}} = 68,9 \text{ g/m}^3$$



Este valor también podría obtenerse como el cociente entre la cantidad de DQO que debe eliminarse diariamente,  $Q \cdot (C_o - C_e)$  y el valor de  $q_e$  (como se hizo en el ejercicio 12.2).

Como puede observarse, esta tasa de uso de carbón está comprendida dentro del intervalo habitual de 24 y 72 g/m<sup>3</sup> (Cuadro 12.2).

b) Dimensiones de la columna:

Del Cuadro 12.2 se obtiene que el tiempo de contacto en lecho vacío suele variar entre 10 y 50 min, siendo los valores más altos de tiempo los recomendados cuando se requieren eficacias de eliminación mayores. Dado el elevado grado de depuración necesario (hasta 2,5 mg/L DQO), se fija un tiempo de contacto alto dentro del intervalo recomendado: 40 min.

Para que haya un tiempo de contacto de 40 minutos cuando el lecho está vacío, se necesita un volumen de lecho de:

$$V = Q \cdot t = \left( 200 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{1 \text{ d}}{1440 \text{ min}} \right) \cdot 40 \text{ min} = 5,55 \text{ m}^3$$

Con respecto a la carga hidráulica, para columnas con flujo descendente, se recomiendan valores entre 5 y 12 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>•h (Cuadro 12.2). Suponiendo un valor intermedio de 8,5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>•h, se puede calcular el área superficial de la columna:

$$\begin{aligned} \text{Carga hidráulica} \left( \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \right) &= \frac{Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right)}{A \left( \text{m}^2 \right)} \Rightarrow \\ A \left( \text{m}^2 \right) &= \frac{Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right)}{\text{Carga hidráulica} \left( \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}} \right)} = \frac{200 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}}{8,5 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}} = 0,98 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

De esta forma:

$$A \left( \text{m}^2 \right) = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \Rightarrow D \left( \text{m} \right) = \sqrt{\frac{4 \cdot A \left( \text{m}^2 \right)}{\pi}} = 1,12 \text{ m}$$

La altura de la columna se calcula como el cociente entre el volumen y el área superficial:

$$V = A \cdot H \Rightarrow H = \frac{V \left( \text{m}^3 \right)}{A \left( \text{m}^2 \right)} = \frac{5,55 \text{ m}^3}{0,98 \text{ m}^2} = 5,66 \text{ m}$$

Esto nos daría una relación altura/diámetro de 5,66/1,12 ≈ 5, que está por encima de las relaciones habituales altura/diámetro (oscilan entre 1,5 y 4) (Cuadro 12.2), Para

cumplir con ambos requisitos (carga hidráulica y relación altura/diámetro), habría que aumentar el área superficial y, por tanto, disminuir la carga hidráulica a la que opera la columna. Suponiendo un valor intermedio de altura/diámetro igual a 3, entonces:

$$V = 5,55 \text{ m}^3 = A \cdot H = \left(\frac{\pi D^2}{4}\right) \cdot H = \left(\frac{\pi D^2}{4}\right) \cdot (3D) = 2,356 \cdot D^3$$

$$D^3 = 2,356 \text{ m}^3 \rightarrow D = 1,33 \text{ m}$$

$$H = 3 \cdot D = 3 \cdot 1,33 = 3,99 \text{ m}$$

En estas condiciones, la carga hidráulica a la que operaría la columna sería:

$$\text{Carga hidráulica} = \frac{Q \left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right)}{A \left(\text{m}^2\right)} = \frac{200 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}}{\frac{\pi}{4} \cdot (1,33)^2} = \frac{8,33 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{1,39 \text{ m}^2} = 6,0 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{h}$$

Dicho valor estaría también dentro de los límites habituales de trabajo de las columnas de GAC (entre 5 y 12 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·h). Por tanto, se cumplirían ambos requisitos con esta solución.

*Nota:* alternativamente a la solución obtenida aquí, también se puede optar por fijar una carga hidráulica inferior y calcular después si para esa carga hidráulica se cumple el requisito de relación altura/diámetro recomendada (de 1,5 a 4). Obviamente hay varias soluciones posibles.

### Ejercicio 12.6

Se requiere eliminar fenol de una corriente de agua residual de 200 m<sup>3</sup>/d con una concentración de fenol de 50 mg/L. La isoterma de Freundlich, determinada en las mismas condiciones de pH y temperatura a las que se tratará el agua residual, es la siguiente:  $q_e \text{ (mg/g)} = 0,22 \cdot C_e \text{ (mg/L)}^{0,30}$ . Se utilizará un carbón activado con una densidad aparente o de lecho ( $\rho_b$ ) de 450 kg/m<sup>3</sup>, porosidad de partícula ( $\epsilon_p$ ) de 0,57 y una porosidad del lecho ( $\epsilon_l$ ) de 0,457. Diseñar la columna de adsorción de flujo descendente mediante la teoría del movimiento de soluto o formación de frente brusco.

La teoría del movimiento en forma de frente brusco supone que las etapas de transferencia de materia son muy rápidas y por tanto, el fenómeno de adsorción transcurre en flujo pistón. De esta forma, se puede calcular la velocidad de un plano de concentración  $C$ ,  $u(C)$ , que avanza a través de la columna de adsorción, en condiciones isotermas y suponiendo una isoterma favorable mediante la siguiente ecuación:

$$u(C) = \frac{V_0}{1 + \frac{1-\epsilon_L}{\epsilon_L} \cdot \epsilon_p + \frac{1-\epsilon_L}{\epsilon_L} \cdot \rho_p \cdot \frac{q-q_0}{C-C_0}}$$

donde  $V_0$ : velocidad intersticial (cm/min);  $\epsilon_L$ : porosidad del lecho;  $\epsilon_p$ : porosidad de la partícula;  $\rho_p$ : densidad de la partícula (g/cm<sup>3</sup>);  $q$ : capacidad de adsorción (mg/g);  $C$ : concentración del soluto (mg/cm<sup>3</sup>).

El lecho de adsorción se halla inicialmente limpio (libre de fenoles) y por tanto  $C_0 = 0$  mg/L y  $q_0 = 0$ . Después, se introduce un agua residual con un contenido mayoritario de fenoles,  $C = 50$  mg/L (0,050 mg/cm<sup>3</sup>).

Para una concentración de 50 mg/L de fenol,  $q$  se calcula como:

$$q = 0,22 \cdot C_e^{0,30} = 0,22 \cdot (50)^{0,30} = 0,711 \text{ mg/g}$$

La densidad de partícula ( $\rho_p$ ), se obtiene a partir de la densidad aparente o de lecho y la porosidad del lecho, de la siguiente forma:

$$\rho_p = \frac{\rho_b}{1-\epsilon_L} = \frac{0,45 \text{ g/cm}^3}{1-0,457} = 0,829 \text{ g/cm}^3$$

Después hay que ir suponiendo distintos diámetros de lecho (o área superficial), para que se pueda calcular una velocidad intersticial ( $V_0$ ) y, a partir de ahí, calcular la velocidad del frente brusco  $u(C)$ . La velocidad del frente brusco permitirá conocer la longitud de la columna (suponiendo un tiempo de contacto típico) y, suponiendo una relación altura/diámetro, se calculará el diámetro y la sección de la columna. Finalmente habrá que tener en cuenta que las relaciones altura/diámetro estén comprendidas entre las habituales (de 1,5 a 4) y que las dimensiones de las columnas no excedan los siguientes valores para facilitar su transporte: 3,6 m de diámetro y 18 m de altura (ver Cuadro 12.2). Como debe cumplirse que la carga hidráulica esté comprendida entre 5 y 12 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·h en columnas de flujo descendente, el primer diámetro que se supondrá será aquél que permita tener una carga hidráulica intermedia de 8 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·h:

$$A \text{ (m}^2\text{)} = \frac{Q \text{ (m}^3\text{/h)}}{\text{Carga hidráulica (m}^3\text{/m}^2\text{·h)}} = \frac{200 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}}{8 \text{ m}^3\text{/m}^2\text{·h}} = 1,04 \text{ m}^2$$

$$D \text{ (m)} = \sqrt{\frac{4 \cdot A \text{ (m}^2\text{)}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,04 \text{ m}^2}{\pi}} = 1,15 \text{ m}$$

Para una sección de 1,04 m<sup>2</sup> de sección (10,400 cm<sup>2</sup>), la velocidad intersticial  $V_0$  es la siguiente:

$$V_0 = \frac{Q}{S \cdot \epsilon_L} = \frac{200 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 10^6 \frac{\text{cm}^3}{\text{m}^3} \cdot \frac{1 \text{ d}}{1440 \text{ min}}}{(10,400 \text{ cm}^2) \cdot (0,457)} = 29,2 \text{ cm/min}$$

Sustituyendo la velocidad intersticial en la fórmula de la velocidad del frente brusco se obtiene:

$$u(C) = \frac{29,2 \text{ cm/min}}{1 + \frac{1-0,457}{0,457} \cdot 0,57 + \frac{1-0,457}{0,457} \cdot 0,829 \left( \frac{0,711-0}{0,050-0} \right)} = \frac{29,2 \text{ cm/min}}{15,68} = 1,86 \text{ cm/min}$$

A partir de la misma, y tomando un valor conservador (40 minutos) dentro de los valores típicos de tiempos de retención en lecho vacío (varían entre 10 y 50 min), se estima la longitud del lecho:

$$L(\text{cm}) = t_r \cdot u_{\text{brusco}} = 40 \text{ min} \cdot 1,86 \frac{\text{cm}}{\text{min}} = 74,4 \text{ cm}$$

Con el diámetro supuesto (1,15 m) y la longitud calculada (0,744 m), se constata que la relación altura/diámetro (0,65) está fuera de los valores habituales (entre 1,5 y 4). Dado que se ha obtenido una altura muy pequeña de la columna, se va a disminuir el área superficial, para lo cual habrá que optar por trabajar a la máxima carga hidráulica posible, es decir,  $12 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ . De esta forma:

$$A(\text{m}^2) = \frac{Q(\text{m}^3/\text{h})}{\text{Carga hidráulica}(\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h})} = \frac{200 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}}{12 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}} = 0,69 \text{ m}^2$$

$$D(\text{m}) = \sqrt{\frac{4 \cdot A(\text{m}^2)}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,69 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,94 \text{ m}$$

Para una sección de  $0,69 \text{ m}^2$  de sección ( $6,900 \text{ cm}^2$ ), la velocidad intersticial  $V_0$  es ahora:

$$V_0 = \frac{Q}{S \cdot \epsilon_L} = \frac{200 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 10^6 \frac{\text{cm}^3}{\text{m}^3} \cdot \frac{1 \text{ d}}{1440 \text{ min}}}{(6,900 \text{ cm}^2) \cdot (0,457)} = 44,0 \text{ cm/min}$$

Y la velocidad del frente brusco disminuye hasta  $2,81 \text{ cm/min}$ :

$$u(C) = \frac{44,0 \text{ cm/min}}{1 + \frac{1-0,457}{0,457} \cdot 0,57 + \frac{1-0,457}{0,457} \cdot 0,829 \left( \frac{0,711-0}{0,050-0} \right)} = \frac{44,0 \text{ cm/min}}{15,68} = 2,81 \text{ cm/min}$$

Para un tiempo de retención en lecho vacío de 40 min, se estima la longitud del lecho:

$$L(\text{cm}) = t_r \cdot u_{\text{brusco}} = 40 \text{ min} \cdot 2,81 \frac{\text{cm}}{\text{min}} = 112 \text{ cm}$$

Con el diámetro supuesto (0,94 m) y la longitud calculada (1,12 m), la relación altura/diámetro ha aumentado (1,19) pero todavía no está dentro del intervalo recomendado.

Como no se recomienda trabajar a cargas hidráulicas superiores, se decide optar por dos columnas en paralelo. Cada una de ellas trataría 100 m<sup>3</sup>/d y tendría que tener, para una carga de 12 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·h, una sección de 0,69 m<sup>2</sup>/2 = 0,345 m<sup>2</sup> (D=0,66 m). Dado que la velocidad intersticial y la velocidad del frente brusco no varían si la carga hidráulica se mantiene constante, tampoco lo hace la longitud del lecho (1,12 m). De esta forma se tendrían 2 columnas en paralelo con las siguientes dimensiones de lecho: D=0,66 m y L=1,12 m, lo que implica una relación altura:diámetro de 1,7, dentro ya de los intervalos de diseño más habituales.

### EJERCICIOS PROPUESTOS

#### Ejercicio 12.7

Ajuste los siguientes datos experimentales (concentración de DQO en equilibrio para distintas cantidades de carbón activado) a las isotermas de Freundlich y de Langmuir y decida cuál de las dos isotermas ajusta mejor los datos experimentales obtenidos. El volumen de muestra fue en todos los casos 250 mL.

Muestra	1	2	3	4	5	6	7	8
Carbón activado, g	0	0,01	0,03	0,05	0,10	0,20	0,50	1,0
DQO, mg/L	70	65	55	45	25	10	3	2

*Solución:*

Isoterma de Freundlich:

Ajuste lineal. Ordenada en el origen: 1,211; pendiente: 0,536; R<sup>2</sup>=0,919.

$$q_e \text{ (mg/g)} = 16,27 \cdot C_e \text{ (mg/L)}^{0,536}$$

Isoterma de Langmuir:

Ajuste lineal. Ordenada en el origen: 0,0050; pendiente: 0,1063, R<sup>2</sup>=0,999.

$$q_e = \frac{9,41 \cdot C_e \text{ (mg/L)}}{1 + 0,047 \cdot C_e \text{ (mg/L)}}$$

### Ejercicio 12.8

- a) ¿Cuál es el tiempo de agotamiento si se mantienen el resto de condiciones que en el Ejercicio 12.4 pero la concentración de agotamiento se estima en 0,5 mg/L?,  
 b) ¿Cómo varía el tiempo de agotamiento si se mantienen las mismas condiciones que en el Ejercicio 12.4 pero la concentración inicial de COT en el influente es de 4 mg/L?

*Solución:* suponiendo que, al igual que en el ejercicio 12.4,  $q_b$  es el 40% de la capacidad de adsorción teórica: a)  $t_b = 45,5$  d y b)  $t_b = 67,9$  d.

### Ejercicio 12.9

Con los datos del ejercicio 12.4, ¿Cuál sería el volumen de lecho de carbón activado necesario para que el tiempo de agotamiento fuera superior a 100 días?

*Solución:* se necesitarían 1.218 kg de carbón activado, que ocuparían un volumen de lecho de 2,03 m<sup>3</sup>. Suponiendo una relación altura/diámetro de 2, el lecho sería de 1,09 m de diámetro y 2,18 m de altura.

### Ejercicio 12.10

Una columna de carbón activado granular se diseña para reducir de 15 µg/L a 3 µg/L la concentración de clorobenceno de un agua residual. Calcular: a) la tasa de uso del carbón (g de carbón activados por m<sup>3</sup> de agua tratada), y b) los m<sup>3</sup> de agua que pueden tratarse por litro de columna de carbón activado. Las siguientes condiciones son aplicables:  $K = 100$  (mg/g)<sup>0,35</sup>, (L/mg)<sup>1/n</sup>,  $1/n = 0,35$ , y la densidad del carbón activo granular es 480 g/L.

*Solución:*

a) 522 m<sup>3</sup> agua de tratada / L de columna de carbón activado.

b) La tasa de uso de carbón es 0,92 g de carbón activado / m<sup>3</sup> de agua tratada.

### Ejercicio 12.11

La máxima concentración permitida de tricloroetileno en un vertido es de 10 µg/L. Teniendo en cuenta los siguientes parámetros de la isoterma de Freundlich,  $K=28 \text{ (mg/g) (L/mg)}^{0,62}$  y  $1/n = 0,62$ , calcular la dosis mínima de carbón activado en polvo necesaria para reducir la concentración de tricloroetileno desde 40 µg/L hasta el límite máximo de concentración permitida.

*Solución:* 18,6 g de carbón activado en polvo/m<sup>3</sup> de agua tratada.

## CUADROS Y DATOS DE REFERENCIA

**Cuadro 12.1:** Comparación de las propiedades típicas del carbón activado granular (GAC) y en polvo (PAC). Fuente: Metcalf & Eddy (2004)

Parámetro	Unidad	TIPO DE CARBÓN ACTIVADO	
		GAC	PAC
Área superficial total	m <sup>2</sup> /g	700-1.300	800-1.800
Densidad aparente	kg/m <sup>3</sup>	400-500	360-740
Densidad de partícula (en húmedo)	kg/L	1,0-1,5	1,3-1,4
Intervalo de tamaños de partícula	mm (µm)	0,1-2,36	(5-50)
Tamaño efectivo	mm	0,6-0,9	-
Coefficiente de uniformidad	UC	≤ 1,9	-
Radio medio de los poros	µm	16-30	20-40
Número de yodo		600-1.100	800-1.200
Número de abrasión	Mínimo	75-85	70-80
Cenizas	%	≤ 8	≤ 6
Humedad cuando está empaquetado	%	2-8	3-10

**Cuadro 12.2:** Intervalos típicos de diseño para columnas GAC en el tratamiento de aguas residuales. Fuente: M. L. Davis (2010)

Parámetro	Valor	Comentario
Tamaño del carbón	8x30 mesh (0,595-2,38 mm)	Lechos de flujo descendente y lechos empaquetados de flujo ascendente
	12x40 mesh (0,400-1,68 mm)	Flujo ascendente
Carga hidráulica		
<i>Flujo ascendente</i>	12-20 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> •h	
<i>Flujo descendente</i>	5-12 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> •h	
EBCT (tiempo de contacto en lecho vacío)	10-50 min	Son necesarios ensayos en planta piloto para su determinación
Tasa de uso de carbón	24-72 g/m <sup>3</sup>	Las tasas de uso de carbón inferiores se asocian a mayores EBCT
Altura de la columna	≤ 18 m	Máximo tamaño para transporte de las unidades prefabricadas
Diámetro	≤ 3,6 m	Máximo tamaño para transporte de las unidades prefabricadas
Relación altura:diámetro	1,5:1 a 4:1	Sin redistribución de líquido, usar >4:1 para una adecuada distribución del líquido
Tasa de retrolavado	20-50 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> •h	
Expansión del lecho en el retrolavado	10-50%	
Duración del retrolavado	10-15 min	



# 13. Filtración con membranas

## INTRODUCCIÓN

Las técnicas de filtración por membranas pueden clasificarse atendiendo a la naturaleza de la fuerza impulsora aplicada o al tamaño de los poros filtrantes. La microfiltración y la ultrafiltración operan tanto a presión como a vacío, independientemente de la presión osmótica de la corriente de alimentación. En nanofiltración y ósmosis inversa, aunque se opera a presión, se requiere superar la presión osmótica de la disolución de alimentación.

La microfiltración permite separar partículas entre 0,1 y 10  $\mu\text{m}$ , es decir, fundamentalmente sólidos en suspensión, operando a presiones entre 0,1 y 2 bar. La ultrafiltración elimina componentes con tamaños entre 0,002 y 0,1  $\mu\text{m}$ , fundamentalmente macromoléculas y compuestos orgánicos, y por lo general, las presiones de operación varían entre 0,1 y 5 bar. En el caso de la ósmosis inversa, a la separación de todas las partículas anteriores se añaden compuestos de bajo peso molecular como es el caso de iones monovalentes o azúcares (tamaños entre 0,001 y 0,0001  $\mu\text{m}$ ). Las presiones a aplicar son, por tanto, mayores, normalmente comprendidas entre 5 y 120 bar. La nanofiltración es similar a la ósmosis inversa pero las membranas que se emplean son más permeables (0,0005 y 0,002  $\mu\text{m}$ ), de manera que no tienen la capacidad de separar iones monovalentes completamente, pero se requiere menos presión para la separación, entre 3 y 20 bar.

En la Figura 1 se esquematiza el intervalo de tamaños que abarca cada una de las técnicas de filtración y el tipo de contaminantes separados por cada una de ellas. Además, los Cuadros 13.1 y 13.2 recogen otros aspectos como la velocidad de flujo, el consumo de energía eléctrica o los porcentajes de recuperación o *recovery* más habituales para cada sistema de filtración por membranas.

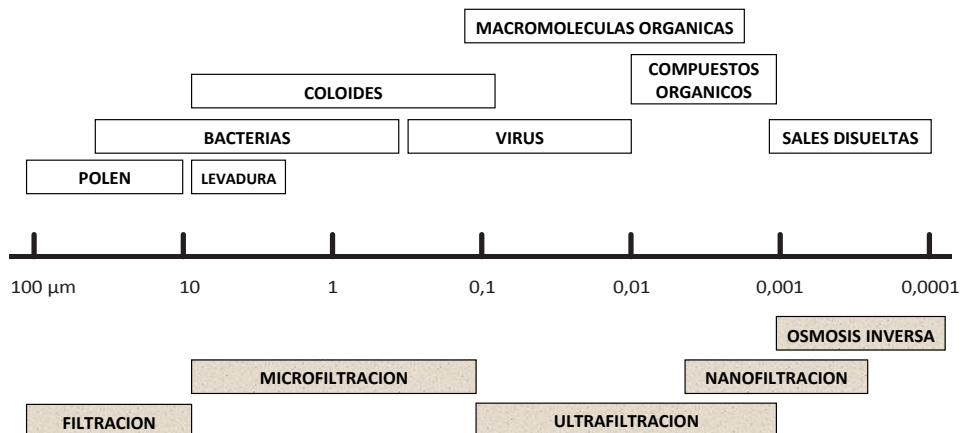


Figura 13.1: Tamaño de los contaminantes separados por las diferentes técnicas de filtración

### Parámetros de operación y de diseño

Los *flujos* en un proceso de filtración por membranas se representan en la Figura 13.2, en la que  $Q_a$  es el caudal de alimentación que se pretende tratar,  $Q_p$  es el caudal de permeado o producto, que corresponde al agua que se le han eliminado o reducido las sales, y  $Q_r$  es el caudal de concentrado, rechazo o salmuera, que arrastra las sales que han sido separadas por la membrana.

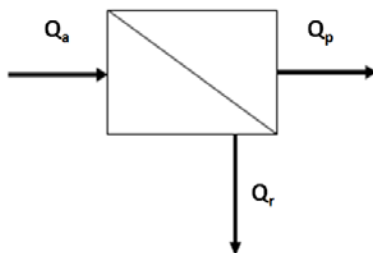


Figura 13.2: Flujos en el proceso de filtración por membranas

Uno de los principales factores referentes a la filtración por membranas es la *recuperación* o *recovery*, que se define como la relación entre el caudal de permeado y el caudal de alimentación (expresado en porcentaje):

$$R(\%) = \frac{Q_p}{Q_a} \cdot 100 \quad [13.1]$$

Las recuperaciones más comunes para la mayoría de las plantas de filtración por membranas utilizadas en el tratamiento de las aguas residuales se encuentran entre el 70-80% y el 94-98%, dependiendo del sistema de filtración (ver Cuadro 13.2). En el caso de la desalación de agua con membranas de ósmosis inversa, esa recuperación suele estar en torno al 50%.

*El porcentaje de rechazo de sales* sirve como índice de eficacia de separación de las membranas y se calcula mediante la ecuación 13.2.

$$R_{ej} (\%) = \left( 1 - \frac{C_p}{C_a} \right) \cdot 100 \quad [13.2]$$

Donde  $R_{ej}$  es el rechazo de sales,  $C_a$  es la concentración de la sal en la alimentación y  $C_p$  es la concentración de la sal en el permeado.

*Flujo de agua y de solutos por la membrana.* Hay diferentes modelos para determinar el área superficial de una membrana necesario para una determinada separación basados en el flujo de agua a través de la membrana.

El flujo de agua que atraviesa la membrana ( $J_w$ ) es función de la fuerza impulsora que produce dicho flujo, es decir, la diferencia de presión transmembrana ( $\Delta P$ ) y la diferencia de presión osmótica ( $\Delta \pi$ ) transmembrana, según la ecuación 13.3.  $J_w$  también puede expresarse como el cociente entre el caudal que atraviesa la membrana o caudal de permeado ( $Q_p$ ) y el area de filtración ( $A$ ) (ecuación 13.4).

$$J_w = k_w \cdot (\Delta P - \Delta \pi) \quad [13.3]$$

$$J_w = \frac{Q_p}{A} \quad [13.4]$$

Las unidades en las que se expresa el flujo  $J_w$  son variadas, y de ellas depende cómo se expresa  $k_w$ , si bien las más típicas son  $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ , o  $\text{L}/\text{h} \cdot \text{m}^2$ . El coeficiente de proporcionalidad  $k_w$  (constante de permeabilidad del agua) es un valor empírico que depende de las características de las membranas, del tipo de solutos y de la temperatura. Sus unidades dependerán de las unidades de  $J_w$  y de las unidades en las que se exprese la presión, normalmente en kPa o bar. De esta forma,  $k_w$  puede tener unidades de  $\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{kPa}$  o  $\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar}$  si el flujo  $J_w$  se expresa en  $\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ .  $J_w$  se expresa en  $\text{kg}/\text{s} \cdot \text{m}^2$  y la presión en Pa.

De forma equivalente, hay expresiones para determinar el flujo de un soluto a través de una membrana. En este caso el flujo de soluto será directamente proporcional al coeficiente de transferencia de materia del soluto ( $k_s$ ) y la fuerza impulsora la diferencia de concentraciones del soluto a través de la membrana ( $\Delta C$ ).

$$J_s = k_s \cdot (\Delta C) \quad [13.5]$$

La concentración de soluto en el permeado será la ratio entre los flujos de soluto y agua que atraviesan la membrana:

$$C_p = \frac{J_s}{J_w} \quad [13.6]$$

Combinando las ecuaciones 13.1 y 13.2 con los siguientes balances de materia (total y por componente) (ecuaciones 13.7 y 13.8, respectivamente), se obtienen las ecuaciones 13.9 y 13.10, que relacionan cómo varía la concentración de una sal en el rechazo, o en el permeado, en función de la concentración de esa sal en la alimentación, el rechazo de sales de la membrana y el porcentaje de recuperación o *recovery* al que trabaje la membrana.

$$Q_a = Q_p + Q_r \quad [13.7]$$

$$Q_a \cdot C_a = Q_p \cdot C_p + Q_r \cdot C_r \quad [13.8]$$

$$C_r = \frac{C_a \cdot R_{ej}}{100 - R} \quad [13.9]$$

$$C_p = \frac{C_a \cdot (100 - R_{ej})}{R} \quad [13.10]$$

**Número de etapas y pasos.** El número de etapas se define por el número de sistemas de filtración por los que va a pasar la corriente de alimentación. Así, en un sistema de dos etapas, el concentrado de la primera etapa se convierte en la alimentación de la segunda etapa, mientras que los permeados de la primera y de la segunda etapa se juntan para formar el permeado global del sistema. Incrementando el número de etapas se aumenta la recuperación global del sistema.

Cada etapa está formada por un número determinado de *recipientes a presión* o *cajas de presión* que se disponen en paralelo. Cada recipiente a presión está constituido, a su vez, por un cilindro dentro del cual se introducen varios elementos o membranas, tal y como se esquematiza en la Figura 13.3.



**Figura 13.3:** Configuración de un recipiente a presión de tres elementos

Un *paso* se entiende como una etapa estándar de filtración. En un sistema de dos pasos, el permeado del primer paso se convierte en la alimentación del segundo paso. Por tanto, la calidad del permeado final será mayor. En cambio, los rechazos de ambos pasos forman el rechazo general del sistema.

El número de etapas o de pasos de un sistema de filtración viene determinado, por tanto, en función de la recuperación del sistema, el número de elementos por recipiente, la calidad del agua que se alimenta y la calidad requerida del permeado.

A modo de ejemplo, la Figura 13.4 muestra dos casos: un sistema de filtración de dos pasos con dos etapas cada uno (Figura 13.4a) y un sistema de filtración en un solo paso de tres etapas (Figura 13.4b).

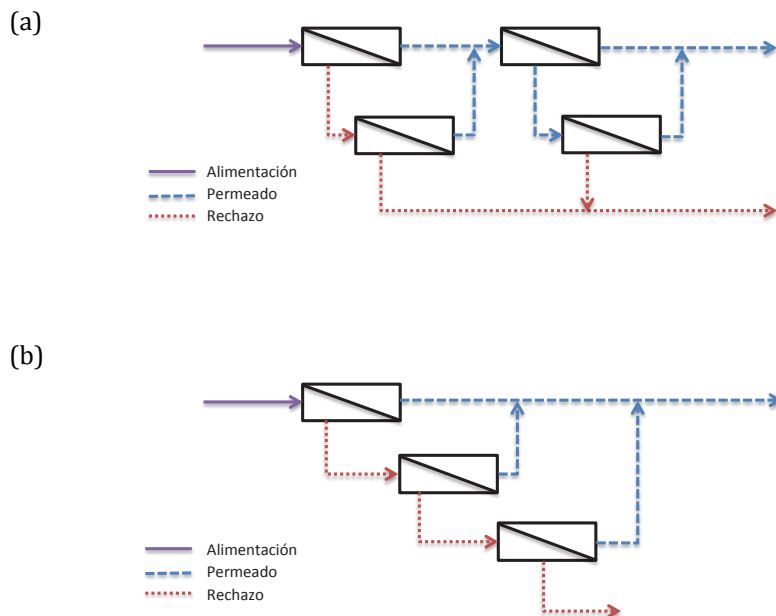


Figura 13.4: Diferentes configuraciones de sistemas de filtración con membranas

## EJERCICIOS RESUELTOS

### Ejercicio 13.1

Se requieren 55 m<sup>3</sup>/h de agua osmotizada para alimentarlos a un sistema de electrodesionización y obtener agua desmineralizada que será utilizada en las turbinas de un ciclo combinado. Se plantea un sistema de ósmosis inversa, donde la máxima recuperación que se alcanza es del 80%. ¿Qué caudal de entrada se requiere para cumplir con las especificaciones del sistema?

Para calcular el caudal de entrada se sustituyen los valores del problema en la ecuación 13.1:

$$R(\%) = \frac{Q_p}{Q_a} \cdot 100 \Rightarrow Q_a = \frac{Q_p}{R(\%)} \cdot 100 \Rightarrow$$

$$Q_a = \frac{55 \text{ m}^3/\text{h}}{80} \cdot 100 = 68,75 \text{ m}^3/\text{h}$$

### Ejercicio 13.2

Una corriente de agua de pozo (1 m<sup>3</sup>/h) con 580 mg/L de SDT se trata mediante ósmosis inversa. Según los datos del fabricante, las membranas seleccionadas presentan un rechazo de sales del 96%. Determinar la recuperación mínima del sistema para que los SDT del agua producto no superen los 50 mg/L. ¿Cuál será la concentración de sólidos disueltos en el rechazo?

Para calcular la recuperación o *recovery* mínima para alcanzar 50 mg/L en el permeado se recurre a la ecuación 13.10:

$$C_p = \frac{C_a \cdot (100 - R_{ej})}{R} \Rightarrow$$

$$R = \frac{C_a \cdot (100 - R_{ej})}{C_p} = \frac{580 \text{ mg/L} \cdot (100 - 96)}{50 \text{ mg/L}} = 46,4\%$$

Como puede deducirse de la anterior expresión, cuanto mayor es la recuperación menor es la concentración en el permeado. La mínima recuperación necesaria para no superar la concentración de sólidos disueltos en el permeado es de 46,4%. Si se trabajara a recuperaciones mayores, en el caso límite de una recuperación sería del 100%, se obtendría la mínima concentración posible de SDT en el permeado, que sería:

$$C_p = \frac{C_a \cdot (100 - R_{ej})}{R} = \frac{580 \text{ mg/L} \cdot (100 - 0,96)}{100} \approx 23,2 \text{ mg/L}$$

Para calcular la concentración de SDT en el concentrado se pueden resolver los correspondientes balances de materia (total e individual) o directamente utilizar la ecuación 13.9, basada en esos mismos balances:

$$C_r = \frac{C_a \cdot R_{ej}}{100 - R} = \frac{580 \text{ mg/L} \cdot 96}{100 - 46,4} \approx 1039 \text{ mg/L}$$

Si se opta por aplicar los balances de materia, la resolución paso a paso sería la siguiente. En primer lugar, se calcularían los caudales de permeado y de rechazo, mediante la definición de la recuperación o *recovery* (ecuación 13.1) y el balance de materia global (ecuación 13.7):

$$R(\%) = \frac{Q_p}{Q_a} \cdot 100$$

$$Q_p = \frac{R(\%) \cdot Q_a}{100} = \frac{46,4 \cdot 1 \text{ m}^3/\text{h}}{100} = 0,464 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_a = Q_p + Q_r \rightarrow Q_r = Q_a - Q_p = 1 - 0,464 = 0,536 \text{ m}^3/\text{h}$$

Después, aplicando el balance de materia individual (ecuación 13.8):

$$C_a Q_a = C_p Q_p + C_r Q_r \rightarrow C_r = \frac{C_a Q_a - C_p Q_p}{Q_r} \rightarrow$$

$$C_r = \frac{580 \text{ mg/L} \cdot 1 \text{ m}^3/\text{h} - 50 \text{ mg/L} \cdot 0,464 \text{ m}^3/\text{h}}{0,536 \text{ m}^3/\text{h}} \approx 1039 \text{ mg/L}$$

### Ejercicio 13.3

La presencia de sílice en el agua de entrada a un sistema de filtración de membranas puede provocar incrustaciones severas e irreversibles cuando se supera su límite de solubilidad en el lado de la membrana en contacto con el rechazo. Si la solubilidad de la sílice se encuentra en torno a 100-150 mg/L  $\text{SiO}_2$  a temperatura ambiente, ¿cuál será la máxima recuperación a la que se puede trabajar en la membrana para que no se produzcan incrustaciones de sílice?

*Datos:* concentración de sílice en el agua de alimentación: 34 mg/L; temperatura ambiente; rechazo de sales de la membrana: 96%.

Al igual que en el ejercicio anterior, se puede utilizar directamente la ecuación 13.9 u obtenerla a partir de los diferentes balances de materia. Con fines didácticos, se resuelve a partir de los diferentes balances de materia.

Para poder determinar el límite de conversión del sistema según este criterio, es necesario estimar la concentración de sales en el lado de la membrana correspondiente al rechazo en función de la conversión del sistema. Para ello, se plantea el balance de materia de un componente (la sílice) (ecuación 13.8):

$$C_a Q_a = C_p Q_p + C_r Q_r \rightarrow C_r = \frac{C_a Q_a - C_p Q_p}{Q_r}$$

A partir de la ecuación 13.7 (balance de materia global):

$$Q_a = Q_p + Q_r \rightarrow Q_r = Q_a - Q_p$$

Adicionalmente (ecuaciones 13.1 y 13.2):

$$R(\%) = \frac{Q_p}{Q_a} \cdot 100 \rightarrow Q_p = \frac{Q_a \cdot R}{100}$$

$$R_{ej}(\%) = \left(1 - \frac{C_p}{C_a}\right) \cdot 100 \rightarrow C_p = C_a - \frac{C_a \cdot R_{ej}}{100}$$

Combinando las cuatro ecuaciones anteriores, se puede despejar el valor de la concentración de sílice en el rechazo a partir de la concentración de sílice en la alimentación, el rechazo de sales de la membrana y la recuperación o *recovery* a la que trabaja el sistema, que es precisamente la misma ecuación que la 13.9:

$$C_r = \frac{C_a \cdot R_{ej}}{100 - R}$$

Sustituyendo los valores conocidos:

$$C_r (\text{mg/L}) = \frac{34 \text{ mg/L} \cdot 96\%}{100 - R(\%)} = \frac{3.264}{100 - R(\%)}$$

En la siguiente figura se representa cómo varía la concentración de sílice en el rechazo en función de la recuperación o conversión del sistema (Figura 13.5):

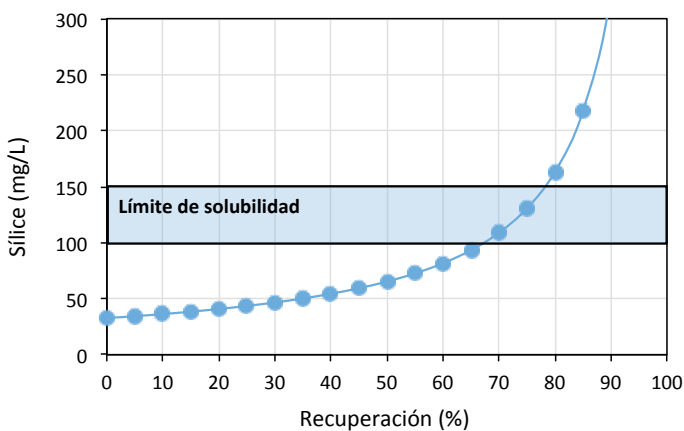


Figura 13.5: Contenido en sílice del rechazo en función de la recuperación del sistema



Como se puede observar, podrían ocurrir problemas por formación de incrustaciones de sílice en la membrana si se trabaja a recuperaciones superiores al 70%, puesto que se sobrepasa el límite de solubilidad de la sílice a la temperatura de operación del sistema. Para poder trabajar por encima de estos límites de recuperación sería necesario un pre-tratamiento que permitiera rebajar los niveles de sílice en el agua antes de llevar a cabo la filtración por membranas.

### Ejercicio 13.4

Un agua pretratada para ser desalinizada por un proceso de ósmosis inversa contiene 2.600 mg/L de SDT y la concentración de SDT en el agua producto no puede superar los 450 mg/L. El caudal a tratar de agua es 10 m<sup>3</sup>/h. La presión neta de operación ( $\Delta P - \Delta \pi$ ) es de 40 atm. El fabricante de membranas indica que las membranas presentan una constante de permeabilidad ( $k_w$ ) de  $2,0 \cdot 10^{-3}$  L/h·m<sup>2</sup>·kPa y un coeficiente de permeabilidad de soluto ( $k_s$ ) de  $1,0 \cdot 10^{-7}$  m/s, ambas a la temperatura de operación. Determinar el área de membrana requerido.

Para que pueda darse el proceso de ósmosis inversa, se requiere aplicar, en el lado de la solución concentrada, una presión que origine una diferencia de presión transmembrana ( $\Delta P$ ) superior a la diferencia de presión osmótica transmembrana ( $\Delta \pi$ ). Según los datos del problema, la presión neta de operación es:

$$\Delta P - \Delta \pi = 40 \text{ atm} = 40 \text{ atm} \cdot \frac{101,325 \text{ kPa}}{1 \text{ atm}} = 4053 \text{ kPa}$$

Conocido el coeficiente de permeabilidad del agua para la membrana seleccionada ( $k_w$ ) y la presión neta de operación, se puede calcular el flujo agua ( $J_w$ ) a partir de la ecuación 13.3:

$$J_w = k_w \cdot (\Delta P - \Delta \pi) = 2,0 \cdot 10^{-3} \frac{\text{L}}{\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{kPa}} \cdot 4053 \text{ kPa} = 8,1 \frac{\text{L}}{\text{h} \cdot \text{m}^2}$$

Para estimar el área de la membrana, aplicamos la ecuación 13.4:

$$Q = J_w \cdot A \Rightarrow A = \frac{Q}{J_w} = \frac{10.000 \text{ L/h}}{8,1 \text{ L/h} \cdot \text{m}^2} \approx 1.235 \text{ m}^2$$

El flujo del soluto (sólidos disueltos totales) se calcula a partir de la ecuación 13.5:

$$J_s = k_s \cdot (\Delta C) = k_s \cdot (C_a - C_p)$$

Sin embargo, dado que no se conoce el valor de la recuperación o *recovery*, no se puede calcular  $C_p$  con la ecuación 13.10. Por tanto, se recurre a la siguiente relación:

$$J_s \cdot A = k_s \cdot (C_a - C_p) \cdot A = Q \cdot C_p$$

$$k_s \cdot (C_a - C_p) \cdot A = Q \cdot C_p \rightarrow k_s \cdot C_a \cdot A = (Q + k_s \cdot A) \cdot C_p \rightarrow$$

$$C_p = \frac{k_s \cdot C_a \cdot A}{Q + k_s \cdot A} = \frac{1 \cdot 10^{-7} \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 2,6 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1.235 \text{ m}^2}{10 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} + 1 \cdot 10^{-7} \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 1.235 \text{ m}^2} = 0,111 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 111 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

Dado que el permeado tiene una concentración de SDT por debajo del límite requerido (450 mg/L), se puede abaratar el tratamiento mezclando el permeado (111 mg/L) con una determinada proporción de agua sin tratar (2.600 mg/L). Para calcular dicho caudal (o la relación de caudales) se plantea un balance de materia individual (para los SDT):

$$(Q_{\text{no tratado}} + Q_p) \left( 0,45 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) = Q_{\text{no tratado}} \cdot 2,6 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} + Q_p \cdot 0,111 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \rightarrow$$

$$2,15 \cdot Q_{\text{no tratado}} = 0,339 \cdot Q_p \rightarrow \frac{Q_{\text{no tratado}}}{Q_p} = \frac{0,339}{2,15} = 0,158$$

De esta forma, se puede mezclar a un determinado volumen de permeado un 15,8% de agua sin tratar de forma que se seguiría cumpliendo con el objetivo del tratamiento (concentración final de SDT = 450 mg/L). Debido a que no sería necesario tratar todo el caudal de alimentación, el área de membranas requerida disminuiría en consecuencia.

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### Ejercicio 13.5

Se requieren 55 m<sup>3</sup>/h de agua osmotizada a la entrada de un sistema de electro-desionización. La legislación de la zona marca que el máximo caudal de vertido (caudal de rechazo) es de 8,25 m<sup>3</sup>/h. Determinar la máxima recuperación o *recovery* del sistema para no sobrepasar ese caudal de vertido.

*Solución:* R=85%.

