

CURSOS TÉCNICOS

TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUAIS

PROCESSOS DE TRATAMENTO BIOLÓGICO

Coordenação científica

Helena Marecos do Monte

Autoria

Helena Marecos do Monte

Maria Teresa Santos

Ana Maria Barreiros

Em parceria com:



ERSAR

CURSOS TÉCNICOS

TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUAIS

PROCESSOS DE TRATAMENTO BIOLÓGICO

Coordenação científica

Maria Helena Marecos do Monte

Autoria

Maria Helena Marecos do Monte

Maria Teresa Loureiro dos Santos

Ana Maria Barreiros



FICHA TÉCNICA

TÍTULO:

Tratamento de Águas Residuais
Processos de Tratamento Biológico

COORDENAÇÃO CIENTÍFICA:

Maria Helena Marecos do Monte

AUTORIA:

Maria Helena Marecos do Monte

(Área Departamental de Engenharia Civil do Instituto Superior de Engenharia de Lisboa,
Instituto Politécnico de Lisboa)

Maria Teresa Loureiro dos Santos

(Área Departamental de Engenharia Química do Instituto Superior de Engenharia de Lisboa,
Instituto Politécnico de Lisboa)

Ana Maria Barreiros

(Área Departamental de Engenharia Química do Instituto Superior de Engenharia de Lisboa,
Instituto Politécnico de Lisboa)

COMISSÃO TÉCNICA DE APRECIÇÃO:

Mário Caneira (ERSAR)

Maria José Franco (ERSAR)

EDIÇÃO:

Entidade Reguladora dos Serviços de Águas e Resíduos

Instituto Superior de Engenharia de Lisboa

CONCEPÇÃO GRÁFICA:

Brand Practice

COMPOSIÇÃO E PAGINAÇÃO:

Is To Communicate

IMPRESSÃO E ACABAMENTOS:

Guide – Artes Gráficas, Lda

LOCAL E DATA DE EDIÇÃO:

Lisboa, dezembro de 2018

ISBN:

978-972-98996-7-6

PREFÁCIO DA ERSAR

Enquanto entidade reguladora das entidades gestoras de serviços de águas e resíduos, a ERSAR tem responsabilidade, ao nível da gestão do ciclo urbano da água, na promoção da sustentabilidade ambiental da utilização de recursos ambientais e na prevenção da poluição, a nível dos impactos dos serviços na água, no ar e no solo e da salvaguarda da saúde pública, garantindo o uso eficiente dos recursos hídricos.

A ERSAR tem seguido uma estratégia de permanente apoio às entidades gestoras e ao setor em geral, para as questões da qualidade na conceção, execução, gestão e exploração dos sistemas multimunicipais e municipais, que visa, entre outros objetivos, a procura de uma melhor gestão global dos recursos hídricos. A capacitação dos técnicos do setor em matérias ligadas ao tratamento de águas residuais é fundamental para assegurar esse objetivo, contribuindo para melhorias num setor fulcral para o desenvolvimento ambiental e social em Portugal.

A presente publicação, inserida na série “Cursos Técnicos” publicada pela ERSAR, e intitulada “Tratamento de Águas Residuais – Processos de Tratamento Biológico” visa preencher uma lacuna relativa à existência em língua portuguesa de uma obra completa sobre o tratamento de águas residuais. Esta obra resulta de um protocolo de Cooperação Científica e Técnica celebrado entre a ERSAR e o Instituto Superior de Engenharia de Lisboa (ISEL), ao abrigo do qual já foram produzidas outras publicações e trabalhos entre as duas entidades.

Este curso técnico faz parte de um conjunto de três volumes, resultantes da organização desta publicação, face ao elevado número de capítulos, prevendo-se que cada um deles venha a constituir uma edição da Série dos Cursos Técnicos (CT) publicados pela ERSAR:

- CT 5 – dedicado às operações e aos processos químicos unitários de tratamento da fase líquida;
- CT 6 – dedicado aos processos biológicos da fase líquida, tanto os mecanizados como os naturais (a presente obra);
- CT 7 – dedicado aos tratamentos das fases sólida (lamas) e gasosa (desodorização).

Com a publicação deste curso técnico, cujos conteúdos tratam dos processos unitários de tratamento biológico da fase líquida, a ERSAR pretende, além de constituir uma mais-valia para a capacitação do setor nacional, proporcionar uma importante obra para a Comunidade dos Países de Língua Portuguesa, reforçando a posição que a ERSAR tem tido nesta área. Esperamos que os técnicos atuais e futuros do setor venham a beneficiar da disponibilização desta obra para apoiar a sua formação e capacitação nestas matérias, com o objetivo de melhorar o setor dos serviços de águas e em particular as práticas associadas ao tratamento de águas residuais.

O Conselho de Administração da ERSAR

Orlando Borges

(Presidente)

Ana Barreto Albuquerque

(Administradora)

Paulo Lopes Marcelo

(Administrador)

PREFÁCIO DA COORDENAÇÃO CIENTÍFICA

A engenharia do tratamento de águas residuais conta já com numerosas obras de vulto em Portugal, como o atestam as grandes ETAR das maiores cidades do país e também as de menor dimensão, que tanto têm contribuído para a recuperação da qualidade da água dos rios e praias do país. A maioria destas obras cumpre cabalmente a sua função, evidenciando a maturidade dos profissionais deste setor e do ensino nesta temática ministrado nas escolas de ensino superior portuguesas. É, por isso, um pouco paradoxal, que não exista um livro português sobre o tratamento de águas residuais, obrigando os estudantes e os profissionais do setor a socorrer-se de bibliografia de outros países, nomeadamente em língua inglesa.

A presente publicação, inserida na série “Cursos Técnicos” publicada pela ERSAR vem, de certa forma, preencher esta falta. A sua elaboração resulta de um protocolo de colaboração técnico-científica celebrado entre a ERSAR e o ISEL. Trata-se de um texto de carácter eminentemente didático, alicerçado no ensino da unidade curricular de “Estações de Tratamento de Águas Residuais”, ministrada no Curso de Mestrado em Engenharia Civil / Área de Especialização de Hidráulica, do ISEL, e que embora mais completo do que aquilo que é possível lecionar numa unidade curricular semestral, procura ser uma obra concisa e bastante prática, que tanto pode ser útil a um estudante como a um profissional que procure recordar ou clarificar conceitos já aprendidos.

O tratamento de águas residuais não se cinge apenas ao tratamento da chamada fase líquida, mas inclui também o tratamento das lamas e a desodorização da atmosfera de zonas de cheiros mais ofensivos. A panóplia de operações e processos unitários de tratamento de águas residuais é, assim, bastante vasta, resultando em mais de uma trintena de capítulos. Por tal motivo, optou-se por organizar esta publicação em três volumes: o primeiro dedicado a operações unitárias de tratamento, o segundo aos processos de tratamento biológico, tanto os mecanizados como os naturais e o terceiro focado no tratamento de lamas e desodorização de atmosferas com odor desagradável.