### Ejercicio 13.6

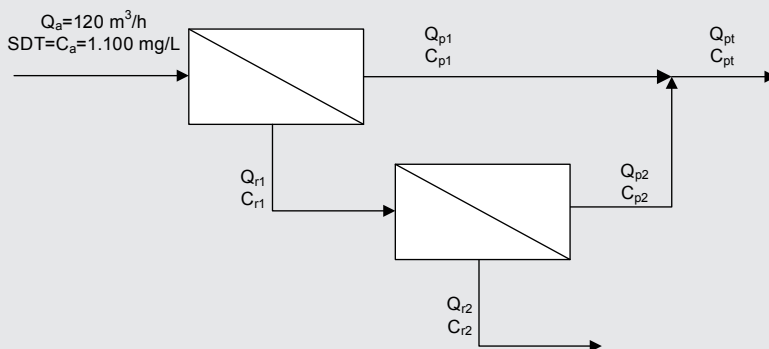
Teniendo en cuenta los datos del Ejercicio 13.3, ¿qué eficacia en la eliminación de sílice debería tener un pre-tratamiento de las aguas que entran a esa ósmosis inversa para que se pudiera trabajar a recuperaciones de hasta el 85% sin que surgieran problemas de formación de incrustaciones?

**Solución:** se necesita rebajar la concentración de sílice hasta 15,6 mg/L (52% de eliminación de sílice). De esta forma no se superan los 100 mg/L de concentración de sílice en el rechazo a pesar de trabajar a una recuperación del 85%.

### Ejercicio 13.7

A partir de los datos que se muestran en el esquema de ósmosis inversa siguiente, contestar a las siguientes cuestiones:

- ¿Qué tipo de configuración presenta el sistema?
- Determinar el caudal y la concentración de sólidos disueltos en todas las corrientes del sistema. Considere que la recuperación o *recovery* es del 80% en cada etapa y que el rechazo de sales es del 96%.



**Solución:**

a) Se trata de un sistema de un paso con dos etapas.

b)  $Q_{p1}=96 \text{ m}^3/\text{h}$ ;  $C_{p1}=55 \text{ mg/L}$ ;  $Q_{r1}=24 \text{ m}^3/\text{h}$ ;  $C_{r1}=5280 \text{ mg/L}$ ;  $Q_{p2}=19,2 \text{ m}^3/\text{h}$ ;  $C_{p2}=264 \text{ mg/L}$ ;  $Q_{r2}=4,8 \text{ m}^3/\text{h}$ ;  $C_{r2}=25.344 \text{ mg/L}$ ;  $Q_{pt}=115,2 \text{ m}^3/\text{h}$ ;  $C_{pt}=89,8 \text{ mg/L}$ .

## CUADROS Y DATOS DE REFERENCIA

**Cuadro 13.1:** Características típicas de los sistemas de filtración con membranas utilizados en el tratamiento de aguas residuales. Fuente: Metcalf & Eddy (2004)

Tipo de filtración	Intervalo habitual de tamaños ( $\mu\text{m}$ )	Presión de operación (kPa)	Flujo ( $\text{L}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ )	Tipo de membrana
Microfiltración	0,08-2,0	7-100	405-1600	Polipropileno, acrilonitrilo, nylon y politetrafluoroetileno
Ultrafiltración	0,005-0,2	70-700	405-815	Acetato de celulosa, poliamidas aromáticas
Nanofiltración	0,001-0,01	500-1000	200-815	Acetato de celulosa, poliamidas aromáticas
Ósmosis inversa	0,0001-0,001	850-7000	320-490	Acetato de celulosa, poliamidas aromáticas

**Cuadro 13.2:** Consumo de energía eléctrica y recuperación o recovery habituales de los sistemas de filtración con membranas en el tratamiento de aguas residuales. Fuente: Metcalf & Eddy (2004)

Tipo de filtración	Presión de operación (kPa)	Consumo de energía eléctrica ( $\text{kWh}/\text{m}^3$ )	Recuperación o recovery (%)
Microfiltración	100	0,4	94-98
Ultrafiltración	525	3,0	70-80
Nanofiltración	875	5,3	80-85
Ósmosis inversa	1575	10,2	70-85
	2800	18,2	70-85

# 14. Intercambio iónico

## INTRODUCCIÓN

El intercambio iónico es un proceso de separación en el que los iones de las diferentes especies en disolución desplazan a los iones insolubles de un determinado material de intercambio o resina. No todos los iones disueltos se eliminan por igual. Cada resina de intercambio iónico se caracteriza por una serie selectiva, dependiendo de la carga y el tamaño de los iones, que hace que algunos de los iones del final de esta serie tan sólo se eliminen parcialmente. A pesar de que también hay resinas naturales, el uso de resinas sintéticas para intercambio iónico está más extendido debido a su mayor durabilidad.

El sistema puede funcionar tanto de forma continua como en discontinuo. En el proceso en discontinuo, la resina se mezcla y agita con el agua a tratar en el interior del reactor hasta que se completa la separación. En el proceso en continuo, la resina se coloca en el interior de una columna, y el agua a tratar se hace circular a través de ella. Los sistemas de intercambio iónico más habituales son procesos continuos en columna y con flujo descendente. En estos sistemas, el agua residual entra por la parte superior de la columna sometida a una cierta presión, circula en sentido descendente a través del lecho de resina, y se extrae por la parte inferior. Cuando se agota la capacidad de la resina, la columna se somete a un ciclo de lavado en contracorriente para eliminar los sólidos atrapados y proceder a la posterior regeneración. Las resinas de intercambio catiónico se regeneran con un ácido fuerte, como el ácido sulfúrico o el clorhídrico, mientras que las resinas aniónicas se regeneran con una base fuerte como el hidróxido sódico o el hidróxido potásico. El uso más extendido de este proceso es el ablandamiento de aguas, por ejemplo para la producción de agua de caldera, donde los iones sodio de la resina catiónica se sus-

tituyen por los iones calcio y magnesio presentes en el agua. Para la reducción de los sólidos disueltos (tanto cationes como aniones), hace falta utilizar tanto resinas de intercambio catiónicas como aniónicas. Aunque ambas resinas se podrían mezclar en un reactor, lo habitual es que el agua se trate en dos columnas en serie: una con una resina catiónica en el que los cationes se sustituyen por protones, y otra en la que con una resina aniónica los aniones se sustituyen por iones hidroxilo.

Las elevadas concentraciones de sólidos en suspensión en el agua que entra en las unidades de proceso pueden taponar los lechos de resinas de intercambio iónico, provocando elevadas pérdidas de carga y rendimientos ineficaces. El intercambio iónico ha sido escasamente aplicado al tratamiento de aguas residuales urbanas debido a que precisa un pre-tratamiento muy completo, a la problemática de la vida útil de la resina de intercambio de iones, y a la complejidad del sistema de regeneración que precisa (M. L. Davis, 2010).

La velocidad de paso a través de la columna afecta a la cinética de intercambio iónico. Cuanto mayor es el tiempo que el agua está en contacto con la resina, mayor es la oportunidad para que ocurra dicho intercambio. Por tanto, cuanto mayor es el tiempo de contacto, mayor será el *tiempo de ruptura (breakthrough)*. Se entiende por tiempo de ruptura el tiempo transcurrido desde el comienzo de la operación en el lecho hasta que los iones que deben eliminarse empiezan a aparecer en la corriente de salida o, más concretamente, cuando se alcanza la máxima concentración permisible en el efluente. En este momento, el agua que se está tratando se desviaría a un segundo lecho, iniciándose el proceso de regeneración del primero. La curva que representa la evolución de la concentración del efluente que abandona el lecho recibe el nombre de *curva de ruptura* y su conocimiento es fundamental para el diseño de un lecho fijo de intercambio iónico.

### Capacidad de intercambio y selectividad de las resinas

**Capacidad de intercambio.** La capacidad de intercambio de una resina es la cantidad de iones que puede intercambiar, que a su vez depende de la cantidad de grupos funcionales que tenga la resina. Es uno de los principales criterios para seleccionar una resina. Se suele expresar como miliequivalentes por gramo de resina seca (meq/g) o miliequivalentes por mL de resina húmeda (meq/mL). Valores típicos de capacidad de intercambio son de 3,6 a 5,5 meq/g (resina seca) o de 1,8 a 2,0 meq/mL (resina húmeda).

**Selectividad.** Las resinas de intercambio iónico tienen una preferencia o afinidad distinta para los distintos iones presentes en disolución. Esta preferencia o afinidad se denomina selectividad. El coeficiente de selectividad depende fundamentalmente de la naturaleza y valencia del ión, el tipo de resina y su saturación, y la concentración iónica de un agua residual, y típicamente sólo es válido para un intervalo estrecho de pHs. En el Cuadro 14.1 se muestra un ejemplo de factores de selectividad aproximados para resinas catiónicas y aniónicas fuertes típicas. A bajas concentraciones, el valor del coeficiente de selectividad para el intercambio de iones monovalentes por iones

divalentes es generalmente mayor que para el intercambio de iones monovalentes por iones monovalentes.

La selectividad relativa de la sustitución de un ión por otro se puede estimar a partir de los factores de selectividad de cada uno de los dos iones :

$$K_{A \rightarrow B} \approx \frac{K_A}{K_B} \quad [14.1]$$

donde:  $[K_{A^+ \rightarrow B^{n+}}]$  = coeficiente de selectividad;  $K_A$  = factor de selectividad del ión A;  $K_B$  = factor de selectividad del ión B.

*Determinación del equilibrio.* Para mezclas binarias, se puede estimar el máximo volumen de agua que puede tratar una resina a partir de la fracción equivalente en disolución del ión a eliminar y su coeficiente de selectividad. Dependiendo de si el intercambio se realiza entre iones monovalentes o entre un ión monovalente y otro divalente, habrá que utilizar la ecuación 14.2 o la 14.3, respectivamente. Ambas expresiones pueden generalizarse en una única ecuación válida para intercambio entre iones monovalentes e iones de cualquier otra valencia (n) mediante la ecuación 14.4. Estas expresiones son las mismas cuando se intercambian cationes o aniones.

$$\frac{\bar{X}_{B^+}}{1 - \bar{X}_{B^+}} = [K_{A^+ \rightarrow B^+}] \cdot \frac{X_{B^+}}{1 - X_{B^+}} \quad [14.2]$$

$$\frac{\bar{X}_{B^{2+}}}{(1 - \bar{X}_{B^{2+}})^2} = [K_{A^+ \rightarrow B^{2+}}] \cdot \left(\frac{\bar{C}}{C}\right) \cdot \frac{X_{B^{2+}}}{(1 - X_{B^{2+}})} \quad [14.3]$$

$$\frac{\bar{X}_{B^{n+}}}{(1 - \bar{X}_{B^{n+}})^n} = [K_{A^+ \rightarrow B^{n+}}] \cdot \left(\frac{\bar{C}}{C}\right)^{n-1} \cdot \frac{X_{B^{n+}}}{(1 - X_{B^{n+}})^n} \quad [14.4]$$

donde:  $[K_{A^+ \rightarrow B^{n+}}]$  = coeficiente de selectividad;  $\bar{X}_{B^{n+}}$  = fracción equivalente del ión B en la resina;  $X_{B^{n+}}$  = fracción equivalente del ión B en disolución;  $\bar{C}$  = capacidad total de la resina (eq/L); C = concentración total catiónica o aniónica en la disolución (eq/L).

Cuando existen varios iones en disolución se tendrán que agrupar en dos, calculando de forma aproximada una selectividad media para cada uno de los grupos de iones.

### Parámetros de diseño y operación

*Tiempo de contacto (EBCT y SFR).* Existen dos parámetros para controlar el tiempo de contacto y, por tanto, el tiempo de ruptura: el tiempo de contacto del lecho vacío (*Empty Bed Contact Time*, EBCT) y el caudal de servicio (*Service Flow Rate*, SFR).

El tiempo de contacto del lecho vacío se calcula como el volumen ocupado por la resina dividido entre el caudal de agua que se trata (ecuación 14.5), mientras que el caudal de servicio se calcula como el caudal de agua que se trata entre el volumen de la resina (ecuación 14.6). Ambos parámetros están relacionados, uno es la inversa del otro.

$$\text{EBCT} = \frac{V_{\text{resina}}}{Q} \quad [14.5]$$

$$\text{SFR} = \frac{Q}{V_{\text{resina}}} \quad [14.6]$$

Los valores típicos de EBCT están comprendidos entre 1,7 y 7,5 min, mientras que los valores típicos de SFR están comprendidos entre 200 y 1000 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>•d. El SFR también puede expresarse como volúmenes de lecho de agua por hora (BV/h). En este caso, el intervalo típico de valores está entre 8 y 40 BV/h. Valores de EBCT superiores a 7,5 min y SFR menores de 200 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>•d son aceptables puesto que permiten un mayor tiempo de contacto para que ocurran las reacciones. EBCT más pequeños y SFR más altos, sin embargo, producen rupturas más tempranas del lecho.

*La carga hidráulica superficial y pérdida de carga.* La carga hidráulica superficial (SLR) es el cociente de caudal de agua y el área superficial del lecho de resina (ecuación 14.7).

$$\text{SLR} = \frac{Q}{A} \quad [14.7]$$

La carga hidráulica superficial se limita para poder controlar la pérdida de carga a través del lecho.

En general, la máxima pérdida de carga permitida a través del lecho es de 140 kPa. Debido a que la pérdida de carga aumenta con el tiempo que está en funcionamiento, la pérdida de carga de diseño se suele fijar en unos 35-70 kPa menos de este valor (70-105 kPa). Esto implica una carga hidráulica máxima de unos 880 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>•d. Aunque las cargas hidráulicas pueden variar entre 175 y 880 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>•d, las cargas hidráulicas a las que operan las columnas de intercambio iónico que tratan aguas residuales varían en un margen más estrecho, de entre 120 y 240 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>•h, con profundidades típicas de los lechos de entre 0,75 y 2,0 m.

*Retrolavado.* Los lechos de intercambio iónico se lavan para liberar la compresión y eliminar materia particulada (normalmente conocida como finos). La tasa de retrolavado para resinas catiónicas fuertemente ácidas está en el intervalo de 12-20 m<sup>3</sup>/h•m<sup>2</sup> de área superficial del lecho. La duración de este retrolavado está en el orden de 5 a 15 minutos. La expansión del lecho durante el retrolavado se suele suponer como de un 50%, pero algunos autores han informado de expansiones cercanas al 100% de la altura del lecho en operación.



## EJERCICIOS RESUELTOS

### Ejercicio 14.1

Determinar los meq/L de  $\text{Ca}^{2+}$  y  $\text{Na}^+$  si la concentración de  $\text{Ca}^{2+}$  y  $\text{Na}^+$  es 100 mg/L y 69 mg/L, respectivamente.

En primer lugar, se determina el peso equivalente:

$$\text{Peso equivalente} = \frac{\text{Peso molecular}}{\text{Carga eléctrica}}$$

Para el caso del calcio:

$$\text{Peso equivalente} = \frac{40}{2} = 20 \text{ g / eq (o 20 mg / meq)}$$

Para el caso del sodio:

$$\text{Peso equivalente} = \frac{23}{1} = 23 \text{ g / eq (o 23 mg / meq)}$$

Después se calculan los meq/L a partir de la concentración (en mg/L) y el peso equivalente (en mg/meq):

$$\frac{\text{meq}}{\text{L}} \text{Ca}^{2+} = \frac{\text{Concentración (mg/L)}}{\text{Peso equivalente (mg/meq)}} = \frac{100}{20} = 5$$

$$\frac{\text{meq}}{\text{L}} \text{Na}^+ = \frac{\text{Concentración (mg/L)}}{\text{Peso equivalente (mg/meq)}} = \frac{69}{23} = 3$$

### Ejercicio 14.2

Una resina de intercambio aniónica básica fuerte se utiliza para eliminar nitratos de un agua de suministro que también tiene una alta concentración de cloruros. Normalmente los iones bicarbonato y sulfato están presentes en el agua, pero asuma en este ejercicio que sus concentraciones son despreciables. La capacidad total de la resina es 2,0 eq/L. Determinar el máximo volumen de agua que puede tratarse por litro de resina. El agua tiene la siguiente composición en meq/L:

Cationes (total: 5,0 meq/L):  $\text{Ca}^{2+} = 1,4$  meq/L,  $\text{Mg}^{2+} = 1,0$  meq/L,  $\text{Na}^+ = 2,6$  meq/L.

Aniones (total: 5,0 meq/L):  $\text{Cl}^- = 3,0$  meq/L,  $\text{NO}_3^- = 2,0$  meq/L.

En primer lugar, se debe calcular el coeficiente de selectividad en el intercambio de iones  $\text{Cl}^-$  por iones  $\text{NO}_3^-$ , que se estima mediante la selectividad de cada uno de estos iones (ver Cuadro 14.1) utilizando la ecuación 14.1. Se ha adoptado un valor de selectividad de los nitratos de 3,5 (valor intermedio entre 3 y 4).

$$K_{\text{Cl}^- \rightarrow \text{NO}_3^-} \approx \frac{K_{\text{NO}_3^-}}{K_{\text{Cl}^-}} = \frac{3,5}{1} = 3,5$$

La fracción equivalente de nitratos, dado que no hay más aniones que nitratos y cloruros es:

$$X_{\text{NO}_3^-} = \frac{2 \text{ meq/L}}{(2+3) \text{ meq/L}} = 0,4$$

En este caso, se trata de dos componentes monovalentes, por lo que la ecuación a aplicar es la ecuación 14.2. En esta ecuación, todos los términos son conocidos excepto la fracción equivalente de  $\text{NO}_3^-$  en la resina ( $\bar{X}_{\text{NO}_3^-}$ ):

$$\frac{\bar{X}_{\text{NO}_3^-}}{1 - \bar{X}_{\text{NO}_3^-}} = K_{\text{Cl}^- \rightarrow \text{NO}_3^-} \cdot \frac{X_{\text{NO}_3^-}}{1 - X_{\text{NO}_3^-}} = 3,5 \cdot \frac{0,4}{1 - 0,4}$$

$$\frac{\bar{X}_{\text{NO}_3^-}}{1 - \bar{X}_{\text{NO}_3^-}} = 2,33 \rightarrow \bar{X}_{\text{NO}_3^-} = 2,33 - 2,33\bar{X}_{\text{NO}_3^-} \rightarrow$$

$$3,33 \bar{X}_{\text{NO}_3^-} = 2,33 \rightarrow \bar{X}_{\text{NO}_3^-} = \frac{2,33}{3,33} = 0,70$$

Esto significa que un 70% de los sitios de la resina serán utilizados para intercambiar nitratos, por tanto, la capacidad de intercambio utilizada para la eliminación de nitratos es:

$$q_{\text{NO}_3^-} = 0,70 \cdot q_t = 0,7 \cdot 2,0 \frac{\text{eq}}{\text{L}} = 1,4 \frac{\text{eq}}{\text{L}} = 1.400 \text{ meq/L resina}$$

De esta forma, el volumen de agua que puede tratarse por cada ciclo es:

$$V = \frac{q_{\text{NO}_3^-}}{C_{\text{NO}_3^-}} = \frac{1.400 \text{ meq/L resina}}{2,0 \text{ meq/L agua}} = 700 \frac{\text{L agua}}{\text{L resina}}$$

### Ejercicio 14.3

Estimar el máximo volumen de agua por litro de resina que puede tratarse por una resina de intercambio ácida fuerte si la resina tiene una capacidad total de 2 eq/L, la concentración de calcio es 0,3 meq/L y la concentración de sodio es 2,2 meq/L. Asuma que no hay más cationes en la disolución.

En primer lugar se debe calcular el coeficiente de selectividad en el intercambio de iones  $\text{Na}^+$  por iones  $\text{Ca}^{2+}$ , que se estima mediante la selectividad de cada uno de estos iones (ver Cuadro 14.1) utilizando la ecuación 14.1.

$$K_{\text{Na}^+ \rightarrow \text{Ca}^{2+}} \approx \frac{K_{\text{Ca}^{2+}}}{K_{\text{Na}^+}} = \frac{5,2}{2} = 2,6$$

La fracción equivalente de calcio, dado que no hay más iones aparte de calcio y sodio, se calcula a partir de sus concentraciones en meq/L en disolución:

$$X_{\text{Ca}^{2+}} = \frac{0,3}{0,3+2,2} = 0,12$$

Además, se conoce tanto la capacidad de intercambio total de la resina como la concentración total iónica, en este caso catiónica:

$$\bar{C} = 2 \text{ eq/L}$$

$$C = (0,3+2,2) \text{ meq/L} = 2,5 \text{ meq/L} = 0,0025 \text{ eq/L}$$

En este caso, tenemos el intercambio de un componente monovalente por otro divalente, por lo que la ecuación a aplicar es la 14.3, donde todos los términos son conocidos menos la fracción equivalente de  $\text{Ca}^{2+}$  en la resina ( $\bar{X}_{\text{Ca}^{2+}}$ ):

$$\frac{\bar{X}_{\text{Ca}^{2+}}}{(1-\bar{X}_{\text{Ca}^{2+}})^2} = K_{\text{Na}^+ \rightarrow \text{Ca}^{2+}} \cdot \left[ \frac{\bar{C}}{C} \right] \cdot \frac{X_{\text{Ca}^{2+}}}{(1-X_{\text{Ca}^{2+}})^2} = 2,6 \cdot \left[ \frac{2}{0,0025} \right] \cdot \frac{0,12}{(1-0,12)^2}$$

$$\frac{\bar{X}_{\text{Ca}^{2+}}}{(1-\bar{X}_{\text{Ca}^{2+}})^2} = 322,3 \rightarrow \bar{X}_{\text{Ca}^{2+}} = 322,3 + 322,3(\bar{X}_{\text{Ca}^{2+}})^2 - 644,6\bar{X}_{\text{Ca}^{2+}} \rightarrow$$

$$322,3(\bar{X}_{\text{Ca}^{2+}})^2 - 645,6\bar{X}_{\text{Ca}^{2+}} + 322,3 = 0 \rightarrow$$

$$\bar{X}_{\text{Ca}^{2+}} = 0,946$$

Esto significa que un 94,6% de los sitios de intercambios estarán ocupados, en el equilibrio, con iones  $\text{Ca}^{2+}$ . De esa forma:

$$q_{\text{Ca}^{2+}} = \bar{X}_{\text{Ca}^{2+}} \cdot q_t = 0,946 \cdot 2 = 1,892 \text{ eq/L}$$

Por tanto, el volumen máximo de agua que puede tratarse por volumen de resina en cada ciclo es:

$$V = \frac{q_{\text{Ca}}}{C_{\text{Ca}}} = \frac{1,892 \text{ meq Ca}^{2+} / \text{L resina}}{0,3 \text{ meq Ca}^{2+} / \text{L agua}} = 6,307 \frac{\text{L agua}}{\text{L resina}}$$

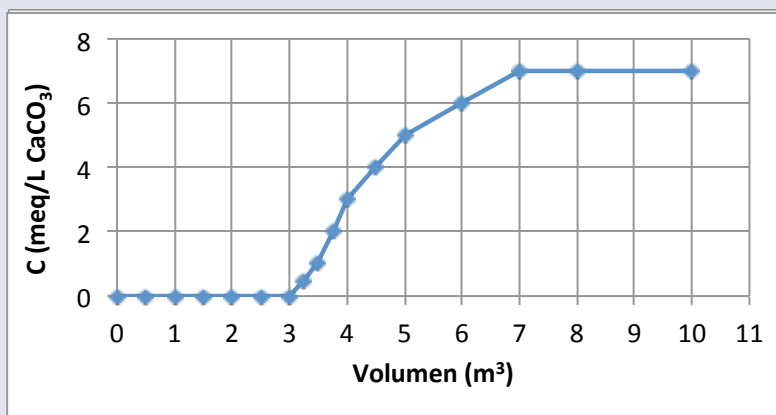
*Comentarios:* esta es la máxima cantidad de  $\text{Ca}^{2+}$  que podría eliminarse suponiendo un 100% de eficacia en la transferencia, un 100% de eficiencia en la regeneración, y que el tiempo de contacto es lo suficientemente grande para que se alcance el equilibrio. Para sistemas multicomponentes, donde están presentes varios cationes polivalentes, la ecuación que relaciona la máxima capacidad utilizable de la resina por cada ión debe de englobar las concentraciones y factores de separación de cada uno de los componentes de la mezcla.

#### Ejercicio 14.4

Como parte de un diseño preliminar para una planta de ablandamiento, se debe evaluar una columna de intercambio iónico sódica. Para la evaluación de diferentes alternativas, estimar la masa de resina húmeda necesaria para ablandar un agua con una dureza de 250 mg/L  $\text{CaCO}_3$  de calcio y 100 mg/L  $\text{CaCO}_3$  de magnesio hasta 60 mg/L  $\text{CaCO}_3$ . El caudal de diseño de agua a tratar es 300 m<sup>3</sup>/d. Asumir que la concentración de dureza en el agua tratada es 0 mg/L  $\text{CaCO}_3$ , que la humedad de la resina es del 44% y que la temperatura de operación es 10 °C. Asumir también que la concentración de hierro y la turbidez son despreciables. La capacidad operativa de la resina facilitada por el suministrador hasta rotura es del 67% de la capacidad de intercambio.

La columna de laboratorio tiene 7,5 cm de diámetro y una altura de 150 cm. La densidad de la resina (en base húmeda) es 850 kg/m<sup>3</sup> y el caudal de agua tratado en la columna de laboratorio fue de 0,18 m<sup>3</sup>/h.

La curva de ruptura obtenida en el laboratorio es la siguiente:



Primero se calculan los meq de dureza eliminada por g de resina en base seca, para lo cual hay que determinar los kg de resina seca de la columna y la cantidad de dureza eliminada hasta el punto de ruptura.

La masa de resina seca en la columna de laboratorio se calcula a partir de las dimensiones de la columna, la densidad y la humedad de la resina:

$$\begin{aligned} \text{kg resina seca} &= V_{\text{resina}} \cdot \rho_{\text{resina húmedo}} \cdot \left( \frac{100 - \text{Humedad} (\%)}{100} \right) \\ &= \left( \frac{\pi}{4} \cdot (0,075 \text{ m})^2 \cdot 1,50 \text{ m} \right) \cdot 850 \text{ kg/m}^3 \cdot \left( \frac{100 - 44}{100} \right) = 3,154 \text{ kg} \end{aligned}$$

Por otra parte, a partir de la curva de ruptura se calculan los meq de dureza eliminada hasta el punto de ruptura ( $V_b$ ). Para ello, se multiplica la dureza inicial del agua (en meq/L) por el volumen de agua tratada (en L) hasta el punto de ruptura ( $V_b$ ).

La dureza inicial, expresada en mg/L  $\text{CaCO}_3$  y, expresada en eq/L, teniendo en cuenta que 1 meq/L equivale a 50 mg/L  $\text{CaCO}_3$  es:

$$\text{Dureza inicial} = C_{\text{Ca}} + C_{\text{Mg}} = 250 + 100 = 350 \text{ mg/L CaCO}_3$$

$$\text{Dureza inicial} = 350 \text{ mg/L CaCO}_3 \cdot \frac{1 \text{ meq/L}}{50 \text{ mg/L CaCO}_3} = 7 \text{ meq/L}$$

Por tanto, la dureza eliminada hasta el punto de ruptura, cuando  $V_B = 3 \text{ m}^3 = 3.000 \text{ L}$ , se calcula como:

$$\text{Dureza eliminada} = 7 \frac{\text{meq}}{\text{L}} \cdot 3.000 \text{ L} = 21.000 \text{ meq}$$

De esta forma, los meq/g de resina seca son:

$$\frac{21.000 \text{ meq}}{3.154 \text{ g resina seca}} = 6,66 \text{ meq/g resina seca}$$

Dado que la dureza del agua tratada en la columna de intercambio iónico es cero, pero solamente hay que rebajar la concentración de dureza en el agua tratada hasta  $60 \text{ mg/L CaCO}_3$ , sólo una parte del caudal de agua se tratará en la columna. Esta agua se mezclará después con una cierta cantidad de agua no tratada (dureza de  $350 \text{ mg/L CaCO}_3$ ) para que el valor de dureza final sea de  $60 \text{ mg/L CaCO}_3$ , evitando así un coste mayor del tratamiento.

Para determinar el caudal de agua no tratada es necesario llevar a cabo un balance de materia sobre el efluente de la columna de intercambio iónico:

$$Q_{\text{mezcla}} \cdot C_{\text{mezcla}} = Q_{\text{tratado}} \cdot C_{\text{tratado}} + Q_{\text{no tratado}} \cdot C_{\text{no tratado}}$$

Si la  $C_{\text{tratado}} = 0,0 \text{ mg/L}$ , entonces:

$$Q_{\text{mezcla}} \cdot C_{\text{mezcla}} = Q_{\text{no tratado}} \cdot C_{\text{no tratado}} \Rightarrow$$

$$Q_{\text{no tratado}} = \frac{Q_{\text{mezcla}} \cdot C_{\text{mezcla}}}{C_{\text{no tratado}}} = \frac{300 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 60 \frac{\text{mg CaCO}_3}{\text{L}}}{350 \frac{\text{mg CaCO}_3}{\text{L}}} = 51,4 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

El caudal que pasa a través de la columna de intercambio iónico será por tanto:

$$Q_{\text{tratado}} = Q_{\text{mezcla}} - Q_{\text{no tratado}} = 300 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} - 51,4 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 248,6 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

En el tratamiento de ese caudal de agua, será necesario eliminar los siguientes meq/d de dureza:

$$7,0 \frac{\text{meq}}{\text{L}} \cdot 248,6 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{1.000 \text{ L}}{\text{m}^3} \cdot 1\text{d} = 1,74 \cdot 10^6 \frac{\text{meq}}{\text{d}}$$

Dado que la capacidad total de la resina es de  $6,66 \text{ meq/g resina seca}$ , la masa de resina seca que se necesitaría sería:

$$\text{Resina seca} = \frac{1,74 \cdot 10^6 \text{ meq}}{6,6 \text{ meq/g}} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} = 263,7 \text{ kg/d}$$

La masa de resina húmeda se calcula en función de su humedad (44%):

$$\text{Resina húmeda} = 263,7 \text{ kg} \cdot \left( \frac{1}{1-0,44} \right) = 470,9 \text{ kg / d}$$

Por último, hay que tener en cuenta que el suministrador informa de que la capacidad operativa hasta rotura es del 67% de la capacidad de intercambio, por tanto:

$$\text{Resina húmeda} = \frac{1}{0,67} 466,6 \text{ kg} = 696,4 \text{ kg / d}$$

*Comentarios:* la suposición de que la dureza del agua tratada por la columna de intercambio iónico es cero no es realista, siempre habrá una pequeña concentración de dureza en el efluente de la columna que no ha sido eliminada. Un valor realista podría ser  $< 5 \text{ mg/L}$  de  $\text{CaCO}_3$ .

La estimación de la dureza eliminada por la resina se ha determinado calculando el área por debajo de la curva de rotura. Para un sistema de dos columnas en serie, el punto de agotamiento de diseño sería algo mayor. Para tres columnas en serie, el punto de rotura a usar en el diseño puede ser tan alto como aquél que indica el completo agotamiento del lecho.

### Ejercicio 14.5

Una resina de intercambio catiónica ácida fuerte se utiliza para eliminar dureza cálcica de un agua residual. Su capacidad de intercambio en forma húmeda es de  $1,5 \text{ eq/L}$  y está en forma sódica. Las concentraciones de magnesio en el influente y el efluente son  $50 \text{ mg/L}$  y  $0,5 \text{ mg/L CaCO}_3$ , respectivamente. ¿Cuál es el máximo volumen de agua por litro de resina que puede tratarse?

La composición del agua es la siguiente:

Cationes:  $\text{Mg}^{2+} = 1,0 \text{ meq/L}$ ;  $\text{Na}^+ = 5,5 \text{ meq/L}$ ; Total:  $6,5 \text{ meq/L}$ .

Aniones:  $\text{HCO}_3^- = 2,9 \text{ meq/L}$ ;  $\text{Cl}^- = 3,6 \text{ meq/L}$ ; Total:  $6,5 \text{ meq/L}$ .

Tomando las selectividades del  $\text{Mg}^{2+}$  y del  $\text{Na}^+$  del Cuadro 14.1, puede estimarse el coeficiente de selectividad en el intercambio de iones  $\text{Na}^+$  por  $\text{Ca}^{2+}$  (ecuación 14.1):

$$K_{\text{Na}^+ \rightarrow \text{Mg}^{2+}} \approx \frac{K_{\text{Mg}^{2+}}}{K_{\text{Na}^+}} = \frac{3,3}{2} = 1,65$$

La fracción equivalente de magnesio en disolución es:

$$X_{\text{Mg}^{2+}} = \frac{1}{6,5} = 0,154$$

También se dispone del dato de la capacidad de intercambio total de la resina y la concentración total iónica:

$$\bar{C} = 1,5 \text{ eq/L}$$

$$C = 6,5 \frac{\text{meq}}{\text{L}} = 0,0065 \text{ eq/L}$$

En este caso, tenemos un componente monovalente y otro divalente, por lo que la ecuación a aplicar es la 14.3, donde todos los términos son conocidos menos la fracción equivalente de  $\text{Mg}^{2+}$  en la resina:

$$\frac{\bar{X}_{\text{Mg}^{2+}}}{(1 - \bar{X}_{\text{Mg}^{2+}})^2} = K_{\text{Na}^+ \rightarrow \text{Mg}^{2+}} \cdot \left[ \frac{\bar{C}}{C} \right] \cdot \frac{X_{\text{Mg}^{2+}}}{(1 - X_{\text{Mg}^{2+}})^2} = 1,65 \cdot \left[ \frac{1,5}{0,0065} \right] \cdot \frac{0,154}{(1 - 0,154)^2}$$

$$\frac{\bar{X}_{\text{Mg}^{2+}}}{(1 - \bar{X}_{\text{Mg}^{2+}})^2} = 81,93 \rightarrow \bar{X}_{\text{Mg}^{2+}} = 81,93 + 81,93 \cdot (\bar{X}_{\text{Mg}^{2+}})^2 - 163,86 \bar{X}_{\text{Mg}^{2+}} \rightarrow$$

$$81,93 \cdot (\bar{X}_{\text{Mg}^{2+}})^2 - 164,86 \bar{X}_{\text{Mg}^{2+}} + 81,93 = 0 \rightarrow \bar{X}_{\text{Mg}^{2+}} = 0,895$$

De esta forma, un 89,5% de la capacidad de intercambio de la resina se usará para el intercambio de  $\text{Mg}^{2+}$ :

$$q_{\text{Mg}^{2+}} = \bar{X}_{\text{Mg}^{2+}} \cdot q_t = 0,895 \cdot 1,5 = 1,342 \text{ eq/L}$$

El volumen máximo de agua que puede tratarse por volumen de resina en cada ciclo es, por tanto:

$$V = \frac{q_{\text{Ca}}}{C_{\text{Ca},0} - C_{\text{Ca},f}} = \frac{1.342 \text{ meq Ca}^{2+} / \text{L resina}}{(1 - 0,01) \text{ meq Ca}^{2+} / \text{L agua}} = 1356 \frac{\text{L agua}}{\text{L resina}}$$

### Ejercicio 14.6

Determinar la cantidad de agua que puede tratarse con una resina aniónica de base fuerte con una capacidad de 2 eq/L para eliminar nitratos. La composición del agua es la siguiente:

Cationes (8,0 meq/L):  $\text{Ca}^{2+} = 4 \text{ meq/L}$ ,  $\text{Mg}^{2+} = 1,5 \text{ meq/L}$ ;  $\text{Na}^+ = 2,0 \text{ meq/L}$ ,  $\text{K}^+ = 0,5 \text{ meq/L}$ .

Aniones (8,0 meq/L):  $\text{NO}_3^- = 0,5 \text{ meq/L}$ ,  $\text{HCO}_3^- = 3,0 \text{ meq/L}$ ,  $\text{Cl}^- = 4,5 \text{ meq/L}$ .



En primer lugar, se estiman los coeficientes de selectividad a partir de la selectividad de cada uno de los iones utilizando la ecuación 14.1. Del Cuadro 14.1 se obtienen los siguientes valores de selectividad: 3,5 para  $\text{NO}_3^-$ , 0,4 para  $\text{HCO}_3^-$  y 1 para  $\text{Cl}^-$ . De esta forma se calculan los siguientes coeficientes de selectividad:

$$K_{\text{HCO}_3^- \rightarrow \text{NO}_3^-} \approx \frac{K_{\text{NO}_3^-}}{K_{\text{HCO}_3^-}} = \frac{3,5}{0,4} = 8,75$$

$$K_{\text{Cl}^- \rightarrow \text{NO}_3^-} \approx \frac{K_{\text{NO}_3^-}}{K_{\text{Cl}^-}} = \frac{3,5}{1} = 3,5$$

Sin embargo, para poder aplicar cualquiera de las ecuaciones 14.2-14.4, el sistema debe reducirse previamente a dos componentes. En este caso, se opta por el componente que se pretende eliminar ( $\text{NO}_3^-$ ) y el resto de aniones presentes ( $\text{HCO}_3^-$  y  $\text{Cl}^-$ ) como un único compuesto. Para ello hay que definir un nuevo coeficiente de separación, el del intercambio de iones  $\text{HCO}_3^-$  y  $\text{Cl}^-$  (como un único compuesto) con  $\text{NO}_3^-$ . Este coeficiente de separación se aproximará como el promedio de los coeficientes de separación de  $\text{HCO}_3^-$  y  $\text{Cl}^-$  con  $\text{NO}_3^-$  calculados anteriormente:

$$K_{[(\text{HCO}_3^-)(\text{Cl}^-)] \rightarrow \text{NO}_3^-} \approx \frac{8,75 + 3,5}{2} \approx 6,125$$

La fracción equivalente de nitratos en disolución es:

$$X_{\text{NO}_3^-} = \frac{0,5}{8} = 0,0625$$

En este caso, tenemos dos compuestos monovalentes: los nitratos y el compuesto que agrupa bicarbonatos y cloruros, también monovalente, por lo que la ecuación a aplicar es la ecuación 14.2:

$$\frac{\bar{X}_{\text{NO}_3^-}}{(1 - \bar{X}_{\text{NO}_3^-})} = K_{[(\text{HCO}_3^-)(\text{Cl}^-)] \rightarrow \text{NO}_3^-} \cdot \frac{X_{\text{NO}_3^-}}{(1 - X_{\text{NO}_3^-})} = 6,125 \cdot \frac{0,0625}{(1 - 0,0625)^2}$$

$$\frac{\bar{X}_{\text{NO}_3^-}}{1 - \bar{X}_{\text{NO}_3^-}} = 0,408 \rightarrow \bar{X}_{\text{NO}_3^-} = 0,408 - 0,408 \cdot \bar{X}_{\text{NO}_3^-} \rightarrow$$

$$1,408 \bar{X}_{\text{NO}_3^-} = 0,408 \rightarrow \bar{X}_{\text{NO}_3^-} = \frac{0,437}{1,437} = 0,290$$

Por tanto, sólo un 29% de los sitios de intercambio de la resina se utilizarán para la eliminación de nitratos. De esta forma:

$$q_{\text{NO}_3^-} = \bar{X}_{\text{NO}_3^-} \cdot q_t = 0,290 \cdot 2 \frac{\text{eq}}{\text{L}} = 0,580 \frac{\text{eq}}{\text{L}} = 580 \text{ meq/L}$$

Consecuentemente, el volumen máximo de agua que puede tratarse por volumen de resina en cada ciclo es, por tanto:

$$V = \frac{q_{\text{NO}_3^-}}{C_{\text{NO}_3^-}} = \frac{580 \text{ meq/L resina}}{0,5 \text{ meq/L agua}} = 1.160 \frac{\text{L agua}}{\text{L resina}}$$

### Ejercicio 14.7

Calcular las dimensiones típicas de una columna de intercambio iónico para tratar un caudal 300 m<sup>3</sup>/d de agua.

En primer lugar, se calculará el volumen de resina necesario para tratar este caudal teniendo en cuenta que los valores típicos de EBCT están comprendidos entre 1,5 y 7,5 min (ecuación 14.5). En este caso, se adoptará un valor intermedio de 5 min de EBCT.

$$\text{EBCT} = \frac{V_{\text{resina}}}{Q} \rightarrow V_{\text{resina}} = \text{EBCT} \cdot Q = 5 \text{ min} \cdot 300 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \frac{1 \text{ d}}{1440 \text{ min}} = 1,04 \text{ m}^3$$

Para este volumen de resina, el caudal operacional (SFR) (ecuación 14.6) es:

$$\text{SFR} = \frac{Q}{V_{\text{resina}}} = \frac{300 \text{ m}^3/\text{d}}{1,04 \text{ m}^3} = 288,5 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

El SFR, expresado en términos de volúmenes de lecho por hora (BV/h):

$$\text{SFR} = 288,5 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^3 \cdot \text{d}} \cdot \frac{1 \text{ BV}}{1,04 \text{ m}^3} \cdot \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} = 11,6 \frac{\text{BV}}{\text{h}}$$

Los valores típicos de SFR están comprendidos entre 200 y 1000 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>·d o entre 8 y 40 BV/h (Cuadro 14.2).

Una vez adaptado un volumen de relleno, supuesto un EBCT (o un SFR), se calculan las dimensiones de la columna. En primer lugar, se calcula el diámetro a través del establecimiento de una carga superficial típica. Las cargas superficiales a las que trabajan estas columnas oscilan entre 400 y 800 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d (ver Cuadro 14.2). Adoptando un valor intermedio de 600 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d:

$$\text{Área} = \frac{300 \text{ m}^3/\text{d}}{600 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 0,5 \text{ m}^2$$

$$\text{Área} = \frac{\pi}{4} D^2 \rightarrow D(\text{m}) = \sqrt{\frac{4 \cdot A (\text{m}^2)}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,5}{\pi}} = 0,80 \text{ m}$$

Teniendo en cuenta que el volumen de relleno necesario es  $1,04 \text{ m}^3$  y el área superficial son  $0,5 \text{ m}^2$ , se calcula la altura del lecho:

$$\text{Altura} = \frac{\text{Volumen (m}^3\text{)}}{\text{Área (m}^2\text{)}} = \frac{1,04 \text{ m}^3}{0,5 \text{ m}^2} = 2,08 \text{ m}$$

En estas condiciones se obtiene una relación altura/diámetro del lecho superior a 4, que está algo alejada de los valores habituales de 1,5 a 3 (ver Cuadro 14.2):

$$\frac{\text{Altura (m)}}{\text{Diámetro (m)}} = \frac{2,08}{0,5} = 4,2$$

Con respecto a la altura, el valor de 2,08 m está dentro de los valores habituales (normalmente es superior a 0,9 m para evitar rupturas tempranas e inferior a 4 m para evitar pérdidas de presión elevadas) (ver Cuadro 14.3). Con respecto al diámetro, también está dentro de los valores típicos, es decir, que no supera el máximo de 2,5 m en el caso de columnas de fibra de vidrio o de 3,6 m en el caso de columnas de acero (ver Cuadro 14.3). De esta forma, el diseño es parcialmente satisfactorio.