Uma obra desta amplitude requer, necessariamente, a colaboração de diversos autores e a revisão crítica da equipa da ERSAR que acompanhou este projeto. Foi para mim essencial trabalhar com as Professoras Maria Teresa Loureiro dos Santos e Ana Maria Barreiros Joanaz de Melo, ambas docentes do ISEL, na elaboração do Curso Técnico 6. Agradeço ainda a empenhada colaboração do Professor António Albuquerque, docente da UBI, na elaboração do Capítulo 7 deste volume. De igual forma, cumpre registar, com muito apreço, os contributos do Eng.º Mário Caneira e da Eng.ª Maria José Franco, no âmbito do acompanhamento deste projeto por parte da ERSAR.

O esforço e empenho dedicado pelos Autores à elaboração desta obra em três volumes será plenamente recompensado se for considerada pelos seus utilizadores – estudantes ou já profissionais – como um sólido contributo para a sua formação em engenharia do tratamento de águas residuais.

Maria Helena Ferreira Marecos do Monte

Professora Coordenadora com Agregação do Instituto Superior de Engenharia de Lisboa, Instituto Politécnico de Lisboa

ÍNDICE GERAL

PREFÁCIO DA ERSAR	V
PREFÁCIO DA COORDENAÇÃO CIENTÍFICA	VII
1. FUNDAMENTOS DOS PROCESSOS DE TRATAMENTO BIOLÓGICO .	1
2. LAMAS ATIVADAS	31
3. LEITOS PERCOLADORES	113
4. DISCOS BIOLÓGICOS	143
5. BIOFILTROS	177
6. REATORES BIOLÓGICOS DE MEMBRANAS	203
7. LEITOS DE MACRÓFITAS	239
8. LAGOAS DE ESTABILIZAÇÃO	279
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	321
ANEXO I – CONSTANTES CINÉTICAS	331
ANEXO II – MICROALGAS	333
ANEXO III – MEDIÇÃO DA PERMEABILIDADE DO SOLO	335
SOBRE AS AUTORAS	337

ÍNDICE DETALHADO

PREFÁCIO DA ERSAR	V
PREFÁCIO DA COORDENAÇÃO CIENTÍFICA	VII
1. FUNDAMENTOS DOS PROCESSOS DE TRATAMENTO BIOLÓGICO .	1
1.1. Objetivo	1
1.2. Microrganismos agentes da depuração de águas residuais. . . .	2
1.3. Mecanismos da remoção dos poluentes por processos biológicos	5
1.3.1. Metabolismo microbiano no tratamento de águas residuais urbanas.	5
1.3.1.1. Remoção de matéria orgânica	5
1.3.1.2. Remoção de nutrientes	8
1.3.2. Cinética do crescimento microbiano	13
1.3.2.1. Conceitos gerais	13
1.3.2.2. Balanços de massa	21
1.4. Reatores biológicos	22
1.4.1. Tipologia dos reatores biológicos.	22
1.4.2. Balanços de massa aos reatores biológicos	24
1.5. Exercícios	28
2. LAMAS ATIVADAS	31
2.1. Objetivo	31
2.2. Mecanismos dos reatores de lamas ativadas	31
2.2.1. Fundamentos do processo de lamas ativadas	31
2.2.2. Fatores condicionantes da eficiência de tratamento em lamas ativadas.	34
2.2.2.1. Nota introdutória	34
2.2.2.2. Características das águas residuais	34
2.2.2.3. Caracterização da biomassa num reator de lamas ativadas	35
2.2.2.4. Razão Alimento / Microrganismos – carga mássica	36
2.2.2.5. Tempo de retenção dos sólidos e recirculação	40
2.2.2.6. Tipo de escoamento hidráulico no reator de lamas ativadas	44
2.2.2.7. Produção de lamas	50
2.2.2.8. Transferência de oxigénio	52
2.2.3. Modificações do processo de lamas ativadas	56
2.2.3.1. Nota introdutória	56
2.2.3.2. Canal de oxidação	57

2.2.3.3. Reator descontínuo sequencial (SBR)	59
2.2.3.4. Arejamento e alimentação escalonados	60
2.2.4. Remoção de nutrientes em reatores de lamas ativadas . . .	61
2.2.4.1. Conceitos gerais	61
2.2.4.2. Remoção de azoto	62
2.2.4.3. Remoção de fósforo	66
2.2.4.4. Remoção conjunta de azoto e fósforo.	67
2.2.5. Biosseletores para prevenir o desenvolvimento de bactérias filamentosas	69
2.2.6. Comparação das vantagens e desvantagens dos diversos tipos de reatores de lamas ativadas	70
2.3. Tipologia dos reatores de lamas ativadas	74
2.4. Disposições construtivas dos sistemas de lamas ativadas	75
2.4.1. Constituição do sistema de lamas ativadas.	75
2.4.2. Reator de lamas ativadas	76
2.4.3. Sistema de arejamento	79
2.4.4. Sistema de recirculação	81
2.4.5. Unidade de separação de biomassa	82
2.4.6. Casos particulares – canal de oxidação	83
2.5. Dimensionamento de reatores de lamas ativadas	84
2.5.1. Nota introdutória.	84
2.5.2. Metodologia de dimensionamento de sistemas de lamas ativadas	84
2.5.3. Critérios de dimensionamento de sistemas de lamas ativadas .	86
2.5.4. Modelos de simulação	89
2.6. Requisitos de O&M de sistemas de lamas ativadas	91
2.6.1. Operação de sistemas de lamas ativadas	91
2.6.1.1. Controlo da eficiência do processo	91
2.6.1.2. Controlo do nível de oxigénio dissolvido no reator biológico	91
2.6.1.3. Controlo da recirculação de lamas	92
2.6.1.4. Controlo do excesso de lamas	95
2.6.1.5. Problemas operacionais	96
2.6.1.5.1. <i>Principais problemas</i>	96
2.6.1.5.2. <i>Bulking</i>	96
2.6.1.5.3. <i>Ascensão de lamas à superfície do reator biológico</i>	99
2.6.1.5.4. <i>Formação de escumas</i>	100
2.6.1.6. Exame microscópico	101
2.6.1.7. Arranque e colocação fora de serviço	102
2.6.1.7.1. <i>Arranque de um sistema de lamas ativadas</i>	102

2.6.1.7.2. Retirada de serviço de um sistema de lamas ativadas	103
2.6.2. Manutenção de sistemas de lamas ativadas	104
2.7. Exercícios	105
3. LEITOS PERCOLADORES	113
3.1. Objetivo	113
3.2. Mecanismos de depuração em leitos percoladores	113
3.2.1. Nota introdutória	113
3.2.2. Atividade do biofilme	114
3.2.3. Fatores condicionantes da eficiência de tratamento em leitos percoladores	116
3.2.4. Recirculação ao leito percolador	117
3.2.5. Vantagens e desvantagens dos leitos percoladores	118
3.3. Tipologia dos reatores de leitos percoladores	119
3.4. Disposições construtivas dos leitos percoladores	120
3.4.1. Constituição dos leitos percoladores	120
3.4.2. Sistema de distribuição da água residual	122
3.4.3. Meio de enchimento	123
3.4.4. Sistema de drenagem	126
3.4.5. Sistema de ventilação	127
3.5. Dimensionamento de reatores de leitos percoladores	127
3.5.1. Nota introdutória	127
3.5.2. Metodologia de dimensionamento de leitos percoladores	128
3.5.2.1. Volume do leito percolador	128
3.5.2.2. Sistema de distribuição do afluente	134
3.5.2.3. Sistema de drenagem	134
3.5.2.4. Sistema de ventilação	134
3.5.3. Critérios de dimensionamento de leitos percoladores	135
3.6. Requisitos de O&M de leitos percoladores	136
3.7. Exercícios	138
4. DISCOS BIOLÓGICOS	143
4.1. Objetivo	143
4.2. Mecanismos do processo em discos biológicos	143
4.2.1. Descrição do processo de tratamento	143
4.2.2. Fatores condicionantes da eficiência de tratamento em discos biológicos	150
4.2.2.1. Nota introdutória	150
4.2.2.2. Cargas hidráulica e orgânica	151