Para que todos los parámetros estén dentro de los intervalos recomendados, es necesario que la relación altura/diámetro baje, y para ello habría que reducir la carga superficial a la que trabaja la columna, por ejemplo hasta  $500 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ . En este caso:

$$\text{Área} = \frac{300 \text{ m}^3/\text{d}}{500 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}} = 0,6 \text{ m}^2 \rightarrow D(\text{m}) = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,6}{\pi}} = 0,87 \text{ m}$$

$$\text{Altura} = \frac{\text{Volumen (m}^3\text{)}}{\text{Área (m}^2\text{)}} = \frac{1,04 \text{ m}^3}{0,6 \text{ m}^2} = 1,73 \text{ m}$$

En estas condiciones, la relación altura/diámetro es  $1,73/0,87 = 2,0$ , que estaría en consonancia con los valores típicos de 1,5 a 3 a la vez que se cumple el resto de los criterios.

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### *Ejercicio 14.8*

Si se sustituye la resina de intercambio iónico del Ejercicio 14.2 por otra que tenga un factor de separación relativo entre los nitratos y cloruros de 4, manteniendo el resto de datos del ejercicio iguales, ¿cuál sería el volumen de agua que se puede tratar por litro de resina?

*Solución:*  $V = 727 \text{ L agua} / \text{L resina}$ .

### Ejercicio 14.9

Se utiliza una resina aniónica fuertemente básica para eliminar nitratos de un agua subterránea cuya capacidad de intercambio total es 1,5 eq/L. Calcular el máximo volumen de agua que puede tratarse por litro de resina. El agua tiene la siguiente composición:

Cationes:  $\text{Ca}^{2+} = 1,4 \text{ meq/L}$ ,  $\text{Mg}^{2+} = 0,8 \text{ meq/L}$ ,  $\text{Na}^+ = 2,6 \text{ meq/L}$ . Total: 4,8 meq/L.

Aniones:  $\text{Cl}^- = 3,0 \text{ meq/L}$ ,  $\text{NO}_3^- = 1,8 \text{ meq/L}$ . Total: 4,8 meq/L.

*Solución:* asumiendo un factor de separación de  $\text{Cl}^-$  por  $\text{NO}_3^-$  de 3,5  $\rightarrow$   
 $V = 568 \text{ L agua} / \text{L resina}$ .

### Ejercicio 14.10

Una pequeña planta de tratamiento de aguas tiene un caudal máximo diario de 500 m<sup>3</sup>/d y una concentración máxima de nitratos de 15 mg/L N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>. El agua tratada después del intercambio iónico tiene 0,5 mg/L de N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> y será mezclada con agua sin tratar con 15 mg/L de N-NO<sub>3</sub>, para producir un agua con una concentración  $\leq 7,5 \text{ mg/L N-NO}_3^-$ . Determinar el caudal a tratar en el proceso de intercambio iónico y el porcentaje de agua tratada por intercambio iónico entre el total de agua terminada.

*Solución:* el porcentaje de mezcla es el 51,7 %. Es decir, el caudal de agua que debe tratarse por intercambio iónico sería 258,6 m<sup>3</sup>/d y luego mezclarse con 241,4 m<sup>3</sup>/d de agua no tratada.

### Ejercicio 14.11

Calcular el tiempo de contacto en lecho vacío (EBCT) y el caudal operativo (SFR) para una columna de intercambio iónico con 1,5 m<sup>3</sup> de relleno que trata 500 m<sup>3</sup>/d. ¿Están los valores de EBCT y SFR dentro de los recomendados? Asumiendo una carga superficial de 600 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>•d, ¿cuál serían las dimensiones de la columna?

*Solución:* EBCT = 4,3 min; SFR = 333,3 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>.d = 9,26 BV/h. Todos estos valores están dentro de los intervalos recomendados recogidos en la Cuadro 14.2.

Para una carga superficial de 600 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.d, el área superficial es 0,83 m<sup>2</sup> (diámetro = 1,03 m) y la altura es 1,81 m. Tanto el valor del diámetro como el de la altura y la relación altura/diámetro (1,76) están dentro de los intervalos recogidos en el Cuadro 14.3.

## CUADROS Y DATOS DE REFERENCIA

**Cuadro 14.1:** Escala aproximada de selectiva para cationes y aniones.  
Fuente: Metcalf & Eddy (2004)

RESINA CATIÓNICA DE ÁCIDO FUERTE		RESINA ANIÓNICA DE BASE FUERTE	
Catión	Selectividad	Anión	Selectividad
Ba <sup>2+</sup>	11,5	I <sup>-</sup>	18,0
Pb <sup>2+</sup>	9,9	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	3-4
Sr <sup>2+</sup>	6,5	Br <sup>-</sup>	3,0
Ca <sup>2+</sup>	5,2	HSO <sub>4</sub> <sup>-</sup>	1,6
Ni <sup>2+</sup>	3,9	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	1,3
Mn <sup>2+</sup>	4,1	CN <sup>-</sup>	1,3
Be <sup>2+</sup>	4,0	Cl <sup>-</sup>	1,0
Cd <sup>2+</sup>	3,9	BrO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	1,0
Cu <sup>2+</sup>	3,8	OH <sup>-</sup> (tipo II)	0,5-0,65
Co <sup>2+</sup>	3,7	HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	0,4
Zn <sup>2+</sup>	3,5	CH <sub>3</sub> COO <sup>-</sup>	0,2
Mg <sup>2+</sup>	3,3	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	0,15
Cs <sup>+</sup>	3,3	F <sup>-</sup>	0,1
Rb <sup>+</sup>	3,2	OH <sup>-</sup> (tipo I)	0,06
K <sup>+</sup>	2,9	CO <sub>3</sub> <sup>2-</sup>	0,03
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	2,6	HPO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	0,01
Na <sup>+</sup>	2,0		
H <sup>+</sup>	1,3		
Li <sup>+</sup>	1,0		

**Cuadro 14.2:** *Parámetros y criterios de diseño típicos para resinas catiónicas ácidas y resinas aniónicas básicas fuertes. Fuente: M. L. Davis (2010)*

Parámetros	Resina catiónica de ácido fuerte	Resina aniónica de base fuerte	Unidad
Capacidad de intercambio	3,6-5,5	1,8-2,0	meq CaCO <sub>3</sub> /g resina
	1,6-2,2	0,8-1,4	meq CaCO <sub>3</sub> /mL resina
Capacidad operativa <sup>1</sup>	50-70	40-60	% capacidad de intercambio
Densidad en húmedo	640-930	670-720	kg/m <sup>3</sup>
Tamaño de partícula	16x50 <sup>2</sup>	16x50 <sup>2</sup>	US mesh size
Caudal operativo de tratamiento	200-2.000	200-2.000	m <sup>3</sup> /d • m <sup>3</sup> resina
	8-40	8-40	BV/h
Carga hidráulica superficial	400-800	400-800	m <sup>3</sup> /d • m <sup>2</sup> o m/d
Velocidad de retrolavado	12-20	5-7,5	m <sup>3</sup> /h • m <sup>2</sup> o m/h
Duración del retrolavado	5-15	5-20	min
Expansión del lecho	50	50-75	%
Regenerante	NaCl	NaCl	-
Concentración del regenerante	5-10	2-15	%
	80-320	80-320	kg NaCl/m <sup>3</sup> resina
Caudal del regenerante	2-5	2-5	Volumen lecho/h
Volumen de retrolavado	2-5	2-10	Volumen lecho
Intervalo de pH	0-14	0-14	-
Temperatura máxima de operación	140	Forma OH <sup>-</sup> = 60 Forma C <sup>-</sup> = 100	°C
Límite de turbidez	5	5	NTU
Límite de hierro	0,1	0,1	mg/L Fe
Fe + Mn	0,3	0,3	mg/L
Límite cloro	1,0	0,1	mg/L Cl <sub>2</sub>

<sup>1</sup> La capacidad operativa depende del método de regeneración y la cantidad de regenerante usada.

<sup>2</sup> Equivale a 0,3-1,18 mm. El tamaño más habitual está entre 0,5 y 0,8 mm.

**Cuadro 14.3:** *Parámetros de diseño típicos en el dimensionamiento de columnas de intercambio iónico. Fuente: M. L. Davis (2010)*

<b>Parámetros</b>	<b>Intervalo de valores</b>	<b>Comentarios</b>
Pérdida de presión	35-75 kPa	Máximo de 135 kPa
Diámetro	< 2,5 m	Columnas de fibra de vidrio
	< 3,6 m	Columnas de acero
Altura de la resina	≥ 0,9 m y	Para evitar una ruptura temprana
	≤ 4 m	Para limitar la pérdida de presión
Relación altura/diámetro de la resina	1,5:1 a 3:1	200-2.000
Expansión del lecho de resina	≤ 100%	Habitualmente < 50%
Altura de la columna	≤ 4 m	Usar columnas en serie si se requieren alturas mayores





# 15. Procesos avanzados de oxidación

## INTRODUCCIÓN

Los procesos avanzados de oxidación (*Advanced Oxidation Processes, AOPs*) se definen como procesos que implican la formación de radicales hidroxilo de potencial de oxidación mucho mayor que el de otros oxidantes tradicionales. Estos radicales son capaces de oxidar compuestos orgánicos, principalmente por abstracción de hidrógeno o por adición electrófila a dobles enlaces generándose radicales orgánicos libres, los cuales reaccionan con moléculas de oxígeno formando un peroxiradical, iniciándose de esta manera una serie de reacciones de degradación oxidativa que pueden conducir a la completa mineralización de los contaminantes. En la siguiente tabla se recoge la capacidad oxidante de algunas de las especies más empleadas en los AOPs.

Especie	Potencial de oxidación (V)
Flúor	3,03
Radical hidroxilo (OH)	2,80
Oxígeno atómico	2,40
Ozono	2,07
Peróxido de hidrógeno	1,78
Radical por hidroxilo	1,70

La necesidad del desarrollo de esta tecnología se debe a que los métodos convencionales de depuración no pueden tratar ciertos efluentes industriales debido a la presencia de contaminantes que por su elevada concentración o por su naturaleza química no son biodegradables mediante un tratamiento biológico convencional. Las tecnologías para el tratamiento avanzado de aguas residuales industriales se pueden clasificar en tecnologías físicas y tecnologías químicas. Dentro de este último grupo destaca la oxidación húmeda y supercrítica, oxidación húmeda catalítica, hidrodeclo-

ración catalítica, ozonización, oxidación Fenton homogéneo o heterogéneo y procesos fotocatalíticos y foto-Fenton.

Los AOPs se pueden clasificar en procesos no fotoquímicos y procesos fotoquímicos de acuerdo con la intensidad de la luz en el propio proceso. Dentro de los procesos no fotoquímicos destacan la ozonización, los procesos Fenton, la oxidación electroquímica, etc. En el caso de los procesos fotoquímicos, se puede utilizar radiación UV o solar (fotocatálisis solar), ya sea sola o en combinación con peróxido de hidrógeno, ozono o una mezcla de peróxido de hidrógeno y ozono.

Los procesos químicos de oxidación avanzada usan oxidantes (químicos) para reducir los niveles DQO/DBO. Los procesos pueden oxidar totalmente la materia orgánica a  $\text{CO}_2$  y agua, aunque a menudo no es necesario operar estos procesos hasta este nivel de tratamiento. Los procesos avanzados de oxidación son particularmente apropiados para aguas residuales que contienen compuestos recalcitrantes, tóxicos o no-biodegradables. Los AOPs ofrecen algunas ventajas sobre los procesos físicos y biológicos como la sencilla forma de operar, la ausencia de residuos secundarios (mineralización completa) y su mejor respuesta frente a fluctuaciones en el caudal y composición del agua a tratar. Sin embargo, estos procesos tienen el principal inconveniente de su elevado coste, debido al uso de productos caros, como  $\text{H}_2\text{O}_2$  o el ozono y/o el elevado coste energético debido al uso de lámparas UV en muchos de estos procesos.

A continuación se van a comentar brevemente algunas de las tecnologías más empleadas hoy en día en el tratamiento de aguas residuales:

### *Procesos Fenton ( $\text{Fe}^{2+}/\text{H}_2\text{O}_2$ )*

El proceso Fenton quizás es uno de los más antiguos; fue descrito por primera vez por H. J. H. Fenton en 1894 y destaca por ser uno de los procesos más económicos y efectivos. Dicho proceso consiste en la adición de sales de hierro (II) en un medio ácido para dar lugar a la descomposición catalítica del peróxido de hidrógeno para generar radicales hidroxilo, los cuales serán los encargados de oxidar la materia orgánica y compuestos inorgánicos.

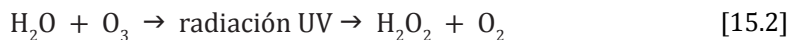
### *UV/Peróxido de hidrógeno*

Este proceso de oxidación avanzada genera radicales hidroxilo a partir de la fotólisis del peróxido de hidrógeno en presencia de radiación ultravioleta a una longitud de onda comprendida entre 200 y 280 nm. La reacción global que se produce es la que sigue:

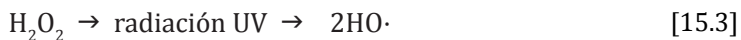


### *Ozono/UV*

En este proceso la aplicación de radiación ultravioleta en presencia del ozono (en forma de gas) potencia la intensidad del tratamiento. Este hecho se debe a que el ozono se descompone las siguientes reacciones formando el radical hidroxilo ( $\text{HO}\cdot$ ).



El peróxido de oxígeno formado se fotoliza formando más radical hidroxilo, como se muestra en la siguiente reacción:



El exceso de ozono reacciona generando radicales hidroxilo:



Este método se aplica en el tratamiento de aguas residuales con alta carga contaminante, aguas residuales de la industria textil, aguas que contengan plaguicidas, etc.

## EJERCICIOS RESUELTOS

### Ejercicio 15.1

Un agua sometida a ozonización ha presentado una demanda de 0,35 g O<sub>3</sub>/m<sup>3</sup>. Se dispone de un sistema industrial de ozonización con capacidad para producción de aire ozonizado con una riqueza de 45 g/Nm<sup>3</sup> de ozono y con un rendimiento del 8% respecto a la alimentación original de aire.

- Calcular los kg O<sub>3</sub>/d necesarios para tratar un caudal de 25.000 m<sup>3</sup>/d.
- Calcular los Nm<sup>3</sup> de aire/d necesarios para la ozonización del agua.
- ¿Cuántas soplantes de caudal nominal 75 Nm<sup>3</sup>/h de aire son necesarias para llevar a cabo este proceso?

a) Conocido el caudal de agua a tratar y la demanda de ozono, sólo es necesario poner las unidades adecuadas para obtener los kg de ozono por día.

$$0,35 \text{ g/m}^3 \cdot 25.000 \text{ m}^3/\text{d} = 8.750 \text{ g/d} = 8,75 \text{ kg de ozono puro al día}$$

b) Para calcular la cantidad de aire ozonizado necesaria se dividen las necesidades de ozono entre la concentración de ozono que produce el ozonizador (45 g ozono / Nm<sup>3</sup> de aire):

$$\frac{8.750 \text{ g/d}}{45 \text{ g/Nm}^3} = 194,4 \text{ Nm}^3 / \text{d aire ozonizado}$$

Teniendo en cuenta que el rendimiento en la generación de ozono es del 8% se obtienen las siguientes necesidades de aire:

$$194,4 \frac{\text{Nm}^3}{\text{d}} \cdot \frac{100\%}{8\%} = 2.430 \frac{\text{Nm}^3}{\text{d}} \text{ aire}$$

c) Para calcular el número de soplantes se divide el caudal de aire necesario entre el caudal nominal de la soplante (75 Nm<sup>3</sup>/h):

$$\frac{2.430 \text{ Nm}^3/\text{d} \cdot 24 \text{ h/d}}{75 \text{ Nm}^3/\text{d}} = 1,3 \approx 2$$

El resultado indica que se necesitaría un mínimo de dos soplantes para suministrar el caudal de aire necesario.

### Ejercicio 15.2

A una planta de tratamiento de aguas residuales se le incorpora un tratamiento de hidróxido peróxido/UV para mejorar la eficiencia de la instalación. Sabiendo que se consumen 137 kWh de energía eléctrica debida al peróxido de hidrógeno por cada 1.000 m<sup>3</sup> de agua tratada, calcular la energía eléctrica requerida para la oxidación (EE/O) si en estas condiciones se consigue reducir el contaminante de interés desde 100 ng/L a 10 ng/L.

Para procesos donde la concentración del contaminante es baja y el AOPs está basado en el consumo de energía eléctrica, un buen indicador para evaluar la eficacia de diferentes AOPs es la energía eléctrica requerida para la oxidación (EE/O). Ésta es la energía eléctrica (en kWh) necesaria para degradar un cierto contaminante en un orden de magnitud por unidad de volumen de agua tratada (ver ecuación 15.5):

$$EE/O = \frac{EE_i}{V \cdot \left[ \log \left( \frac{C_i}{C_f} \right) \right]} \quad [15.5]$$

donde:  $EE_i$  es la energía eléctrica consumida, kWh;  $V$  es el volumen de agua a tratar, m<sup>3</sup>;  $C_i$  es la concentración inicial, ng/L;  $C_f$  es la concentración final, ng/L.

Sustituyendo los valores dados en el enunciado del problema en la ecuación 15.5 se obtienen los siguientes resultados:

$$EE/O = \frac{137 \text{ kWh}}{1000 \text{ m}^3 \cdot \left[ \log \left( \frac{100 \text{ ng/L}}{10 \text{ ng/L}} \right) \right]} = 0,14 \text{ kWh/m}^3$$

### Ejercicio 15.3

Una planta de tratamiento de aguas residuales mejora sus instalaciones introduciendo después del tratamiento biológico, un reactor de ozonización. La DQO del agua que entra al reactor de ozonización es de 230 mg O<sub>2</sub>/L y se espera una reduc-

ción de la misma de un 30%. La cinética de reacción entre los contaminantes del agua y el ozono se puede aproximar a una reacción de pseudo-primer orden, según la expresión:

$$-r_{\text{DQO}_t} = k \cdot C_{\text{O}_3} \cdot C_{\text{DQO}_t} = k' \cdot C_{\text{DQO}_t}$$

donde la constante cinética de reacción ( $k'$ ) toma un valor de  $0,003 \text{ min}^{-1}$ .

Determinar el volumen del reactor flujo pistón necesario, sabiendo que el caudal de agua a tratar es de  $52,6 \text{ m}^3/\text{h}$ .

El primer paso es plantear la ecuación de diseño de un reactor flujo pistón y determinar el tiempo de residencia,  $t$ , necesario para descomponer la materia orgánica mediante el empleo de ozono hasta la conversión final requerida.

Se parte de la siguiente expresión genérica para reactores en flujo pistón (ecuación 15.6):

$$\tau = \frac{V}{Q} = C_{A_0} \cdot \int_{X_{A_i}}^{X_{A_f}} \frac{dX_A}{(-r_A)} \quad [15.6]$$

donde  $V$  = volumen del reactor;  $Q$  = caudal de agua a tratar;  $C_{A_0}$  = concentración inicial del contaminante (en este caso DQO);  $X_{A_i}$  = conversión inicial, en este caso igual a cero;  $X_{A_f}$  = conversión final, en este caso, el grado de conversión requerido (0,30).

Sustituyendo la expresión de la ecuación cinética ( $-r_A$ ), ahora en términos de conversión:

$$(-r_{\text{DQO}_t}) = k' \cdot C_{\text{DQO}_t} = k' \cdot C_{\text{DQO}_{t,0}} \cdot (1 - X_{\text{DQO}_t})$$

Y reajustando los términos, la ecuación 15.6 se transforma en:

$$\frac{V}{Q \cdot C_{\text{DQO}_{t,0}}} = \int_0^{0,3} \frac{dX_{\text{DQO}_t}}{k' \cdot C_{\text{DQO}_{t,0}} \cdot (1 - X_{\text{DQO}_t})}$$

Integrando esta ecuación se obtiene la siguiente ecuación de diseño:

$$\frac{V}{Q \cdot C_{\text{DQO}_{t,0}}} = \frac{1}{k' \cdot C_{\text{DQO}_{t,0}}} \cdot \left[ \ln \left( \frac{1}{1 - X_{\text{DQO}_t}} \right) \right]_0^{0,3} \rightarrow \tau = \frac{V}{Q} = \frac{1}{k'} \cdot \left[ \ln \left( \frac{1}{1 - X_{\text{DQO}_t}} \right) \right]_0^{0,3}$$

Sustituyendo los términos conocidos en a ecuación de diseño se obtiene el tiempo de residencia:

$$\tau = \frac{1}{0,003 \text{ min}^{-1}} \cdot \ln \left( \frac{1}{1 - 0,3} \right) = 47 \text{ min} \approx 0,78 \text{ h}$$

Finalmente, conocido el tiempo de residencia y el caudal de agua a tratar, se puede determinar el volumen útil de reacción que se muestra a continuación:

$$V = \tau \cdot Q = 0,78 \text{ h} \cdot 52,6 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \approx 41 \text{ m}^3$$

#### Ejercicio 15.4

La oxidación de un compuesto A (ácido cinámico) en fase acuosa se produce según la reacción:  $A + O_2 \rightarrow R + S$ , siendo los productos R y S dos ácidos orgánicos. Este proceso se efectúa en un reactor discontinuo con un volumen de  $0,54 \text{ m}^3$  en las siguientes condiciones: el compuesto A entra en el reactor puro, a una temperatura de  $300 \text{ K}$ ; se emplea una sal de cobre como catalizador, y aire como agente oxidante (en exceso). Se pide calcular la variación de la conversión y temperatura con el tiempo si el proceso es adiabático (intercambio de calor con el exterior despreciable).

Los valores de los calores específicos de A, R y S son  $185,6$ ;  $104,7$ ; y  $80,9 \text{ J/mol} \cdot \text{K}$ , respectivamente. La entalpía de reacción es de  $-7.000 \text{ J/mol A}$  y la reacción es de primer orden respecto de A con  $k \text{ (h}^{-1}\text{)} = 0,7 \cdot 10^{14} \cdot \exp(-10.000/T)$ .

En primer lugar, se plantea el balance de materia:

$$\frac{dX_A}{dt} = k \cdot (1 - X_A) = 0,7 \cdot 10^{14} \cdot \exp\left(\frac{-10.000}{T}\right) \cdot (1 - X_A)$$

$$X_{A_{i+1}} = X_{A_i} + 0,7 \cdot 10^{14} \cdot \exp\left(\frac{-10.000}{T_i}\right) \cdot (1 - X_{A_i}) \cdot (t_{i+1} - t_i)$$

A continuación se realiza el balance de energía del sistema y se despeja la temperatura para sustituir en el balance de materia.

$$(-\Delta H_R)_A \cdot n_{A0} dX_A = \sum n_j \cdot C_{p_j} dT \rightarrow T = T_0 + \frac{7.000 \cdot X_A}{185,6} = 300 + 37,71 \cdot X_A$$

$$X_{A_{i+1}} = X_{A_i} + 0,7 \cdot 10^{14} \cdot \exp\left(\frac{-10.000}{T_i}\right) \cdot (1 - X_{A_i}) \cdot (t_{i+1} - t_i)$$

$$T_i = 300 + 37,71 \cdot X_{A_i}$$

A partir de las expresiones anteriores, se resuelve la conversión y la temperatura a diferentes tiempos de reacción (de 0 a 1,9 h, en intervalos de 0,1 h), para posteriormente poder representar la evolución de la conversión y temperatura con el tiempo.

t(h)	$x_{Al}$	$T_i(K)$	$x_{Al+1}$	$T_{i+1}(K)$
0	0	300,0	0,023	300,9
0,1	0,023	300,8	0,048	301,8
0,2	0,048	301,8	0,075	302,8
0,3	0,075	302,8	0,105	303,9
0,4	0,105	303,9	0,137	305,2
0,5	0,137	305,1	0,173	306,5
0,6	0,173	306,5	0,212	308,0
0,7	0,212	308,0	0,256	309,7
0,8	0,256	309,6	0,305	311,5
0,9	0,305	311,5	0,361	313,6
1,0	0,361	313,6	0,424	316,0
1,1	0,424	316,0	0,497	318,8
1,2	0,497	318,7	0,580	321,9
1,3	0,580	321,9	0,675	325,4
1,4	0,675	325,4	0,778	329,4
1,5	0,778	329,3	0,879	333,2
1,6	0,879	333,1	0,957	336,1
1,7	0,957	336,1	0,993	337,4
1,8	0,993	337,4	0,999	337,7
1,9	0,999	337,7	0,992	337,4

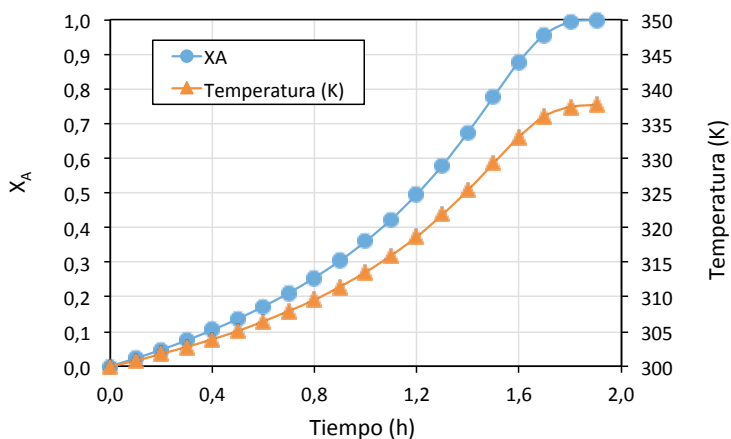
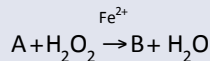


Figura 15.1: Representación de la conversión del componente A y la temperatura con el tiempo

### Ejercicio 15.5

Una industria química desea tratar un determinado volumen de agua que contiene un contaminante orgánico A disuelto. Se propone tratar este residuo acuoso con el reactivo Fenton ( $\text{Fe}^{2+}$ ,  $\text{H}_2\text{O}_2$ ) en un proceso avanzado de oxidación, para reducir el contenido del compuesto A en la mezcla, transformándolo en otro llamado B que puede ser eliminado con posterioridad por procedimientos convencionales. La reacción que se lleva a cabo es la siguiente:



La reacción es en fase líquida y su velocidad de reacción a  $70^\circ\text{C}$  viene dada por:

$$r = k \cdot \left( C_A \cdot C_{\text{H}_2\text{O}_2} - \frac{C_B \cdot C_{\text{H}_2\text{O}}}{K_e} \right)$$

donde  $k = 7,93 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{kmol}\cdot\text{s}$  y  $K_e = 2,93$ .

La mezcla acuosa a tratar en el reactor contiene un 38,7% en peso de compuesto A, un 33,6% de  $\text{H}_2\text{O}_2$  y no contiene compuesto B. Se desea obtener una conversión del 35% de A. La densidad de la mezcla se puede suponer constante ( $1.020 \text{ kg/m}^3$ ).

Calcular el volumen de reactor discontinuo que se necesita si se emplea un solo equipo, con un tiempo para carga y descarga de una hora, y la planta opera las veinticuatro horas del día. La planta tiene como límite producir 50.000 kg de B por día a partir de la disolución inicial de A para que se pueda verter y cumpla la legislación vigente.

Datos:

$$\bar{M}_A = 94 \frac{\text{g}}{\text{mol}}; \bar{M}_B = 110 \frac{\text{g}}{\text{mol}}; M_{\text{H}_2\text{O}} = 18 \frac{\text{g}}{\text{mol}}; M_{\text{H}_2\text{O}_2} = 34 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

En la mezcla de compuesto A con  $\text{H}_2\text{O}_2$ , el resto debe ser agua, es decir, un 27,7 % en peso. Concentraciones de los componentes en la mezcla a tratar:

$$C_{A,0} = 4,2 \text{ mol/L}$$

$$C_{\text{H}_2\text{O}_2,0} = 10,08 \text{ mol/L}$$

$$C_{\text{H}_2\text{O},0} = 15,7 \text{ mol/L}$$

Cálculo del tiempo de reacción necesario para cumplir con la conversión de A que se propone:

$$C_A = C_{A0} \cdot (1 - x_A)$$



$$C_{H_2O_2} = C_{H_2O_2,0} - C_{A0} \cdot x_A = C_{A0} \cdot (M_{H_2O_2} - x_A) \quad M_{H_2O_2} = \frac{C_{A,0}}{C_{H_2O_2,0}} = 2,4$$

$$C_B = C_{A0} \cdot x_A$$

$$C_{H_2O} = C_{H_2O,0} + C_{A0} \cdot x_A = C_{A0} \cdot (M_{H_2O} + x_A) \quad M_{H_2O} = \frac{C_{A,0}}{C_{H_2O,0}} = 2,4$$

$$t_{RQ} = \int_0^{x_A} \frac{C_{A0} dx_A}{k \left( C_A \cdot C_{H_2O_2} - \frac{C_B \cdot C_{H_2O}}{K_e} \right)} = \int_0^{0,35} \frac{dx_A}{C_{A0} K \left[ (1-x_A)(M_{H_2O_2} - x_A) - \frac{x_A(M_{H_2O} + x_A)}{K_e} \right]}$$

Sustituyendo valores:

$$t_{RQ} = \int_0^{0,35} \frac{dx_A}{4,2 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \cdot 7,93 \cdot 10^{-6} \frac{\text{L}}{\text{mol s}} \cdot \left[ (1-x_A) \cdot (2,4-x_A) - \frac{x_A \cdot (3,71+x_A)}{2,93} \right]}$$

Se resuelve y se obtiene que  $t_{RQ} \cong 2$  horas

Tiempo total del proceso:  $t_{RQ} + t_d = 3$  horas

Si tomamos como referencia el límite que tiene la planta para generar B:

$$P_B = \frac{(n_{A0} \cdot x_A) \cdot \bar{M}_B}{t_{RQ} + t_d}$$

Despejamos  $n_{A0}$ :

$$n_{A0} = \frac{50.000 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}} \cdot 3 \text{ horas}}{110 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \cdot 0,35} = 162,34 \text{ kmol}$$

El volumen por tanto será:

$$V = \frac{162,34 \text{ kmol}}{4,2 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}} = 38,65 \text{ m}^3$$

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### Ejercicio 15.6

Un agua depurada sometida a ozonización ha presentado una demanda de 0,45 mg/L. Se dispone de un sistema industrial de ozonización con capacidad para producción de aire ozonizado con una riqueza de 45 g/Nm<sup>3</sup> de ozono y con un rendimiento del 8 % respecto a la alimentación original de aire.

- Calcular los kg ozono/d para tratar un caudal de agua de 25.000 m<sup>3</sup>/d.
- Calcular los Nm<sup>3</sup> de aire puro necesarios al día para la correcta ozonización del agua.
- Si se disponen de soplantes de suministro de aire de caudal nominal 100 Nm<sup>3</sup>/h ¿cuántos como mínimo serían necesarios como mínimo?

*Solución:*

- 11,25 kg de ozono puro al día.
- 250 Nm<sup>3</sup> de aire puro necesarios al día.
- 2 soplantes.

### Ejercicio 15.7

Una planta de tratamiento de aguas residuales mejora sus instalaciones incorporando después del tratamiento biológico un reactor de ozonización. La DQO del agua que entra al reactor de ozonización es de 245 mg/L y se espera una reducción de la misma de un 40%. La cinética de reacción entre los contaminantes del agua y el ozono se puede aproximar a una reacción de pseudo-primer orden, según la expresión:

$$-r_{\text{DQO}_t} = k \cdot C_{\text{O}_3} \cdot C_{\text{DQO}_t} = k' \cdot C_{\text{DQO}_t}$$

donde la constante cinética de reacción ( $k'$ ) toma un valor de 0,005 min<sup>-1</sup>.

Determinar el volumen del reactor flujo pistón necesario, sabiendo que el caudal de agua de la planta a tratar es de 55 m<sup>3</sup>/h.

*Solución:* volumen útil de reacción: 93,5 m<sup>3</sup>.

# 16. Tratamiento de lodos

## INTRODUCCIÓN

Los constituyentes del agua residual eliminados en las plantas de tratamiento incluyen basuras, arena, espumas y lodos. El lodo producido en las operaciones y procesos de tratamiento de las aguas residuales suele ser un líquido o líquido semisólido con un contenido en sólidos variable, dependiendo de las operaciones y procesos de tratamiento, de entre el 0,25% y el 12%. De los constituyentes eliminados durante en el tratamiento de aguas, los lodos son, con diferencia, los de mayor volumen, y su tratamiento y gestión, uno de los mayores inconvenientes. Los problemas derivados del manejo de lodos son complejos debido a que: a) el fango está formado, principalmente, por las sustancias responsables del carácter desagradable de las aguas residuales no tratadas; b) la fracción del lodo generada en el tratamiento biológico del agua residual está compuesta principalmente por la materia orgánica presente en aquélla, aunque en forma diferente a la original, que también está sujeta a procesos de descomposición que la pueden hacer indeseable, y c) sólo una pequeña parte del lodo está compuesta por materia sólida.

El tratamiento de los lodos comprende varias etapas que pretenden reducir el contenido en agua y materia orgánica presente, y acondicionarlo para su utilización en agricultura, incineración o depósito en vertedero. Aunque existen numerosas combinaciones, en la práctica, los diagramas de tratamiento de lodos más frecuentes incluyen un pre-tratamiento, un espesamiento, una estabilización y un acondicionamiento y deshidratación. En algunos casos, también se puede utilizar el secado térmico o la reducción térmica, pero son menos habituales.

El tratamiento de lodos suele comenzar con un *pre-tratamiento* que puede incluir alguna de las siguientes etapas: dilaceración, desarenado, mezcla de lodos o almacenamiento. El objetivo es conseguir una alimentación de lodo a las instalaciones de tratamiento que sea relativamente constante y homogénea.

La siguiente etapa es el *espesamiento o concentración*. El espesado es un procedimiento que se emplea para aumentar el contenido de sólidos del fango por eliminación de parte del agua presente. De esta forma, se facilitan las etapas de tratamiento posteriores (estabilización, acondicionamiento y deshidratación o secado):

- Se necesitan tanques y equipos de menor volumen.
- Son necesarios menos productos químicos para el acondicionamiento del lodo.
- Las necesidades energéticas para los digestores y el secado o incineración son menores.
- Los costes de transporte son menores.

El espesado se suele llevar a cabo por procedimientos físicos, que incluyen el espesado por gravedad, la flotación, la centrifugación o los filtros banda. En plantas pequeñas ( $< 3.800 \text{ m}^3/\text{d}$ ), el espesado se realiza en los propios decantadores primarios, en los digestores o en ambos. En plantas grandes se utilizan equipos independientes, que permiten un mejor control del proceso y un lodo más concentrado.

Las dos alternativas más habituales para el espesamiento de lodos son los espesadores por gravedad y los espesadores de flotación por aire disuelto. Aunque los lodos primarios y secundarios se pueden mezclar antes del espesado, normalmente su espesado se hace por separado: los lodos primarios en un espesador por gravedad y los lodos secundarios en un espesador por flotación por aire disuelto. Tras su espesado por separado, ambos lodos espesados se mezclan previamente a la etapa de estabilización.

La etapa de *estabilización* del lodo se lleva a cabo para reducir la presencia de patógenos, eliminar los olores desagradables, e inhibir, reducir, o eliminar su potencial de putrefacción. El éxito en la consecución de estos objetivos está relacionado con los efectos del proceso sobre la fracción orgánica o volátil del lodo. Los tratamientos de estabilización más habituales son: (1) reducción biológica del contenido en materia volátil (digestión aerobia, digestión anaerobia o compostaje); (2) adición de productos químicos para hacer el fango inadecuado para la supervivencia de los microorganismos (p. ej. estabilización con cal); (3) tratamientos térmicos, con el objetivo de desinfectar o esterilizar el lodo.

Dentro de la estabilización biológica de los lodos, la digestión anaerobia es la más utilizada dado que permite obtener un biogás aprovechable dentro de la propia de la planta que permite reducir de forma importante las necesidades energéticas asociadas al proceso de depuración de aguas. La digestión aerobia se ha utilizado tradicionalmente en plantas con capacidad de tratamiento menor a  $20.000 \text{ m}^3/\text{d}$  y normalmente sólo para la digestión separada (o independiente) de lodos biológicos. En esta digestión se produce una reducción similar de sólidos volátiles que en el tratamiento anaerobio y el sobrenadante tiene una menor DBO, además de un funcionamiento y operación más sencillos y un menor coste inicial de inversión. Sin embargo, tiene un mayor coste energético debido a la necesidad de suministrar oxígeno y, lo más importante, no se produce biogás.

En la estabilización con cal se añade suficiente cal al lodo para que el pH esté por debajo de 12. A este pH, se crea un entorno que impide la supervivencia de los microorganismos. De esta forma, mientras se mantenga ese pH, el lodo no se pudrirá,

no generará olores y no provocará riesgos. Esta estabilización se puede hacer antes o después de la deshidratación del lodo y se puede emplear tanto cal viva como cal hidratada.

En los tratamientos térmicos de estabilización, el lodo se somete a temperatura y presión elevadas (260 °C y 27,5 bar) durante un corto período de tiempo (aprox. 30 s). El tratamiento sirve a la vez como proceso de estabilización y de acondicionamiento final del lodo y permite obtener un lodo con hasta un 90% de materia seca. Las instalaciones son, sin embargo, de alta complejidad tecnológica, con altos costes de inversión y mantenimiento.

*Acondicionamiento y deshidratación.* El objetivo de estas etapas es seguir reduciendo el volumen del lodo. El acondicionamiento se suele hacer previo a la deshidratación en sí y consiste en mejorar las características de deshidratación del lodo por la adición de productos químicos (polielectrolitos), la opción más habitual, o por un tratamiento térmico. Los procesos de deshidratación habituales incluyen los filtros de vacío, las centrífugas, los filtros prensa, los filtros de banda horizontales y las eras de secado. Para plantas pequeñas, en las que la disponibilidad de terreno no es un problema, las eras de secado se utilizan ampliamente. Por el contrario, en instalaciones situadas en zonas con superficie limitada, se suelen seleccionar dispositivos de deshidratación mecánica.

Debido a la extensión de este capítulo, a diferencia de otros capítulos del libro, los ejercicios propuestos se han clasificado por etapas de tratamiento, a saber:

- Espesamiento.
- Estabilización.
- Acondicionamiento y deshidratación.
- Líneas completas de tratamiento de lodos.

Sin embargo, tanto los ejercicios propuestos como los cuadros y datos de referencia son comunes y se recogen al final del capítulo.

## EJERCICIOS RESUELTOS

### Espesamiento de lodos

#### *Ejercicio 16.1*

Un lodo se espesa desde 2.000 mg/L hasta 15.000 mg/L. ¿Cuál es la reducción en volumen obtenida, expresada como porcentaje del volumen original?

Para resolver el problema es necesario hacer un balance de materia de sólidos:

$$Q_e \cdot C_e = Q_s \cdot C_s + Q_{\text{clarif.}} \cdot C_{\text{clarif.}}$$

Donde:  $Q_e$  y  $C_e$  son el caudal y la concentración de sólidos del lodo a espesar;  $Q_s$  y  $C_s$  son el caudal y la concentración de sólidos de los lodos espesados;  $Q_{\text{clarif}}$  y  $C_{\text{clarif}}$  son el caudal y la concentración de sólidos del agua clarificada o sobrenadante.

Para un cálculo aproximado se puede suponer que la concentración de sólidos en el agua clarificada es despreciable, eliminándose de la ecuación el término  $Q_{\text{clarif}} \cdot C_{\text{clarif}}$ . De esta forma, se obtiene una relación inversa entre la concentración del lodo y el caudal de lodo:

$$Q_e \cdot C_e = Q_s \cdot C_s \Rightarrow$$

$$\frac{Q_s}{Q_e} = \frac{C_e}{C_s} = \frac{2.000 \text{ mg/L}}{15.000 \text{ mg/L}} = 0,133 \text{ (13,3\%)}$$

El volumen del lodo espesado es, por tanto, un 13,3% del volumen del lodo inicial. Por tanto, la reducción de volumen con respecto al lodo inicial ha sido de  $100 - 13,3 = 86,7\%$ .

### Ejercicio 16.2

Un espesador por gravedad trata  $100 \text{ m}^3/\text{h}$  de un lodo primario con una concentración de sólidos de  $5.000 \text{ mg/L}$ . Si el espesador opera en estado estacionario y se obtienen  $75 \text{ m}^3/\text{h}$  de sobrenadante o clarificado con una concentración de  $500 \text{ mg/L}$ , ¿cuál es la concentración de los lodos espesados y la captura o retención de sólidos?