4.2.2.3. Características da água residual	152
4.2.2.4. Atividade do biofilme	152
4.2.2.5. Transferência de oxigénio.	154
4.2.2.6. Flexibilidade operacional	155
4.2.2.7. Produção de lammas	155
4.2.3. Vantagens e desvantagens dos discos biológicos.	156
4.3. Tipologia dos reatores de discos biológicos	157
4.4. Disposições construtivas dos discos biológicos.	158
4.4.1. Constituição dos discos biológicos.	158
4.4.2. Material dos discos biológicos	160
4.4.3. Tanque dos discos biológicos	161
4.4.4. Sistema de rotação dos discos biológicos	162
4.4.5. Sistema de arejamento.	163
4.4.6. Cobertura dos discos biológicos.	164
4.5. Dimensionamento de reatores de discos biológicos	164
4.5.1. Nota introdutória.	164
4.5.2. Metodologia de dimensionamento de discos biológicos. . .	165
4.5.3. Critérios de dimensionamento de discos biológicos	166
4.6. Requisitos de O&M de discos biológicos	167
4.7. Exercícios	170
5. BIOFILTROS	177
5.1. Objetivo	177
5.2. Mecanismos do processo de biofiltração	178
5.2.1. Descrição do processo	178
5.2.2. Fatores condicionantes da eficiência de tratamento em biofiltros	179
5.2.2.1. Nota introdutória	179
5.2.2.2. Lavagem do material filtrante	180
5.2.2.3. Meio de enchimento	181
5.2.2.4. Transferência de oxigénio.	183
5.2.3. Biofiltros de fluxo descendente com leito estático e lavagem em contracorrente	184
5.2.4. Biofiltros de fluxo ascendente com leito estático e lavagem em cocorrente	185
5.2.5. Biofiltros de fluxo ascendente e leito flutuante	186
5.2.6. Biofiltros de leito móvel	187
5.2.7. Biofiltros de leito estático sem lavagem	188
5.2.8. Modificações do processo de biofiltração.	189

5.2.9. Vantagens e desvantagens dos biofiltros	190
5.3. Tipologia dos reatores de biofiltros	191
5.4. Disposições construtivas de biofiltros	193
5.5. Dimensionamento de biofiltros	194
5.5.1. Nota introdutória.	194
5.5.2. Metodologia de dimensionamento de biofiltros	195
5.5.3. Critérios de dimensionamento de biofiltros	196
5.6. Requisitos de O&M de biofiltros	198
5.7. Exercícios	200
6. REATORES BIOLÓGICOS DE MEMBRANAS.	203
6.1. Objetivo	203
6.2. Mecanismos dos reatores biológicos de membranas	203
6.2.1. Descrição do processo de reatores biológicos de membranas	203
6.2.2. Fatores condicionantes da eficiência de tratamento em reatores biológicos de membranas	207
6.2.2.1. Nota introdutória	207
6.2.2.2. Caracterização da biomassa	207
6.2.2.3. Tempo de retenção hidráulico e tempo de retenção de sólidos.	207
6.2.2.4. Transferência de oxigênio.	210
6.2.2.5. Colmatação da membrana	212
6.2.2.6. Produção de lamas	215
6.2.3. Vantagens e desvantagens dos reatores biológicos de membranas.	216
6.3. Tipologia dos reatores biológicos de membranas.	217
6.4. Disposições construtivas dos reatores biológicos de membranas	220
6.4.1. Constituição dos reatores biológicos de membranas	220
6.4.2. Reator biológico.	220
6.4.3. Módulos de membranas.	221
6.5. Dimensionamento de reatores biológicos de membranas	223
6.5.1. Nota introdutória.	223
6.5.2. Metodologia de dimensionamento de reatores biológicos de membranas.	224
6.5.2.1. Dimensionamento do reator biológico	224
6.5.2.2. Dimensionamento do sistema de membranas.	224
6.5.2.3. Dimensionamento dos sistemas de arejamento	226

6.5.3. Critérios de dimensionamento em reatores biológicos de membranas	227
6.6. Requisitos de O&M dos reatores biológicos de membranas . . .	230
6.6.1. Operação dos reatores biológicos de membranas	230
6.6.2. Manutenção dos reatores biológicos de membranas	233
6.7. Exercícios	233
7. LEITOS DE MACRÓFITAS	239
7.1. Objetivo	239
7.2. Mecanismos de remoção de poluentes em leitos de macrófitas .	239
7.2.1. Descrição do processo	239
7.2.2. Fatores condicionantes da eficiência de tratamento em leitos de macrófitas	244
7.2.2.1. Nota introdutória	244
7.2.2.2. Balanço hídrico	245
7.2.2.3. Características do enchimento	247
7.2.2.4. Cinética de remoção	249
7.2.2.5. Cargas hidráulica, orgânica e de sólidos em suspensão	251
7.2.3. Vantagens e desvantagens de leitos de macrófitas	251
7.3. Tipologia dos leitos de macrófitas	252
7.3.1. Nota introdutória	252
7.3.2. Leito de macrófitas de fluxo superficial	254
7.3.3. Leito de macrófitas de fluxo subsuperficial horizontal	257
7.3.4. Leito de macrófitas de fluxo subsuperficial vertical	258
7.4. Disposições construtivas de leitos de macrófitas	259
7.4.1. Nota introdutória	259
7.4.2. Plantas macrófitas	260
7.4.3. Bacia do leito de macrófitas	261
7.4.4. Meio de enchimento	263
7.4.5. Dispositivos de entrada e saída	266
7.5. Dimensionamento de leitos de macrófitas	268
7.5.1. Nota introdutória	268
7.5.2. Metodologia	269
7.5.3. Critérios de dimensionamento	270
7.6. Requisitos de O&M de leitos de macrófitas	273
7.7. Exercícios	274
8. LAGOAS DE ESTABILIZAÇÃO	279
8.1. Objetivo	279