Balance de materia global:

$$Q_e = Q_s + Q_{\text{clarif.}}$$

$$Q_s = Q_e - Q_{\text{clarif.}} = 100 \text{ m}^3/\text{h} - 75 \text{ m}^3/\text{h} = 25 \text{ m}^3/\text{h}$$

Balance de materia de sólidos:

$$Q_e \cdot C_e = Q_s \cdot C_s + Q_{\text{clarif.}} \cdot C_{\text{clarif.}}$$

$$C_s = \frac{Q_e \cdot C_e - Q_{\text{clarif.}} \cdot C_{\text{clarif.}}}{Q_s} = \frac{100 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 5.000 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} - 75 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 500 \frac{\text{g}}{\text{m}^3}}{25 \text{ m}^3/\text{h}} = 18.500 \text{ mg/L}$$

La captura o retención de sólidos se define como los sólidos presentes en el lodo espesado con respecto a los sólidos del lodo antes de espesar, expresado en porcentaje:

$$\text{Captura de sólidos (\%)} = \frac{Q_s \cdot C_s}{Q_e \cdot C_e} \cdot 100 = \frac{25 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 18.500 \frac{\text{g}}{\text{m}^3}}{100 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 5.000 \frac{\text{g}}{\text{m}^3}} \cdot 100 = 92,5\%$$

### Ejercicio 16.3

Una mezcla de lodos primarios ( $400 \text{ m}^3/\text{d}$ ) y lodos provenientes de un filtro percolador ( $3.000 \text{ m}^3/\text{d}$ ) debe espesarse por gravedad hasta un 6%. Los lodos primarios tienen un 5% de concentración de sólidos y una densidad de  $1.040 \text{ kg}/\text{m}^3$  y los lodos provenientes del filtro percolador tienen un 2% de concentración y una densidad de  $1.060 \text{ kg}/\text{m}^3$ .

Calcular el caudal de los lodos espesados y de agua clarificada en dos casos: i) la concentración de sólidos en el agua clarificada puede considerarse como despreciable, y ii) la concentración de sólidos en el agua clarificada  $400 \text{ mg}/\text{L}$ .

(a) Determinación del caudal y concentración de sólidos de la corriente mezcla que entra al espesador:

Para determinar la corriente mezcla de lodos hay que determinar su caudal, densidad y concentración de sólidos. Para ello se utilizan balances de materia globales con caudales volumétricos ( $\text{m}^3/\text{d}$ ) y balances de materia individuales de sólido seco ( $\text{kg}/\text{d}$ ). Los subíndices  $p$ ,  $fp$ , y  $e$ , hacen referencia, respectivamente, al lodo primario, al lodo procedente del filtro percolador y al lodo mezcla de ambos que entra al espesador.

Balance de materia global:

$$Q_e = Q_p + Q_{fp}$$

$$Q_e = Q_p + Q_{fp} = 400 \text{ m}^3/\text{d} + 3.000 \text{ m}^3/\text{d} = 3.400 \text{ m}^3/\text{d}$$

Balance de materia de sólido seco:

$$m_e = m_p + m_{fp}$$

$$m_p = Q_p \cdot \rho_p \cdot C_p = 400 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 1.040 \frac{\text{kg lodo}}{\text{m}^3} \cdot 0,05 \frac{\text{kg sólido seco}}{\text{kg lodo}} = 20.800 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$m_{fp} = Q_{fp} \cdot \rho_{fp} \cdot C_{fp} = 3.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 1.060 \frac{\text{kg lodo}}{\text{m}^3} \cdot 0,02 \frac{\text{kg sólido seco}}{\text{kg lodo}} = 60.360 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$m_e = m_p + m_{fp} = 20.800 + 60.360 = 81.160 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

A partir de los caudales de sólido seco y las densidades que tienen las corrientes de lodo primario y de lodo de filtros percoladores, se puede calcular la densidad del lodo mezcla:

$$\rho_e = \frac{\rho_p \cdot m_p + \rho_{fp} \cdot m_{fp}}{m_p + m_{fp}} = \frac{1.040 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 20.800 \frac{\text{kg}}{\text{d}} + 1.060 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 60.360 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{81.160 \text{ kg}/\text{d}} = 1.015 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Finalmente, a partir del caudal de sólido seco ( $m_e$ ), el caudal volumétrico ( $Q_e$ ) y la densidad del lodo mezcla puede calcularse la concentración de sólido seco:

$$C_e = \frac{m_e}{Q_e \cdot \rho_e} \cdot 100 = \frac{81.160 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{3.400 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 1.015 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \cdot 100 = 2,35\%$$

(b) Determinación del caudal del lodo espesado y del agua clarificada tras el espesamiento del lodo mezcla si la concentración de sólidos en el clarificado se puede suponer 0 (caso i).

Una vez se conoce el caudal y concentración de sólidos de la corriente mezcla de lodos que entra al espesador, se hace nuevamente un balance de materia global y otro de sólido seco para conocer los caudales de las corrientes de salida (lodos espesados y agua clarificada o sobrenadante). En este caso los subíndices  $e$ ,  $s$  y  $clarif.$ , hacen referencia, respectivamente, a la corriente de lodo mezcla que entra al espesador, el lodo espesado y el agua clarificada.

Balance de materia global:

$$Q_e = Q_s + Q_{clarif.} = 3.400 \text{ m}^3 / \text{d}$$

Balance de materia de sólido seco:

$$m_e = m_s + m_{clarif.} = 81.160 \text{ kg} / \text{d}$$

Si  $C_{clarif.} = 0$ , entonces  $m_{clarif.} = 0$  y  $m_s = m_e = 81.160 \text{ kg} / \text{d}$ . Por tanto:

$$m_s = Q_s \cdot \rho_s \cdot C_s \rightarrow Q_s \cdot \rho_s = \frac{m_s}{C_s} = \frac{81.160 \frac{\text{kg sólido}}{\text{d}}}{0,06 \frac{\text{kg sólido}}{\text{kg lodo}}} = 1.352.667 \frac{\text{kg lodo}}{\text{d}}$$

En el caso del lodo espesado, existe información bibliográfica para estimar su densidad. De acuerdo con el Cuadro 16.2, la densidad de un lodo mixto espesado suele variar entre 1.004 y 1.010  $\text{kg} / \text{m}^3$ . En este caso, se ha tomado un valor intermedio de 1.007  $\text{kg} / \text{m}^3$ . De esta forma:

$$Q_s = \frac{1.352.667 \text{ kg lodo} / \text{d}}{1.007 \text{ kg lodo} / \text{m}^3} = 1.343 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

$$Q_{clarif.} = Q_e - Q_s = 3.400 \text{ m}^3 / \text{d} - 1.343 \text{ m}^3 / \text{d} = 2.057 \text{ m}^3 / \text{d}$$

De esta forma, los caudales y concentraciones de las corrientes de lodo espesado y de agua clarificada son:



$$Q_s = 1.343 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \quad \therefore C_s = 6\%$$

$$Q_{\text{clarif.}} = 2.057 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \quad \therefore C_{\text{clarif.}} = 0\%$$

(c) Determinación del caudal del lodo espesado y del agua clarificada tras el espesamiento del lodo mezcla: si la concentración de sólidos en el clarificado es de 400 mg/L (caso ii).

De la misma forma que en el apartado (b) se plantean el balance de materia global y el de sólido seco, estableciéndose un sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas:

Balance de materia global:

$$Q_e = Q_s + Q_{\text{clarif.}} = 3.400 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Balance de materia de sólidos secos:

$$m_e = m_s + m_{\text{clarif.}} = 81.160 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$m_e = m_s + m_{\text{clarif.}} = Q_s \cdot \rho_s \cdot C_s + Q_{\text{clarif.}} \cdot \rho_{\text{clarif.}} \cdot C_{\text{clarif.}}$$

Como se ha comentado anteriormente, el valor de la densidad del lodo espesado puede suponerse en 1.007 kg/m<sup>3</sup> (ver Cuadro 16.2), mientras que la del agua clarificada puede suponerse como 1.000 kg/m<sup>3</sup>, dada la baja concentración de sólidos (400 mg/L). Además: C<sub>s</sub> = 0,06 kg sólido seco/kg lodo y C<sub>clarif.</sub> = 0,0004 kg sólido seco/kg lodo. De esta forma:

$$m_e = 81.160 = Q_s \cdot 1.007 \cdot 0,06 + Q_{\text{clarif.}} \cdot 1000 \cdot 0,0004$$

$$60,42 \cdot Q_s + 0,4 \cdot Q_{\text{clarif.}} = 81.160$$

Por tanto:

$$Q_{\text{clarif.}} = Q_e - Q_s = 3.400 - Q_s \Rightarrow$$

$$60,42 \cdot Q_s + 0,4 \cdot (3.400 - Q_s) = 81.160$$

$$60,02 \cdot Q_s = 81.160 - 1.360 = 79.800$$

$$Q_s = \frac{79.800}{60,02} = 1.330 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{clarif.}} = Q_e - Q_s = 3.400 - 1.330 = 2.070 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Así, los caudales y concentraciones de las corrientes de salida del espesador son:

$$Q_s = 1.330 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \quad \therefore C_s = 6\%$$

$$Q_{\text{clarif.}} = 2.070 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \quad \therefore C_{\text{clarif.}} = 0,04\%$$

Como puede observarse, la diferencia en el valor de los caudales de lodo espesado y agua clarificada en los casos i) y ii) es pequeña. En la mayoría de los casos, la suposición de que el contenido en sólidos en el agua clarificada es despreciable no implica diferencias importantes en los resultados obtenidos.

*Comentarios adicionales:* para un cálculo aproximado también se puede suponer que la densidad de todas las corrientes de lodos está en torno a  $1.000 \text{ kg/m}^3$ .

### Ejercicio 16.4

Diseñar un espesador de gravedad para una mezcla de lodos (primario y lodos activos) con los siguientes datos: carga de sólidos:  $15.000 \text{ kg ST/d}$  y caudal de entrada de lodos:  $5.000 \text{ m}^3/\text{d}$ .

#### (a) Cálculo del área requerida

De acuerdo con el Cuadro 16.3, un lodo mezcla de primario y lodos activos debe tratarse a cargas de sólidos o SLR (*Solids Loading Rate*) de entre  $25$  y  $80 \text{ kg ST/m}^2 \cdot \text{d}$ . Para este ejercicio se fija un valor intermedio de  $50 \text{ kg ST/m}^2 \cdot \text{d}$ . De esta forma, el área requerida para el espesador se calcula como:

$$\text{Área (m}^2\text{)} = \frac{\text{Sólidos (kg ST/d)}}{\text{Carga de sólidos (g ST/m}^2 \cdot \text{d)}} = \frac{15.000 \text{ kg ST/d}}{50 \text{ kg ST/m}^2 \cdot \text{d}} = 300 \text{ m}^2$$

#### (b) Verificación de la carga hidráulica:

La carga hidráulica ( $L_h$ ) o HLR es:

$$L_h = \frac{Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right)}{\text{Área (m}^2\text{)}} = \frac{7.500 \text{ m}^3/\text{d}}{300 \text{ m}^2} = 16,7 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$$

Este valor está por debajo del intervalo de  $20$ - $30 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  recomendado para evitar condiciones sépticas en el espesador (ver Cuadro 16.3). Para que el espesador trabajara a una carga hidráulica mínima de  $20 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ , haría falta un caudal:

$$Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) = L_h \left( \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} \right) \cdot \text{Área (m}^2\text{)} = 20 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} \cdot 300 \text{ m}^2 = 6.000 \text{ m}^3/\text{d}$$

Como el caudal de lodos disponible es de  $5.000 \text{ m}^3/\text{d}$ , se necesitaría recircular  $6.000 - 5.000 = 1.000 \text{ m}^3/\text{d}$  del efluente final para incrementar la carga hidráulica a la que opera el espesador y evitar así problemas de olores.

### (c) Dimensiones

Normalmente, los suministradores recomiendan espesadores con diámetros  $< 20 \text{ m}$  en plantas de tratamiento de aguas residuales urbanas (Metcalf & Eddy, 2004). En este caso hubiera sido factible construir un único espesador de  $300 \text{ m}^2$  con  $19,5 \text{ m}$  de diámetro. Sin embargo, se recomienda construir dos espesadores que trabajen en paralelo, de  $300/2 = 150 \text{ m}^2$ , cuyo diámetro sería:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot \text{Área}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 150 \text{ m}^2}{\pi}} = 13,8 \text{ m}$$

Suponiendo una profundidad de  $3 \text{ m}$ , cada uno de los espesadores tendrá un volumen de:

$$V = \text{Área} \cdot \text{Altura} = 150 \text{ m}^2 \cdot 3 \text{ m} = 450 \text{ m}^3$$

### (d) Verificación del tiempo de detención hidráulica

El tiempo de detención hidráulica (HRT) tampoco debe superar las  $24 \text{ h}$  para que no aparezcan problemas de olores. Por ello se deben calcular los valores de tiempo de detención hidráulica, sin recirculación del efluente final y con recirculación final. En ambos casos, el tiempo de detención hidráulico es menor de  $24 \text{ h}$ .

Sin la recirculación del efluente final:

$$Q_e = Q_s + Q_{\text{clarif.}}$$

Con la recirculación del efluente final:

$$\text{HRT} = \frac{V}{Q} = \frac{2 \cdot 450 \text{ m}^3}{5.000 \text{ m}^3/\text{d}} = 0,18 \text{ d} = 4,3 \text{ h}$$

### Ejercicio 16.5

Calcule las dimensiones del espesador por gravedad necesario para llevar a cabo la separación indicada en el Ejercicio 16.3.

### (a) Cálculo del área requerida:

Independientemente de la concentración de sólidos en el clarificado o sobrenadante, la carga de sólidos al espesador es la misma ( $81.160 \text{ kg}/\text{d}$ ) (ver Ejercicio 16.3). La carga de sólidos a la que suelen trabajar los espesadores de gravedad para lodos primarios y lodos provenientes de filtros percoladores suele ser  $< 60 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  (Cuadro 16.3). Para este diseño, se tomará un valor de  $60 \text{ kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ .

Por tanto, el área superficial necesaria para el espesador será:

$$\text{Área} = \frac{\text{Caudal de sólidos} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right)}{\text{Carga de sólidos} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} \right)} = \frac{81.160 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}} = 1.353 \text{ m}^2$$

(b) Verificación de la carga hidráulica:

Como se ha comentado anteriormente, la carga hidráulica debe mantenerse en valores de 20-30 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d para que no se produzcan problemas de olores (ver Cuadro 16.3). El caudal de lodo a espesar es el obtenido en el Ejercicio 16.3 (Q<sub>e</sub> = 3.400 m<sup>3</sup>/d). En estas condiciones, la carga hidráulica sería:

$$\text{HLR} = \frac{Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right)}{\text{Área} \left( \text{m}^2 \right)} = \frac{3.400 \text{ m}^3 / \text{d}}{1.353 \text{ m}^2} = 2,5 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{d}$$

Este valor de carga hidráulica es muy inferior al intervalo recomendado de 20-30 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d. Asumiendo un mínimo de velocidad de carga hidráulica de 20 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d, sería necesario un caudal de entrada al espesador de:

$$\text{Caudal} = \text{HLR} \left( \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} \right) \cdot \text{Área} \left( \text{m}^2 \right) = 20 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} \cdot 1.353 \text{ m}^2 = 27.060 \text{ m}^3 / \text{d}$$

Como el caudal de lodos disponible es de 3.400 m<sup>3</sup>/d, se necesitaría recircular 27.060 - 3.400 = 23.660 m<sup>3</sup>/d del efluente final para incrementar la carga hidráulica y evitar así, problemas de olores.

(c) Dimensiones:

Normalmente el diámetro del espesador suele estar limitado por los suministradores a un máximo de 20 m, por lo que se ha supuesto un número de espesadores tal que cumpla este requisito.

Número de espesadores: n=6 (supuesto).

Área de cada espesador: 1.353/6 = 225,5 m<sup>2</sup>

Diámetro del espesador:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot \text{Área}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 225,5 \text{ m}^2}{\pi}} = 16,9 \text{ m}$$

Suponiendo una profundidad de 3 m, cada uno de los espesadores tendrá un volumen de:

$$V = \text{Área} \cdot \text{Altura} = 225,5 \text{ m}^2 \cdot 3 \text{ m} = 676,5 \text{ m}^3$$

**Ejercicio 16.6**

Diseñar un espesador por gravedad para una planta de tratamiento de aguas residuales que tienen un lodo primario y un lodo proveniente de un tratamiento biológico de lodos activos con las siguientes características:

Tipo de lodo	Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Sólidos (%)
Lodo primario	450	1.030	3,4
Lodos activos	3.000	1.005	0,23

(a) Cálculo de la carga de sólidos de cada lodo:

$$\text{Sólido seco lodo primario} = 450 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 1.030 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,034 \frac{\text{kg}}{\text{kg}} = 15.759 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$\text{Sólido seco lodos activos} = 3.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 1.005 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,0023 \frac{\text{kg}}{\text{kg}} = 6.934 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$\text{Caudal de sólido seco de la mezcla} = 15.759 \frac{\text{kg}}{\text{d}} + 6.934 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 22.693 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

(b) Cálculo de la concentración de sólidos de la mezcla de lodos.

Para calcular la concentración de sólidos en la mezcla es necesario conocer, aparte de la carga de sólidos, el caudal volumétrico de lodos y la densidad de la mezcla:

$$\text{Caudal volumétrico de la mezcla} = 500 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} + 3.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 3.500 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

La densidad puede estimarse con la media ponderada referida a la carga de sólidos de cada una de las dos corrientes de lodos, aunque también puede tomarse un valor de densidad bibliográfica e incluso suponerla igual a 1000 kg/m<sup>3</sup> (tal y como se ha comentado en ejercicios anteriores). En caso se opta por estimar la densidad media del lodo como media ponderada referida a la carga de sólidos:

$$\rho_m = \frac{\rho_p \cdot m_p + \rho_{la} \cdot m_{la}}{m_p + m_{la}} = \frac{1030 \cdot 15.759 + 1005 \cdot 6.934}{22.693} = 1.022 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Con estos datos, la concentración de sólidos del lodo mezcla es:

$$\% \text{ sólidos} = \frac{\text{Caudal de sólidos} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right)}{\text{Caudal} \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) \cdot \rho_m \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} = \frac{22.693 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{3.500 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 1.022 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \cdot 100 = 0,63\%$$

(c) Cálculo del área de espesamiento:

Según el Cuadro 16.3, la carga de sólidos habituales en espesadores que tratan mezclas de lodos primarios y lodos activos está comprendida entre 25 y 80 kg/m<sup>2</sup>·d. Para un valor intermedio de carga de sólidos de 50 kg/m<sup>2</sup>·d:

$$\text{Área} = \frac{\text{Caudal de sólidos} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right)}{\text{Carga de sólidos} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{d}} \right)} = \frac{22.693 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}} = 454 \text{ m}^2$$

(d) Comprobación de la carga hidráulica:

$$\text{HLR} = \frac{Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right)}{\text{Área} \left( \text{m}^2 \right)} = \frac{3.500 \text{ m}^3/\text{d}}{454 \text{ m}^2} = 7,7 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}$$

En el Cuadro 16.3 se recomienda trabajar con cargas hidráulicas de 20-30 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d. Por ello sería necesario recircular parte del efluente final de la planta de tratamiento para aumentar lo suficiente la carga hidráulica y que no hubiera problemas de olores (ver Ejercicio 16.5).

(d) Cálculo del diámetro del espesador:

Asumiendo dos espesadores, el área de cada espesador tendría 454/2 = 227 m<sup>2</sup>. Y, por tanto, su diámetro sería:

$$\text{Diámetro} = \sqrt{\frac{4 \cdot 227 \text{ m}^2}{\pi}} = 17,0 \text{ m}$$

Este valor es menor que el tamaño máximo recomendado por los fabricantes de espesadores (20 m).

### Ejercicio 16.7

Diseñe una unidad de flotación por aire disuelto que trate un caudal de 2.500 m<sup>3</sup>/d y una concentración de sólidos en suspensión de 200 mg/L, con y sin recirculación (R = 1.750 m<sup>3</sup>/d). Basado en experimentos de laboratorio, la relación aire/sólidos de 0,07 mg aire/mg de sólidos es la adecuada para este tipo de lodos. La fracción

de aire disuelto es 0,7 y la temperatura de diseño es 20 °C. Por otra parte, la carga hidráulica recomendada es de 120 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d. ¿Cuál es el área de la unidad de flotación y la presurización necesaria de la entrada?

*Datos:* la solubilidad del aire en agua es 18,7 mL/L a 1 atm y 20 °C.

La relación aire/sólidos se calcula de forma diferente dependiendo de si se presuriza todo el caudal de entrada (cuando no hay recirculación) o si se presuriza sólo el caudal de recirculación (cuando existe recirculación). Las ecuaciones a aplicar son las siguientes:

Presurización del caudal de entrada:

$$\frac{A}{S} = \frac{1,3 \cdot a_s \cdot (f \cdot P - 1)}{S_s}$$

Presurización sólo del clarificado recirculado:

$$\frac{A}{S} = \frac{1,3 \cdot a_s \cdot (f \cdot P - 1) \cdot Q_R}{SS \cdot Q}$$

donde: A/S = relación aire/sólidos (mg/mg); a<sub>s</sub> = solubilidad del aire (mL/L); f = fracción de aire disuelto a una determinada presión (suele variar entre 0,5 y 0,8); P = presión absoluta (atm); SS = concentración de sólidos en suspensión (mg/L); Q<sub>R</sub> = caudal de recirculación (m<sup>3</sup>/d); Q = caudal de alimentación (m<sup>3</sup>/d).

Para poder aplicar estas ecuaciones se disponen de todos los datos, siendo la presión la única incógnita: A/S = 0,07 mg/mg; f = 0,7; SS = 200 mg/L; Q<sub>R</sub> = 1.750 m<sup>3</sup>/d; Q = 2.500 m<sup>3</sup>/d; a<sub>s</sub> = 18,7 mL/L (1 atm, 20 °C). De esta forma se resuelven ambos casos.

(a) Sin recirculación:

$$\frac{A}{S} = \frac{1,3 \cdot a_s \cdot (f \cdot P - 1)}{SS} \rightarrow P = \frac{\left(\frac{A}{S}\right) \cdot (SS)}{1,3 \cdot a_s} + 1 = \frac{(0,07) \cdot (200)}{1,3 \cdot (18,75)} + 1 = 2,62 \text{ atm}$$

El área de la unidad de flotación se calcula como el cociente entre el caudal a tratar y la carga hidráulica recomendada (120 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>·d):

$$A = \frac{Q \left(\frac{\text{m}^3}{\text{d}}\right)}{\text{HLR} \left(\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}\right)} = \frac{2.500 \text{ m}^3/\text{d}}{120 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}} = 20,8 \text{ m}^2$$

b) Hay recirculación

$$\frac{A}{S} = \frac{1,3 \cdot a_s \cdot (fP-1) \cdot Q_R}{S_s \cdot Q} \rightarrow P = \frac{\left(\frac{A}{S}\right) \cdot (SS) \cdot Q}{1,3 \cdot a_s \cdot (Q_R)} + 1 = \frac{(0,07) \cdot (200) \cdot (2.500)}{1,3 \cdot (18,75) \cdot (1.750)} + 1 = 3,03 \text{ atm}$$

El área necesaria para la flotación, aún usando la misma carga hidráulica recomendada, será mayor debido a que a la unidad entra la suma del caudal a tratar (2.500 m<sup>3</sup>/d) y el clarificado recirculado (1.750 m<sup>3</sup>/d).

$$A = \frac{Q+Q_R}{HLR} = \frac{2.500 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} + 1.750 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}}{120 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}} = \frac{4.250 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}}{120 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \cdot \text{d}}} = 35,4 \text{ m}^2$$

## Estabilización de lodos

### Ejercicio 16.8

Diseñar un digestor aerobio para la estabilización de unos lodos activos espesados con las siguientes características: caudal de 50 m<sup>3</sup>/d, concentración del 4%, densidad de 1.005 kg/m<sup>3</sup> y una relación SSV/SST de 0,75. La temperatura de operación es de 20 °C. La densidad del aire es 1,2 kg/m<sup>3</sup> y la concentración de oxígeno en aire (en peso) es del 23%.

Deberá calcularse: a) volumen del digestor aerobio, b) carga de sólidos volátiles al digestor, c) las características del lodo que sale del digestor aerobio y d) la demanda de aire.

(a) Volumen del digestor aerobio:

De acuerdo con el Cuadro 16.9, el tiempo de detención hidráulica varía entre 10 y 15 d para la digestión aerobia de lodos activos en exceso. En este caso, se asumirá un valor de 15 d. De esta forma:

$$V = Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) \cdot t \text{ (d)} = 50 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 15 \text{ d} = 750 \text{ m}^3$$

(b) Carga de sólidos volátiles al digestor

En primer lugar hay que calcular el caudal de sólidos en suspensión que entran al digestor y luego se utiliza el dato de que el 75% de los sólidos en suspensión totales son sólidos volátiles.



$$\text{SST} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) = Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) \cdot \rho_{\text{lodo}} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \cdot \frac{\% \text{ Sólidos}}{100} = 50 \cdot 1.005 \cdot 0,04 = 2.010$$

$$\text{SSV} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) = \text{SST} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) \cdot \text{Ratio} \frac{\text{SSV}}{\text{SST}} = 2.010 \cdot 0,75 = 1.507,5 \approx 1.508$$

La carga de sólidos volátiles al digester se calcula como:

$$\text{Carga SSV} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}} \right) = \frac{\text{SST} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right)}{\text{Volumen} \left( \text{m}^3 \right)} = \frac{1.508}{750} \approx 2,0 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

Este valor está dentro del intervalo recomendado para digestores aerobios de lodos (entre 1,6 y 4,8 kg SV/m<sup>3</sup>·d) (ver Cuadro 16.9).

(c) Lodo efluente del digester aerobio:

SST del influente: 2.010 kg SST/d

SSV del influente: 1.508 kg SSV/d

SSF del influente = SST - SSV = 2.010 - 1.508 = 502 kg SF/d

Los sólidos fijos (SSF) permanecen inalterados durante la digestión, mientras que los sólidos volátiles (SSV) son eliminados parcialmente. La eliminación de sólidos volátiles en digestores aerobios está comprendida en el intervalo 35-50% para tiempos de detención de 10-15 días (V. Andreoli *et al.*, 2007). Para este ejercicio se fijará un valor del 45% de eliminación de SSV. De esta forma:

SSF del efluente = SSF del influente = 502 kg SSF/d

SSV eliminados = (Elim. de SV) · SV del influente = 0,45 · 1.508 = 678,6 kg SSV/d

SSV del efluente = SSV del influente - SSV eliminados = 1.508 - 678,6 = 829,4 kg/d

SST del efluente = SSF del efluente + SSV del efluente = 502 + 829,4 = 1.331,4 kg SST/d

El caudal de efluente que entra y que sale del digester aerobio es el mismo, por lo tanto, caudal de lodo efluente = 50 m<sup>3</sup>/d. Por todo ello, la concentración de SST en el lodo efluente del digester aerobio es:

$$\text{SST} = \frac{\text{Carga de sólidos} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right)}{Q \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right)} = \frac{1.331,4 \text{ kg SS/d}}{50 \text{ m}^3/\text{d}} = 26,6 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Este valor es igual a una concentración del 2,66% (suponiendo una densidad del lodo digerido igual a 1.000 kg/m<sup>3</sup>) y es la misma concentración de sólidos que hay en el tanque de digestión aerobia. Este valor es menor del 3% máximo que se suele recomendar para que la transferencia de oxígeno a la biomasa no se vea dificultada.

(d) Demanda de aire:

Del Cuadro 16.9 se puede obtener la relación entre el coeficiente que relaciona la demanda de oxígeno debido a respiración endógena con la cantidad de SV eliminados:  $2,3 \text{ kg O}_2/\text{kg SV}$ . Dado que la carga de SV eliminada es  $678,6 \text{ kg SSV/d}$ :

$$\text{Masa de oxígeno} = \text{Carga de SV eliminada} \cdot \text{Demanda O}_2 \Rightarrow$$

$$\text{Masa de oxígeno} = 678,6 \text{ kg SV} \cdot 2,3 \text{ kg O}_2/\text{kg SV} = 1.561 \text{ kg O}_2/\text{d}$$

El caudal de aire necesario se obtiene a partir de la concentración de oxígeno en aire en peso (23%) y la densidad del aire ( $1,2 \text{ kg O}_2/\text{m}^3$  a  $1 \text{ atm}$  y  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ ):

$$\text{Aire necesario} = \frac{1.561 \text{ kg O}_2/\text{d}}{1,2 \text{ kg O}_2/\text{m}^3 \cdot 0,23} = 5.656 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

La demanda de aire, suponiendo un 10% de eficacia de transferencia del oxígeno:

$$Q_{\text{aire}} = \frac{5.656 \text{ m}^3/\text{d}}{0,10} = 56.560 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Después debe comprobarse la capacidad de mezcla de dicho aire. De acuerdo con el Cuadro 16.9, se necesitan alrededor de  $20\text{-}40 \text{ L/m}^3 \cdot \text{min}$  de aire para mantener los sólidos en suspensión. La ratio caudal de aire entre volumen de reactor que se ha obtenido es más que suficiente:

$$\frac{56.560 \text{ m}^3 \text{ aire}/\text{d}}{750 \text{ m}^3} = 75,4 \frac{\text{m}^3 \text{ aire}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}} = 52,4 \frac{\text{L}}{\text{m}^3 \cdot \text{min}}$$

### Ejercicio 16.9

Estimar el volumen de digestor anaerobio necesario para estabilizar el lodo proveniente de una planta de tratamiento primario que trata  $38.000 \text{ m}^3/\text{d}$  de agua residual. Comprobar la carga volumétrica, y estimar el porcentaje de estabilización y la cantidad de biogás producida. Para el agua residual a tratar se ha determinado que la cantidad de sólido seco eliminado en el tratamiento primario es  $0,15 \text{ kg/m}^3$  y que la eliminación de DQO biodegradable en el digestor es de  $0,14 \text{ kg/m}^3$ . El lodo tiene un 5% de sólido seco y una densidad de  $1.020 \text{ kg/m}^3$ .

Las siguientes suposiciones de diseño son también de aplicación:

- El régimen hidráulico del reactor es de mezcla completa.
- El tiempo de retención de sólidos (SRT) es igual a 10 días a  $35 \text{ }^\circ\text{C}$ .
- La eficacia en la utilización del residuo (conversión de sólidos)  $E = 0,70$ .
- El lodo contiene una cantidad suficiente de nitrógeno y fósforo para el crecimiento biológico.

- $Y = 0,08$  kg SSV/kg bDQO utilizada y  $k_d = 0,03$  d<sup>-1</sup> (a  $T = 35$  °C).
- El biogás tiene un 65% de metano.

(a) Determinación del volumen de lodos diarios a tratar:

En el tratamiento primario se trata un caudal de agua residual de 38.000 m<sup>3</sup>/d y se eliminan 0,15 kg sólidos/m<sup>3</sup> de agua tratada. Por tanto, la cantidad de sólido seco generado es:

$$m_s = 38.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,15 \frac{\text{kg sólido seco}}{\text{m}^3} = 5.700 \frac{\text{kg sólido seco}}{\text{d}}$$

Teniendo en cuenta que este lodo tiene un 5% de sólido seco y una densidad de 1.020 kg/m<sup>3</sup>, el caudal de lodos a tratar es:

$$Q_{\text{lodo}} = \frac{m_s}{\text{Conc. sólidos} \cdot \rho_s} = \frac{5.700 \frac{\text{kg sólido seco}}{\text{d}}}{0,05 \frac{\text{kg sólido seco}}{\text{kg lodo}} \cdot 1020 \frac{\text{kg lodo}}{\text{m}^3 \text{ lodo}}} = 111,8 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

(b) Determinación de la carga orgánica biodegradable que entra al reactor anaerobio:

$$\text{Carga bDQO} = \left( 0,14 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \cdot \left( 38.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) = 5.320 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

(c) Cálculo del volumen de digester:

En un reactor de mezcla completa, el tiempo de retención de sólidos o edad del lodo ( $\theta_c$  o SRT) es el mismo que el tiempo de detención hidráulico ( $t = V/Q$ ). De esta forma:

$$\theta_c = t = \frac{V}{Q} \rightarrow V = Q \cdot t = 111,8 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 10 \text{ d} = 1.118 \text{ m}^3$$

(d) Cálculo de la carga orgánica volumétrica:

$$\text{Carga orgánica volumétrica} = \frac{5.320 \text{ kg/d}}{1.118 \text{ m}^3} = 4,76 \frac{\text{kg bDQO}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}$$

(e) Cálculo de la cantidad de sólidos volátiles producidos por día:

La cantidad de sólidos volátiles producidos se calcula mediante la ecuación 16.1.

$$P_x = \frac{Y \cdot Q \cdot (S_0 - S) \cdot (10^3 \text{ g/kg})^{-1}}{1 + k_d \cdot (\text{SRT})} \quad [16.1]$$

donde:  $Y$  = coeficiente de rendimiento (g SSV/g bDQO);  $k_d$  = coeficiente endógeno ( $d^{-1}$ ); SRT = tiempo de retención de sólidos (d);  $S_0$  = bDQO en el influente (mg/L o g/m<sup>3</sup>);  $S$  = bDQO en el efluente (mg/L o g/m<sup>3</sup>);  $Q$  = caudal (m<sup>3</sup>/d);  $Y = 0,08$  g SSV/g bDQO y  $k_d = 0,03$  d<sup>-1</sup> son datos del problema.

Por otra parte,  $S$  se calcula a partir de  $S_0$  teniendo en cuenta la eficacia de conversión o eliminación de materia orgánica biodegradable  $E$  fijada en el enunciado ( $E = 70\%$ ):

$$S = S_0 \cdot (1 - E) = 0,14 \cdot (1 - 0,70) = 0,042 \text{ kg/m}^3$$

De esta forma:

$$P_x = \frac{(0,08) \cdot \left(38.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}\right) \cdot \left(0,14 - 0,042 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{1 + (0,03 \text{ d}^{-1}) \cdot (10 \text{ d})} = 229,2 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

(f) Cálculo del porcentaje de estabilización:

Carga orgánica del influente: 5.320 kg/d.

Carga orgánica biodegradable eliminada:

$$Q \cdot (S_0 - S) = \left(38.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}\right) \cdot \left(0,14 - 0,042 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) = 3724 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Cantidad de sólidos volátiles producidos: 229,2 kg/d.

Por tanto, la estabilización puede calcularse como:

$$\text{Estabilización, \%} = \frac{3724 \frac{\text{kg}}{\text{d}} - 1,42 \cdot \left(229,2 \frac{\text{kg}}{\text{d}}\right)}{5.320 \frac{\text{kg}}{\text{d}}} = 63,9\%$$

(g) Cálculo del volumen de metano producido diariamente (a 35 °C):

El volumen de metano producido (en condiciones normales) se calcula mediante la ecuación 16.2.

$$V_{\text{CH}_4} = 0,35 \cdot \left[ (S_0 - S) \cdot Q \cdot (10^3 \text{ g/kg})^{-1} - 1,42 \cdot P_x \right] \quad [16.2]$$

Donde  $V_{\text{CH}_4}$  = volumen de metano producido en condiciones normales (m<sup>3</sup>/d); 0,35 = factor de conversión teórico que relaciona la cantidad de metano producido (en m<sup>3</sup>) cuando se convierte 1 kg de bDQO a 0 °C (a 35 °C, este factor es 0,40);  $Q$  = caudal (m<sup>3</sup>/d);  $S_0$  = bDQO en el influente (mg/L);  $S$  = bDQO en el efluente (mg/L);  $P_x$  = masa celular neta producida por día (kg/d).

En el caso de un digestor anaerobio a 35 °C, como es el caso, el factor de conversión es 0,40. Por tanto,

$$V_{\text{CH}_4} = 0,40 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} \cdot \left[ (5.320 - 1596) \frac{\text{kg}}{\text{d}} - 1,42 \cdot \left( 229,2 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) \right] = 1.359 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

(h) Cálculo de la producción total de biogás:

Suponiendo que el metano representa un 65% en volumen del biogás (datos del ejercicio):

$$V_{\text{biogás}} = \frac{1.359 \text{ m}^3 / \text{d}}{0,65} = 2.091 \text{ m}^3 / \text{d}$$

(i) Cálculo del poder calorífico del biogás:

El poder calorífico del biogás varía entre 20 y 25 MJ/m<sup>3</sup>. Típicamente, se utiliza a efectos de diseño un poder calorífico inferior de aproximadamente 23,3 MJ/m<sup>3</sup> (Cuadro 16.11). Por tanto, el poder calorífico asociado a ese biogás sería:

$$\text{PCI}_{\text{biogás}} = 2.091 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 23,3 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3} = 48.720 \frac{\text{MJ}}{\text{d}} \approx 564 \text{ kW}$$

### Ejercicio 16.10

Diseñar un digestor anaerobio con los siguientes datos de partida: caudal de entrada de lodo al digestor:  $Q = 64,2 \text{ m}^3/\text{d}$ ; carga de entrada de lodo al digestor:  $3.307 \text{ kg ST}/\text{d}$ ; ratio SV/ST = 0,77.

El diseño debe incluir el cálculo del: a) volumen del digestor, b) tiempo de detención hidráulico, c) caudal y concentración de sólidos del lodo estabilizado y d) balance de energía en el digestor.

(a) Cálculo del volumen del digestor

Carga orgánica volumétrica (supuesto a partir del Cuadro 16.11):  $1,4 \text{ kg SV}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ .

La carga de sólidos volátiles se calcula como:

$$\text{Sólidos volátiles} \left( \frac{\text{kg SV}}{\text{d}} \right) = \text{Sólidos totales} \left( \frac{\text{kg ST}}{\text{d}} \right) \cdot \text{Ratio SV / TS} \left( \frac{\text{kg SV}}{\text{kg ST}} \right)$$

$$\text{Sólidos volátiles} = 3.307 \frac{\text{kg ST}}{\text{d}} \cdot 0,77 \frac{\text{kg SV}}{\text{kg ST}} = 2.546 \frac{\text{kg SV}}{\text{d}}$$

Con la carga de sólidos volátiles y la carga orgánica volumétrica se obtiene el volumen de digestión:

$$V \left( \text{m}^3 \right) = \frac{\text{Sólidos volátiles} \left( \frac{\text{kg SV}}{\text{d}} \right)}{\text{Carga de sólidos volátiles} \left( \frac{\text{kg SV}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}} \right)} = \frac{2.546 \frac{\text{kg SV}}{\text{d}}}{1,4 \frac{\text{kg SV}}{\text{m}^3 \cdot \text{d}}} = 1.819$$

A este volumen hay que añadirle el volumen reservado para la acumulación del biogás, que se aproxima como un 15% del volumen de digestión, es decir,  $1.819 \cdot 0,15 = 273 \text{ m}^3$ . Por tanto, el volumen total del digestor es:

$$V = 1819 + 273 = 2.092 \text{ m}^3$$

(b) Tiempo de detención hidráulico:

En digestores convencionales de mezcla completa, el tiempo de retención de sólidos o edad del lodo ( $\theta_c$ ) es equivalente al tiempo hidráulico de retención ( $t$ ), por tanto:

$$t = \theta_c = \frac{V \left( \text{m}^3 \right)}{Q \left( \text{m}^3 / \text{d} \right)} = \frac{1.819 \text{ m}^3}{64,2 \text{ m}^3 / \text{d}} = 28,3 \text{ d} \approx 28 \text{ d}$$

Una evaluación económica de los costes de construcción de digestores de lodos podría sugerir trabajar a unas cargas de sólidos volátiles algo superiores, que reducirían el tiempo de detención a menos de 25 días (C.V. Andreoli *et al.*, 2007).

(c) Lodo efluente del digestor:

$$\text{ST influente} = 3.307 \text{ kg ST / d}$$

$$\text{SV influente} = \left( \frac{\text{SV}}{\text{ST}} \right) \cdot \text{ST influente} = (0,77) \cdot 3.307 = 2.546 \text{ kg SV / d}$$

$$\text{SF influente} = \text{ST influente} - \text{SV influente} = 3.307 - 2.546 = 761 \text{ kg SF / d}$$

El contenido de sólidos fijos no cambia en el proceso de digestión, pero los sólidos volátiles se eliminan parcialmente. De acuerdo con el Cuadro 16.11, la eficacia de eliminación de SV está comprendida entre el 40% y el 55%. Suponiendo una eliminación del 50%, la distribución de los sólidos del efluente del digestor se estima como:

$$\text{SF efluente} = \text{SF influente} = 761 \text{ kg SF / d}$$

$$\text{SV efluente} = (1 - \text{Eliminación SV}) \cdot \text{SV influente} = (1 - 0,5) \cdot 2.546 = 1.273 \text{ kg SV / d}$$

$$\text{ST efluente} = \text{SF efluente} + \text{SV efluente} = 761 + 1.273 = 2.034 \text{ kg ST / d}$$

El caudal volumétrico de lodo a la entrada y a la salida del digestor son iguales, de esta forma:

$$Q \text{ lodo enfluente} = Q \text{ lodo influente} = 64,2 \text{ m}^3 / \text{d}$$

Por tanto, la concentración de ST en el efluente del digestor es:

$$\text{Concentración ST} = \frac{\text{Carga de ST} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right)}{\text{Caudal de lodo} \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right)} = \frac{2.034 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{64,2 \text{ m}^3/\text{d}} = 31,7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \approx 3,17\%$$

(d) Balance de energía en el digestor:

Poder calorífico del lodo antes de la digestión: 23 MJ/kg ST (supuesto, Cuadro 16.11).

Poder calorífico del lodo digerido: 13 MJ/kg ST (supuesto, Cuadro 16.11).

Producción de biogás: 0,8 m<sup>3</sup>/kg SV eliminada (supuesto, Cuadro 16.11).

Poder calorífico del biogás: 23,3 MJ/m<sup>3</sup> (supuesto, Cuadro 16.11).

Sólidos volátiles eliminados: 1.273 kg SV/d (ver apartado c de este ejercicio).

Lodo digerido efluente: 2.034 kg ST/d (ver apartado d de este ejercicio).