8.2. Mecanismos de depuração em lagoas de estabilização	279
8.2.1. Sistemas de lagunagem	279
8.2.2. Lagoa primária	280
8.2.2.1. Nota introdutória	280
8.2.2.2. Lagoa anaeróbia	280
8.2.2.3. Lagoa facultativa	283
8.2.3. Lagoa secundária	287
8.2.4. Lagoa terciária e seguintes	288
8.2.4.1. Nota introdutória	288
8.2.4.2. Lagoa de maturação	288
8.2.5. Vantagens e desvantagens do processo de lagoas de estabilização	289
8.3. Tipologia das lagoas de estabilização	290
8.4. Disposições construtivas das lagoas de estabilização	292
8.4.1. Aspectos relevantes	292
8.4.2. Localização do sistema de lagunagem	292
8.4.3. Estudo geotécnico do local	293
8.4.4. Balanço hídrico	294
8.4.5. Geometria das lagoas	296
8.4.6. Dispositivos de entrada do afluente e de saída do efluente	299
8.4.7. Associação de lagoas	301
8.5. Dimensionamento de sistemas de lagoas de estabilização	302
8.5.1. Desenvolvimento do tratamento de AR em lagoas de estabilização	302
8.5.2. Eficiência do tratamento de AR em sistemas de lagunagem	303
8.5.3. Critérios de dimensionamento de lagoas de estabilização .	303
8.5.3.1. Critérios empíricos <i>versus</i> cinéticos	303
8.5.3.2. Dimensionamento de lagoas anaeróbias	304
8.5.3.3. Dimensionamento de lagoas facultativas	306
8.5.3.4. Dimensionamento de lagoas de maturação	308
8.6. Requisitos de O&M das lagoas de estabilização	309
8.6.1. Operação de sistemas de lagunagem	309
8.6.2. Manutenção de sistemas de lagunagem	312
8.7. Exercícios	312
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	321
ANEXO I – CONSTANTES CINÉTICAS	331
ANEXO II – MICROALGAS	333

ANEXO III – MEDIÇÃO DA PERMEABILIDADE DO SOLO	335
SOBRE AS AUTORAS	337

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Remoção biológica de fósforo.	12
Figura 1.2 Curva típica de crescimento microbiano (cultura pura)	14
Figura 1.3 Dependência entre a taxa específica de crescimento e a concentração de substrato – Equação de Monod	17
Figura 1.4 Curva de crescimento da biomassa vs. curva de utilização do substrato limitante	21
Figura 1.5 Tipos de reatores biológicos: a) biomassa suspensa e b) biomassa fixa	23
Figura 1.6 Esquema de reator de mistura completa.	26
Figura 1.7 Esquema de reator ideal de escoamento em êmbolo	27
Figura 2.1 Floco de lamas ativadas.	32
Figura 2.2 Esquema do processo de lamas ativadas (em reator de mistura completa)	33
Figura 2.3 Relação entre o crescimento microbiano e a carga mássica	38
Figura 2.4 Eficiência de remoção de CBO_5 consoante a fase de crescimento da biomassa e sua relação com a carga mássica	39
Figura 2.5 Balanços de massas para controlo do caudal de recirculação: a) ao decantador secundário e b) ao reator biológico	43
Figura 2.6 Reator: a) mistura completa e b) com escoamento tipo pistão .	46
Figura 2.7 Balanço de massa ao sistema de lamas ativadas	46
Figura 2.8 Esquema de canal de oxidação.	57
Figura 2.9 Arejador de escova rotativo de eixo horizontal.	58
Figura 2.10 Reatores de lamas ativadas Carrousel® (vazio e em operação)	59
Figura 2.11 Fases de funcionamento de um SBR	60
Figura 2.12 Reator de arejamento escalonado.	60
Figura 2.13 Reator de alimentação escalonada	61
Figura 2.14 Desnitrificação: a) a jusante do reator de remoção de matéria orgânica e b) a montante – processo Ludzac-Ettinger	64
Figura 2.15 Desnitrificação a montante com recirculação interna	65
Figura 2.16 Remoção de azoto em 4 fases – processo Bardenpho® . . .	65
Figura 2.17 Remoção biológica de azoto em reatores individuais	66
Figura 2.18 Processo A2/O® para remoção biológica de azoto e de fósforo	68
Figura 2.19 Processo Bardenpho® modificado (5 estágios).	68
Figura 2.20 Reatores de lamas ativadas com seletores	70
Figura 2.21 Esquema do processo de lamas ativadas	75

Figura 2.22 Bateria de reatores de lamas ativadas (ETAR de Frielas) . . .	76
Figura 2.23 Sonda para medição <i>on-line</i> de oxigênio dissolvido num reator de lamas ativadas – ETAR de Viena (A)	80
Figura 2.24 Tanque de arejamento com: a) arejadores mecânicos superficiais e b) difusores de ar	81
Figura 2.25 Relação entre o SVI e a razão de recirculação em função da concentração de lamas no reator	94
Figura 2.26 Exemplos de microrganismos filamentosos causadores de <i>bulking</i> : a) <i>Sphaerotilus natans</i> ; b) <i>Nocardia</i> e c) <i>Beggiatoa</i>	97
Figura 2.27 Microrganismos predominantes em função da idade das lamas e da razão F/M	102
Figura 3.1 Leito percolador e decantador secundário	114
Figura 3.2 Atividade microbiana do biofilme na depuração de águas residuais.	115
Figura 3.3 Recirculação a montante do leito percolador	118
Figura 3.4 Tipo de associação de leitos percoladores com dois estágios .	120
Figura 3.5 Esquema de leito percolador	121
Figura 3.6 Leito percolador circular	122
Figura 3.7 Sistema de distribuição fixo em leito percolador retangular	123
Figura 3.8 Enchimento de pedra rolada.	124
Figura 3.9 Exemplos de enchimentos de plástico: a) redondo; b) esférico; c) e d) módulos de placas estruturadas; e) tubular.	124
Figura 3.10 Eficiência de remoção de CBO ₅ em função da carga orgânica volúmica	129
Figura 3.11 Aplicabilidade dos modelos NRC e de Schulze e Germain no dimensionamento de leitos percoladores	133
Figura 4.1 Esquema de uma instalação de discos biológicos.	144
Figura 4.2 Discos biológicos instalados em: a) tanque com chicanas e b) tanques individuais.	145
Figura 4.3 Determinação gráfica dos parâmetros K _s e P	148
Figura 4.4 Representação esquemática da área molhada de um disco	150
Figura 4.5 Relação da CBO ₅ afluyente com a carga hidráulica que evita a proliferação de microrganismos filamentosos	152
Figura 4.6 Biofilme formado nos discos biológicos.	153
Figura 4.7 Esquema de discos biológicos: a) parcialmente submersos e b) submersos	154
Figura 4.8 Discos biológicos parcialmente submersos	157
Figura 4.9 Discos biológicos submersos.	157
Figura 4.10 Esquema de unidade de discos biológicos	159

Figura 4.11 Configurações de discos biológicos com admissão do afluente paralela ao eixo: a) em série; b) em paralelo e série e c) em árvore	160
Figura 4.12 Discos biológico: a) com material de suporte do biofilme com elevada área específica e b) detalhe do material	161
Figura 4.13 Esquema de tanque de discos biológicos	162
Figura 4.14 Rotação de disco biológico por injeção de ar	163
Figura 4.15 Cobertura de discos biológicos.	164
Figura 4.16 Configuração de discos biológicos com alimentação escalonada	168
Figura 5.1 Exemplo de elemento de enchimento plástico para biofiltros	183
Figura 5.2 Esquema de biofiltro BioCarbone®	184
Figura 5.3 Esquema de biofiltro Biofor®	185
Figura 5.4 Biofiltro Biostyr®: a) em operação; b) vazio e c) esquema . .	187
Figura 5.5 Esquema de biofiltro de leito móvel	188
Figura 5.6 Esquema de biofiltro estático sem lavagem do meio filtrante	189
Figura 5.7 Enchimento de biofiltro híbrido com esponjas de poliuretano .	190
Figura 6.1 Configuração de reatores biológicos de membranas: a) externas e b) imersas	205
Figura 6.2 Configuração de reatores biológicos de membranas externas com injeção de ar nas membranas.	206
Figura 6.3 Injeção de bolhas de ar grossas para minimizar a colmatação das membranas	210
Figura 6.4 Variação do fluxo de permeado com a pressão transmembranar .	214
Figura 6.5 Módulos de membranas utilizados nos reatores biológicos de membranas imersas: a) planos e b) fibras ocas	219
Figura 6.6 Sentido do fluxo em diferentes membranas: a) planas, b) tubos e c) fibras ocas.	219
Figura 6.7 Reator biológico de membranas imersas em operação	221
Figura 7.1 Tipologia de plantas utilizadas em leitos de macrófitas . . .	240
Figura 7.2 Mecanismos de remoção de sólidos suspensos em leitos de macrófitas	242
Figura 7.3 Balanço hídrico num leito de macrófitas	246
Figura 7.4 Classificação dos leitos de macrófitas	253
Figura 7.5 Leito de macrófitas de fluxo superficial com macrófitas flutuantes	254
Figura 7.6 Exemplos de macrófitas flutuantes	255
Figura 7.7 Leito de macrófitas submersas	256
Figura 7.8 Exemplos de macrófitas submersas	256
Figura 7.9 Leito de macrófitas emersas.	256

Figura 7.10 Exemplos de macrófitas emersas	257
Figura 7.11 Leito de macrófitas emersas de escoamento subsuperficial horizontal	258
Figura 7.12 Leito de macrófitas emersas de escoamento subsuperficial vertical	259
Figura 7.13 Leito de macrófitas de escoamento subsuperficial vertical com plantas aquáticas emersas	259
Figura 7.14 Plantação de leitos de macrófitas por estacaria em enchimento à base de: a) brita e b) LECA	261
Figura 7.15 Construção de um leito de macrófitas.	262
Figura 7.16 Zonas de diferente granulometria no enchimento de leito de macrófitas subsuperficial.	265
Figura 7.17 Exemplo de dispositivo de entrada, meio de enchimento de LECA e impermeabilização num leito de macrófitas	266
Figura 7.18 Exemplo de dispositivo de saída num leito de macrófitas	267
Figura 7.19 Exemplo de dispositivo de controlo do nível do líquido num leito de macrófitas	268
Figura 8.1 Esquema de lagoa anaeróbia	282
Figura 8.2 Algas abundantes em lagoas facultativas: a) <i>Chlorella</i> ; b) <i>Chlamydomonas</i> ; c) <i>Euglena</i> e d) <i>Scenedesmus</i>	285
Figura 8.3 Esquema dos mecanismos depurativos numa lagoa facultativa	285
Figura 8.4 Variação diária de OD e de pH em lagoas facultativas	286
Figura 8.5 Localização da ETAR relativamente ao sentido dos ventos dominantes.	293
Figura 8.6 Compensação do volume de escavação com o volume de aterro	293
Figura 8.7 Lagoas impermeabilizadas com tela plástica.	296
Figura 8.8 Exemplo de adaptação da geometria das lagoas à configuração do terreno	297
Figura 8.9 Esquema da inclinação dos taludes	297
Figura 8.10 Proteção de taludes: a) lajetas pré-fabricadas e relva e b) enrocamento.	298
Figura 8.11 Medição de caudal num sistema de lagunagem.	300
Figura 8.12 Dispositivos de entrada e de saída na lagoa	301
Figura 8.13 Tipos de associação de lagoas de estabilização	302
Figura 8.14 Lagoa anaeróbia.	305
Figura 8.15 Lagoa facultativa	307
Figura 8.16 Esquema das dimensões de lagoas retangulares	308
Figura 8.17 Rampa de acesso à lagoa para remoção de lamas	310
Figura 8.18 Instrumentos de medição da altura de lamas na lagoa	311

ÍNDICE DE QUADROS

Quadro 1.1 Reações que libertam energia para o metabolismo de algumas bactérias quimioautotróficas	3
Quadro 1.2 Classificação dos microrganismos quanto à temperatura ótima de crescimento	4
Quadro 1.3 Tipologia dos microrganismos agentes dos processos biológicos de depuração de águas residuais	6
Quadro 1.4 Produtos finais da oxidação bioquímica da matéria orgânica	7
Quadro 1.5 Fases da curva de crescimento microbiano	15
Quadro 1.6 Tipologia dos processos biológicos de tratamento de águas residuais	24
Quadro 2.1 Eficiência de remoção de CBO_5 em função da razão F/M .	40
Quadro 2.2 Valores indicativos do tempo de retenção de sólidos no processo de lamas ativadas	41
Quadro 2.3 Vantagens e desvantagens dos diversos tipos de reatores de lamas ativadas	71
Quadro 2.4 Critérios de configuração geométrica dos reatores de lamas ativadas	78
Quadro 2.5 Relação recomendada entre as dimensões de reatores com arejadores mecânicos superficiais	79
Quadro 2.6 Critérios de dimensionamento de sistemas de lamas ativadas	87
Quadro 2.7 Critérios de dimensionamento de sistemas de lamas ativadas para remoção de nutrientes	88
Quadro 2.8 Expressões usadas no dimensionamento do sistema de lamas ativadas	89
Quadro 2.9 Causas e soluções do problema de <i>bulking</i>	98
Quadro 3.1 Vantagens e desvantagens dos leitos percoladores	118
Quadro 3.2 Tipologia dos leitos percoladores	119
Quadro 3.3 Características das camadas de enchimento de leitos percoladores de rocha	125
Quadro 3.4 Características de enchimentos de leitos percoladores	126
Quadro 3.5 Critérios de dimensionamento de leitos percoladores	135
Quadro 3.6 Problemas de operação mais frequentes em leitos percoladores e suas soluções	137
Quadro 4.1 Vantagens e desvantagens do processo de discos biológicos	156
Quadro 4.2 Critérios de dimensionamento de discos biológicos	167

Quadro 4.3 Problemas operacionais mais frequentes em discos biológicos e soluções.	169
Quadro 6.1 Quantidade de lamas produzidas em diferentes processos biológicos de tratamento de águas residuais	215
Quadro 6.2 Vantagens e desvantagens dos reatores biológicos de membranas.	217
Quadro 6.3 Vantagens e desvantagens das configurações de reatores biológicos de membranas	218
Quadro 6.4 Características das membranas comercializadas em reatores biológicos de membranas	222
Quadro 6.5 Critérios de dimensionamento dos reatores biológicos de membranas.	227
Quadro 6.6 Parâmetros cinéticos de dimensionamento dos reatores biológicos de membranas.	228
Quadro 6.7 Critérios de dimensionamento das membranas em reatores biológicos de membranas.	228
Quadro 6.8 Critérios de dimensionamento do sistema de lavagem das membranas	229
Quadro 6.9 Eficiência de tratamento em reatores biológicos de membranas e características do efluente	230
Quadro 6.10 Problemas operacionais em reatores biológicos de membranas e soluções	232
Quadro 7.1 Principais mecanismos de depuração em leitos de macrófitas	244
Quadro 7.2 Eficiência de remoção de poluentes dos leitos de macrófitas	245
Quadro 7.3 Configuração geométrica de leitos de macrófitas	263
Quadro 7.4 Características de alguns materiais de enchimento utilizados em leitos de macrófitas	264
Quadro 7.5 Altura do enchimento do leito de macrófitas	265
Quadro 7.6 Critérios empíricos de dimensionamento de leitos de macrófitas baseados na área necessária por e. p.	271
Quadro 7.7 Critérios empíricos de dimensionamento baseados nas cargas orgânica, hidráulica e de SST	271
Quadro 7.8 Valores de constantes cinéticas para remoção de CBO_5	272
Quadro 8.1 Critérios de interpretação dos resultados da determinação do coeficiente de permeabilidade do solo	295
Quadro 8.2 Carga orgânica em lagoas anaeróbias	305
Quadro 8.3 Carga orgânica superficial em lagoas facultativas.	307