El volumen de biogás producido y su poder calorífico se estiman de la siguiente forma:

$$Q_{\text{biogás}} = 1.273 \frac{\text{kg SV}}{\text{d}} \cdot 0,8 \frac{\text{m}^3}{\text{kg SV}} = 1.018 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

$$\text{Poder calorífico del biogás} = 1.018 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 23,3 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3} = 23.719 \frac{\text{MJ}}{\text{d}}$$

Por otra, parte el poder calorífico del lodo antes de llevarse a cabo la digestión y el poder calorífico del lodo digerido se calculan de la siguiente forma:

$$\text{Poder calorífico lodo antes digestión} = 3.307 \frac{\text{kg ST}}{\text{d}} \cdot 23 \frac{\text{MJ}}{\text{kg ST}} = 76.061 \frac{\text{MJ}}{\text{d}}$$

$$\text{Poder calorífico lodo digerido} = 2.034 \frac{\text{kg ST}}{\text{d}} \cdot 13 \frac{\text{MJ}}{\text{kg ST}} = 26.442 \frac{\text{MJ}}{\text{d}}$$

### Ejercicio 16.11

Se está considerando un digestor anaerobio como una alternativa a la estabilización alcalina o la digestión aerobia para el tratamiento de 300 m<sup>3</sup>/d de lodos. Determinar el volumen del digestor y el caudal de metano producido. Se tienen los siguientes datos:

- Temperatura del digestor = 35 °C.
- bDQO del influente = 6.000 g/m<sup>3</sup>.
- bDQO del efluente: 600 g/m<sup>3</sup>.
- Factor de seguridad de diseño = 4.
- No hay recirculación de lodos.

(a) Calcular el tiempo de retención de sólidos (SRT):

Para estimar el tiempo de retención de sólidos (SRT), se puede utilizar la siguiente ecuación 16.3.

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{\mu_m \cdot S_e}{K_m + S_e} - k_d \quad [16.3]$$

donde:  $\mu_m$  = tasa de crecimiento específica máxima, g/g•d;  $S_e$  = DQO biodegradable del efluente, g/m<sup>3</sup>;  $k_d$  = coeficiente de respiración endógena, g/g•d;  $K_m$  = constante de velocidad mitad, mg/L

Los parámetros cinéticos a la temperatura de operación (35 °C) se toman del Cuadro 16.12:  $\mu_m$  es igual a 0,35 g/g•d,  $K_m$  es 160 g/m<sup>3</sup> y  $k_d$  = 0,03 g/g•d. El valor de la DQO biodegradable del efluente ( $S_e$ ) es un dato del ejercicio y es 500 g/m<sup>3</sup>. Por tanto:

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{0,35 \frac{\text{g}}{\text{g} \cdot \text{d}} \cdot 600 \frac{\text{g}}{\text{m}^3}}{160 \frac{\text{g}}{\text{m}^3} + 600 \frac{\text{g}}{\text{m}^3}} - 0,03 \frac{\text{g}}{\text{g} \cdot \text{d}} = 0,276 - 0,03 = 0,273 \text{ d}^{-1}$$

$$\text{PCI}_{\text{biogás}} = 2.091 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 23,3 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3} = 48.720 \frac{\text{MJ}}{\text{d}} \approx 564 \text{ kW}$$

Normalmente, se recomiendan factores de seguridad entre 2,5 y 5 veces el SRT mínimo para que los procesos sean más estables (Cuadro 16.10). Suponiendo un factor de seguridad de 4:

$$\theta_c = 4 \cdot 3,67 \text{ d} \approx 14,7 \text{ d}$$

Este valor se encuentra en el intervalo recomendado a esta temperatura (10-20 d) según el Cuadro 16.10.

(b) Cálculo del volumen del digestor.

Sin recirculación, HRT = SRT. Por tanto, el volumen de digestor se calcula como:

$$V = Q \cdot t = 300 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 14,7 \text{ d} = 4.410 \text{ m}^3$$



Este volumen no tiene en cuenta el volumen necesario para el almacenamiento del biogás.

(c) Cálculo del tejido celular producido:

La masa de sólidos biológicos sintetizada ( $P_x$ ) se estima a partir de la ecuación 16.1 (ejercicio 16.9), obteniendo los parámetros cinéticos del Cuadro 16.12. En concreto: el coeficiente de respiración endógena  $k_d = 0,03 \text{ d}^{-1}$  y el coeficiente de rendimiento  $Y = 0,08 \text{ g SSV/g DQO}$ . De esta forma:

$$P_x = \frac{(0,08) \cdot \left(300 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}\right) \cdot \left(6.000 - 600 \frac{\text{g}}{\text{m}^3}\right) \cdot \left(10^{-3} \text{ kg/g}\right)}{1 + (0,03 \text{ d}^{-1}) \cdot (14,7 \text{ d})} = 89,9 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

(d) Cálculo de la producción de metano:

Utilizando la ecuación 16.2, también presentada en el ejercicio 16.9, se estima la producción de metano a 35 °C como:

$$V_{\text{CH}_4} = 0,40 \cdot \left[ (S_0 - S) \cdot Q \cdot \left(10^3 \text{ g/kg}\right)^{-1} - 1,42 \cdot P_x \right] \rightarrow$$

$$V_{\text{CH}_4} = 0,40 \cdot \left[ (6.000 - 600) \cdot 300 \cdot 10^{-3} - 1,42 \cdot 89,9 \right] = 597 \text{ m}^3/\text{d}$$

### Ejercicio 16.12

Determinar el caudal de metano y de biogás producido en un digestor anaerobio que opera a 35 °C bajo las siguientes condiciones: caudal de lodos: 500 m<sup>3</sup>/d; DQO biodegradable soluble = 5.000 g/m<sup>3</sup>;  $Y = 0,04 \text{ g SSV/g DQO}$ .

Rendimiento del 70% en la eliminación de DQO biodegradable soluble.

La cantidad de DQO del influente convertida a metano se calcula a través de un balance de materia en el que la DQO del influente será igual a la suma de la DQO no eliminada (DQO del efluente) más la parte que se ha utilizado en la generación de tejido celular y la que se ha transformado en metano.

$$\text{DQO}_{\text{influyente}} = \text{DQO}_{\text{efluente}} + \text{DQO}_{\text{SSV}} + \text{DQO}_{\text{CH}_4}$$

La cantidad de DQO del influente se calcula a partir de la concentración de DQO en el efluente, y la cantidad del efluente a partir de la del influente, suponiendo una eliminación del 70% en la digestión.

$$DQO_{\text{influyente}} = (5.000 \text{ g/m}^3) \cdot (500 \text{ m}^3/\text{d}) = 2,5 \cdot 10^6 \text{ g/d}$$

$$DQO_{\text{efluente}} = (1 - 0,80) \cdot (2,5 \cdot 10^6 \text{ g/d}) = 0,5 \cdot 10^6 \text{ g/d}$$

El consumo de DQO en la producción de nuevos microorganismos se calcula como  $1,42 \cdot P_x$ . A su vez, la producción de lodos se calcula a partir del coeficiente  $Y = 0,04 \text{ g SSV/g DQO}$  (dato del ejercicio) y la cantidad de DQO eliminada en el tratamiento ( $2,5 \cdot 10^6 - 0,5 \cdot 10^6 = 2 \cdot 10^6 \text{ g/d}$ ):

$$DQO_{\text{SSV}} = \left(1,42 \frac{\text{g DQO}}{\text{g SSV}}\right) \cdot \left(0,04 \frac{\text{g SSV}}{\text{g DQO}}\right) \cdot (2 \cdot 10^6 \text{ g/d}) = 1,14 \cdot 10^5 \text{ g/d}$$

Si se resuelve el balance de materia para  $DQO_{\text{CH}_4}$ :

$$DQO_{\text{CH}_4} = DQO_{\text{entrada}} - DQO_{\text{efluente}} - DQO_{\text{SSV}} \rightarrow$$

$$DQO_{\text{CH}_4} = 2,50 \cdot 10^6 \frac{\text{g}}{\text{d}} - 0,5 \cdot 10^6 \frac{\text{g}}{\text{d}} - 1,14 \cdot 10^5 \frac{\text{g}}{\text{d}} = 1,89 \cdot 10^6 \frac{\text{g}}{\text{d}}$$

La producción teórica de metano es de  $0,35 \text{ L CH}_4/\text{g DQO}$  (en condiciones normales), que asciende a  $0,395 \text{ L CH}_4/\text{g DQO}$  si se expresa a la temperatura del digestor (308 K):

$$\text{Producción de metano} = \left(0,35 \frac{\text{L CH}_4}{\text{g DQO}}\right) \cdot \frac{308 \text{ K}}{273 \text{ K}} = 0,395 \frac{\text{L CH}_4}{\text{g DQO}}$$

Por tanto, el caudal de metano que se produce es:

$$\text{Caudal CH}_4 = \left(1,89 \cdot 10^6 \frac{\text{g DQO}}{\text{d}}\right) \cdot \left(0,395 \frac{\text{L CH}_4}{\text{g DQO}}\right) \cdot \left(\frac{10^{-3} \text{ m}^3}{\text{L}}\right) = 746,5 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Asumiendo que el biogás tiene un 65% de metano en volumen:

$$\text{Caudal de biogás} = \frac{746,5 \text{ m}^3/\text{d}}{0,65} \approx 1.148 \text{ m}^3/\text{d}$$

### Ejercicio 16.13

Diseñar un sistema de estabilización de lodos por pretratamiento con cal para un caudal de lodos activos de  $250 \text{ m}^3/\text{d}$  y un contenido seco del 4%. Determinar la cantidad de cal requerida y la necesidad de almacenamiento para una autonomía de 2 semanas. Suponer que el peso específico del lodo es  $1,012$ , y que el  $\text{CaO}$  tiene una densidad aparente de  $650 \text{ kg/m}^3$ .

Las necesidades de cal se suelen expresar en g  $\text{Ca(OH)}_2$  por kg de sólido seco de lodo. Para lodos activos, la dosis necesaria varía en el intervalo de 210-430 g/kg de sólido seco (Cuadro 16.6). En este caso, se adopta un valor típico de 300 g (0,3 kg) de  $\text{Ca(OH)}_2$  por kg de sólido seco de lodo.

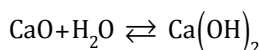
La cantidad de sólido seco diario se calcula de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} \text{Sólido seco} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) &= Q \left( \text{m}^3 / \text{d} \right) \cdot \text{Densidad del lodo} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \cdot \text{Concentración} \left( \frac{\text{kg sólido seco}}{\text{kg de lodo}} \right) \\ &= 250 \cdot 1012 \cdot 0,04 = 10.120 \text{ kg / d} \end{aligned}$$

Teniendo en cuenta esto, se necesitaría una cantidad diaria de cal de:

$$\text{Ca(OH)}_2 \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) = \text{Sólido seco} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) \cdot 0,3 \frac{\text{kg Ca(OH)}_2}{\text{kg sólido seco}} = 10.120 \cdot 0,3 = 3.036$$

Las necesidades de cal viva (CaO) se determinan a partir de la estequiometría de formación de cal apagada ( $\text{Ca(OH)}_2$ ):



Dado que por cada mol de  $\text{Ca(OH)}_2$  (masa molecular: 74,09 g/mol), se necesita un mol de CaO (masa molecular: 56,08 g/mol):

$$\text{CaO} \left( \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) = 3.036 \text{ kg Ca(OH)}_2 \cdot \frac{56,08 \text{ kg CaO}}{74,09 \text{ kg Ca(OH)}_2} = 2.298$$

Para una autonomía de 2 semanas, sería necesario almacenar la siguiente cantidad de CaO:

$$\text{CaO} \left( \text{kg} \right) = 2.298 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \cdot 14 \text{ d} = 32.172 \text{ kg CaO}$$

Teniendo en cuenta que la densidad aparente del CaO es 650 kg/m<sup>3</sup>, se necesitaría un volumen mínimo de almacenamiento de:

$$V \left( \text{m}^3 \right) = \frac{32.172 \text{ kg CaO}}{650 \text{ kg / m}^3} = 49,5 \text{ m}^3$$

## Acondicionamiento, deshidratación y secado

### Ejercicio 16.14

Una centrífuga espesa lodos de una concentración de sólidos de 2.000 mg/L y obtiene una torta con un contenido en sólidos de 40.000 mg/L y un agua clarificada

de 250 mg/L. ¿Cuál es la recuperación de sólidos en la centrífuga? ¿Serían estos valores de recuperación razonables de acuerdo con los valores típicamente encontrados en la bibliografía? ¿Por qué podría ser importante la recuperación en la operación de la planta?

En primer lugar se toma una base de cálculo de 100 m<sup>3</sup>/h de lodo a espesar.

Después, se resuelven los balances de materia global y de sólidos:

$$Q_e = Q_s + Q_{\text{clarif.}}$$

$$Q_e = Q_s + Q_{\text{clarif.}} = 100 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$Q_e \cdot C_e = Q_s \cdot C_s + Q_{\text{clarif.}} \cdot C_{\text{clarif.}} \rightarrow$$

$$100 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \left( 2.000 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = Q_s \cdot \left( 40.000 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) + (100 - Q_s) \cdot \left( 250 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) \rightarrow$$

$$(40.000 - 250) \cdot Q_s = 200.000 - 25.000 \rightarrow Q_s = \frac{175.000}{39.750} = 4,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{clarif.}} = 100 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} - 4,40 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 95,6 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

El porcentaje de recuperación de sólidos, que es la cantidad de sólidos recuperados en la torta dividido entre el contenido inicial de sólidos del lodo, es:

$$\text{Recuperación} = \frac{Q_s \cdot C_s}{Q_e \cdot C_e} \cdot 100 = \frac{4,4 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 40.000 \text{ mg/L}}{100 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 2.000 \text{ mg/L}} = 88,0\%$$

Esto significa que el 88% de los sólidos iniciales del lodo se retienen y sólo un 12% no se logra retener. El valor obtenido es muy cercano a los porcentajes de recuperación típicos en centrífugas, que suelen oscilar entre el 90 y el 95%, independientemente del origen de esos lodos (Cuadro 16.4).

Es importante que el porcentaje de recuperación sea lo más alto posible porque, si no, esos sólidos retornan a la cabeza de la planta, provocando un aumento de la carga de sólidos a la que trabajan los diferentes tratamientos. Esto puede provocar una disminución de la eficacia de diferentes tratamientos e incluso dejar de cumplir con las especificaciones de vertido.

Teniendo en cuenta que la concentración de sólidos de 2.000 mg/L, 40.000 mg/L y 250 mg/L equivalen, respectivamente, a 2 kg/m<sup>3</sup>, 40 kg/m<sup>3</sup> y 0,25 kg/m<sup>3</sup>:

$$\text{Sólidos de la entrada} = Q_e \cdot C_e = 100 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 200 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Sólidos en la torta} = Q_s \cdot C_s = 4,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 40 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 176,1 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Sólidos en el agua clarificada} = Q_{\text{clarif.}} \cdot C_{\text{clarif.}} = 95,6 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 0,25 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 23,9 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

### Ejercicio 16.15

Una planta de tratamiento de aguas residuales produce 75 m<sup>3</sup>/d de lodos espesados al 3%. Diseñar un filtro de banda que funcione en condiciones normales 8 h al día y 5 días a la semana, con una carga de 300 kg/m•h. Calcular el número y tamaño de los filtros de banda y la recuperación de sólidos esperada, en porcentaje. Tenga en cuenta también los siguientes datos:

- Sólidos totales en el lodo deshidratado: 30%.
- Concentración de SST en el filtrado = 1.000 mg/L = 0,1%.
- Agua de lavado: 100 L/min por metro de ancho de banda.
- Los pesos específicos del lodo alimentado, la torta de lodos y el filtrado son 1,02, 1,07 y 1,01, respectivamente.

(a) Cálculo de la producción de lodo húmedo y lodo seco en una semana:

$$\text{Lodos húmedos} = (75 \text{ m}^3 / \text{d}) \cdot (7 \text{ d} / \text{semana}) \cdot 1,020 \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) = 535,500 \text{ kg lodo} / \text{semana}$$

$$\text{Lodo seco} = 535,500 \frac{\text{kg lodo}}{\text{semana}} \cdot 0,03 \frac{\text{kg sólido seco}}{\text{kg lodo}} = 16,065 \text{ kg sólido seco} / \text{semana}$$

(b) Cálculo de los requerimientos de capacidad de tratamiento diaria y horaria:

$$\text{Carga diaria} = 16,065 \frac{\text{kg sólido seco}}{\text{semana}} \cdot \frac{1 \text{ semana}}{5 \text{ d operación}} = 3,213 \text{ kg} / \text{d}$$

$$\text{Carga horaria} = 3,213 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \cdot \frac{1 \text{ día}}{8 \text{ h operación}} = 401,6 \text{ kg} / \text{h}$$

Teniendo en cuenta que la carga a la que opera el filtro de bandas es 300 kg/m•h (dato del ejercicio aunque también puede suponerse un valor a partir del Cuadro 16.7), se calcula el tamaño del filtro de bandas de la siguiente forma:

$$\text{Anchura de banda} = \frac{401,6 \text{ kg} / \text{h}}{300 \text{ kg} / \text{m} \cdot \text{h}} = 1,34 \text{ m}$$

(b) Cálculo del caudal de filtrado:

El caudal de filtrado se calcula resolviendo los balances de materia global y de sólidos.

Balance de materia global diario:

Caudal de lodos + Caudal de agua de lavado = Caudal de filtrado + Caudal de lodos deshidratados

$$\text{Caudal de diario de lodos} = 75 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot \left(\frac{7}{5}\right) = 105 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

$$\text{Caudal de diario de agua de lavado} = 0,1 \frac{\text{m}^3}{\text{min} \cdot \text{m}} \cdot (1,34 \text{ m}) \cdot \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} \cdot \frac{8 \text{ h}}{\text{d}} = 64,3 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

$$Q_S + Q_F = 105 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} + 64,3 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 169,3 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Balance de materia de sólidos (suponiendo que los SST del agua de lavado son despreciables):

Sólidos en el lodo de entrada = Sólidos en la torta de lodos + Sólidos en el filtrado

La cantidad de sólidos en el lodo deshidratado y en el filtrado se calcula a partir de su caudal volumétrico, su densidad y su contenido en sólidos. Si  $Q_S$  = caudal de lodos deshidratados y  $Q_F$  = caudal de filtrado, ambos expresados en  $\text{m}^3/\text{d}$ , entonces:

$$3.213 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = Q_S \cdot 1070 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,3 \frac{\text{kg sólido seco}}{\text{kg lodo}} + Q_F \cdot 1010 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,001 \frac{\text{kg sólido seco}}{\text{kg lodo}}$$

$$3.213 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 321 \cdot Q_S + 1,01 \cdot Q_F$$

De esta forma se tiene un sistema de dos ecuaciones con dos incógnitas que hay que resolver:

$$Q_F + Q_S = 169,3$$

$$321 \cdot Q_S + 1,01 \cdot Q_F = 3.213$$

$$321 \cdot Q_S + 1,01 \cdot (169,3 - Q_S) = 171 + 320 Q_S = 3.213$$

$$Q_S = \frac{3.213 - 171}{320} = 9,5 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \text{ lodos deshidratados}$$

$$Q_F = 169,3 - 9,5 = 159,8 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \text{ filtrado}$$

Finalmente, la captura de sólidos se calcula como:

$$\text{Captura de sólidos} = \frac{\text{Sólidos en la alimentación} - \text{Sólidos en el filtrado}}{\text{Sólidos en la alimentación}} \cdot 100\%$$

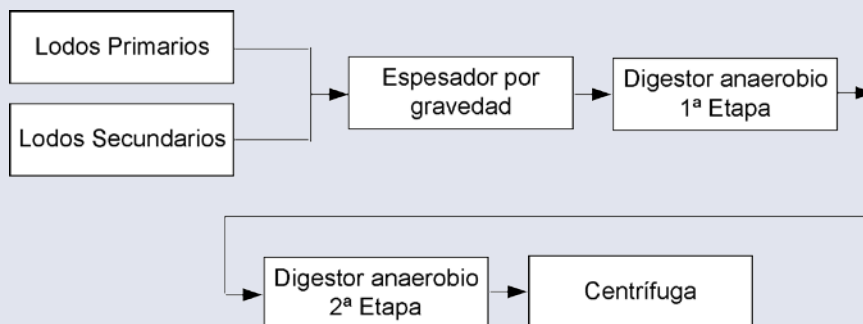
$$\text{Captura de sólidos} = \frac{3.213 \frac{\text{kg}}{\text{d}} - 159,8 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 1010 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0,001}{3.213 \frac{\text{kg}}{\text{d}}} \cdot 100 = 95,0\%$$

El valor obtenido está dentro de los valores típicos de capturas para el espesamiento de lodos en centrifugas (90-95%) (ver Cuadro 16.4).

## Líneas de tratamiento de lodos completas

### Ejercicio 16.16

Estimar el caudal y concentración en sólido seco de lodos y la carga de sólidos en suspensión (kg/d) en cada una de las etapas del tratamiento de lodos de una depuradora urbana convencional con tratamiento biológico de lodos activos. El esquema de la línea de tratamiento de lodos se muestra a continuación:



Deben tenerse en cuenta los siguientes datos de partida:

- Caudal medio de agua a tratar:  $Q = 10.000 \text{ m}^3/\text{d}$ .
- Concentración de SS del agua a tratar:  $350 \text{ mg/L}$ .
- Eliminación de SS en el clarificador primario: 60%.
- Datos relativos a la producción de lodos secundarios:
  - Lugar donde se elimina el lodo en exceso: línea de retorno de lodos.
  - Carga de SS a eliminar:  $1.600 \text{ kg SS/d}$ .
  - Concentración de SS en el lodo en exceso:  $8.000 \text{ mg/L}$  (0,80%).
  - Caudal de lodos en exceso:  $Q_{\text{ex}} = 200 \text{ m}^3/\text{d}$ .

(a) Cálculo del lodo eliminado en el clarificador primario (lodo primario)

La carga de SS eliminados del clarificador primario se calcula como:

Carga de SS eliminados = Eficacia de eliminación • Carga de SS entrada

$$\text{Carga de SS eliminados} = 0,60 \cdot 10.000 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \cdot 0,350 \frac{\text{kg SS}}{\text{m}^3} = 2.100 \frac{\text{kg SS}}{\text{d}}$$

De acuerdo con la bibliografía (ver Cuadro 16.2), los lodos primarios tienen típicamente las siguientes características: contenido en sólido seco del 2-6% y una densidad de 1020-1030 kg/m<sup>3</sup>. Los valores adoptados para este ejercicio son: 4% de concentración de sólido seco y 1.020 kg/m<sup>3</sup>. De esta forma, el caudal de lodos primarios que va a la etapa de espesamiento se puede calcular de la siguiente forma:

$$Q_p \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) = \frac{\text{Carga de SS (kg SS/d)}}{\frac{\text{Sólido seco (\%)}}{100} \cdot \text{Densidad de lodo} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} = \frac{2.100 \text{ kg SS/d}}{\frac{4}{100} \cdot 1020 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 51,5$$

(b) Cálculo del lodo en exceso del tratamiento de lodos activos (lodo secundario)

Aunque la cantidad de lodo secundario a eliminar en un tratamiento de lodos activos podría calcularse en función de la producción de lodos, y ésta a su vez de la materia orgánica eliminada, en este caso es un dato de partida del presente ejercicio:

- Caudal de lodos activos en exceso:  $Q_{\text{la}} = 200 \text{ m}^3/\text{d}$ .
- Concentración de SS en el lodo en exceso: 8.000 mg/L (0,80%).
- Carga de SS de los lodos en exceso: 1.600 kg SS/d.

(c) Mezcla de lodo primario + lodo secundario (lodo de entrada al espesador):

Los lodos primarios y secundarios se mezclan antes de entrar al espesador:

$$\text{Carga de SS lodo mezcla} = 2.100 + 1.600 = 3.700 \text{ kg SS/d}$$

$$Q_{\text{mezcla}} = Q_p + Q_{\text{la}} = 51,5 + 200 = 251,5 \text{ m}^3/\text{d}$$

La concentración de sólidos en el lodo mezcla es la carga de SS dividido por el caudal de lodos (considerando que la densidad del lodo mezcla es la misma que la densidad del agua). Si se considera necesario, se podría suponer una densidad del lodo mezcla (ver Cuadro 16.2) y hacer las correspondientes modificaciones.

$$\text{Concentración de SS} = \frac{\text{Carga de SS}}{\text{Caudal}} = \frac{3.700 \text{ kg SS/d}}{251,5 \text{ m}^3/\text{d}} = 14,7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1,47\%$$

(d) Lodo espesado (lodo de entrada al digestor anaerobio):

El lodo que sale del espesador tiene una carga de SS igual a la carga de SS de la entrada multiplicada por la captura o retención de sólidos. Según el Cuadro 16.4, la captura de sólidos para el espesamiento por gravedad de un lodo mezcla de primario y secun-



dario está entre el 80% y el 90%. Suponiendo un 85% de captura de sólidos (0,85 en tanto por 1):

Carga de SS del lodo espesado = Captura de sólidos • Carga de SS de la entrada

$$= 0,85 \cdot 3.700 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 3.145 \text{ kg/d}$$

Típicamente el lodo espesado por gravedad tiene un contenido en sólido seco de entre el 3% y el 8% (ver Cuadros 16.2 y 16.5), y una densidad en el intervalo de 1020-1.030 kg/m<sup>3</sup> (ver Cuadro 16.2). Los valores adoptados para resolver este ejercicio son: 5% de concentración de sólido seco y densidad 1.030 kg/m<sup>3</sup>. De esta forma:

$$Q \text{ lodos espesados} = \frac{\text{Carga de SS (kg SS/d)}}{\frac{\text{Sólido seco (\%)}}{100} \cdot \text{Densidad de lodo} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} = \frac{3.308 \text{ kg SS/d}}{\frac{5}{100} \cdot 1030 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 64,2 \text{ m}^3/\text{d}$$

(e) Sobrenadante del espesador por gravedad (retorna a la cabeza de la planta):

La carga de SS en el sobrenadante del espesador es:

Carga de SS sobrenadante = Carga de SS lodo de entrada – Carga de SS lodo espesado →

$$\text{Carga de SS sobrenadante} = 3.700 - 3.145 = 555 \frac{\text{kg SS}}{\text{d}}$$

Por otra parte,

Q sobrenadante = Q entrada espesador – Q lodos espesados = 251,5 – 64,2 = 187,4 m<sup>3</sup>/d

Pudiéndose calcular la concentración de SS en el sobrenadante como:

$$\text{Concentración de SS} = \frac{\text{Carga de SS}}{\text{Caudal}} = \frac{555 \text{ kg SS/d}}{187,4 \text{ m}^3/\text{d}} = 2,96 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0,30\%$$

(e) Lodo de salida de la primera digestión anaerobia (entrada al segundo digestor anaerobio):

La ratio SV/ST en el lodo mezcla espesado está entre 0,75 y 0,80 (ver Cuadro 16.2). En este ejemplo, se ha supuesto un valor de 0,77. La distribución de la carga de sólidos totales que sale del primer digestor anaerobio, considerando que un 77% son sólidos volátiles y un 23% son sólidos fijos, es:

ST de la entrada: 3.145 kg ST/d.

SV de la entrada = (SV/ST) • ST entrada = 0,77 • 3.145 = 2.422 kg SV/d.

SF de la entrada = ST de la entrada – SV de la entrada = 3.145 – 2.422 = 723 kg SF/d.

Después de la digestión, los sólidos fijos permanecen inalterados, pero los sólidos volátiles son eliminados parcialmente. La eliminación de sólidos volátiles en digestores

anaerobios está comprendida entre el 40% y el 55% (Cuadro 16.11). En este caso, se supondrá un 50% de eliminación. Por tanto, la distribución de la carga de sólidos en el efluente del primer digestor anaerobio es:

$$\text{SF del efluente} = \text{SF del influente} = 723 \text{ kg ST/d.}$$

$$\text{SV del efluente} = (1 - \text{Eliminación SV}) \cdot \text{SV del influente} = (1 - 0,50) \cdot 2.422 = 1.211 \text{ kg SV/d.}$$

$$\text{ST del efluente} = \text{SF del efluente} + \text{SV del efluente} = 723 + 1.211 = 1.934 \text{ kg ST/d.}$$

Es interesante observar que debido a la eliminación de sólidos volátiles en el digestor, la ratio SV/ST inicial (77%) se ha reducido hasta un 63% después de la digestión:

$$\text{SF/ST efluente} = 723/1.934 = 0,374 \approx 37\%.$$

$$\text{SV/ST efluente} = 1.211/1.934 = 0,63 \approx 63\%.$$

El caudal de lodos de salida del digestor primario es igual al caudal de lodos de entrada (64,2 m<sup>3</sup>/d), por tanto, la concentración de SS en el efluente del primer digestor anaerobio es:

$$\text{Concentración de SS} = \frac{\text{Carga de SS}}{\text{Caudal}} = \frac{1.934 \text{ kg SS/d}}{64,2 \text{ m}^3/\text{d}} = 30,12 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 3,0\%$$

(g) Lodo de salida del segundo digestor anaerobio (lodo a deshidratar):

El segundo digestor anaerobio no elimina sólidos como tal, sino que es simplemente un tanque de almacenamiento de lodos. Durante el almacenamiento de lodos, ocurre cierta sedimentación de sólidos. El lodo sedimentado en la parte inferior del digestor anaerobio es el que se lleva a la siguiente etapa de deshidratación mientras que el sobrenadante se lleva a la cabeza de la planta.

La captura de sólidos en un digestor secundario está entre un 90% y 95% (ver Cuadro 16.4). Suponiendo una captura de sólidos del 95%, la carga de SS del efluente del segundo digestor es:

$$\text{Carga de SS lodo} = \text{Captura de sólidos} \cdot \text{Carga de SS de la entrada} =$$

$$= 0,95 \cdot 1.934 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 1.837 \text{ kg SS/d}$$

Los SF y SV se mantienen las mismas proporciones que tenían cuando salieron del primer digestor (SF/ST=37%; SV/ST=63%). Por tanto, las cargas de SF y SV del lodo que sale del segundo digestor anaerobio son:

$$\text{SF del efluente} = 0,37 \cdot 1.837 = 680 \text{ kg SF/d.}$$

$$\text{SV del efluente} = 0,63 \cdot 1.837 = 1.157 \text{ kg SV/d.}$$

El lodo mixto digerido típicamente tiene las siguientes características: contenido en sólido seco entre el 3% y el 6% y una densidad de alrededor de 1030 kg/m<sup>3</sup> (Cuadro

16.2). Para este ejercicio se ha supuesto una concentración de SS del lodo tras el digestor secundario del 4% (valor que tiene que ser superior a la concentración de SS del efluente del primer digestor, 3,0%). El caudal del lodo que sale del digestor secundario se calcula como:

$$\begin{aligned} \text{Caudal lodo espesado} \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) &= \frac{\text{Carga de SS} \left( \text{kg SS/d} \right)}{\frac{\text{Sólido seco} \left( \% \right)}{100} \cdot \text{Densidad de lodo} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} = \\ &= \frac{1.837 \text{ kg SS/d}}{\frac{4}{100} \cdot 1030 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 44,6 \text{ m}^3 / \text{d} \end{aligned}$$

(h) Sobrenadante del digestor secundario (retorna a cabeza de la planta):

El caudal y la carga de SS en el sobrenadante del segundo digestor se calculan como:

$$\begin{aligned} \text{Carga de SS sobrenadante} &= \text{Carga de SS de la entrada} - \text{Carga SS lodo espesado} = \\ &= 1934 - 1837 = 97 \text{ kg SS/d} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Caudal del sobrenadante} &= \text{Caudal de entrada} - \text{Caudal de lodo espesado} = \\ &= 64,2 - 44,6 = 19,6 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \end{aligned}$$

La concentración de SS en el sobrenadante, suponiendo una densidad de 1000 kg/m<sup>3</sup>, es:

$$\text{Concentración SS} = \frac{\text{Carga de SS}}{\text{Caudal}} = \frac{97 \frac{\text{kg SS}}{\text{d}}}{19,6 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}} = 4,95 \frac{\text{kg SS}}{\text{m}^3 \text{ lodo}} = 0,49\%$$

(i) Producción de lodo deshidratado (lodo listo para su gestión final):

En este ejercicio, la deshidratación se lleva a cabo mediante centrifugas. La carga de sólidos debida a la adición de polielectrolitos se considera despreciable. Se supone que el lodo deshidratado está listo para su gestión final y no recibe ningún otro tipo de tratamiento. Si se añadiera cal, por ejemplo, la carga de sólidos no podría despreciarse y habría que calcularla exactamente.

De acuerdo con el Cuadro 16.4, la eficacia de captura de sólidos de lodos mixtos digeridos en una centrifuga varía entre el 90% y el 95%. Suponiendo una captura de sólidos del 90% (0,9 en tanto por 1), la carga de sólidos del lodo que sale de la etapa de deshidratación es:

$$\begin{aligned} \text{Carga de SS lodo deshidratado} &= \text{Captura SS} \cdot \text{Carga de SS a la entrada} = \\ &= 0,90 \cdot 1.837 \frac{\text{kg SS}}{\text{d}} = 1.653 \frac{\text{kg SS}}{\text{d}} \end{aligned}$$

El lodo mixto deshidratado por centrífugas tiene las siguientes características: contenido en sólido seco entre el 20% y el 40% y una densidad comprendida entre 1.050 y 1.100 kg/m<sup>3</sup> (ver Cuadro 16.2). En este ejercicio se adoptan los siguientes valores: 25% de concentración en sólido seco y densidad de 1.060 kg/m<sup>3</sup>. El caudal de lodo deshidratado que se genera diariamente se calcula como:

$$\begin{aligned} \text{Caudal de lodos} \left( \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \right) &= \frac{\text{Carga de SS} \left( \text{kg SS/d} \right)}{\frac{\text{Sólido seco} \left( \% \right)}{100} \cdot \text{Densidad de lodo} \left( \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} = \\ &= \frac{1.653 \text{ kg SS/d}}{\frac{25}{100} \cdot 1060 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 6,2 \text{ m}^3 / \text{d} \end{aligned}$$

Es importante señalar que este valor final de lodo deshidratado no ha tenido en cuenta las diferentes cargas de sólidos de los diferentes sobrenadantes, a pesar de haberse calculado, y que incrementarían la carga de sólidos de los lodos al retornarse a cabeza de planta. En el ejercicio 16.17 se mostrará un ejemplo de cómo las cargas de sólidos que retornan a etapas anteriores de la planta pueden incorporarse al balance de materia general de la planta.

(j) Agua clarificada del proceso de deshidratación (retorna a cabeza de la planta):

El caudal y carga de SS del agua clarificada de la centrifugación se calculan como:

$$\text{Caudal de clarificado} = \text{Caudal de entrada} - \text{Caudal de lodo} = 44,6 - 6,2 = 38,4 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

$$\text{Carga SS clarificado} = \text{Carga SS entrada} - \text{Carga SS lodo} = 1.837 - 1.653 = 184 \frac{\text{kg SS}}{\text{d}}$$

Por tanto, la concentración de SS del sobrenadante de la centrífuga es:

$$\text{Concentración SS} = \frac{\text{Carga de SS}}{\text{Caudal}} = \frac{184 \frac{\text{kg SS}}{\text{d}}}{38,4 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}} = 4,79 \frac{\text{g SS}}{\text{kg lodo}} = 0,48\%$$

(k) Resumen de carga de sólidos, caudales y concentraciones:

Fuente	Lodo			Sobrenadante/Agua drenada		
	Carga SS (kg SS/d)	Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Conc. SS (%)	Carga SS (kg SS/d)	Caudal (m <sup>3</sup> /d)	Conc. SS (%)
Lodo primario	2.100	51,5	4,0	-	-	-
Lodo secundario	1.600	200,0	0,80	-	-	-
Lodos mixto	3.700	251,5	1.47	-	-	-
Espesador	3.145	64,2	5,0	555	187,4	0,30
Digestor anaerobio 1º	1.934	64,2	3,0	-	-	-
Digestor anaerobio 2º	1.837	44,6	4,0	97	19,6	0,49
Deshidratación	1.653	6,2	25,0	184	38,4	0,48

### Ejercicio 16.17

Para la planta de lodos activos del ejercicio 16.16, calcule el balance de materia de sólidos teniendo en cuenta que el sobrenadante y los líquidos drenados se devuelven a cabeza de la línea de tratamiento (entrada al tratamiento primario). Los datos de entrada son los siguientes:

- Caudal medio: 9.820 m<sup>3</sup>/d.
- Sólidos en suspensión de la entrada a la depuradora: 379 mg/L.
- Lodos secundarios en exceso: 1.659 kg/d.

Las eficacias en la captura o eliminación de sólidos en suspensión de las diferentes etapas del tratamiento son las siguientes:

- Clarificador primario: 60%
- Espesador: 85%.
- Digestor secundario: 95%.
- Deshidratación: 90%.

Asimismo, la eliminación de sólidos en suspensión volátiles (SSV) en la digestión es del 50% y la relación de sólidos en suspensión volátiles/sólidos en suspensión total (SSV/SST) del lodo que entra al digestor es de 0,77.

La solución de este problema pasa por hacer una hoja de cálculo para resolver el balance de materia de sólidos a lo largo de todo el tratamiento, e iterar hasta que la carga de sólidos (kg/d de sólidos en suspensión) no varíe entre iteración e iteración.

Esto se debe a que en la primera iteración o cálculo de la carga de sólidos a lo largo del tratamiento no se tiene en cuenta que hay determinadas corrientes (sobrenadante

del espesador, sobrenadante del digestor secundario o el agua drenada en el proceso de deshidratación) que se recirculan hacia atrás en el proceso y que, por tanto, aumentan la carga de sólidos que llegan a cada una de las etapas de tratamiento de la depuradora. En este caso, todas esas corrientes se recirculan al inicio de la planta, justo antes del sedimentador primario, aunque en otros casos podría variar.

Este es el motivo por el que la carga de sólidos inicial, la que entra al clarificador primario, no es simplemente el producto del caudal de agua a tratar (10.000 m<sup>3</sup>/d) y su concentración de sólidos en suspensión (0,350 kg/m<sup>3</sup>), si no que es mayor, debido a la recirculación de las corrientes anteriormente mencionadas. Estas corrientes, aunque tienen un contenido en sólidos en suspensión bajo, no es despreciable. Nótese como tras sucesivas iteraciones, la carga de sólidos que entra al clarificador primario ha pasado de 3.500 kg/d (suposición inicial) a 4.466 kg/d (teniendo en cuenta las recirculaciones).

En la siguiente tabla se muestran los resultados de carga de sólidos en suspensión (kg/d) en cada una de las iteraciones. Como puede observarse, a partir de la quinta iteración los resultados ya no varían.

ETAPA	CARGA DE SÓLIDOS EN SUSPENSIÓN (kg/d)					
	Iteración					
	1	2	3	4	5	6
<b>Clarificador primario</b>						
Entrada	3500	4335	4449	4464	4466	4466
Salida	1400	1734	1779	1786	1786	1787
Lodo	2100	2601	2669	2678	2680	2680
<b>Espesador</b>						
Entrada	3700	4201	4269	4278	4280	4280
Sobrenadante	555	630	640	642	642	642
Lodo espesado	3145	3571	3629	3637	3638	3638
<b>Digestor primario</b>						
Entrada	3145	3571	3629	3637	3638	3638
Salida	1934	2196	2232	2237	2237	2237
<b>Digestor secundario</b>						
Entrada	1934	2196	2232	2237	2237	2237
Sobrenadante	97	110	112	112	112	112
Lodo digerido	1837	2086	2120	2125	2125	2125
<b>Deshidratación</b>						
Entrada	1837	2086	2120	2125	2125	2125
Agua drenada	184	209	212	212	213	213
Lodo deshidratado	1654	1878	1908	1912	1913	1913

Como puede observarse, en la segunda iteración, la carga de sólidos en suspensión de entrada al clarificador primario es la carga de entrada de la primera iteración (3.500 kg/d), más la carga de sólidos que provienen de los líquidos que vuelven a cabeza de línea ( $555 + 97 + 184 = 836$  kg/d).

La carga de entrada al espesador (3.700 kg/d) es la suma de la carga de lodos procedentes del clarificador primario (2.100 kg/d), incrementado por la carga de sólidos en suspensión derivada de los lodos secundarios en exceso (1.600 kg/d). Esta carga de lodos secundarios en exceso no varía de una iteración a la siguiente. Sin embargo, podría haberse tenido en cuenta que la carga de sólidos que retornan al comienzo de la línea tiene una DBO diferente (más alta que el agua de entrada a la depuradora), lo que podría provocar que hubiera un incremento en la cantidad de lodos en exceso que se generaran. El resto de valores de la segunda iteración se han calculado con la misma metodología que la usada para la primera iteración.

Las siguientes iteraciones se hacen de acuerdo con la misma rutina que la segunda iteración. Como puede observarse, los valores obtenidos en la tercera iteración son ya muy similares a los de la última iteración, lo que demuestra que el proceso iterativo podría interrumpirse en la tercera iteración sin cometer un error importante. Los valores de la sexta iteración son exactamente iguales a los de la quinta iteración, lo que indica que el proceso iterativo puede darse por finalizado.

Los caudales y concentraciones pueden calcularse siguiendo los procedimientos presentados en el cálculo de la primera iteración, simplemente suponiendo una determinada concentración de sólidos y una densidad de lodo tras cada una de las etapas de tratamiento (ver ejercicio 16.16).

## EJERCICIOS PROPUESTOS

### *Ejercicio 16.18*

Suponiendo que la concentración de sólidos en el agua clarificada tras un proceso de espesamiento puede considerarse despreciable (ver ejercicio 16.1), ¿cuál es el caudal de lodos y de agua clarificada cuando se espesan  $6 \text{ m}^3/\text{d}$  de lodo del 2% al 5% de sólidos?

*Solución:*  $2,4 \text{ m}^3/\text{d}$  de lodo espesado y  $3,6 \text{ m}^3/\text{d}$  de agua clarificada.

### *Ejercicio 16.19*

Con la ayuda de una hoja de cálculo tipo Excel analice cuál es el efecto de la recirculación sobre la carga hidráulica y la carga de sólidos para el espesamiento de un lodo en una unidad de flotación por aire disuelto. Determine a qué valor de recirculación

se cumpliría tanto que la carga hidráulica esté en el intervalo de 120-130  $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  como que la carga de sólidos esté en el intervalo de 50-55  $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  (valores de referencia).