LISTA DE SIGLAS E ACRÓNIMOS

AdP	Águas de Portugal
Anammox	<i>ANAerobic AMMonium OXidation</i>
AOV	Ácidos Orgânicos Voláteis
AR	Água Residual
ARB	Água Residual Bruta
ARD	Água Residual Doméstica
ARI	Água Residual Industrial
ART	Água Residual Tratada
ARU	Água Residual Urbana
ASM1	<i>Activated Sludge Model No. 1</i>
BSDW	<i>Bureau of Safe Drinking Water</i>
CBO	Carência Bioquímica de Oxigénio
CBO ₅	Carência Bioquímica de Oxigénio solúvel
CF	Coliformes Fecais
COT	Carbono Orgânico Total
CQO	Carência Química de Oxigénio
CSTR	Reator contínuo de mistura completa (<i>Continuously Stirred Tank Reactor</i>)
CT 5	Curso Técnico 5
DB	Discos Biológicos
e. g.	<i>exempli gratia</i>
e. p.	Equivalente de população
eMBR	Reator biológico de membrana externa (<i>external</i> ou <i>sidestream MBR</i>)
ERSAR	Entidade Reguladora dos Serviços de Águas e Resíduos
ETAR	Estação de Tratamento de Águas Residuais
F/M	Razão alimento/microrganismos (<i>Food to Microorganisms ratio</i>)
i. e.	<i>id est</i>
IAWPRC	<i>International Association on Water Pollution Research Control</i>

(continua)

IEPA	<i>Ireland Environmental Protection Agency</i>
iMBR	Reator biológico de membrana imersa (<i>submerged ou immersed MBR</i>)
ISEL	Instituto Superior de Engenharia de Lisboa
IWA	<i>International Water Association</i>
LA	Lamas Ativadas
LM	Leito(s) de Macrófitas
LMS	Leito(s) de Macrófitas de Fluxo Superficial
LMSS	Leito(s) de Macrófitas de Fluxo SubSuperficial
LMSSH	Leito(s) de Macrófitas de Fluxo SubSuperficial Horizontal
LMSSV	Leito(s) de Macrófitas de Fluxo SubSuperficial Vertical
LP	Leito(s) Percolador(es)
MBR	Reator biológico de membrana (<i>Membrane Biological Reactor</i>)
MF	Microfiltração
ML	Licor misto (<i>Mixed Liquor</i>)
MLSS	Sólidos suspensos no licor misto (<i>Mixed Liquor Suspended Solids</i>)
MLVSS	Sólidos suspensos voláteis no licor misto (<i>Mixed Liquor Volatile Suspended Solids</i>)
MO	Matéria orgânica
NF	Nanofiltração
NKT	Azoto Kjeldahl total
NP EN	Norma Portuguesa e Norma Europeia
NRC	<i>National Research Council</i>
OD	Oxigénio Dissolvido
O&M	Operação & Manutenção
OI	Osmose Inversa
OTR	Capacidade de transferência de oxigénio (<i>Oxygen Transfer Rate</i>)
PE	Polietileno
PEAD	Polietileno de Alta Densidade
PES	Polietersulfona
PHB	Polihidroxibutirato
PTM	Pressão Transmembranar

PTN	Pressão e Temperatura Normal
PVC	Policloreto de vinilo (<i>Polyvinyl Chloride</i>)
PVDF	Fluoreto de polivinilideno (<i>Polyvinylidene Fluoride</i>)
RBC	<i>Rotating Biological Contactor</i>
SAD	Necessidade específica de oxigénio (<i>Specific Aeration Demand</i>)
SBR	Reator sequencial descontínuo (<i>Sequential Batch Reactor</i>)
SDT	Sólidos Dissolvidos Totais
SFT	Sólidos Fixos Totais
SOTR	Capacidade de transferência de oxigénio padrão (<i>Standard Oxygen Transfer Rate</i>)
SSed	Sólidos Sedimentáveis
SSF	Sólidos Suspensos Fixos
SST	Sólidos Suspensos Totais
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
SSV _{nb}	Sólidos Suspensos Voláteis não biodegradáveis
SSWM	<i>Sustainable Sanitation and Water Management</i>
ST	Sólidos Totais
SVI	Índice volumétrico de lamas ou índice de Mohlmann (<i>Sludge Volume Index</i>)
SVT	Sólidos Voláteis Totais
t _{RH}	Tempo de retenção hidráulico
t _{RS}	Tempo de retenção de sólidos
UCT	<i>University of Cape Town</i>
UF	Ultrafiltração
UFC	Unidades Formadoras de Colónias
USEPA	<i>United States Environmental Protection Agency</i>
UV	Ultravioleta
VIP	<i>Virginia Initiative Plant</i>
WEF	<i>Water Environment Federation</i>
ZHA	Zona Húmida Artificial

FUNDAMENTOS DOS PROCESSOS DE TRATAMENTO BIOLÓGICO

1.1. Objetivo

Grande parte dos poluentes orgânicos presentes nas águas residuais (AR) são biodegradáveis, isto é, podem ser transformados em compostos mais simples, através de uma complexa série de reações redox, mediadas por microrganismos, cujos produtos finais, caso haja tempo suficiente e condições favoráveis, serão compostos inorgânicos estáveis, que são substâncias não poluentes constituintes das águas naturais. Este é um fenômeno natural, inerente à autodepuração das massas de água naturais.

O objetivo principal dos processos de tratamento biológico de AR consiste na remoção de poluentes orgânicos biodegradáveis, por meio da reprodução intensiva dos fenômenos de autodepuração naturais, em reatores biológicos projetados de forma a proporcionar aos microrganismos as condições favoráveis à sua ação de degradação¹ da matéria orgânica (MO), nomeadamente o fornecimento de oxigênio, por arejamento mecanizado.

A degradação bioquímica da MO processa-se em meio aquoso, pela ação de microrganismos sobre a MO dissolvida e particulada em suspensão coloidal, o que pressupõe a prévia remoção de sólidos grosseiros e de SST nos níveis de tratamento designadas por tratamento preliminar e tratamento primário, respetivamente (Capítulo 2 do Curso Técnico 5). Esta é a razão pela qual o tratamento biológico é frequentemente designado por tratamento secundário, o que não é totalmente rigoroso, pois, o tratamento secundário também pode ser conseguido por processos de tratamento físico-químico.