El caudal de lodos a tratar es 9.500  $\text{m}^3/\text{d}$ , tienen una concentración de sólidos de 0,05%, una densidad de 1.005  $\text{kg}/\text{m}^3$  y el espesador por flotación tiene un área de 100  $\text{m}^2$ . El clarificado que se recircula tiene un contenido en sólidos de 150  $\text{mg}/\text{L}$  (0,15  $\text{kg}/\text{m}^3$ ).

*Solución:* La carga de sólidos está comprendida entre 50 y 55  $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  si la razón de recirculación está comprendida entre 0,16 y 0,51, mientras que la carga hidráulica está comprendida entre 120 y 130  $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  si la razón de recirculación está comprendida entre 0,26 y 0,37.

Por tanto, para cumplir simultáneamente ambos requisitos, habría que utilizar razones de recirculación ( $Q_r/Q$ ) comprendidas entre 0,26 y 0,37.

### Ejercicio 16.20

En el Ejercicio 16.6, la carga hidráulica es demasiado pequeña comparada con la necesaria para evitar la formación de olores en este tipo de espesadores (que debe estar comprendida entre 20 y 30  $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ ). ¿Qué caudal de efluente final habría que recircular al espesador para que se trabajara con una carga hidráulica suficiente? Se supone que el contenido en sólidos del efluente final recirculado es despreciable.

*Solución:* para aumentar la carga hidráulica hasta 20-30  $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$  sería necesario un caudal total de entrada al espesador de 8.200-12.300  $\text{m}^3/\text{d}$ . Dado que el caudal inicial de lodos es de 2.940  $\text{m}^3/\text{d}$ , habría que recircular entre 5.260  $\text{m}^3/\text{d}$  y 9.360  $\text{m}^3/\text{d}$ .

### Ejercicio 16.21

Calcule la cantidad de CaO necesaria para la estabilización química de un caudal de 500  $\text{m}^3/\text{d}$  de lodos primarios que se encuentran al 3% de concentración de sólido seco. La densidad del lodo se puede tomar como 1.020  $\text{kg}/\text{m}^3$ .

*Solución:* para este tipo de lodo, se recomienda una dosis de 120 g  $\text{Ca}(\text{OH})_2/\text{kg}$  sólido seco (ver Cuadro 16.6). De acuerdo con este valor, se obtiene un consumo de 1.390  $\text{kg}/\text{d}$  de CaO.



## CUADROS Y DATOS DE REFERENCIA

**Cuadro 16.1:** Datos típicos sobre las características físicas y las cantidades de lodo producido en diversos procesos del tratamiento de aguas residuales. Fuente: Metcalf & Eddy (2004)

Proceso de tratamiento	Peso específico de los sólidos del lodo	Peso específico del lodo	Sólidos secos kg/1000 m <sup>3</sup>	
			Intervalo	Valor típico
Decantación primaria	1,4	1,02	110-170	150
Lodos activos (en exceso)	1,25	1,005	70-95	83
Filtros percoladores (en exceso)	1,45	1,025	60-95	70
Aireación prolongada (en exceso)	1,30	1,015	83-120	95 <sup>a</sup>
Laguna aireada (en exceso)	1,30	1,01	83-120	95 <sup>a</sup>
Filtración	1,20	1,005	12-25	18
Eliminación de algas	1,20	1,005	12-25	18
Adición de cal a los clarificadores primarios para la eliminación del fósforo				
Dosis baja de cal (350-500 mg/L)	1,9	1,04	240-415	300 <sup>b</sup>
Dosis alta de cal (800-1600 mg/L)	2,2	1,05	630-1.300	800 <sup>b</sup>
Nitrificación con cultivo en suspensión	-	-	-	- <sup>c</sup>
Desnitrificación con cultivo en suspensión	1,20	1,005	12-30	18
Filtros de desbaste	1,28	1,02	-	- <sup>d</sup>

<sup>a</sup> Se supone que no existe tratamiento primario.

<sup>b</sup> Lodo añadido al normalmente eliminado por decantación primario.

<sup>c</sup> Despreciable.

<sup>d</sup> Incluido en la producción de lodo de los procesos biológicos de tratamiento secundario.

**Cuadro 16.2:** Densidad, peso específico, ratio SV/ST y porcentaje de sólido seco para varios tipos de lodos. Fuente: C. V. Andreoli et al. (2007)

Tipos de lodo	Ratio SV/ST	% Sólido seco	Peso específico de los sólidos del lodo	Peso específico del lodo	Densidad del lodo (kg/m <sup>3</sup> )
Lodo primario	0,75-0,80	2-6	1,14-1,18	1,003-1,01	1003-1010
Lodo secundario anaeróbico	0,55-0,60	3-6	1,32-1,37	1,01-1,02	1010-1020
Lodo secundario aerobio (lodos activos convencional)	0,75-0,80	0,6-1,0	1,14-1,18	1,001	1001
Lodo secundario aerobio (aireación extendida)	0,65-0,70	0,8-1,2	1,22-1,27	1,002	1002
Lodo de lagunas de estabilización	0,35-0,55	5-20	1,37-1,64	1,02-1,07	1020-1070
Lodo primario espesado	0,75-0,80	4-8	1,14-1,18	1,006-1,01	1006-1010
Lodo secundario espesado (lodos activos convencional)	0,75-0,80	2-7	1,14-1,18	1,003-1,01	1003-1010
Lodo secundario espesado (lodos activos con aireación extendida)	0,65-0,70	2-6	1,22-1,27	1,004-1,01	1004-1010
Lodo mezcla espesado	0,75-0,80	3-8	1,14-1,18	1,004-1,01	1004-1010
Lodo mezcla digerido	0,60-0,65	3-6	1,27-1,32	1,007-1,02	1007-1020
Lodo mezcla deshidratado	0,60-0,65	20-40	1,27-1,32	1,05-1,1	1050-1100

**Cuadro 16.3:** Cargas de sólidos para el diseño de espesadores por gravedad.

Fuente: C. V. Andreoli et al. (2007)

Origen del lodo	Tipo de lodo	Carga de sólidos (kg sólidos totales /m <sup>2</sup> •d)
Primario	-	90-150
Lodos activos	Convencional	20-30
	Aireación extendida	25-40
Filtro percolador	-	35-50
Mezcla de lodos	Primario + lodos activos	25-80
	Primario + filtro percolador	<60

*Nota:* la carga hidráulica también es importante para evitar tiempos de retención excesivos, que podrían provocar la liberación de olores. Se recomiendan velocidades de cargas hidráulicas (HLR) de 20-30 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>•d. También se considera de relevancia que el tiempo de detención hidráulico máximo no supere las 24 h.

**Cuadro 16.4:** Eficacia en la captura de sólidos en el tratamiento de lodos.

Fuente: C. V. Andreoli et al. (2007)

TIPO DE LODO	ESPESADO		DIGESTIÓN		DESHIDRATACIÓN	
	Proceso	Captura (%)	Proceso	Captura (%)	Proceso	Captura (%)
Primario	Gravedad	85-92	Digestor secundario	95	Filtro prensa	90-98
					Centrífuga	90-95
					Filtro banda	90-95
Secundario	Gravedad	75-85	Digestor secundario	90-95	Filtro prensa	90-98
	Flotación	80-95			Centrífuga	90-95
	Centrífuga	80-95			Filtro banda	90-95
Lodo mezcla	Gravedad	80-90	Digestor secundario	90-95	Filtro prensa	90-98
	Centrífuga	85-95			Centrífuga	90-95
					Filtro banda	90-95

*Nota:* el digestor anaerobio secundario trabaja básicamente como un tanque de almacenamiento y un separador sólido-líquido. El digestor anaerobio primario tiene un 100% de captura de sólidos, dado que todos los sólidos (al igual que los líquidos) se envían al digestor secundario. El digestor aerobio también tiene un 100% de captura, sin ninguna etapa posterior de almacenamiento.

**Cuadro 16.5:** Porcentaje de sólido seco de diferentes lodos espesados en función del tipo de lodo y el proceso de espesamiento utilizado. Fuente: M. von Sperling (2007a)

PROCEDENCIA DEL LODO	TIPO DE ESPESAMIENTO	% SÓLIDO SECO
Tratamiento primario (convencional)	Gravedad	4-8
<b>Lodos activos convencionales</b>		
Lodo secundario	Gravedad	2-3
	Flotación	2-5
	Centrífuga	3-7
Lodo mezcla (1ª + 2ª)	Gravedad	3-7
	Centrífuga	4-8
Lodos activos – aireación extendida	Gravedad	2-3
	Flotación	3-6
	Centrífuga	3-6
<b>Filtros percoladores de alta carga</b>		
Lodo secundario	Gravedad	1-3
Lodo mezcla (1ª + 2ª)	Gravedad	3-7
<b>Biofiltro sumergido aireado</b>		
Lodo secundario	Gravedad	2-3
	Flotación	2-5
	Centrífuga	3-7
Lodo mezcla (1ª + 2ª)	Gravedad	3-7
	Centrífuga	4-8

**Cuadro 16.6:** Dosis típicas de cal para la estabilización química del lodo en el pretratamiento (antes de la deshidratación del lodo). Fuente: Metcalf & Eddy (2004); M. L. Davis (2010)

TIPO DE LODO	CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS (%)		DOSIS DE CAL (g Ca(OH) <sub>2</sub> /kg SÓLIDO SECO)	
	Intervalo	Media	Intervalo	Media
Primario	3-6	4,3	60-170	120
Lodos activos	1-1,5	1,3	210-430	300
Mezcla digerida anaeróbicamente	6-7	5,5	140-250	190
Séptico	1-4,5	2,7	90-510	200

**Cuadro 16.7:** Eficacias de deshidratación típicas para mesas de gravedad para varios tipos de lodo y biosólidos. Fuente: Metcalf & Eddy (2004); M. L. Davis (2010)

Tipos de lodo	Sólido seco inicial (%)	Carga por metro de longitud de mesa		Dosis polímero <sup>a</sup> (g/kg sólido seco)	Sólidos de la torta (%)	
		L/s	kg/h		Típico	Intervalo
Primario bruto	3-7	1,8-3,2	360-550	1-4	28	26-32
Lodos activos	1-4	0,7-2,5	45-180	3-10	15	12-20
Primario + lodos activos (50:50) <sup>b</sup>	3-6	1,3-3,2	180-320	2-8	23	20-28
Primario + lodos activos (40:60) <sup>b</sup>	3-6	1,3-3,2	180-320	2-10	20	18-25
Primario + Filtro percolador	3-6	1,3-3,2	180-320	2-8	25	23-30
Lodos digeridos anaeróbicamente:						
· Primarios	3-7	1,3-3,2	360-550	2-5	28	24-30
· Lodos activos	3-4	0,7-2,5	45-135	4-10	15	12-20
· Primarios + Lodos activos	3-6	1,3-3,2	180-320	3-8	22	20-25
Lodos digeridos aeróbicamente:						
· Lodos primarios + lodos activos, sin espesar	1-3	0,7-3,2	135-225	2-8	16	12-20
· Lodos primarios + lodos activos (50:50), espesados	4-8	0,7-3,2	135-225	2-8	18	12-25
Lodos activos con oxígeno	1-3	0,7-2,5	90-180	4-10	18	15-23

<sup>a</sup> Necesidades basadas en un polímero de alto peso molecular (puro, y en base seca).

<sup>b</sup> La ratio está basada en los sólidos secos de los lodos primarios y de los lodos activos.

**Cuadro 16.8:** Cargas de sólidos típicas para el espesamiento de lodos por flotación por aire disuelto y obtener una concentración mínima de sólidos del 4%. Fuente: Metcalf & Eddy (2004)

Tipo de lodo	Carga, kg/m <sup>2</sup> •d	
	Sin adición de productos químicos	Con adición de productos químicos
Lodos activos con aire	49	Hasta 220
Lodos activos con oxígeno puro	68-98	Hasta 270
Lodos de filtros percoladores	68-98	Hasta 220
Lodo primario + lodos activos con aire	68-145	Hasta 220
Lodo primario + lodos de filtros percoladores	98-146	Hasta 290
Únicamente lodos activos	98-146	Hasta 290

**Cuadro 16.9:** Parámetros de diseño típicos para digestores aerobios de lodos. Fuente: C. V. Andreoli et al. (2007)

Ítem	Parámetro	Valores
Tiempo de detención hidráulica (d) 20 °C	Lodos activos en exceso	10-15
	Aireación extendida	12-18
	Lodos activos en exceso + lodo primario	15-20
Carga orgánica (kg SV/m <sup>3</sup> •d)	-	1,6-4,8
Demanda de oxígeno (kg O <sub>2</sub> /kg SV eliminados)	Respiración endógena	2,3
	DBO en el lodo primario	1,6-1,9
Energía para mantener los sólidos en suspensión	Aireadores mecánicos (W/m <sup>3</sup> )	20-40
	Aire difundido (L/m <sup>3</sup> •min)	20-40
Oxígeno disuelto en el digestor (mg/L)	-	1-2

**Cuadro 16.10:** *Tiempos de detención de sólidos recomendados para el diseño de digestores anaerobios de mezcla completa. Fuente: Metcalf & Eddy (2004)*

Temperatura de operación (°C)	SRT <sub>min</sub> (días)	SRT (días)
18	11	28
24	8	20
30	6	14
35	4	10
40	4	10

**Cuadro 16.11:** *Parámetros de diseño típicos para digestores anaerobios de lodos. Fuente: C. V. Andreoli et al. (2007)*

Parámetros	Valores típicos
Tiempo de detención ( $\theta_c$ ) (d)	18-25
Carga orgánica volumétrica (kg SV/m <sup>3</sup> •d)	0,8-1,6
Carga de sólidos totales volumétrica (kg SS/m <sup>3</sup> •d)	1,0-2,0
Concentración de sólidos del lodo influente (%)	3-8
Fracción de sólidos volátiles en el lodo influente (%)	70-80
Eficacia en la eliminación de sólidos totales (% ST)	30-35
Eficacia en la eliminación de sólidos volátiles (% SV)	40-55
Producción de biogás (m <sup>3</sup> /kg SV eliminados)	0,8-1,1
Poder calorífico del biogás (MJ/m <sup>3</sup> )	23,3
Producción de lodo digerido (g ST/hab•día)	38-50
Producción de biogás (L/hab•día)	20-30
Poder calorífico del lodo antes de ser digerido (MJ/kg ST)	15-25
Poder calorífico del lodo ya digerido (MJ/kg ST)	8-15

**Cuadro 16.12:** Resumen de parámetros de diseño para para digestores anaerobios de mezcla completa eliminando DQO soluble. Fuente: M. L. Davis (2010)

PARÁMETRO	UNIDAD	VALOR	
		Intervalo	Típico
Rendimiento de sólidos, Y			
Fermentación	g SSV/g COD	0,06-0,12	0,10
Metanogénesis	g SSV/g COD	0,02-0,06	0,04
Total	g SSV/g COD	0,05-0,10	0,08
Coeficiente de decaimiento endógeno, $k_d$			
Fermentación	g/g•d	0,02-0,06	0,04
Metanogénesis	g/g•d	0,01-0,04	0,02
Total	g/g•d	0,02-0,04	0,03
Tasa de crecimiento específica máxima, $\mu_m$			
35 °C	g/g•d	0,30-0,38	0,35
30 °C	g/g•d	0,22-0,28	0,25
25 °C	g/g•d	0,18-0,24	0,20
Constante de velocidad mitad, $K_s$			
35 °C	mg/L	60-200	160
30 °C	mg/L	300-500	360
25 °C	mg/L	800-1100	900
Tiempo de retención de sólidos (SRT)			
35 °C	d	10-20 <sup>a</sup>	15
30 °C	d	15-30 <sup>a</sup>	-
24 °C	d	20-40 <sup>a</sup>	-
Metano			
Producción a 35 °C	m <sup>3</sup> /kg DQO	0,4	0,4
Densidad a 35 °C	kg/m <sup>3</sup>	0,6346	0,6346
Contenido en el biogás	% vol.	60-70	65
Contenido energético	kJ/g	50,1	50,1

<sup>a</sup> Los factores de seguridad oscilan entre 2,5 y 5 veces el SRT mínimo.



## **II. PRÁCTICAS DE LABORATORIO**



En esta sección se recogen un total de nueve prácticas, diseñadas para realizarse de forma presencial en laboratorio. Estas prácticas recogen el análisis de los contaminantes principales de las aguas residuales y aguas potables, así como el análisis del proceso de coagulación-floculación aplicado a la sedimentación de un agua residual. Las prácticas son las siguientes:

- Practica 1. Determinación de los sólidos totales, en suspensión, disueltos, fijos y volátiles.
- Practica 2. Determinación de la demanda química de oxígeno.
- Practica 3. Determinación de la alcalinidad.
- Practica 4. Determinación de cloruros.
- Practica 5. Determinación de sulfatos.
- Practica 6. Determinación de cinc.
- Practica 7. Determinación de ortofosfatos.
- Practica 8. Determinación del nitrógeno amoniacal y orgánico (método Kjeldahl).
- Practica 9. Proceso de coagulación-floculación aplicado a la sedimentación de un agua residual.

A continuación, se recogen cada uno de los guiones de prácticas necesarios para la realización de las mismas.



# PRÁCTICA 1.

## Determinación de los sólidos totales, en suspensión, disueltos, fijos y volátiles de un agua

### P1.1. OBJETIVO

El objetivo de esta práctica es la determinación de sólidos totales, en suspensión, disueltos, fijos y volátiles en aguas residuales por medida gravimétrica de las fracciones sólidas que permanecen tras la evaporación, filtración/evaporación o filtración/calcinación de la muestra. Los análisis de sólidos son importantes en el control de procesos de tratamiento físico y biológico de aguas residuales, y para evaluar el cumplimiento de los límites que regulan su vertido.

### P1.2. INTRODUCCIÓN

El agua tiene como una de sus propiedades más importantes disolver y arrastrar multitud de sustancias, las cuales le confieren distintas características. Un agua puede llevar sólidos en suspensión de distinta naturaleza y tamaño (arena, arcilla, otros minerales, plancton, organismos microscópicos, etc.). Estos sólidos en suspensión pueden ser sedimentables, flotables o formar dispersiones coloidales estables. Los sólidos en suspensión producen el color aparente y turbidez en las aguas y disminuyen el paso de radiación solar, lo que lleva consigo una disminución de la fotosíntesis y muerte de las plantas a las que no les llega esta radiación. Además, pueden crear condiciones anaerobias o sedimentar en las aguas receptoras formando depósitos que destruyen la fauna del fondo (alimento de los peces) y los lugares de desove. También pueden alterar el ecosistema acuático al depositarse en las branquias de los peces.

Atendiendo a su condición física, los sólidos totales (ST) de un agua residual pueden clasificarse en sólidos disueltos (SD) y sólidos en suspensión (SS). Los sólidos en suspensión a su vez pueden ser sólidos sedimentables o no sedimentables, lo que tendrá importancia sobre todo desde el punto de vista de su tratamiento. Otra clasificación de los sólidos de un agua residual está basada en la naturaleza de los sólidos,

de tal forma que cualquier fracción de sólidos tendrá distinta proporción de sólidos de naturaleza orgánica (sólidos volátiles, SV) e inorgánica (sólidos fijos, SF). Los distintos tipos de sólidos presentes en un agua residual pueden determinarse por gravimetría tal y como se refleja en la presente práctica de laboratorio.

### P1.3. FUNDAMENTO

Las distintas técnicas para la determinación de la materia sólida de un agua residual se basan en la evaporación de un volumen conocido de muestra. Analíticamente, el contenido de sólidos totales de un agua residual se define como toda la materia que queda como residuo de evaporación a 103-105 °C (residuo total). Los sólidos en suspensión se determinan por filtración de la muestra y posterior secado del residuo que queda en el filtro en estufa a 103-105 °C. Los sólidos en suspensión serán las partículas insolubles que han quedado como residuo en el filtro (residuo no filtrable). Por otro lado, los sólidos disueltos serán la fracción de sólidos que atraviese el filtro y quede como residuo tras la evaporación de la muestra del filtrado en estufa a 103-105 °C. Los sólidos volátiles son los sólidos que se pierden al calentar las distintas muestras a 550 °C, mientras que los sólidos fijos son los que quedan como residuo tras la calcinación.

### P1.4. EQUIPOS Y MATERIAL NECESARIO

- Papel de filtro gravimétrico.
- Cápsulas de porcelana de 100 mL de capacidad.
- Equipo de filtración con embudo de vidrio poroso y matraz de succión, de capacidad suficiente para el tamaño de muestra seleccionado.
- Desecador.
- Estufa para evaporación a 105 °C.
- Balanza de análisis, capaz de pesar hasta 0,1 mg.
- Horno mufla para calentar a 550 °C.

### P1.5. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

#### *Determinación de sólidos totales (ST)*

Se toman 100 mL<sup>1</sup> de agua problema en una cápsula de porcelana previamente tarada, introduciéndose en estufa de desecación a 103-105 °C al menos 12 h. Se deja enfriar la cápsula en el desecador hasta temperatura ambiente y se pesa hasta peso constante.

---

<sup>1</sup> El volumen de muestra adecuado hay que elegirlo en función del nivel de sólidos esperados. En el Standard Method 2540 este volumen de muestra a tomar es aquél que proporcione entre 2,5 y 200 mg de residuo seco (tanto para la determinación de sólidos totales como para la determinación de sólidos en suspensión).

### *Determinación de sólidos disueltos (SDT) y en suspensión (SST)*

Se toman 100 mL de la muestra problema y se filtran con un papel de filtro gravimétrico (previamente tarado) con ayuda de una trompa de vacío de agua o una bomba de vacío. Posteriormente, el papel de filtro con los sólidos en suspensión se seca a 103-105 °C durante al menos 2 h. El filtrado recogido se pone en una cápsula previamente tarada y se seca a 103-105 °C, durante al menos 12 h. Después, se deja enfriar en el desecador y se pesa. Los sólidos disueltos pueden obtenerse también (de forma aproximada) por diferencia entre los sólidos totales y los sólidos en suspensión.

### *Determinación de los sólidos totales volátiles (STV) y los sólidos en suspensión volátiles sólidos en volátiles (SSV)*

Introducir en la mufla a 550 °C la cápsula desecada con los sólidos totales o el filtro desecado con los sólidos en suspensión, y calcinar durante 2 horas. Después, dejar enfriar en el desecador y pesar hasta peso constante. De esta manera se podrán calcular los sólidos totales volátiles y los sólidos en suspensión volátiles. Los sólidos totales fijos (STF) y los sólidos en suspensión fijos (SSF) se calcularán por diferencia de los ST y los STV, o de los SST y los SSV, respectivamente.

## **P1.6. CÁLCULO Y EXPRESIÓN DE LOS RESULTADOS**

El contenido de sólidos totales, expresado en mg/L, se determina por medio de la ecuación:

$$ST \left( \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = \frac{(P_1 - P_0)(\text{g})}{V (\text{mL})} \cdot 10^6 \quad [\text{P1.1}]$$

donde,  $P_0$  es el peso de la cápsula vacía (g),  $P_1$  es el peso de la cápsula después de secado a 103-105 °C (sólidos totales + cápsula, g) y  $V$  es el volumen de agua utilizado (mL).

El contenido de sólidos en suspensión totales, también expresado en mg/L, se calcula de la siguiente forma:

$$SST \left( \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = \frac{(F_1 - F_0)(\text{g})}{V (\text{mL})} \cdot 10^6 \quad [\text{P1.2}]$$

donde,  $F_0$  es la tara del filtro (g),  $F_1$  es el peso del filtro después de secado a 103-105 °C (sólidos en suspensión + filtro, g) y  $V$  es el volumen de agua filtrada (mL).

Los sólidos disueltos totales, también expresados en mg/L, se calculan de la siguiente forma:

$$SDT \left( \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = \frac{(P_1 - P_0)(\text{g})}{V (\text{mL})} \cdot 10^6 \quad [\text{P1.3}]$$

donde,  $P_0$  es el peso de la cápsula vacía (g),  $P_1$  es el peso de la cápsula después de secado a 103-105 °C (sólidos disueltos + cápsula, g) y V es el volumen de agua filtrada (mL).

El contenido de sólidos totales volátiles expresado en mg/L, se determina por medio de la ecuación:

$$\text{STV} \left( \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = \frac{(P_1 - P_2)(\text{g})}{V (\text{mL})} \cdot 10^6 \quad [\text{P1.4}]$$

donde,  $P_1$  es el peso de la cápsula con los sólidos totales antes de la calcinación (g);  $P_2$  es el peso de la cápsula con los sólidos totales calcinados (g) y V es el volumen de muestra utilizado (mL). Los sólidos totales fijos se pueden determinar por diferencia entre los sólidos totales y los sólidos volátiles, o mediante la siguiente ecuación:

$$\text{STF} \left( \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = \frac{(P_2 - P_0)(\text{g})}{V (\text{mL})} \cdot 10^6 \quad [\text{P1.5}]$$

donde,  $P_2$  es el peso de la cápsula con los sólidos totales calcinados (g),  $P_0$  es el peso de la cápsula vacía (g), y V es el volumen de muestra utilizado (mL).

El contenido de sólidos en suspensión volátiles expresado en mg/L, se determina por medio de la ecuación:

$$\text{SSV} \left( \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = \frac{(F_1 - F_2)(\text{g})}{V (\text{mL})} \cdot 10^6 \quad [\text{P1.6}]$$

donde,  $F_1$  es el peso del filtro con los sólidos en suspensión antes de la calcinación (g),  $F_2$  es el peso del filtro con los sólidos en suspensión tras la calcinación (g) y V es el volumen de muestra filtrada (mL).

Igualmente, los sólidos en suspensión fijos pueden obtenerse de la diferencia entre sólidos en suspensión totales y sólidos en suspensión volátiles, o bien calcularlos de la siguiente forma:

$$\text{SSF} \left( \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) = \frac{(F_2 - F_c)(\text{g})}{V (\text{mL})} \cdot 10^6 \quad [\text{P1.7}]$$

donde,  $F_2$  es el peso del filtro con los sólidos en suspensión tras la calcinación (g),  $F_c$  es el peso del filtro tras calcinación (blanco) (g) y V es el volumen de muestra (mL). De forma análoga, también podrían determinarse los sólidos disueltos fijos y volátiles.

### P1.7. CUESTIONES PROPUESTAS

- 1) ¿Cómo puede calcularse la fracción de SSV de un agua residual?
- 2) ¿Por qué es necesario llevar la muestra a una mufla a 550 °C?



- 3) ¿Los sólidos sedimentables pueden ser suspensiones coloidales?
- 4) ¿Qué fracción de sólidos queda tras la calcinación del filtro?

### **P1.8. CONDICIONES DE SEGURIDAD. MANEJO DE REACTIVOS**

Este método no implica la manipulación de reactivos químicos, pero es necesario utilizar guantes o pinzas, tanto para manejar material caliente evitándose posibles quemaduras, como es el caso del material que se extrae de una estufa o mufla, como para aquel material que precisa ser pesado para un análisis gravimétrico, y que no debe manejarse con las manos para evitar pesadas erróneas.



## PRACTICA 2.

# Determinación de la demanda química de oxígeno de un agua residual

### P2.1. OBJETIVO

El objetivo de esta práctica es la determinación de la demanda química de oxígeno de un agua residual mediante el método del dicromato, siendo éste un método normalizado. El método descrito aquí se recomienda para aguas residuales con un valor de DQO > 50 mg/L (método micro).

### P2.2. INTRODUCCIÓN

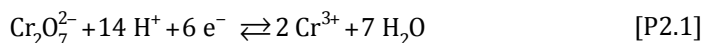
Los contaminantes presentes en las aguas residuales son normalmente una mezcla compleja de compuestos orgánicos e inorgánicos. Habitualmente no es práctico, ni posible, obtener un análisis completo de la totalidad de los contaminantes presentes. Por esta razón, se han desarrollado una serie de métodos empíricos para la evaluación de la carga contaminante de aguas residuales, cuya aplicación no requiere un conocimiento completo de la composición química específica de las aguas residuales consideradas. En el caso de los contaminantes de naturaleza orgánica, destacan los siguientes métodos normalizados:

- Demanda química de oxígeno (DQO): cantidad de oxígeno equivalente consumido en la oxidación química de la materia orgánica de un agua residual (mg/L O<sub>2</sub>).
- Demanda biológica de oxígeno (DBO): cantidad de oxígeno consumido después de la degradación biológica (5 o 7 días) de la materia orgánica presente en un agua residual (mg/L O<sub>2</sub>).
- Carbono orgánico total (COT): cantidad de carbono orgánico presente en una muestra de agua residual (mg/L C).

### P2.3. FUNDAMENTO

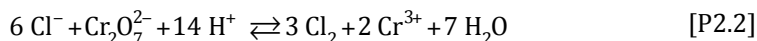
El ensayo de determinación de DQO mediante el método del dicromato se utiliza ampliamente para establecer la contaminación de naturaleza orgánica de las aguas residuales.

La determinación se lleva a cabo mediante una reacción redox. Para ello, se añade un exceso conocido de dicromato potásico ( $K_2Cr_2O_7$ ) en presencia de ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) a una muestra de un volumen determinado en condiciones de reflujo total durante 2 horas a 150 °C. En estas condiciones, la mayor parte de la materia orgánica en la muestra se oxida, y como resultado, el dicromato (de color naranja) se reduce a Cr (III) (de color verdoso) (ecuación P2.1).



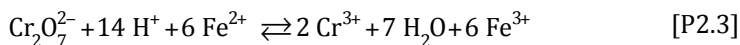
No obstante, dado que algunos compuestos orgánicos son refractarios a estas condiciones, se añade sulfato de plata ( $Ag_2SO_4$ ) que actúa a modo de catalizador de la reacción, favoreciendo la oxidación de estos compuestos.

La presencia de cloruros puede interferir en la determinación de la DQO, dado que los cloruros pueden oxidarse con el dicromato (ecuación P2.2), consumiendo parte de éste y, por tanto, provocando un error por exceso en la determinación. Además, los cloruros pueden provocar que precipite. Estos inconvenientes se evitan añadiendo sulfato mercúrico ( $HgSO_4$ ) a la mezcla, ya que el ión de mercurio (II) se combina con el cloruro para formar cloruro mercúrico ( $HgCl_2$ ), de forma que no quedan cloruros libres en disolución<sup>2</sup>.



Tras la digestión, la determinación de la DQO se lleva a cabo mediante una volumetría redox, a través de la cual sabremos la cantidad de dicromato consumido por la muestra, o mediante una técnica espectrofotométrica (técnica recomendada) por medida del dicromato (de color naranja) o del ión  $Cr^{3+}$  (de color verde) formado al oxidarse la materia orgánica y reducirse el ión dicromato.

En esta práctica se utilizará la volumetría redox como técnica de determinación de la DQO<sup>3</sup>. Para ello, el dicromato en exceso se valora utilizando como patrón la sal de Mohr [sulfato ferroso amónico,  $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2 \cdot 6H_2O$ ] (ecuación P2.3). Este reactivo, al no ser un patrón tipo primario, ha de normalizarse previamente a su utilización.

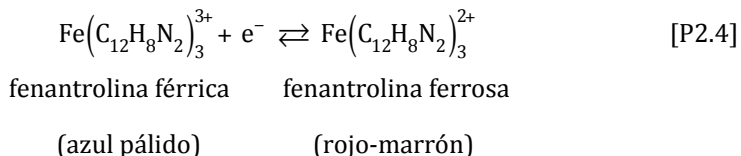


Para la determinación del punto final de la valoración se utiliza como indicador ferroína (disolución acuosa de 1,10-fenantrolina monohidrato y sulfato ferroso hidratado). La aparición de un color rojo-marrón indica el punto final de la valoración. Este color

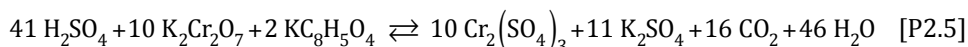
<sup>2</sup> En cualquier caso, este método no es aplicable a aguas con concentraciones > 2.000 mg/L de cloruros.

<sup>3</sup> El método espectrofotométrico requiere la preparación de un calibrado de hidrógeno ftalato de potasio. Las medidas de absorbancia de los patrones y las muestras se realizarían a 600 nm.

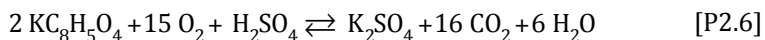
se debe a la formación de un complejo de ión ferroso con la fenantrolina, que tiene lugar tan pronto como todo el dicromato se reduce a Cr (III), y en consecuencia las adiciones posteriores de sulfato amónico ferroso resultan en un exceso de ión ferroso (ecuación P2.4).



El hidrógeno ftalato potásico ( $\text{K}_2\text{C}_8\text{H}_5\text{O}_4$ ) es un compuesto fácilmente oxidable en las condiciones experimentales, que se utiliza en la normativa de referencia como patrón de DQO. Este compuesto, se oxida en estas condiciones según la estequiometría de la ecuación P2.5.



La reacción equivalente de oxidación del hidrogeno ftalato potásico con oxígeno sería la de la ecuación P2.6. Comparando las ecuaciones P2.5 y P2.6 se obtiene que 10 moles de dicromato potásico tienen, en el caso del hidrógeno ftalato de potasio, el mismo poder oxidante que 15 moles de oxígeno. Así pues, la DQO teórica del hidrógeno ftalato de potasio es de 1175 mg de  $\text{O}_2/\text{g}$ .



## P2.4. EQUIPOS Y MATERIAL NECESARIO

- Horno termostático de bloque metálico.
- Tubos de digestión.
- Dosificadores automáticos para las disoluciones digestora y catalizadora.
- Pipetas.
- Bureta de 50 mL de capacidad.
- Matraces Erlenmeyer.

## P2.5. REACTIVOS NECESARIOS Y SU PREPARACIÓN

- *Disolución digestora de dicromato potásico:* añadir 10,216 g de  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ , previamente secado durante 2 h a 105 °C, 167 mL de ácido sulfúrico concentrado y 33,3 g de sulfato mercurico sobre aproximadamente 750 mL de agua destilada. Disuélvase, enfríese a temperatura ambiente y dilúyase a 1 L.

- *Disolución catalizadora*: disolver 9,897 g de  $\text{AgSO}_4$  en 1 L de ácido sulfúrico concentrado. Déjese reposar de 1 a 2 días para la completa disolución.
- *Disolución patrón de dicromato potásico 0,25 N*: disolver 12,529 g de  $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ , previamente secado durante 2 h a 105 °C, en un 1 L de agua destilada.
- *Disolución estándar de sal de Mohr 0,1 N*: disolver 39,2 g de sulfato ferroso amónico en agua. Añadir 20 mL de ácido sulfúrico concentrado y diluir hasta 1 L. La normalización de esta disolución se hace diluyendo 1 mL de disolución de dicromato potásico 0,25 N hasta 10 mL, añadir 5 mL de ácido sulfúrico y enfriar. Valorar con la disolución de sulfato amónico ferroso que se quiera normalizar, utilizando 1 gota de ferroína como indicador.
- *Disolución indicadora de ferroína*.
- *Disolución patrón de hidrógeno ftalato de potasio de 1000 mg/L de DQO*: disolver 0,851 g de hidrógeno ftalato de potasio en 1 L de agua destilada.

## P2.6. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

En esta práctica se llevará a cabo la determinación de la DQO de un agua residual y de una disolución patrón de hidrógeno ftalato de potasio. Estas determinaciones se llevarán a cabo según el siguiente procedimiento experimental:

1. Añadir 1,5 mL de disolución digestora y 3,5 mL de disolución catalizadora en un tubo de digestión.
2. Añadir cuidadosamente 2,5 mL de muestra a la mezcla anterior y cerrar el tubo de digestión (nota: esta adición puede provocar un fuerte calentamiento de los tubos de digestión). Es necesario preparar un blanco, para lo cual se añadirán 2,5 mL de agua destilada como muestra.
3. Después de mezclar cuidadosamente el contenido del tubo de digestión colocar el mismo en un horno termostático a 150 °C durante 2 h.
4. Después de la digestión, dejar enfriar el contenido del tubo de digestión a temperatura ambiente durante al menos 30 min.
5. Valorar las muestras y los blancos. Para ello, transferir el contenido del tubo de digestión a un matraz Erlenmeyer (lavando el vial varias veces con agua destilada), añadir una o dos gotas de ferroína, 5 mL de ácido sulfúrico y valorar hasta el cambio de color a rojo-marrón con la disolución previamente normalizada de sal de Mohr. Anotar el volumen final consumido por el blanco (A) y por la muestra (B).

## P2.7. CÁLCULO Y EXPRESIÓN DE LOS RESULTADOS

La DQO de las muestras se calcula según la ecuación P2.7.

$$\text{DQO (mg/L O}_2\text{)} = \frac{(A - B) \cdot N \cdot 8000}{S} \quad [\text{P2.7}]$$

donde: A es el volumen (mL) de la disolución de sal de Mohr necesario para la valoración del blanco; B es el volumen (mL) de la disolución de sal de Mohr necesario para la valoración de la muestra; N es la normalidad de la disolución de la sal de Mohr; S es el volumen (mL) de muestra utilizado en los ensayos.

## P2.8. CUESTIONES PROPUESTAS

- 1) De acuerdo con la ecuación P2.7, ¿cuál es la máxima precisión que se puede obtener en la medida de DQO si se utiliza una bureta con una precisión de 0,1 mL? ¿En qué forma habría que modificar este método si se desearan medir concentraciones menores de DQO?
- 2) ¿Cuál es la DQO y el COT de un patrón de una disolución de 500 mg/L de hidrógeno ftalato potásico?
- 3) ¿Cuáles son los organismos que editan las normas más relevantes en el campo del análisis de aguas? ¿Qué apartados contienen estas normas?
- 4) ¿Qué medidas de protección personal y de seguridad hay que seguir para la realización de esta práctica?

## P2.9. CONDICIONES DE SEGURIDAD. MANEJO DE REACTIVOS

Es necesario utilizar ropa protectora adecuada, guantes y protección facial. Este método implica la manipulación de ácido sulfúrico concentrado y de disoluciones muy concentradas de dicromato, por lo que se deben extremar las precauciones al máximo en su manejo. En caso de salpicaduras, lavar inmediatamente con abundante volumen de agua limpia es el remedio más simple y efectivo.

La adición de ácido sulfúrico al agua ha de realizarse siempre con precaución y con ligera agitación del contenido del tubo o matraz.

Se requiere precaución en el manejo de las sales de cromo, plata y mercurio, dada su elevada toxicidad, así como un tratamiento adecuado de sus residuos.





# PRÁCTICA 3.

## Determinación de la alcalinidad de un agua

### P3.1. OBJETIVO

El objetivo de esta práctica es la determinación de la alcalinidad de un agua residual de acuerdo con métodos normalizados.

### P3.2. INTRODUCCIÓN

La alcalinidad de un agua viene dada por su capacidad para neutralizar ácidos y constituye la suma de todas las bases titulables. La alcalinidad de un agua depende primordialmente de su contenido en carbonatos, bicarbonatos e hidróxidos, por lo que suele tomarse como una indicación de la concentración de estos contaminantes. Los valores de alcalinidad determinados pueden incluir también la contribución de boratos, fosfatos, silicatos y otras bases, cuando se hallen presentes. El agua residual es generalmente alcalina, recibiendo su alcalinidad del agua de suministro, del agua subterránea y de las materias añadidas durante su uso.

La alcalinidad es importante en muchos usos y tratamientos de aguas naturales y residuales. Los niveles de alcalinidad son críticos a la hora de establecer la solubilidad y toxicidad de algunos metales, así como la capacidad tampón de algunas aguas.

### P3.3. FUNDAMENTO

La alcalinidad de un agua se determina mediante la valoración de la muestra con una disolución estándar de un ácido fuerte (normalmente ácido clorhídrico o ácido sulfúrico) hasta un pH determinado. La alcalinidad simple (TA) se mide por valoración de

la muestra hasta el punto final de viraje de la fenolftaleína (pH=8,3) y la alcalinidad total (TAC) se mide por valoración hasta el punto final de viraje del naranja de metilo (pH=4,5).

En la alcalinidad simple se considera aquella correspondiente a la totalidad de los hidróxidos y a la mitad del contenido en carbonatos de un agua. En la alcalinidad total, sin embargo, se tiene en cuenta la totalidad de la alcalinidad correspondiente a los hidróxidos, carbonatos y bicarbonatos.

### P3.4. EQUIPOS Y MATERIAL NECESARIO

- 2 Matraces Erlenmeyer de 100 mL.
- 1 Bureta de 50 mL.
- 2 matraces aforados de 500 mL.
- Mechero Bünsen.
- Pipetas y aspiradores de pipeta.
- 1 frasco lavador.
- 1 vidrio de reloj.

### P3.5. REACTIVOS NECESARIOS Y SU PREPARACIÓN

- *Disolución de carbonato sódico 0,02 N*: disolver 1,062 g de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  previamente secado a 250 °C durante 4 horas, en 1 L de agua destilada.
- *Disolución estándar de ácido clorhídrico<sup>4</sup> 0,1 N<sup>5</sup>*: diluir 8,3 mL de ácido clorhídrico concentrado con agua destilada hasta 1 L. Posteriormente, se debe estandarizar frente a la disolución de carbonato sódico.
- *Disolución indicadora de naranja de metilo* (al 0,1% en agua destilada).
- *Disolución indicadora de fenolftaleína*: diluir 50 mL de fenolftaleína al 1% en etanol hasta 100 mL con agua destilada.

### P3.6. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

1. Añadir 50 mL de muestra en un matraz Erlenmeyer (se recomienda hacer tres réplicas de la determinación).

---

<sup>4</sup> Las normas internacionales de referencia prevén la utilización indistinta de ácido clorhídrico o ácido sulfúrico para esta disolución. En el caso de utilizar ácido sulfúrico, diluir 2,78 mL de ácido sulfúrico 96% (1,84 g/mL) en 1 L.