Além da remoção de MO biodegradável, geralmente quantificada pela Carência Bioquímica de Oxigênio (CBO), os processos biológicos ainda permitem a remoção de nutrientes (compostos de N e de P) das AR. Também o tratamento de lamas se efetua, em larga medida, através de processos biológicos.

¹ A oxidação bioquímica de moléculas complexas de compostos orgânicos biodegradáveis sucessivamente em moléculas mais simples até se atingir pequenas moléculas inorgânicas é designada por **degradação, oxidação, mineralização e estabilização** da MO.

1.2. Microrganismos agentes da depuração de águas residuais

As AR contêm enormes quantidades de microrganismos (alguns dos quais são patogénicos), que se tornam agentes da depuração de AR. Os microrganismos presentes nas AR podem classificar-se em cinco grandes tipos – bactérias, protozoários, algas, fungos e vírus – dos quais as bactérias são o grupo mais numeroso e com o principal papel na depuração biológica. Esta processa-se por uma sucessão de reações redox, em que a MO é oxidada por um oxidante (aceitador de eletrões), que pode ser o oxigénio molecular (O_2) dissolvido (OD) nas AR se existir, ou outros compostos, se não houver OD. Naturalmente, as populações de microrganismos adaptadas à presença ou à ausência de OD não são as mesmas.

Os microrganismos podem ser classificados, consoante o seu metabolismo requer ou não a presença de OD na água, em:

- **aeróbios** – organismos completamente dependentes da presença de O_2 para o seu metabolismo; o oxigénio atua como aceitador final de eletrões;
- **anaeróbios** – organismos cujo metabolismo se processa na ausência de oxigénio molecular, que utilizam certos compostos inorgânicos, e. g. dióxido de carbono (CO_2), sulfatos (SO_4^{2-}) e nitratos (NO_3^-), como aceitadores de eletrões, reduzindo-os a metano (CH_4), sulfuretos (S^{2-}) e amoníaco (NH_3), respetivamente;
- **facultativos** – não necessitam de O_2 para o crescimento, mas desenvolvem-se melhor na sua presença. Estão presentes nos ambientes anóxicos, que se caracterizam pela ausência de O_2 , mas presença de oxigénio combinado (e. g. NO_3^- , SO_4^{2-}). Nestes processos é o nitrato ou outra espécie química que atua como aceitador final de eletrões nas reações de oxidação mais importantes, e. g. a desnitrificação.

Alguns microrganismos são **estritamente aeróbios** ou **estritamente anaeróbios**, o que significa que não sobrevivem na ausência ou na presença de O_2 dissolvido na água, respetivamente.

Os microrganismos necessitam de metabolizar compostos de carbono para o seu processo de crescimento e de reprodução. Consoante essa fonte de carbono é constituída por compostos orgânicos ou inorgânicos (e. g. CO_2), assim os microrganismos são classificados em **heterotróficos** ou **autotróficos**, respetivamente. Os microrganismos agentes da degradação da MO presente nas AR são heterotróficos, podendo ser aeróbios, anaeróbios ou facultativos.

Os microrganismos podem ainda classificar-se em fototróficos e quimiotróficos, consoante o processo de obtenção de energia para o seu metabolismo.

Os organismos **fototróficos** (que também podem ser autotróficos e heterotróficos) utilizam a luz solar como fonte de energia. São exemplo as microalgas, tipo de microrganismos autotróficos que desempenham um papel relevante no processo de tratamento de AR por lagunagem natural (Capítulo 8).

Os microrganismos **quimiotróficos** obtêm a energia necessária aos seus processos metabólicos a partir da oxidação bioquímica de compostos (orgânicos ou inorgânicos, consoante se trata de organismos heterotróficos ou autotróficos) usando, geralmente, o O_2 como aceitador de eletrões.

Os organismos quimiotróficos libertam energia numa complexa sequência de reações redox em que o oxidante (recetor de eletrões) e o redutor (dador de eletrões) podem ser compostos orgânicos ou inorgânicos presentes no meio (e. g. O_2 , NO_3^- , SO_4^{2-}) ou disponíveis no interior da própria célula, dependendo do microrganismo.

No Quadro 1.1 apresentam-se as reações que produzem energia para o metabolismo de algumas bactérias quimioautotróficas.

Quadro 1.1 Reações que libertam energia para o metabolismo de algumas bactérias quimioautotróficas

Bactérias do grupo	Dador de eletrões	→	Produto final
Nitrificantes	NH_3	→	NO_2^-
	NO_2^-	→	NO_3^-
Sulfobactérias	H_2S	→	S
	S	→	SO_4^{2-}
Ferrobactérias	Fe^{2+}	→	Fe^{3+}

(Adaptado de Benefield & Randall, 1985)

Quando o oxidante é exterior ao microrganismo trata-se de **metabolismo respiratório**; quando o recetor de eletrões é interno ao microrganismo designa-se por **metabolismo fermentativo**. O metabolismo fermentativo liberta menos energia que o respiratório e a taxa de crescimento dos microrganismos é mais baixa.

Os organismos cujo metabolismo é respiratório podem ser aeróbios, anaeróbios e facultativos, enquanto os organismos fermentativos são estritamente anaeróbios.

Além da presença de um substrato de carbono e de um oxidante, a atividade microbiana é afetada pela temperatura e pelo pH do meio, fatores que condicionam a velocidade de todas as reações químicas/bioquímicas. A influência da temperatura é traduzida pela chamada **equação de Arrhenius** (expressão 3.9 do Curso Técnico 5).

$$k_T = k_{20} \theta^{(T-20)} \quad (\text{CT 5 - 3.9})$$

Em que:

k_T – constante de velocidade da reação à temperatura T (1/d);

k_{20} – constante de velocidade da reação à temperatura de referência de 20 °C (1/d);

θ – constante de Arrhenius.

O crescimento ótimo de cada tipo de microrganismo dá-se dentro de um intervalo de temperatura bastante estreito, embora os microrganismos possam sobreviver dentro de limites mais amplos. Consoante o intervalo ótimo de temperatura para o seu crescimento, os microrganismos podem ser classificados em **psicrófilos**, **mesófilos** e **termófilos**, conforme indicado no Quadro 1.2.

Quadro 1.2 Classificação dos microrganismos quanto à temperatura ótima de crescimento

Microrganismos	Temperatura ótima para crescimento (°C)
Psicrófilos	12 – 18
Mesófilos	25 – 40
Termófilos	55 – 65

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

O pH é também um fator chave no crescimento dos organismos. A maior parte das bactérias não consegue tolerar níveis acima de 9,5 e abaixo de 4,0 (Metcalf & Eddy, 2003), mas para a maioria das bactérias o intervalo ótimo encontra-se entre 6,5 e 7,5, ou, numa perspetiva um pouco mais alargada, entre 6 e 8. Nesta gama de pH as oxidações ocorrem com maior velocidade.

No Quadro 1.3 sintetizam-se as características do metabolismo dos microrganismos agentes dos processos biológicos de tratamento de AR.

Como exemplos de bactérias agentes de depuração bioquímica de AR mais frequentes podem ser citadas as seguintes espécies: *Pseudomonas*, *Arthobacter*, *Comamonas*, *Lophomonas*, *Zoogloea*, *Azotobacter*, *Chromobacterium*, *Achromobacter*, *Flavobacterium*, *Bacillus*.