<sup>5</sup> La concentración de la disolución estándar de ácido depende de la alcalinidad esperada del agua residual. Debe utilizarse ácido 0,1 N si la alcalinidad esperada es  $>1.000 \text{ mg/L CaCO}_3$  y debe utilizarse 0,02 N si la alcalinidad esperada es  $<1.000 \text{ mg/L CaCO}_3$ . En el caso de necesitar una disolución estándar de ácido de 0,02 N, debe prepararse por dilución a partir de la disolución de 0,1 N.

2. Añadir 2 o 3 gotas de la disolución de indicador de fenolftaleína.

3. Valorar la muestra con la disolución de ácido clorhídrico 0,1 N (previamente normalizado frente al patrón de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , ya que el ácido clorhídrico no es patrón tipo primario). Cuando el punto final de la valoración esté próximo, se apreciará un cambio momentáneo de color en la gota en contacto con la muestra. Llegado este punto añada la disolución de ácido más lentamente. El cambio de color de la disolución de rosa a incoloro indicará el final de la valoración. Anótese el volumen de la disolución de ácido consumido.

4. Seguidamente añada unas gotas de naranja de metilo en el matraz que contiene la muestra valorada, que adquirirá un color naranja-amarillo, y se procede como en el punto 3. En el momento en que se observe una tonalidad rojiza en la disolución debe detenerse la valoración, y calentarse el matraz con objeto de eliminar el  $\text{CO}_2$  que se forma (la disolución volverá a adquirir una tonalidad naranja-amarilla). A continuación, enfríe el matraz y continúe la valoración hasta el punto final. Anotar el volumen de ácido consumido.

### P3.7. CÁLCULO Y EXPRESIÓN DE LOS RESULTADOS

- *Determinación de la alcalinidad simple o alcalinidad en el punto final de la fenolftaleína (TA)*. El TA es equivalente al volumen de HCl consumido en el viraje de la fenolftaleína. Si cuando se añade inicialmente fenolftaleína, la muestra se quedará incolora, el TA es igual a cero. Este es el caso general de las aguas naturales, cuyo pH es inferior al del viraje de la fenolftaleína (pH 8,3).
- *Determinación de la alcalinidad total o alcalinidad en el punto final del naranja de metilo (TAC)*. El TAC corresponde al volumen total de HCl consumido desde el inicio de la valoración, incluyendo el volumen consumido en determinar el TA si este fuera distinto a cero, más el volumen consumido posteriormente hasta alcanzar el viraje del naranja de metilo.

El valor de la alcalinidad, en eq/L, se calcula mediante la ecuación P3.1.

$$\text{Alcalinidad (eq/L)} = \frac{A \cdot N}{S} \quad [\text{P3.1}]$$

donde: A es el volumen de ácido consumido en cada caso, mL; S es el volumen de la muestra utilizado, mL; N es la normalidad de la disolución estándar de ácido.

Según los valores de TA y TAC determinados, se puede obtener la importancia relativa de las tres formas principales de alcalinidad en las aguas (ver Cuadro P3.1).

**Cuadro P3.1:** Importancia relativa de hidróxidos, carbonatos y bicarbonatos, dependiendo de los valores de TA y TAC.

Resultado	Alcalinidad debida a hidróxidos	Alcalinidad debida a carbonatos	Alcalinidad debida a bicarbonatos
TA = 0	0	0	TAC
TA < 0,5 TAC	0	2 TA	TAC – 2TA
TA = 0,5 TAC	0	2 TA	0
TA > 0,5 TAC	2TA-TAC	2 (TAC-TA)	0
TA = TAC	TAC	0	0

### P3.8. CUESTIONES PROPUESTAS

1) ¿Cuál es la precisión del método de determinación de alcalinidad tal y cómo se ha empleado en esta práctica (volumen de muestra 50 mL, concentración de ácido 0,1 N y bureta de 50 mL con graduaciones de 0,1 mL)? ¿Cómo se podría mejorar? ¿Existen diferencias en el método de determinación a aplicar dependiendo de si las muestras tienen baja o alta alcalinidad?

2) ¿En qué otras unidades se puede expresar la alcalinidad? ¿Qué factores de conversión habría que aplicar? (Citar al menos tres).

3) Explicar las diferencias entre la determinación de la alcalinidad, la dureza y el carbono inorgánico total. ¿Podrían utilizarse en algún caso como medidas equivalentes cuando se trata de determinar el contenido en carbonatos y bicarbonatos de un agua?

4) ¿Qué medidas de protección personal y de seguridad hay que seguir para la realización de esta práctica?

### P3.9. CONDICIONES DE SEGURIDAD. MANEJO DE REACTIVOS

Las consideraciones más relevantes en cuanto a la seguridad e higiene en el manejo de reactivos derivan del uso de ácidos fuertes para la preparación de las disoluciones estándar de valorantes, bien sea ácido clorhídrico o ácido sulfúrico. En el trabajo con ácidos fuertes, se deben usar guantes antiácidos (de nitrilo), gafas protectoras y preferiblemente trabajar en una campana extractora.

## ANEXO I. DETERMINACIÓN DEL VOLUMEN DE MUESTRA

Aunque el volumen de muestra se ha fijado en 50 mL en esta práctica, el volumen de muestra debe fijarse de acuerdo a la alcalinidad esperada. En las normas internacionales se indica que el volumen de muestra debe ser tal que el consumo de disolución estándar de ácido sea superior a 20 mL.

Para alcalinidades < 1000 mg/L CaCO<sub>3</sub> se debe usar la disolución estándar de ácido 0,02 N y para alcalinidades > 1000 mg/L CaCO<sub>3</sub> una disolución estándar de ácido 0,1 N. Por tanto, el volumen de muestra necesario para consumir al menos 20 mL de valorante se puede calcular (ver Cuadro P3.2). Para muestras con baja alcalinidad, < 20 mg/L CaCO<sub>3</sub>, la normativa recomienda utilizar 100-200 mL de muestra.

**Cuadro P3.2:** *Volumen necesario de muestra para que se consuma al menos 20 mL del agente valorante (de acuerdo a criterios del método EPA 310.1)*

Alcalinidad agua residual (mg/L CaCO <sub>3</sub> )	Disolución estándar de ácido (N)	Volumen necesario de muestra (mL)
100	0,02	200,0
250	0,02	80,0
500	0,02	40,0
750	0,02	26,7
1000	0,02	20,0
1250	0,1	80,0
1500	0,1	66,7
1750	0,1	57,1
2000	0,1	50,0

## ANEXO II. UNIDADES Y FACTORES DE CONVERSIÓN

La alcalinidad habitualmente se expresa en mg/L  $\text{CaCO}_3$  (Standard Method 2320 B). En la norma UNE-EN-ISO 9963-1 y 9963-2, sin embargo, se prefiere expresar los resultados en meq/L. Los factores de conversión de los valores de alcalinidad expresados en meq/L a otras unidades se recogen en el Cuadro P3.3.

**Cuadro P3.3:** Factor de conversión para expresar la alcalinidad en otras unidades respecto a su valor en meq/L

Otras unidades para la expresión de resultados	Factor de conversión
mmol/L $\text{CaCO}_3$	0,50
mg/L $\text{CaCO}_3$	50
Grado alemán (°d)	2,80
Grado francés (°f)	5,0

A partir de los factores de conversión de alcalinidad expresados en meq/L a otras unidades que se recogen en la Cuadro P3.2, se puede calcular también la relación entre las distintas unidades de medida de la alcalinidad, por ejemplo:

$$1 \text{ meq/L} \leftrightarrow 0,50 \text{ mmol/L} \leftrightarrow 50 \text{ mg/L CaCO}_3 \leftrightarrow 2,80 \text{ °d} \leftrightarrow 5 \text{ °f}$$

# PRÁCTICA 4.

## Determinación de cloruros en aguas residuales

### P4.1. OBJETIVO

El objetivo de esta práctica es la determinación del contenido en cloruros en muestras de agua residual mediante una valoración argentométrica (método de Mohr).

### P4.2. INTRODUCCIÓN

En la química del agua tiene fundamental importancia como macroconstituyente el ión cloruro, ya que el cloruro sódico es una de las sales más abundantes en la corteza terrestre, siendo además extraordinariamente soluble.

La presencia de cloruros en el agua puede ser por causa natural o artificial. Las causas naturales son las lluvias, sobre todo en las zonas próximas a las costas, el lavado de terrenos salados, la disolución de rocas, etc. Dentro de las causas artificiales están las aguas residuales industriales, sobre todo las procedentes de las fábricas de helados, salado de carnes, etc., además de las aguas residuales urbanas o las procedentes de la industria ganadera. El límite de cloruros fijado en las distintas normativas es amplísimo, siendo en España de 250 mg/L.

### P4.3. FUNDAMENTO

La mayoría de las técnicas utilizadas para la determinación de cloruro en aguas se basan en una titulación argentométrica. Dentro de éstas cabe destacar los siguientes métodos:

- Método de Mohr.
- Método de Fajans.
- Método de Volhard.

En el método de Mohr se utiliza una disolución de nitrato de plata ( $\text{AgNO}_3$ ) y, como indicador, una disolución de cromato potásico ( $\text{K}_2\text{CrO}_4$ ). El método de Fajans también emplea una disolución de nitrato de plata, pero como indicador se utiliza fluoresceína. Por último, el método de Volhard se basa en una valoración por retroceso, en la que primero se precipitan los cloruros con un exceso de nitrato de plata ( $\text{AgNO}_3$ ) y a continuación se valora el exceso con disolución de tiocianato potásico ( $\text{KSCN}$ ), utilizando como indicador una disolución saturada de sulfato de amonio y hierro.

Existen otros métodos para la determinación de cloruros como la utilización de nitrato de mercurio,  $\text{Hg}(\text{NO}_3)_2$ , y una mezcla de difenilcarbazona-bromofenol como indicador, o la determinación mediante electrodo selectivo.

Para la elección de uno u otro método hay que tener en cuenta los siguientes factores:

- Precisión del método.
- Interferencias con otros aniones y cationes.
- Cantidad de cloruros presente en las aguas.

De todos los métodos indicados, el que presenta un intervalo de utilización más amplio es el método de Mohr, siendo éste entre 0,15 y 10 mg de cloruros. Así, en este método se debe ajustar la muestra problema a un pH entre 6,5 y 10, y añadir 5 gotas de disolución de cromato potásico. Al añadir disolución de nitrato de plata se produce la precipitación del cloruro de plata. Cualquier cantidad de cromato de plata que aparezca como coloración rojo ladrillo desaparece rápidamente al agitar la disolución, debido a la formación del cloruro de plata, que es menos soluble. Al acercarse al punto de equivalencia, el precipitado se coagula y sedimenta rápidamente. Cuando prácticamente todo el ión cloruro ha precipitado como cloruro de plata, la siguiente gota de nitrato de plata provocará la precipitación de cromato de plata; el color rojo ladrillo que aparece señala el punto final de la valoración. La valoración debe efectuarse a temperatura ambiente, ya que la solubilidad del cromato de plata aumenta notablemente con la temperatura.

Las interferencias de sulfuros, tiosulfato y sulfitos pueden ser eliminadas por tratamiento con peróxido de hidrógeno. Los ortofosfatos por encima de 25 mg/L interfieren por precipitación del fosfato de plata. Asimismo, una concentración de  $\text{Fe} > 10$  mg/L también interfiere, enmascarando el punto final de la valoración.

#### P4.4. EQUIPOS Y MATERIAL NECESARIO

- pH-metro.
- Pipeta de 1 mL.
- 2 Buretas de 50 mL de capacidad.
- 1 Matraz aforado de 500 mL.
- Probeta de 100 mL.
- 4 Matraces Erlenmeyer de 250 mL.
- Vidrio de reloj.



## P4.5. REACTIVOS NECESARIOS Y SU PREPARACIÓN

- Nitrato de plata.
- Cromato potásico.
- Hidróxido sódico sólido.
- Ácido sulfúrico concentrado (96-98%).

### Preparación de disoluciones

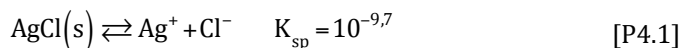
- *Disolución de  $\text{AgNO}_3$ , 0,025M*: se secan alrededor de 2,2 g de  $\text{AgNO}_3$  a 105 °C durante 1 h y se dejan enfriar en un desecador durante 30 min con mínima exposición a la luz. A continuación, se pesan con precisión de  $\pm 0,1$  mg (en balanza analítica) unos 2,1 g en un vaso de 100 mL, anotando la pesada exacta, y se disuelven en agua destilada, para posteriormente transferirlos a un matraz aforado de 500 mL, y se diluye hasta la marca con agua destilada. Anotar el peso exacto realizada en la etiqueta del frasco donde se guarde la disolución una vez preparada.
- *Disolución indicadora de  $\text{K}_2\text{CrO}_4$  al 5% (m/v)*: se prepara en agua destilada. Su proporción, cuando se usa en el análisis, es de 1 mL de disolución indicadora para un volumen de muestra de 50-100 mL.
- *Disolución de hidróxido de sodio 1% (m/v)*: pesar en granatario, y sobre un vidrio de reloj, 0,5 g de NaOH. Trasvasarlo a un vaso de precipitados, que contenga unos 10 mL de agua destilada, y disolverlo. Una vez disuelto, añadir 40 mL de agua destilada con una probeta. Guardar en un frasco.
- *Disolución de ácido sulfúrico (1:19) (v/v)*: la preparación de disoluciones de ácido sulfúrico requiere un cuidado especial, hay que tomar la precaución de que siempre haya una base de agua antes de añadir el ácido. La reacción es muy exotérmica, por lo que, si se precisase el uso de un matraz, ha de disolverse previamente en un vaso de precipitados y dejar que adquiera temperatura ambiente antes de trasvasarlo a un matraz. Por tanto, añadir 19 mL de agua desionizada en un vaso de precipitados y, sobre ésta, adicionar 1 mL de ácido sulfúrico concentrado. Guardar en un frasco.

## P4. 6. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

En esta práctica se toman 50,0 mL de la muestra de agua. Si la muestra estuviese coloreada, añadir 3 mL de la suspensión de  $\text{Al}(\text{OH})_3$ , mezclar y dejar sedimentar, para posteriormente filtrar. Si hubiese sulfitos, sulfuros o tiosulfatos, se debe añadir 1 mL de  $\text{H}_2\text{O}_2$  y agitar 1 min. Después, ajustar el pH a 7 con las disoluciones de hidróxido sódico y ácido sulfúrico, según corresponda, y añadir 1 mL de la disolución indicadora, valorándose seguidamente con la disolución de nitrato de plata. El punto final se detectará por la aparición del precipitado correspondiente al cromato de plata, de color rojo-ladrillo. Previamente se debe realizar un ensayo en blanco con agua destilada.

## P4.7. CÁLCULO Y EXPRESIÓN DE LOS RESULTADOS

La reacción de valoración es la siguiente:



La determinación de los iones cloruros se realiza de la siguiente forma:

$$\text{mmoles Cl}^- = \text{mmoles Ag}^+ = V_{\text{Ag}^+} \cdot M_{\text{Ag}^+} \quad [\text{P4.2}]$$

$$\text{masa Cl}^- (\text{mg}) = V_{\text{Ag}^+} (\text{mL}) \cdot M_{\text{Ag}^+} \cdot \text{Masa atómica Cl}^- \quad [\text{P4.3}]$$

$$[\text{Cl}^-] = \frac{V_{\text{Ag}^+} (\text{mL}) \cdot M_{\text{Ag}^+} \cdot \text{Masa atómica Cl}^-}{V_{\text{muestra}} (\text{L})} \quad [\text{P4.4}]$$

El resultado obtenido estará expresado en mg/L.

## P4.8. CUESTIONES PROPUESTAS

- 1) Indicar los métodos más habituales para determinar los iones cloruros basados en valoraciones argentométricas.
- 2) ¿Qué ventaja presenta el método de Mohr frente a otros?
- 3) ¿Qué criterios hay que tener en cuenta para seleccionar un método u otro?
- 4) ¿Qué medidas de protección personal hay que seguir para la realización de esta práctica?

## P4.9. CONDICIONES DE SEGURIDAD. MANEJO DE REACTIVOS

Es necesario utilizar ropa protectora adecuada, guantes y protección facial. En caso de salpicaduras, lavar inmediatamente con abundante volumen de agua limpia es el remedio más simple y efectivo.

La adición de ácido sulfúrico al agua, como se ha comentado anteriormente, ha de realizarse siempre con precaución y con ligera agitación del contenido del tubo o matraz. También se requiere precaución en la preparación y manejo de las disoluciones que contengan nitrato de plata, ya que es una sustancia tóxica. Por último, los reactivos usados contienen plata y cromo, por lo que deben ser manipulados o tratados antes de su eliminación, conforme a los requisitos de la legislación local.

# PRÁCTICA 5.

## Determinación de sulfatos en aguas residuales

### P5.1. OBJETIVO

Cuantificar los sulfatos presentes en un agua residual mediante un ensayo turbidimétrico siguiendo métodos normalizados.

### P5.2. INTRODUCCIÓN

El ión sulfato se presenta de forma natural en la mayoría de los suministros de agua y también en el agua residual en un amplio intervalo de concentración. El azufre es requerido en la síntesis de proteínas y es liberado en su degradación. Los sulfatos son reducidos a sulfuros y a sulfuros de hidrógeno por las bacterias en condiciones anaerobias. El sulfuro de hidrógeno puede oxidarse a ácido sulfúrico, el cual influye directamente en la corrosividad del agua.

Los sulfatos son reducidos a sulfuros en los digestores de fangos y pueden alterar el proceso biológico si la concentración de sulfuros sobrepasa 200 mg/L, aunque tales concentraciones son poco habituales. La determinación turbidimétrica que se va a describir se basa la norma UNE 77049-2002.

### P5.3. FUNDAMENTO

El presente método se basa en la precipitación de ion sulfato, en medio ácido clorhídrico, con cloruro de bario, formando una suspensión de sulfato de bario. La turbidez de la suspensión de sulfato de bario se mide con un turbidímetro-nefelómetro o un espectrofotómetro. La lectura realizada se interpolará en un calibrado, preparado a partir de un patrón de sulfato (ácido sulfúrico o sulfato sódico) previamente normalizado con carbonato sódico (sustancia patrón tipo primario).

Este método es aplicable a aguas con un contenido de sulfatos entre 1 y 40 mg/L, y se realiza a temperatura ambiente, admitiéndose hasta una variación de 10 °C.

El color y la materia en suspensión (turbidez) puede causar interferencias positivas que deben minimizarse empleando un blanco. De todas formas, el agua debe filtrarse si tiene cantidades elevadas de sólidos en suspensión, y si el color es muy intenso, el método puede ser no aplicable. Asimismo, una cantidad de sílice por encima de 500 mg/L interfiere en la determinación, y una elevada cantidad de materia orgánica dificulta la precipitación del sulfato de bario.

#### P5.4. EQUIPOS Y MATERIAL

- Espectrofotómetro UV/Vis o turbidímetro.
- Cubetas de medida.
- Tubos de ensayo.
- Pipetas.
- Matraces Erlenmeyer.

#### P5.5. REACTIVOS NECESARIOS Y SU PREPARACIÓN

- H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentrado (96-98%).
- BaCl<sub>2</sub>•2H<sub>2</sub>O.
- Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>.
- Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

#### *Preparación de disoluciones*

- *Preparación de disolución tampón:* se disuelven 30 g de cloruro de magnesio (MgCl<sub>2</sub>•6H<sub>2</sub>O), 5 g de acetato sódico (CH<sub>3</sub>COONa•3H<sub>2</sub>O), 1 g de nitrato potásico (KNO<sub>3</sub>) y 20 mL de ácido acético (CH<sub>3</sub>COOH) en 500 mL de agua destilada, y se lleva a un volumen final de 1000 mL.
- *Disolución patrón de sulfatos:* la disolución patrón de sulfatos se puede preparar de dos formas, a partir de una disolución de ácido sulfúrico concentrado, o a partir de sulfato sódico.

a) A partir de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentrado:

*Disolución estándar de ácido sulfúrico 0,1 N:* diluir 3,0 mL de ácido sulfúrico concentrado a 1 L con agua destilada. Estandarizar frente a 40 mL de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 0,05 N con 60 mL de agua destilada.

*Disolución estándar de ácido sulfúrico 0,02 N:* diluir la cantidad apropiada de ácido 0,1 N a 1 L. Comprobar mediante su estandarización frente a 15 mL de la disolución Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> 0,05 N.

*Disolución patrón de trabajo de 100 mg/L de sulfatos a partir de  $H_2SO_4$* : diluir 10,4 mL de la disolución estándar 0,02 N a 100 mL con agua destilada.

b) A partir de  $Na_2SO_4$ :

Disolver 0,1479 g de  $Na_2SO_4$  anhidro en agua destilada en un matraz aforado de 1 L y diluir hasta la marca con agua destilada.

– *Preparación de la disolución de carbonato sódico aprox. 0,05 N (0,025 M)*. Secar de 3 a 5 g de patrón primario de  $Na_2CO_3$  a 250 °C durante 4 h y enfriar en un desecador. Pesar 2,5 g  $\pm$  0,2 g (pesándolo al mg más cercano) y llevarlo a un matraz aforado de 1 L y rellenarlo con agua destilada. Recalcular la concentración dependiendo del peso exacto de  $Na_2CO_3$ .

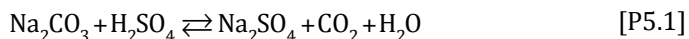
## P5.6. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

Previo al análisis por triplicado de la muestra, hay que normalizar o estandarizar la disolución de ácido sulfúrico como patrón (no es necesario cuando se usa  $Na_2SO_4$  como patrón) y realizar la curva de calibrado correspondiente: turbidez frente a concentración de sulfatos.

### P5.6.1. Normalización o estandarización de la disolución de ácido sulfúrico 0,1 N

Estandarizar frente a 40,0 mL de  $Na_2CO_3$  0,05 N (0,025M) con 60 mL de agua destilada, mediante una valoración potenciométrica hasta pH 5. Después de que se llega a pH 5, la muestra que se valora se hierve tapada con un vidrio de reloj durante 3-5 min. Después, se enfría a temperatura ambiente y se limpia el vidrio de reloj con agua destilada sobre el vaso donde está la muestra. Y se continúa la valoración hasta el punto de inflexión de pH. La normalidad de la disolución patrón de sulfato se calcula de la siguiente manera:

Reacción de valoración:



Por tanto:

$$meq H_2SO_4 = meq Na_2CO_3 \quad [P5.2]$$

$$N_{H_2SO_4} \cdot V_{H_2SO_4} = N_{Na_2CO_3} \cdot V_{Na_2CO_3} \quad [P5.3]$$

$$N_{H_2SO_4} \cdot V_{H_2SO_4} = M_{Na_2CO_3} \cdot 2 \cdot V_{Na_2CO_3} = \frac{\text{moles}_{Na_2CO_3}}{L} \cdot 2 \cdot V_{Na_2CO_3} \quad [P5.4]$$

$$N_{\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot V_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{\text{masa}_{\text{Na}_2\text{CO}_3} / \text{L}}{\text{masa molar}_{\text{Na}_2\text{CO}_3}} \cdot 2 \cdot V_{\text{Na}_2\text{CO}_3} \quad [\text{P5.5}]$$

$$N_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{\text{masa}_{\text{Na}_2\text{CO}_3} / \text{L}}{\text{masa molar}_{\text{Na}_2\text{CO}_3} \cdot V_{\text{H}_2\text{SO}_4}} \cdot 2 \cdot V_{\text{Na}_2\text{CO}_3} \quad [\text{P5.6}]$$

En estas ecuaciones el volumen se expresa en litros y la masa en gramos.

### P5.6.2. Recta de calibrado

Se preparan, a partir de la disolución patrón de 100 mg/L en sulfatos, una serie de disoluciones con contenidos entre 0 y 40 mg/L de éste, en incrementos de 5 mg/L<sup>6</sup>. Por encima de 50 mg/L, la exactitud disminuye y las suspensiones pierden su estabilidad.

Estos patrones se analizarán de la misma forma que las muestras (ver epígrafe P6.3).

Normalmente se hacen un mínimo de cinco disoluciones, además del blanco del calibrado que no contendrá patrón sulfato, y constituirán los puntos del calibrado y darán lugar a la curva de calibrado. Para construirla se representan las señales obtenidas en la medida de las disoluciones de los patrones frente a la concentración de los mismos.

### P5.6.3. Análisis de las muestras

Para la formación de la turbidez del sulfato de bario, introducir 100 mL de muestra en un matraz Erlenmeyer de 250 mL, añadir 20 mL de disolución tampón y mezclar mediante agitación. Sin dejar de agitar, añadir una cucharada de cristales de BaCl<sub>2</sub>, e inmediatamente contabilizar 60±2 s mientras se agita a velocidad constante. Introducir la disolución en una celda de medida del espectrofotómetro (longitud de onda de medida 420 nm) o turbidímetro, en un tiempo de 5±0,5 min, y medir la turbidez. Cada 3 o 4 muestras medidas, utilizar un patrón a modo de comprobación.

*Notas:*

- En muestras turbias o coloreadas es recomendable filtrar antes del tratamiento.
- Corregir el color y turbidez remanente de la muestra a través de un blanco donde el BaCl<sub>2</sub> no se haya añadido.
- La muestra no debe agitarse durante el desarrollo de la turbidez.

<sup>6</sup> En este caso coinciden el método EPA 375.4 y el Standard Method 2540. En el caso de la norma UNE 77049:2002 el intervalo de medida es hasta 50 mg/L, estableciéndose los siguientes patrones para llevar a cabo la curva de calibrado: 0, 2, 5, 10, 15, 20, 30, 40 y 50 mg/L.

## P5.7. CÁLCULO Y EXPRESIÓN DE LOS RESULTADOS

Calcular la concentración de sulfatos (en mg/L) interpolando en la curva de calibrado de turbidez frente a concentración de sulfatos.

## P5.8. CUESTIONES PROPUESTAS

- 1) ¿Qué otros métodos serían adecuados para llevar a cabo la determinación de sulfatos?
- 2) En el caso de que la muestra presentase un elevado contenido de sólidos en suspensión, ¿se podría aplicar este método? En caso negativo, ¿qué operaciones habría que hacer en la muestra?
- 3) ¿En qué casos se recomienda medir el desarrollo de la turbidez con un espectrofotómetro y en qué casos con un nefelómetro-turbidímetro?

## P5.9. CONDICIONES DE SEGURIDAD. MANEJO DE REACTIVOS

El aspecto más importante a tener en cuenta en cuanto a la seguridad y salud en el manejo de reactivos es la utilización de cloruro de bario,  $\text{BaCl}_2$ . Este producto es tóxico por ingestión y nocivo por inhalación. También hay que tener en cuenta que el nitrato potásico utilizado en la disolución tampón es un oxidante fuerte y puede reaccionar con materiales combustibles y reductores, y el ácido sulfúrico que se utiliza en la preparación de la disolución patrón.

En todo caso hay que utilizar ropa protectora adecuada, guantes y protección facial. En caso de salpicaduras, lavar inmediatamente con abundante volumen de agua limpia es el remedio más simple y efectivo.

Igualmente, los reactivos utilizados deben ser manipulados o tratados antes de su eliminación, conforme a los requisitos de la legislación local.





# PRÁCTICA 6.

## Determinación de cinc en aguas por espectroscopía de absorción atómica con llama

### P6.1. OBJETIVO

El objetivo de esta práctica es determinar el contenido de cinc en aguas, empleando una técnica óptica como es la espectroscopía de absorción atómica, y la llama como sistema de atomización.

### P6.2. INTRODUCCIÓN

La determinación de metales en aguas es de suma importancia, debiéndose conocer la concentración de algunos de ellos para determinar la calidad del agua, y en caso necesario, decidir qué tratamiento se ha de aplicar para cumplir las normativas vigentes respecto al vertido de aguas residuales a ríos o mares.

### P6.3. FUNDAMENTO

Cuando se desea analizar un metal a nivel de trazas (mg/L) normalmente se utiliza una técnica espectroscópica atómica, por ejemplo la absorción atómica con llama (o la emisión atómica con llama en el caso de los metales alcalinos). La propiedad medida es la absorción de la radiación, a la longitud de onda adecuada, por los átomos presentes en el camino óptico o la emisión de los átomos excitados en la llama.

Para realizar un análisis empleando la técnica de absorción atómica (AA), la muestra (normalmente una disolución) es introducida convenientemente en diferentes

fuentes caloríficas (generalmente una llama). Después de la evaporación del disolvente, la llama proporciona suficiente energía para disociar los enlaces químicos y liberar átomos en estado fundamental que absorben radiación electromagnética de una longitud de onda característica, pasando sus electrones externos a un estado excitado. La banda de longitudes de onda a la que absorbe cada elemento es estrecha (línea atómica) y prácticamente específica. Como resultado de esta absorción se produce una disminución de la intensidad de la radiación inicial. La cantidad de radiación absorbida a través de la llama (camino óptico) será proporcional a la cantidad de átomos del elemento presentes en la misma (ley de Lambert-Beer).

Aproximadamente unos 65 elementos se pueden determinar con gran sensibilidad y precisión empleando la técnica de espectroscopia de absorción atómica frente a menos de 10 que se determinan por la técnica de espectroscopia de emisión atómica de llama.

Un espectrofotómetro de absorción atómica de llama consta de la siguiente instrumentación básica necesaria para poder realizar medidas de absorción:

- a) Fuente de radiación.
- b) Sistema nebulizador-atomizador.
- c) Monocromador.
- d) Detector.

Las fuentes de radiación empleadas en el espectrofotómetro de absorción atómica deben originar una banda muy estrecha, de intensidad adecuada y estabilidad suficiente, durante períodos de tiempo prolongados. Las más comúnmente utilizadas son las lámparas de cátodo hueco.

### *Calibrado analítico: sensibilidad y límite de detección*

La línea de calibrado o calibrado externo se obtiene representando  $A = f(C)$ , donde  $A$  es la absorbancia a una longitud de onda dada (correspondiente normalmente a la línea de emisión más intensa de la lámpara, llamada línea de resonancia), producida por una serie de patrones de concentración conocida,  $C$ . Esta línea será una recta si se cumple la ley de Lambert-Beer, sin embargo, muchas veces se curva debido a que se producen desviaciones de dicha ley, motivadas por diferentes razones como, por ejemplo, por las características de la fuente o las propiedades de la llama.

La sensibilidad y el límite de detección son dos características de la técnica que se emplean para describir cuantitativamente las prestaciones del método utilizado. El límite de detección será la concentración que origina una señal equivalente a tres veces la desviación estándar de 10 disoluciones del blanco.

Para minimizar interferencias, idealmente, los estándares para la calibración deben ser lo más parecidos posible a la matriz a analizar. En caso de que esto no sea factible, debe de emplearse el *método de adiciones estándar*, que consiste en preparar el calibrado en presencia de alícuotas de la muestra con el fin de corregir así el efecto de la matriz de dicha muestra. Si el calibrado externo y el de adiciones estándar tienen la misma pendiente, se concluye que la matriz no influye en la señal analítica y la cuantificación del analito puede llevarse a cabo mediante ambos calibrados.

#### P6.4. EQUIPOS Y MATERIAL

- Espectrofotómetro de Absorción Atómica con llama, equipado con una lámpara de cátodo hueco de Zn.
- 12 matraces aforados de 50 mL.
- 6 matraces aforados de 25 mL.
- 1 matraz aforado de 100 mL.
- 1 matraz aforado de 1000 mL.
- Pipetas de 10, 5 y 1 mL.
- 2 vasos de 100 mL.
- Vidrio de reloj.
- 1 embudo.
- 2 frascos lavadores.
- 3 peras / aspiradores para pipetas.
- Cuentagotas.
- 1 vaso de 500 mL para desechos.
- Varillas de vidrio.

#### P6.5. REACTIVOS NECESARIOS Y SU PREPARACIÓN

- Ácido clorhídrico concentrado, 36-38%.
- Zn metálico (aunque también es posible el uso de disoluciones patrón certificadas, habitualmente de 1.000 mg/L de concentración).
- Disolución de HCl 5 M. Se prepara por dilución adecuada del ácido concentrado teniendo en cuenta su densidad y riqueza.
- Disolución patrón de Zn de 100 mg/L. Se prepara disolviendo 0,1000 g de Zn metálico en 25 mL de HCl 5 M y diluyendo a 1 L con agua destilada.
- Disolución de HCl 0,125 M. Se prepara por dilución adecuada de la disolución 5 M.
- Disolución de trabajo de Zn de 5 mg/L. En un matraz de 100 mL se añaden 5,0 mL de la disolución patrón de Zn de 100 mg/L y se enrasa a 100 mL con la disolución HCl 0,125 M.

#### P6.6. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

##### *Obtención del calibrado externo*

Condiciones de trabajo del espectrofotómetro de llama:

- Longitud de onda: 213,9 nm.
- Rendija: 0,7 nm.
- Llama: aire-acetileno.

Se mide la absorbancia de una serie de disoluciones que contienen concentraciones de Zn comprendidas entre 0,1 y 1,0 mg/L (por ejemplo, 0,1, 0,2, 0,3, 0,4, 0,6, 0,8, 1,0 mg/L) preparadas a partir de la disolución de trabajo de Zn (5 mg/L) y enrasando a 50 mL con la disolución de HCl 0,125 M. Simultáneamente se prepara un blanco compuesto por HCl 0,125 M. Estas disoluciones darán lugar a lo que será el calibrado externo.

### Obtención del calibrado de adiciones estándar

Se transfieren a matraces aforados de 50 mL alícuotas de 5 mL de la muestra. Se le añaden volúmenes crecientes de una disolución patrón de trabajo de Zn (5 mg/L) y se controla la acidez con HCl 5 M y agua destilada, de forma que la concentración final de HCl en cada una de las disoluciones preparadas sea siempre de 0,125 M. Se mide su absorbancia a la longitud de onda seleccionada y se representa  $A=f(C)$ , llevándose a cabo un ajuste lineal por mínimos cuadrados de los puntos experimentales obtenidos. Se compara la pendiente obtenida del calibrado con la de la recta del calibrado externo. Si no hay diferencias significativas entre ambas, se concluye que en esta muestra no hay efecto matriz.

Si hay diferencias significativas, la concentración del analito se obtiene a partir de la ecuación obtenida del calibrado de adiciones estándar, extrapolando como se indica en la siguiente figura (la concentración se obtiene para un valor de  $y=0$ ) (ver Figura P6.1):

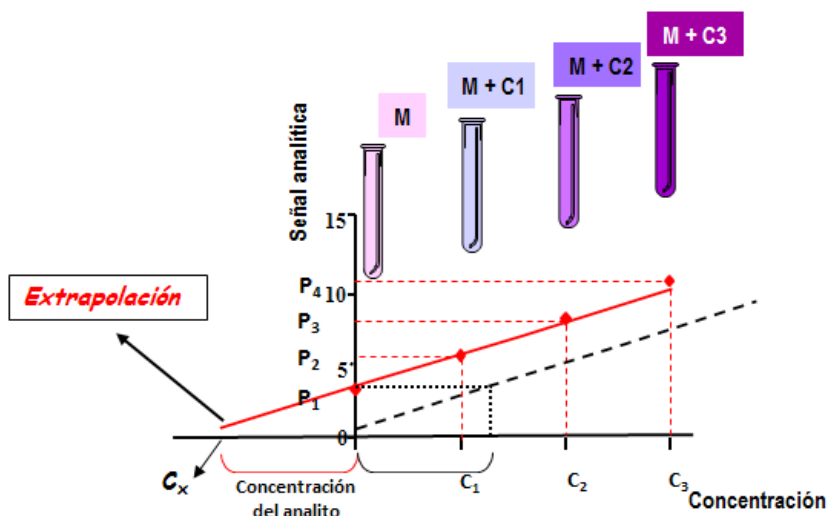


Figura P6.1: Calibración con adiciones estándar

### Determinación de Zn en agua

La concentración de Zn puede determinarse a partir del calibrado externo o de adiciones estándar.

Si se usa el calibrado externo, la acidez de la muestra se controla con HCl 5 M y con agua destilada, de forma que la concentración final de HCl sea 0,125 M. La lectura instrumental debe quedar incluida dentro del intervalo lineal del calibrado (por ejemplo, se toman dos alícuotas de 3 y 5 mL de la muestra a analizar; se añade el volumen necesario de HCl 5 M para que la concentración final de dicho ácido sea 0,125 M y se enrasa a 25 mL con agua destilada). Realizar el análisis de la muestra problema por triplicado.

El procedimiento a seguir si es necesario aplicar el método de adiciones estándar se ha detallado anteriormente.

### Determinación del límite de detección y cuantificación

Para poder calcular el límite de detección (LD) y el límite de cuantificación (LQ), es preciso realizar diez medidas del blanco. Aunque existen numerosas expresiones para calcular ambos límites, una buena aproximación es utilizar las siguientes expresiones:

$$LD = \frac{3 \cdot S_B}{m} \left( \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) \quad [\text{P6.1}]$$

$$LQ = \frac{10 \cdot S_B}{m} \left( \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) \quad [\text{P6.2}]$$

donde:  $S_B$  es la desviación estándar de las diez medidas del blanco (unidades de absorbancia, u.a.);  $m$  es la pendiente de la recta de calibrado.

## P6.7. CÁLCULOS Y EXPRESIÓN DE LOS RESULTADOS

- Representar las rectas de calibrado obtenidas con ambos métodos (calibrado externo y adiciones estándar) y obtener sus ecuaciones.
- Determinar la concentración de Zn en la muestra expresada en mg/L.
- Calcular, si es posible, el intervalo de confianza y la precisión del método utilizado.
- Determinar, si es posible, el límite de detección y cuantificación del método utilizado.

## P6.8. CUESTIONES

- 1) Especificar por qué y cómo se realiza el estudio del efecto matriz en esta determinación de Zn en aguas.

- 2) Comentar las diferencias entre ambos métodos, evaluando las ventajas e inconvenientes de cada uno de ellos.
- 3) ¿Mediante qué otros métodos podrías analizar cinc en aguas? ¿De qué dependerá la elección de uno u otro método?

### **P6.9. CONDICIONES DE SEGURIDAD. MANEJO DE REACTIVOS**

Para el trabajo con HCl, se recomienda utilizar ropa protectora adecuada, guantes y protección facial. En caso de salpicaduras, lavar inmediatamente con abundante volumen de agua limpia es el remedio más simple y efectivo.

Los reactivos utilizados deben ser manipulados o tratados antes de su eliminación, conforme a los requisitos de la legislación local.

# PRÁCTICA 7.

## Determinación espectrofotométrica de ortofosfatos en aguas

### P7.1. OBJETIVO

El objetivo de la práctica es la determinación espectrofotométrica de ortofosfatos en aguas residuales.

### P7.2. INTRODUCCIÓN

El fósforo presente en aguas naturales y residuales se encuentra mayoritariamente en forma de fosfatos. Estos se pueden clasificar en ortofosfatos, fosfatos condensados (piro-, meta- y otros polifosfatos), y fosfatos unidos a moléculas orgánicas. Pueden encontrarse en disolución, en partículas o detritus, o en los propios organismos acuáticos.

Las aguas residuales urbanas suelen contener detergentes, muchos de los cuales contienen fosfatos inorgánicos en su composición. Por otro lado, el uso de abonos inorgánicos, que están constituidos por diversas clases de fosfatos solubles [los más comunes derivan de los aniones metafosfato ( $\text{PO}_3^-$ ), pirofosfato ( $\text{P}_2\text{O}_7^{4-}$ ) y ortofosfato ( $\text{PO}_4^{3-}$ )], debido a su solubilidad, son arrastrados fácilmente por las aguas superficiales. Por todo ello los iones ortofosfatos están presentes de forma frecuente en aguas residuales de esta naturaleza.

Las aguas naturales contienen normalmente cantidades de estos fosfatos por debajo de 1,0 mg/L; cantidades superiores de estos nutrientes favorecen el crecimiento de algas, que consumen el oxígeno del medio acuático y pueden producir la desaparición de especies vegetales y animales. Consecuentemente, la determinación de ortofosfatos es importante a la hora de establecer la calidad de un agua y evaluar sus posibilidades de vertido directo o con un tratamiento previo.

### P7.3. FUNDAMENTO

El método se va a basar en la reacción de los iones ortofosfato con una disolución ácida que contiene iones molibdato y antimonio para formar un complejo antimoniol-fosfomolibdato, y reducción de dicho complejo para formar un complejo azul de molibdeno, intensamente coloreado. La medida de la absorbancia de este complejo se empleará para determinar la concentración de ortofosfato presente.

En medio ácido y en presencia de molibdato amónico, los ortofosfatos forman ácido fosfomolibdico. El ácido fosfomolibdico en presencia de un agente reductor adecuado se reduce a azul de molibdeno, producto fuertemente coloreado en el cual el estado de oxidación del molibdeno está entre 5 y 6. Con el agente reductor, en condiciones apropiadas, sólo se reduce el molibdeno combinado con el fósforo, mientras que el exceso de ácido molibdico libre no se ve afectado. En esta práctica se utiliza como reductor ácido ascórbico. El desarrollo de la coloración se acelera utilizando como catalizador el tartrato doble de antimonio y potasio. La determinación se lleva a cabo mediante medida espectrofotométrica a 882 nm.

Los polifosfatos y ciertos compuestos organofosforados pueden determinarse también si se transforman, por hidrólisis con ácido sulfúrico, en ortofosfatos, que reaccionan con el molibdato. Muchos compuestos organofosforados se transforman en ortofosfato por mineralización con peroxodisulfato. Cuando es preciso un tratamiento más enérgico, se utiliza la mineralización con mezcla de ácidos nítrico y sulfúrico.

Si la muestra presenta As(V), los arseniatos reaccionan con el reactivo molibdato para producir un color similar al que se forma con el fosfato. Incluso a concentraciones muy bajas, 0,1 mg/L de arsénico, éste interfiere en la determinación del fosfato. El Cr(VI) y el ion nitrito también interfieren, dando concentraciones menores en un 3% (si están a concentraciones de 1 mg/L) hasta un 10% (si están a concentraciones de 10 mg/L). Si la muestra a ensayar contiene arseniato, conviene reducirlo a arsenito con tiosulfato en medio ácido. La reducción a arsenito es cuantitativa para concentraciones de arseniato de hasta al menos 2 mg/L de As.

### P7.4. EQUIPOS Y MATERIAL

- Espectrofotómetro de absorción UV-Vis.
- Matraces aforados.
- Pipetas graduadas.
- Probeta.
- Cubetas espectrofotométricas, 10 mm.

### P7.5. REACTIVOS NECESARIOS Y SU PREPARACIÓN

- *Ácido sulfúrico concentrado*, 96-98%.
- *Fosfato diácido de potasio*,  $\text{KH}_2\text{PO}_4$ , sólido.
- *Fenoltaleína*.



- *Disolución de ácido sulfúrico, 5N*: se prepara diluyendo 70 mL del ácido concentrado hasta 500 mL con agua destilada.
- *Disolución de ácido ascórbico (100 g/L)*. Se disuelven 1,76 g de ácido ascórbico ( $C_6H_8O_6$ ) en 100 mL de agua destilada. La disolución es estable durante una semana a 4 °C, en un recipiente de vidrio de color topacio y puede utilizarse mientras se mantenga incolora.
- *Disolución de tartrato de antimonio y potasio*: se prepara disolviendo 1,3715 g de  $K(SbO)C_4H_4O_6 \cdot 0,5H_2O$ , trasvasándolo a un matraz de 500 mL y diluyendo con agua destilada hasta este volumen. Conservar en botella con tapón de vidrio.
- *Disolución de molibdato amónico*: se disuelven 20 g de heptamolibdato amónico tetrahidrato  $[(NH_4)_6Mo_7O_{24} \cdot 4H_2O]$  en 500 ml de agua destilada. Conservar en botella con tapón de vidrio.
- *Disolución patrón de ortofosfato,  $PO_4^{3-P}$  (50 mg/L)*. Se disuelven 0,2195 g de  $KH_2PO_4$  en agua destilada y se enrasa a 1000 mL.
- *Disolución de trabajo de ortofosfato,  $PO_4^{3-P}$  (2,5 mg/L)*. Se toman 5,0 mL de la disolución patrón de 50 mg/L y se enrasa a 100 mL con agua destilada.
- *Reactivo combinado*: se preparan 100 mL del reactivo combinado mezclando 50 mL de  $H_2SO_4$  5N, 5 mL de la disolución de tartrato de antimonio y potasio, 15 mL de la disolución de molibdato amónico y 30 mL de ácido ascórbico. Tras la adición de cada reactivo, mezclar bien. Los reactivos deben estar a temperatura ambiente antes de ser mezclados. Si apareciese turbidez en la mezcla agitar y dejarlos reposar durante unos minutos hasta que esa turbidez desaparezca. El reactivo es estable durante 4 h.

## P7.6. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

### *Obtención del calibrado*

A partir de la disolución de trabajo, en matraces de 50 mL, pipetear el volumen necesario para preparar seis disoluciones de fosfato comprendidas en el intervalo entre 0,15-1,30 mg/L. Se añaden a cada matraz, mientras se agita, 4 mL del reactivo. Se enrasa con agua destilada y se mezcla bien. Se mide la absorbancia de cada disolución en el espectrofotómetro a la longitud de onda 880 nm, una vez transcurridos entre 10 y 30 min, o bien a 700 nm si es admisible una pérdida de sensibilidad. Se utiliza agua destilada para cubeta de referencia.

### *Determinación de ortofosfatos en una muestra de agua*

En un Erlenmeyer de 125 mL, pipetear 50 mL de muestra y añadir una gota de fenoltaleína. Si apareciese un tono rojizo-rosáceo, añadir ácido sulfúrico 5N hasta su desaparición. Adicionar 8,0 mL del reactivo combinado y mezclar fuertemente. Des-

pués de un mínimo de 10 min, y un máximo de 30 min, medir la absorbancia de cada disolución a 880 nm, utilizando el blanco de reactivo como referencia.

La presencia de color o turbidez en el agua generalmente no interfiere a la longitud de onda de medida, sin embargo, se aconseja siempre hacer un blanco. En este caso añadir todos los reactivos, excepto el ácido ascórbico, a la muestra, y restar la absorbancia del blanco a la absorbancia de cada muestra.

### *Determinación de ortofosfato por el método de adición estándar*

Con el fin de minimizar el efecto matriz, se aplica el método de la adición estándar a no menos de cinco alícuotas de disolución problema. Las alícuotas se tomarán en función de la concentración obtenida para la muestra en la curva de calibrado. A estas alícuotas se les añaden cantidades crecientes de la disolución de trabajo de forma que la concentración de fosfato no exceda de 1,3 mg/L. Se añaden a cada matraz, mientras se agita, 4 mL del reactivo combinado. Se enrasa con agua destilada y se mezcla bien. Se mide la absorbancia de cada disolución en el espectrofotómetro a la longitud de onda elegida una vez transcurridos entre 10 y 30 min. Si la muestra tuviese arseniato, proceder de la forma indicada anteriormente.

## **P7.7. CÁLCULOS Y EXPRESIÓN DE LOS RESULTADOS**

- Representar la recta de calibrado y obtener su ecuación.
- Representar la recta de adiciones estándar y establecer si hay efecto matriz.
- Calcular la concentración de fosfato (en forma de fósforo) de la muestra en mg/L. De la interpolación de las muestras en el calibrado, y una vez restado el blanco, obtendremos la concentración de fosfato (en forma de fósforo) en mg/L, que llamaremos  $C_m$ . Posteriormente, para tener en cuenta la dilución efectuada en el propio procedimiento, se procedería así: [P7.1]

$$\text{mg} \frac{\text{P}}{\text{L}} = C_m \cdot \frac{58 \text{ mL}}{50 \text{ mL}}$$

donde 50 mL es el volumen de muestra tomado y 58 mL el volumen final de la disolución (debido a la adición de 8,0 mL del reactivo combinado).

- Calcular el intervalo de confianza y la precisión.

## **P7.8. CUESTIONES PROPUESTAS**

- Con el método seleccionado ¿se determinarían todos los fosfatos presentes en un agua residual? Indicar qué otro método se podría aplicar para determinar ortofosfatos en un agua.

- 2) ¿Cómo se podrían analizar los distintos tipos de fosfatos en un agua?
- 3) Indicar qué procedimiento se debería llevar a cabo para poder determinar el límite de detección del método aplicado.

### **P7.9. CONDICIONES DE SEGURIDAD. MANEJO DE REACTIVOS**

Es necesario utilizar ropa protectora adecuada, guantes y protección facial. En caso de salpicaduras, lavar inmediatamente con abundante volumen de agua limpia es el remedio más simple y efectivo. Hay que prestar especial cuidado al trabajo con ácidos fuertes como el  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , al uso de tartrato de antimonio y potasio por ser nocivo y peligroso para el medio ambiente, y al  $\text{KH}_2\text{PO}_4$  que es peligroso por inhalación y puede también ser irritante a los ojos.

Los reactivos utilizados deben ser manipulados o tratados antes de su eliminación, conforme a los requisitos de la legislación local.



# PRÁCTICA 8.

## Determinación de nitrógeno amoniacal y orgánico en aguas residuales (método Kjeldhal)

### P8.1. OBJETIVO

El objetivo de esta práctica es la determinación del contenido en nitrógeno amoniacal y orgánico en un agua residual, habitualmente denominado nitrógeno Kjeldahl. El nitrógeno amoniacal se determinará por destilación del amoníaco y posterior valoración con ácido y el nitrógeno orgánico se determinará mediante una volumetría, previa mineralización ácida de la muestra aplicando el método Kjeldahl.

### P8.2. INTRODUCCIÓN

El nitrógeno es un elemento constituyente de muchos materiales importantes en la actividad humana, como proteínas, fármacos y fertilizantes. Por ello, el análisis de nitrógeno en una gran variedad de muestras es especialmente importante. Es un elemento esencial para la vida de las plantas, sin embargo, su presencia en exceso lleva a que tengan lugar fenómenos de eutrofización con consecuencias negativas para la vida de los organismos acuáticos.

En el medio acuático, el nitrógeno puede existir en cuatro formas diferentes: nitrógeno orgánico, nitrógeno amoniacal, nitritos y nitratos. En un agua residual sin tratar se encuentra mayoritariamente como nitrógeno orgánico y amoniacal. Debido a la degradación de la materia orgánica que contiene nitrógeno y a la descomposición de la urea mediante la bacteria ureasa, de ahí la importancia de su determinación.

### P8.3. FUNDAMENTO

El nitrógeno orgánico se define funcionalmente como aquel que tiene estado de oxidación -3 y está unido a una molécula orgánica. No incluye todos los compuestos or-

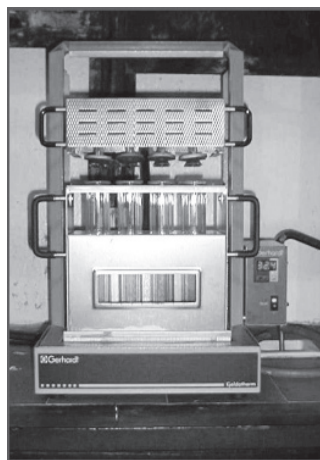
gánicos nitrogenados. Analíticamente, el nitrógeno orgánico y el amonio se pueden determinar juntos, y se hace referencia a ellos como “nitrógeno Kjeldahl” debido al método que se utiliza para su determinación. El método de Kjeldahl es uno de los análisis químicos más universalmente empleados, pues se adapta con facilidad a los análisis habituales de gran número de muestras.

El método se basa en la oxidación de la muestra con ácido sulfúrico concentrado y caliente (digestión), con lo que el nitrógeno orgánico se convierte en ion amonio, a continuación, se trata la disolución con un exceso de base fuerte, se destila el amoníaco formado y finalmente se valora.

Durante la etapa de oxidación o digestión, la materia orgánica de la muestra se transforma en dióxido de carbono y agua, sin embargo, el comportamiento del nitrógeno depende del tipo de combinación en que se encuentre. Así, los grupos amina o amida, como es el caso de la materia proteica, se convierten en ion amonio de forma casi siempre cuantitativa. Sin embargo, el nitrógeno en un estado de oxidación superior (grupos nitro, azo o azoxi), se transforma, durante la digestión, en nitrógeno elemental o en sus óxidos que no son retenidos en el frasco colector. En estos casos es necesario tratar la muestra con un agente reductor antes de la digestión con ácido sulfúrico.

Para la digestión con ácido sulfúrico, se añade una sal neutra, como el sulfato potásico, que aumenta el punto de ebullición del ácido sulfúrico y con ello la temperatura a la que se desarrolla la oxidación. No obstante, hay que proceder con cuidado a fin de evitar la oxidación del ion amonio, especialmente si la concentración de la sal es alta y se produce una excesiva evaporación del ácido sulfúrico durante la digestión. Catalizan la etapa de oxidación: mercurio, cobre, selenio, tanto en estado libre como combinados. Si se utiliza el ion mercurio, debe precipitarse éste con sulfuro antes de la destilación a fin de evitar la formación de complejos con amoníaco.

En la siguientes figuras se representa el equipo típico de digestión-destilación utilizado en el método Kjeldahl convencional. El matraz de cuello largo, utilizado tanto para la oxidación como para la destilación, se llama matraz Kjeldahl.

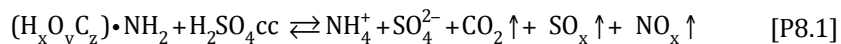


**Figura P8.1:**  
*Módulo  
de digestión*



**Figura P8.2:**  
*Módulo  
de destilación*

En primer lugar, la muestra se oxida con ácido sulfúrico concentrado y caliente (digestión), convirtiéndose el nitrógeno orgánico en ión amonio:



Cuando la oxidación se ha completado, se enfría el contenido del matraz, se diluye con agua, y se añade hidróxido sódico para formar amoníaco:



El amoníaco recogido se puede valorar por dos métodos:

1. En el primer método, el frasco colector contiene una cantidad conocida de ácido patrón. Tras la destilación, se valora por retroceso el exceso de ácido con base patrón. Por lo tanto, en esta valoración se necesitan dos disoluciones patrón (ácido para recoger el amoníaco y la base para la valoración) y un indicador con un viraje en la zona ácida, debido a la presencia de iones  $\text{NH}_4^+$  en el punto de equivalencia.
2. Un segundo método donde el frasco colector contiene un exceso no medido de ácido bórico que reacciona con el amoníaco originando iones amonio y borato:



El ion borato se valora finalmente con una disolución patrón de ácido fuerte:



En este caso sólo se necesita una disolución patrón y un indicador con viraje en la zona ácida debido a la presencia, en el punto de equivalencia, de ácido bórico e iones amonio.

Los indicadores más utilizados son el verde de bromocresol ( $\text{pK}_a = 4,7$ ), que presenta un intervalo de viraje desde pH 3,8 (amarillo) hasta 5,4 (azul), y el rojo de metilo ( $\text{pK}_a = 5,0$ ), con intervalo de viraje desde pH 4,2 (rojo) hasta 6,2 (amarillo). Si se utiliza este último indicador mezclado con azul de metileno se obtienen virajes muy netos, cuando se valora el borato con ácido fuerte, pasando del verde inicial, que originan el amarillo más el azul, al violeta final, suma del rojo y el azul.

La determinación del nitrógeno amoniacal en aguas sólo requiere la etapa de destilación y posterior valoración, aunque en el caso de aguas limpias, la valoración del amoníaco se puede llevar a cabo directamente sin necesidad de la etapa previa de destilación.

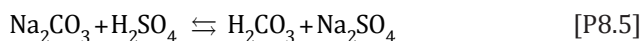
## P8.4. EQUIPOS Y MATERIAL

- Módulo de digestión.
- Módulo de destilación.
- Tubos de digestión de 250 mL.
- Matraces Erlenmeyer de 250 mL.
- Vasos de precipitados de 250 y 500 mL.
- Matraces aforados de 100, 500 mL y 1000 mL.
- Bureta de 25 y 50 mL.
- Pipeta de 10 mL.
- Probeta de 100 mL.
- Pesasustancias.

## P8.5. REACTIVOS NECESARIOS Y SU PREPARACIÓN

- *Disolución de hidróxido sódico del 40%, m/v.* En un vaso de precipitados se disuelven 200 g de NaOH en agua destilada y, posteriormente, se trasvasa a un matraz de 500 mL completando el volumen con agua destilada.
- *Disolución de ácido bórico del 2%:* en un vaso de precipitados de 250 mL se disuelven 10 g de ácido bórico en unos 100 mL de agua destilada. A continuación, se pasan a un matraz aforado de 500 mL y se enrasa con agua destilada.
- *Disolución indicadora:* se mezclan 2 volúmenes de disolución de rojo de metilo al 0,2% en etanol del 95% con 1 volumen de disolución de azul de metileno al 0,2% en etanol. La mezcla se prepara en el momento.
- *Tabletas de catalizador* (contienen  $K_2SO_4$  y  $CuSO_4 \cdot 5H_2O$ ). La presencia del Cu provoca un aumento de velocidad de la reacción, mientras que la sal de potasio proporciona un aumento en el punto de ebullición del ácido sulfúrico, evitándose así la excesiva evaporación del ácido.
- *Disolución patrón de ácido sulfúrico 0,03 M.* Se diluyen, aproximadamente, 2 mL de ácido sulfúrico concentrado (peso específico 1,84 g/cm<sup>3</sup>) a un volumen final de 1 L con agua destilada. Para determinar con exactitud la concentración del ácido sulfúrico patrón, se valora frente a una sustancia patrón tipo primario, como es el Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, siguiendo el procedimiento indicado a continuación:

Se pesan exactamente de 0,1000 a 0,1250 g de carbonato sódico, disolviéndose en unos 50 mL de agua destilada en un Erlenmeyer de 250 mL. A continuación, se añaden 3 gotas de la disolución indicadora descrita anteriormente y se valora con el ácido sulfúrico hasta que la disolución comience a cambiar de color, del verde inicial al violeta; en este momento se hierve la disolución durante 2 min aproximadamente, se enfría a temperatura ambiente y se completa la valoración. La reacción de valoración del ácido sulfúrico sería:





De esta forma, la molaridad del ácido sulfúrico se calcula de acuerdo con la siguiente expresión:

$$\text{mmol H}_2\text{SO}_4 = \text{mmol Na}_2\text{CO}_3 \quad [\text{P8.6}]$$

$$V_{\text{H}_2\text{SO}_4} \cdot M_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{\text{masa}_{\text{Na}_2\text{CO}_3}}{\text{Masa Molecular}_{\text{Na}_2\text{CO}_3}} \quad [\text{P8.7}]$$

donde  $V_{\text{H}_2\text{SO}_4}$  es el volumen gastado de ácido sulfúrico en la valoración, y  $M_{\text{H}_2\text{SO}_4}$  es la molaridad que se desea calcular.

## P8.6. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

Se introducen en el matraz Kjeldahl (con cuidado para que no quede en el cuello del matraz) 100 mL de muestra, 12 mL de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  concentrado y 1 tableta de catalizador. Preparar seis muestras siguiendo el procedimiento anterior. Se coloca cada tubo en el módulo de digestión, y el proceso se aplica simultáneamente a las seis muestras y a dos blancos (preparados siguiendo el mismo procedimiento pero en ausencia de muestra). La digestión se lleva a cabo durante 60 min a una temperatura de 410 °C. Separar la unidad de digestión del resto del equipo y dejar enfriar.

Seguidamente se añaden 20 mL de agua destilada. Esta operación se hace *con mucho cuidado*, ya que en este caso se está añadiendo agua sobre ácido sulfúrico, siendo este orden de adición contrario al recomendado habitualmente. La reacción es muy exotérmica, y se pueden producir proyecciones, e incluso, si el material no fuese el adecuado, romperse. Por eso, se debe añadir el agua de forma muy gradual, lentamente, dejando que resbale por la pared del tubo. Una vez hecho esto se coloca el tubo de digestión en el módulo de destilación (ésta se realiza por arrastre de vapor), en el que se ha colocado previamente un matraz Erlenmeyer de 250 mL que contiene 50 mL de disolución de ácido bórico al 2% en peso y 3 gotas de la disolución del indicador. En el caso de usar un sistema automático, el sistema se programaría para que tuviera la adición de 18 mL de NaOH (40% en peso), y que el proceso de destilación dure unos 210 s.

Una vez se ha recogido el  $\text{NH}_3$  destilado en la disolución de ácido bórico se realiza la valoración con ácido sulfúrico 0,03 M (previamente estandarizada) hasta viraje del indicador de verde a violeta. Repetir el proceso con el resto de las muestras.

## P8.7. CÁLCULOS Y RESULTADOS

Calcular la cantidad de nitrógeno orgánico y amoniacal en la muestra expresada, en mg N por litro de agua:

$$\text{meq H}_2\text{SO}_4 = \text{meq BO}_2^- = \text{meq NH}_3 = \text{meq N} \quad [\text{P8.8}]$$

$$\text{meq H}_2\text{SO}_4 = \text{meq N} \quad [\text{P8.9}]$$

$$2 \cdot \text{mmol H}_2\text{SO}_4 = \text{mmol N} \quad [\text{P8.10}]$$

$$2 \times (V - V_B) \cdot M_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{\text{mg N}}{14 \text{ mg / mmol}} \quad [\text{P8.11}]$$

donde  $V$  es el volumen en mL gastado en la valoración,  $V_B$  es el volumen consumido por el ensayo en blanco y  $M_{\text{H}_2\text{SO}_4}$  es la molaridad del ácido sulfúrico.

Por tanto:

$$\text{mg N} = 14 \frac{\text{mg}}{\text{mmol}} \cdot 2 \cdot (V - V_B) \cdot M_{\text{H}_2\text{SO}_4} \quad [\text{P8.12}]$$

ya la concentración de nitrógeno en la muestra, teniendo en cuenta que se han utilizado 100 mL (0,1 L):

$$\text{N Kjeldahl (mg / L)} = \frac{\left( 14 \frac{\text{mg}}{\text{mmol}} \cdot 2 \cdot (V - V_B) \cdot M_{\text{H}_2\text{SO}_4} \right)}{0,1 \text{ L}} \quad [\text{P8.13}]$$

Este nitrógeno Kjeldahl es la suma del nitrógeno orgánico y amoniacal presente en la muestra.

## P8.8. CUESTIONES PROPUESTAS

- 1) ¿Cuáles son las principales formas de nitrógeno en aguas naturales y aguas residuales?
- 2) La concentración de nitrógeno en el destilado se puede determinar, como hemos visto, mediante un método volumétrico, pero también mediante un método colorimétrico utilizando el reactivo Nessler. Describa en qué consiste dicho método colorimétrico.
- 3) Un agua residual municipal contiene 50 mg/L de amoníaco, ¿cuál es la concentración equivalente en mg de N por L de agua?
- 4) Establecer la especie mayoritaria del equilibrio  $\text{NH}_4^+/\text{NH}_3$  en aguas residuales (pH 10-11) y en aguas naturales (pH 6-8).

## P8.9. CONDICIONES DE SEGURIDAD. MANEJO DE REACTIVOS

Es necesario utilizar ropa protectora adecuada, guantes y protección facial. En caso de salpicaduras, lavar inmediatamente con abundante volumen de agua limpia es el remedio más simple y efectivo.

Hay que prestar especial atención a la adición de ácido sulfúrico al agua, que siempre debe realizarse lentamente y con mucha precaución.

Todos los residuos originados deben eliminarse conforme a los requisitos de la legislación local.

# PRÁCTICA 9.

## Proceso de coagulación-floculación aplicado a la sedimentación de un agua residual

### P9.1. OBJETIVO

El objetivo de esta práctica es la selección del tratamiento de coagulación y/o floculación óptimo para la eliminación de sólidos en suspensión mediante sedimentación.

### P9.2. INTRODUCCIÓN

La sedimentación consiste en la separación, por la acción de la gravedad, de las partículas en suspensión cuya densidad es mayor que la del agua. Es una de las operaciones unitarias más utilizadas en el tratamiento de las aguas residuales. Los términos sedimentación y decantación se utilizan de forma indistinta. La sedimentación se emplea para la eliminación de arenas (en el pretratamiento), para la eliminación de sólidos en suspensión (en el tratamiento primario), para la separación de la materia en suspensión biológica tras un proceso biológico de lodos activos (en los decantadores secundarios), para la concentración de lodos en los espesadores por gravedad, etc. En la mayoría de los casos, el objetivo principal es la obtención de un efluente clarificado, pero también es necesario producir un lodo cuya concentración de sólidos permita su fácil manejo y tratamiento.

La separación de la materia en suspensión por sedimentación presenta en muchos casos dificultades debido a la pequeña diferencia de densidad de la materia en suspensión con respecto al agua, que se traduce en la necesidad de aumentar el área del sedimentador y emplear tiempos de residencia más elevados, dada la baja velocidad de sedimentación de las partículas sólidas. Además, una parte considerable de los sólidos que no sedimentan pueden ser coloides, en los cuales cada partícula se encuentra estabilizada por cargas eléctricas negativas en su superficie. Este hecho hace que repela las partículas cercanas, impidiendo su colisión y la formación de flóculos. En

estos casos, el proceso de coagulación-floculación mejora el rendimiento de eliminación de contaminantes de forma muy importante.

Por una parte, la coagulación desestabiliza estos coloides mediante la neutralización de las fuerzas electrostáticas que los mantienen separados. Esto se logra mediante productos químicos (coagulantes) y energía de mezclado, que permiten que las partículas coloidales se aglomeren y formen flóculos de pequeño tamaño (a veces denominados microfloculos). Estos flóculos, inicialmente pequeños, se unen formando aglomerados de mayor tamaño en la floculación, mediante la adición de otros productos químicos denominados floculantes, que hacen que la sedimentación sea más eficaz.

Los coagulantes más utilizados son diferentes sales de aluminio y de hierro. Destacan por ejemplo, el sulfato de aluminio ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ), el sulfato ferroso ( $\text{FeSO}_4$ ), el sulfato férrico ( $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ ), el cloruro férrico ( $\text{FeCl}_3$ ) o diferentes tipos de policloruros de aluminio (PAC). Estos productos actúan a través de la formación, por hidrólisis, de los correspondientes hidróxidos, que son los que realizan la función floculante. Estos productos pueden utilizarse en combinación con cal ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) cuando la alcalinidad natural no es suficiente para que tenga lugar la formación de los hidróxidos. En menor medida, debido a su mayor coste, pueden utilizarse coagulantes orgánicos, de elevada densidad de carga y bajo peso molecular, como las poliaminas, el policloruro de dialildimetil amonio (PDADMAC), etc.

Con respecto a los floculantes, pueden utilizarse productos inorgánicos como por ejemplo la sílice activada, aunque se utilizan en mayor medida los floculantes orgánicos sintéticos. En este caso, se trata de macromoléculas de cadena larga, solubles en agua, obtenidas por asociación de monómeros simples, alguno de los cuales poseen cargas eléctricas o grupos ionizables. Según el carácter iónico de estos grupos activos, se distinguen polielectrolitos no iónicos, aniónicos y catiónicos. Sin lugar a duda, las poliacrilamidas aniónicas y catiónicas son los floculantes más utilizados en el ámbito del tratamiento de aguas residuales urbanas e industriales.

La elección del coagulante o floculante, o la combinación de ambos, más adecuada para un tipo de agua residual requiere la realización de los correspondientes ensayos de coagulación-floculación, siguiendo la metodología *jar-test*, que es la que se usará en esta práctica. Normalmente, los tratamientos más sencillos requieren sólo del uso de un floculante (en ese caso, catiónico), pero cuando existen suspensiones coloidales estables y se busca mejorar el rendimiento de eliminación de contaminantes se requiere a la utilización de un sistema dual (coagulante y floculante).

### P9.3. FUNDAMENTO

En esta práctica se utilizará una metodología tipo *jar-test* para la selección del tratamiento de coagulación/floculación más eficaz entre tres propuestos. Se analizará tanto la eficacia en la eliminación de sólidos como la velocidad de sedimentación obtenida con cada producto. Posteriormente, una vez seleccionado el tratamiento más eficaz, se hará un estudio detallado a diferentes dosis con el fin de determinar su dosis óptima.

## P9.4. EQUIPOS Y MATERIAL NECESARIO

- Agitador múltiple o “floculador”.
- 3 vasos de 600 mL.
- 3 probetas de 100 mL o 250 mL<sup>7</sup>.
- 3 pipetas de 0,5 o 1 mL.
- Cronómetro.
- Coagulantes y floculantes: a) sulfato de aluminio, b) policloruro de aluminio y c) poliacrilamida catiónica.

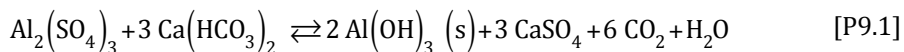
## P9.5. REACTIVOS NECESARIOS Y SU PREPARACIÓN

A continuación, se describen las características fundamentales de los productos que se van a utilizar en la práctica. Estos productos se facilitarán ya preparados para su uso.

### a) Sulfato de aluminio

El sulfato de aluminio es una sal metálica hidrolizable, al igual que el  $\text{FeCl}_3$ . Estas sales forman complejos de coordinación de diferente carga cuando se añaden al agua, cuya química es bastante compleja. En el caso del sulfato de aluminio se pueden formar, por ejemplo, el ión  $\text{Al}(\text{H}_2\text{O})_6^{3+}$ , especies mononucleares como el  $\text{Al}(\text{OH})(\text{H}_2\text{O})_5^{2+}$ , polinucleares como el  $\text{Al}_{13}\text{O}_4(\text{OH})_{24}^{7+}$  o formarse precipitados de  $\text{Al}(\text{OH})_3$  (s). Normalmente se utiliza en el intervalo de pH en el que se forma el precipitado estable de  $\text{Al}(\text{OH})_3$ , de forma que su efecto coagulante proviene no sólo de la neutralización de carga producida por los diferentes complejos de coordinación sino también por la formación de flóculos de  $\text{Al}(\text{OH})_3$  que pueden adsorber o atrapar en su interior coloides y sólidos en suspensión.

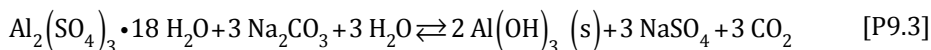
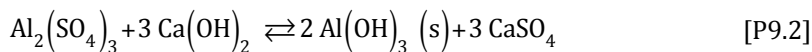
De forma simplificada, cuando se añade sulfato de aluminio a un agua residual con suficiente alcalinidad (bicarbonatos de calcio y magnesio, fundamentalmente), la reacción que tiene lugar es la siguiente:



El pH óptimo para esta reacción es 5-7,5. La dosis que se suele utilizar de este producto varía entre 100 y 300 mg/L. La aplicación de sulfato de aluminio es idónea para aguas residuales poco contaminadas, y con pH próximo a 7.

Si el agua a tratar no tiene suficiente alcalinidad, es necesario añadir una base como por ejemplo la cal ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) o el carbonato de sodio ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ), dando lugar a las siguientes reacciones.

<sup>7</sup> Cuanto más grande sea la probeta, sobre todo en términos de altura, las medidas de velocidad de sedimentación serán más fáciles y exactas.



### b) Policloruro de aluminio

El policloruro de aluminio, de fórmula general  $\text{Al}_n(\text{OH})_m\text{Cl}_{3n-m}$ , incorpora en su molécula básicas cadenas poliméricas hidroxiladas, coagula más rápidamente que cualquier otra sal metálica monomérica de aluminio debido a que no necesitan una hidrólisis previa.

Funcionan mejor que las sales de aluminio a temperaturas bajas, requieren dosis menores y, además, los niveles de aluminio disuelto que quedan en las aguas tratadas son menores. También tienen un intervalo de pH óptimo más amplio, entre 6 y 9, y producen un consumo bajo o nulo de alcalinidad del agua, dependiendo de su basicidad. Sin embargo, tienen un mayor coste que el sulfato de aluminio.

### c) Poliacrilamida (PAM)

Las PAMs son polímeros orgánicos de alto peso molecular y baja densidad de carga, lo que les hace productos floculantes óptimos. Pueden utilizarse como único tratamiento, cuando el objetivo es la eliminación de sólidos en suspensión o la deshidratación de lodos, o utilizarse en sistemas duales, después de un coagulante, p. ej. sulfato de aluminio o policloruros de aluminio, dando lugar a mejores resultados. El mecanismo de floculación principal por el que actúan las poliacrilamidas es el de la formación de puentes, que da lugar a flóculos de gran tamaño.

El intervalo de pH al que funcionan las PAMs es muy amplio, y las dosis necesarias son muy pequeñas comparadas con las que se utilizan para los coagulantes, por ejemplo, de 1 a 10 mg/L de producto puro, e incluso inferiores. Debido a su elevado peso molecular y su consiguiente elevada viscosidad, se preparan siempre en concentraciones muy bajas, comprendidas habitualmente entre el 0,05 y el 0,25%.

## P9.6. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

### a) Selección del tratamiento más eficaz:

1. Realizar la medida de los sólidos en suspensión/turbidez<sup>8</sup> de la muestra de agua residual.

<sup>8</sup> Dependiendo de las necesidades y materiales disponibles en el laboratorio, se puede utilizar la medida de sólidos en suspensión o la de turbidez como indicador de eficacia de los diferentes tratamientos de coagulación-floculación. La medida de sólidos en suspensión tiene la desventaja del tiempo de secado de los filtros mientras que la turbidez que se determina prácticamente de forma instantánea.

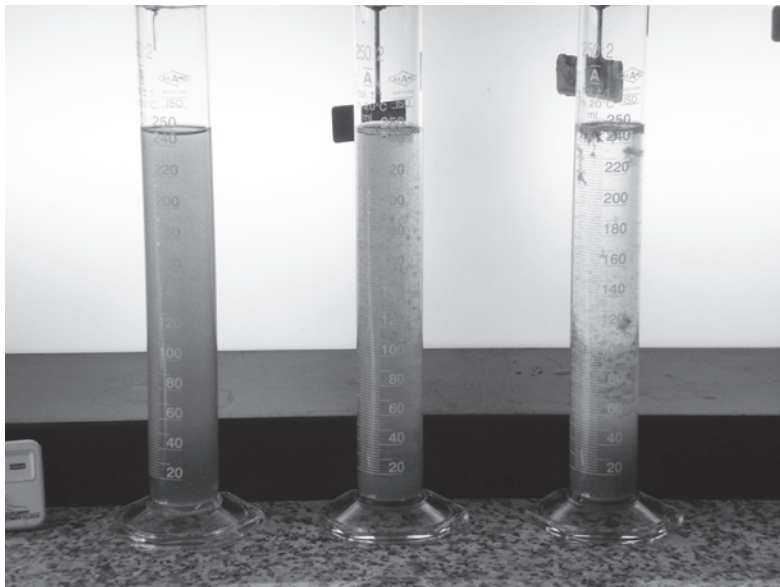
2. Tomar 300 mL de muestra problema en cada uno de los tres vasos de precipitados.
3. Añadir a cada vaso de precipitados la correspondiente dosis de coagulante o floculante<sup>9</sup>. Esta dosis puede ser muy diferente dependiendo del tipo de coagulante o floculante que se use y de la carga contaminante del agua residual. Puede utilizarse una misma dosis para todos los productos o bien añadir una dosis diferente a cada uno de ellos, dependiendo de los productos que se utilicen. Las sales de aluminio requieren siempre dosis mayores que los policloruros de aluminio y, a su vez, éstos necesitan concentraciones muy superiores a las de las poliacrilamidas. Unas dosis de partida podrían ser las siguientes: 50-250 mg/L para el sulfato de aluminio, 25-100 mg/L para los policloruros de aluminio y 5-25 mg/L para las poliacrilamidas. Los diferentes productos deben prepararse de acuerdo a las recomendaciones de los suministradores<sup>10</sup>.
4. Agitar las 3 muestras enérgicamente durante 3 min para producir un mezclado de gran intensidad que distribuya el coagulante/floculante y promueva colisiones rápidas, destruyendo la estabilidad del sistema coloidal.
5. Disminuir la velocidad de agitación hasta el mínimo para favorecer el proceso de floculación con un mezclado lento durante 15 min. De esta forma, se irán formando flóculos de cada vez mayor tamaño. Un mezclado demasiado intenso los rompería y difícilmente se volverían a formar en tamaño y fuerza óptimos. Se debe observar el flóculo formado en cada muestra, anotando en cada una de ellas el aspecto de la floculación:
  - No hay flóculo.
  - Flóculo apenas visible, pequeños puntos.
  - Pequeño flóculo.
  - Flóculo de tamaño mediano.
  - Flóculo grande.
  - Flóculo muy grande.
6. Una vez finalizado el proceso de floculación, verter las tres muestras en diferentes probetas de 100 mL/250 mL (según disponibilidad) para estudiar la velocidad de sedimentación de los flóculos formados en decantación simple (Figura 1). Para ello,

---

<sup>9</sup> Se pueden probar tanto sistemas simples, utilizando sólo un producto, como la utilización de sistemas duales (adición de coagulante seguida de la adición de un floculante). Esto depende de la disponibilidad de coagulantes y floculantes, y del tipo de agua residual a tratar.

<sup>10</sup> Cada producto puede requerir prepararse a diferentes concentraciones siguiendo las indicaciones del suministrador. El sulfato de aluminio puede prepararse relativamente concentrado a partir del reactivo analítico, por ejemplo 10-25% en peso, y el policloruro de aluminio puede añadirse directamente como producto comercial o bien diluirse a concentraciones similares a las del sulfato de aluminio. Sin embargo, las poliacrilamidas comerciales se preparan a concentraciones del 0,05-0,25% en peso.

anotar el % de fango formado (en volumen) a diferentes intervalos. Como referencia, pueden utilizarse los siguientes tiempos: 2, 5, 10, 15, 30 y 60 min<sup>11</sup>.



**Figura P9.1:** Obtención de las curvas de sedimentación

7. Una vez transcurrido el proceso de sedimentación, tomar 50/100 mL de sobrenadante de cada muestra para medir la cantidad de sólidos en suspensión/turbidez del clarificado.
8. Comparar los resultados antes y después del tratamiento y seleccionar el coagulante/floculante más adecuado para esta agua residual.

### *b) Selección de la dosis óptima (del tratamiento más eficaz)*

Una vez elegido el producto más eficaz de los tres ensayados, se evaluará la dosis óptima del tratamiento. Para ello, se llevará a cabo el mismo procedimiento experimental que el indicado en el apartado *a)* pero añadiendo distintas cantidades de coagulante o floculante. Se pueden añadir tres dosis diferentes a la utilizada en el apartado *a)* o bien

<sup>11</sup> En una probeta de 100 mL, el % de fango es el volumen en mL que alcanza la interfase que separa el agua clarificada del fango. Esta interfase, a medida que aumenta el tiempo de sedimentación, va bajando desde la parte superior a la inferior de la probeta. Inicialmente, el porcentaje de fangos inicial es 100% (no hay clarificado), y a medida que transcurre la sedimentación, el porcentaje de fangos va disminuyendo. Si la probeta es de 250 mL, el % de fangos se calcula como:  $100 \cdot (250 - \text{altura interfase, mL}) / 250$ . También pueden instalarse escalas milimetradas en las probetas para medir directamente la altura de la interfase y, por tanto, construir curvas de sedimentación altura vs. tiempo.



repetir también la dosis probada en el apartado *a*), como réplica, para analizar así la reproducibilidad de los resultados y discutir las diferentes fuentes de error.

Aunque no está indicado en este guión, también se podría hacer un estudio del pH óptimo de alguno de los coagulantes/floculantes mediante *jar-test*.

### P9.7. CÁLCULO Y EXPRESIÓN DE LOS RESULTADOS

En la selección del tratamiento más eficaz y de la dosis óptima del mismo, comparar la eliminación de sólidos en suspensión/turbidez con respecto al agua inicial y las velocidades de sedimentación de los tres tratamientos utilizados. El tratamiento óptimo es aquél que logra un elevado grado de clarificación del agua a la vez que obtiene una elevada velocidad de sedimentación. Otro parámetro a considerar, también derivado de las curvas de velocidad de sedimentación, es la concentración final del fango. Cuanto más concentrado esté el fango, el tratamiento es mejor, pues la deshidratación y espesado posteriores son más fáciles y económicos.

### P9.8. CUESTIONES PROPUESTAS

- 1) ¿Cuál es la expresión matemática que relaciona la velocidad de sedimentación (libre o no impedida) con los factores de los que depende?
- 2) ¿Cuáles son los tiempos de retención típicos en decantadores primarios para el tratamiento de aguas residuales urbanas o industriales?
- 3) Comparar los tratamientos de sedimentación con la flotación por aire disuelto para la eliminación de sólidos en suspensión: ventajas e inconvenientes.
- 4) ¿Cuáles son las dosis típicas de coagulantes y floculantes utilizadas en la depuración de aguas residuales urbanas e industriales?

### P9.9. CONDICIONES DE SEGURIDAD. MANEJO DE REACTIVOS

Las consideraciones más relevantes en cuanto a la seguridad e higiene en el manejo de reactivos derivan del uso coagulantes y floculantes. Normalmente, las disoluciones de sulfato de aluminio y sobre todo las de policloruros de aluminio tienen pHs muy ácidos (pH 1-2) y pueden resultar corrosivas.

Dependiendo de si se utiliza un agua residual real o si se utiliza un agua sintética (por ejemplo una suspensión de caolín o de carbonato cálcico), habría que disponer de las medidas de protección recomendadas para trabajar con un agua residual real, por ejemplo, el empleo de guantes y gafas de seguridad u otras medidas dependiendo de la naturaleza y peligrosidad de dicho agua.



# Bibliografía

- American Public Health Association (APHA), American Water Works Association (AWWA), Water Environment Federation (WEF). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. American Public Health Association. Washington (Estados Unidos), 2005.
- Andreoli, C.V., von Sperling, M., Fernandes, F., Ronteltap, M. *Biological Wastewater Treatment Series. Vol: 6. Sludge Treatment and Disposal*. IWA Publishing. Londres (Reino Unido), 2007.
- Davis, M. L. *Water and Wastewater Engineering: Design Principles and Practice*. McGraw Hill. Michigan (Estados Unidos), 2010.
- De Azevedo, J. M., Acosta, G. *Manual de Hidráulica*. 6ª ed. Harla. México D.F. (México), 1976.
- Hernández, A. *Manual de Diseño de Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales*. Colegio de Ingenieros de Caminos, Canales y Puertos. Madrid (España), 1997.
- Letterman, R. D. *Water Quality and Treatment: a Handbook of Community Water Supplies*. 5ª ed. American Water Works Association. McGraw Hill. Nueva York (Estados Unidos), 1999.
- de Lemos Chernicharo, C. A. *Biological Wastewater Treatment Series. Vol: 4. Anaerobic Reactors*. IWA Publishing. Londres (Reino Unido), 2007.
- Lin, S. D. *Water and Wastewater Calculations Manual*. 2ª ed. McGraw Hill. 2007.

- Metcalf & Eddy Inc. *Ingeniería de Aguas Residuales: Tratamiento, Vertido y Reutilización*. 3ª ed. McGraw-Hill. Madrid (España), 1998.
- Metcalf & Eddy Inc. *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. 4ª ed. McGraw-Hill. Nueva York (Estados Unidos), 2004.
- von Sperling, M. *Biological Wastewater Treatment Series. Vol: 1. Wastewater Characteristics, Treatment and Disposal*. IWA Publishing. Londres (Reino Unido), 2007a.
- von Sperling. *Biological Wastewater Treatment Series. Vol: 2. Basic Principles of Wastewater Treatment*. IWA Publishing. Londres (Reino Unido), 2007b.
- von Sperling, M. *Biological Wastewater Treatment Series. Vol: 5. Activated Sludge and Aerobic Biofilm Reactors*. IWA Publishing. Londres (Reino Unido), 2007c.
- Wang, L. K., Wu, Z., Shamma, N. K. *Chapter 10: Rotating Biological Contactors*. En: L. K. Wang, N. C. Pereira, Y. T. Hung. Eds. *Biological Treatment Process*, Humana Press. Nueva York (Estados Unidos), 2009.