Algumas espécies contribuem negativamente para a depuração, ao dificultarem a remoção por decantação da biomassa² em suspensão, e. g. microrganismos filamentosos, como *Sphaerotilus natans*.

1.3. Mecanismos da remoção dos poluentes por processos biológicos

1.3.1. Metabolismo microbiano no tratamento de águas residuais urbanas

1.3.1.1. Remoção de matéria orgânica

A remoção da matéria orgânica biodegradável por processos biológicos processa-se através do metabolismo³ de microrganismos heterotróficos presentes nas AR. O metabolismo microbiano inclui duas fases: o **catabolismo**, que é o conjunto de reações bioquímicas que transformam a matéria viva em produtos residuais; e o **anabolismo**, que corresponde às reações bioquímicas que conduzem à síntese de novo protoplasma (crescimento e reprodução dos microrganismos).

² A biomassa é o conjunto dos microrganismos presentes nas AR.

³ O metabolismo é o conjunto das atividades bioquímicas das células vivas.

Quadro 1.3 Tipologia dos microrganismos agentes dos processos biológicos de depuração de águas residuais

Tipo de metabolismo	Fonte de carbono	Fonte de energia	Aceitador de eletrões (oxidante)	Exemplo de microrganismos
Aeróbio, heterotrófico	Carbono orgânico	Matéria orgânica	O ₂	Vários
Aeróbio, autotrófico	Carbono inorgânico: HCO ₃ ⁻ , CO ₂	NH ₄ ⁺ , Fe ²⁺ , H ₂ S, S	O ₂	Bactérias nitrificantes
Anóxico, heterotrófico	Carbono orgânico	Matéria orgânica	NO ₃ ⁻	Bactérias desnitrificantes
Anaeróbio, heterotrófico	Carbono orgânico	Matéria orgânica	Compostos orgânicos, Fe ³⁺ , SO ₄ ²⁻	Bactérias sulfatoredutoras
Anaeróbio, heterotrófico	Carbono orgânico	Ácidos orgânicos voláteis	CO ₂	Bactérias metanogénicas
Anaeróbio, autotrófico	Carbono inorgânico: HCO ₃ ⁻ , CO ₂	NH ₄ ⁺	NO ₂ ⁻	Anammox ⁴

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2014)

O metabolismo de microrganismos heterotróficos desenvolve-se em quatro etapas:

1. A CBO facilmente biodegradável, isto é, solúvel e constituída por moléculas orgânicas simples, como os glúcidos, penetra diretamente através da membrana celular e é metabolizada rapidamente, transformando-se nos produtos finais da depuração indicados no Quadro 1.4.
2. A CBO particulada (sólidos voláteis em suspensão coloidal), que representa a maior fração da CBO lentamente biodegradável, sofre uma transformação em CBO facilmente biodegradável, por ação de enzimas extracelulares segregadas pelas bactérias, sendo seguidamente metabolizada como descrito para a 1.^a etapa.

⁴ Anammox (*ANAerobic AMMONium OXidation*) – grupo de bactérias que, em condições anaeróbias, convertem diretamente o N-NH₄ e o N-NO₂ em N₂.

3. Uma parte da CBO é utilizada na síntese de novo protoplasma celular, sendo a parte restante utilizada na produção da energia necessária à referida síntese ou perdida sob a forma de calor.
4. Parte do próprio material celular é oxidado bioquimicamente, dando origem a CO_2 , H_2O , NH_3 e a resíduos não biodegradáveis, num processo conhecido como **respiração endógena**.

Os produtos finais da degradação dos poluentes orgânicos dependem de essa degradação se processar aeróbia ou anaerobiamente, conforme sintetizado no Quadro 1.4. Num processo aeróbio, o carbono da MO origina dióxido de carbono (CO_2) como produto final, enquanto num processo anaeróbio o principal produto final é o metano (CH_4) e em menor quantidade o CO_2 . O azoto dos compostos orgânicos azotados vai formar nitrato (NO_3^-) como produto final em ambiente aeróbio e amoníaco (NH_3) em condições anaeróbias. O hidrogénio dos compostos orgânicos é utilizado para produzir moléculas de água (H_2O), se a degradação da MO ocorrer aerobiamente e para a formação de NH_3 , CH_4 e H_2S em ambiente anaeróbio. Os compostos orgânicos sulfurados transformam-se em sulfatos em condições aeróbias e em sulfuretos em condições anaeróbias.

Na prática, na AR depurada biologicamente coexistem os produtos finais inorgânicos atrás citados com diversos compostos orgânicos produtos intermédios da complexa sequência de reações redox, visto que geralmente o tempo de retenção da AR nos reatores biológicos não é suficiente para a oxidação bioquímica de toda a MO, a qual inclui alguns compostos de mais difícil biodegradabilidade (Capítulo 3 do Curso Técnico 5).

Quadro 1.4 Produtos finais da oxidação bioquímica da matéria orgânica

Condições aeróbias	Condições anaeróbias
CO_2	CH_4 , CO_2
H_2O	NH_3 , CH_4 , H_2S
NO_3^-	NH_3
SO_4^{2-}	H_2S
–	Álcoois e outros compostos

A eficiência da degradação da MO nos seus produtos finais depende não só do tempo de contacto dos microrganismos com as AR, mas também de outros fatores, designadamente:

- concentração de oxigénio – determina se o processo decorre em condições aeróbias, anóxicas ou anaeróbias (o processo anaeróbio é mais complexo e realiza-se a velocidade mais baixa);
- existência de macronutrientes (C, N e P) em proporções adequadas ao crescimento dos microrganismos, que em termos de massa, são da ordem de CBO/N/P = 100/5/1 (Sperling & Chernicharo, 2005);
- presença de micronutrientes (e. g. Zn, Co, Cu, Fe, Mn, Mo, Se, Ca, Na e Cl);
- condições ambientais (temperatura e pH das AR);
- presença de substâncias tóxicas inibidoras do crescimento microbiano.

1.3.1.2. Remoção de nutrientes

Em tratamento de AR consideram-se sob a designação de “nutrientes” os compostos de N e de P, cuja remoção pode ser um objetivo específico do tratamento de AR, para prevenir a eutrofização do meio recetor (secção 3.4.3.8 do Capítulo 3 do Curso Técnico 5), nomeadamente quando este é classificado como zona sensível, o que obriga ao chamado tratamento terciário nas ETAR, conforme estipulado no Decreto-Lei n.º 152/97, de 19 de junho.

Azoto

O azoto pode existir na AR sob as seguintes formas: inorgânicas, como os iões nitrato (NO_3^-), nitrito (NO_2^-) e azoto amoniacal (NH_4^+); orgânicas, como aminas e proteínas; azoto molecular dissolvido (N_2). As diversas formas em que o azoto se apresenta são transformáveis umas nas outras, na sequência do ciclo do azoto (secção 3.4.3.8 do Capítulo 3 do Curso Técnico 5), com algumas fases acionadas por microrganismos, dos quais se destacam as bactérias nitrificantes e desnitrificantes.

As principais transformações bioquímicas das formas azotadas presentes nas AR são as seguintes:

- **aminização** – transformação de compostos orgânicos azotados, por ação de microrganismos heterotróficos, em formas azotadas mais simples, como os aminoácidos;

- **amonificação** – transformação, por ação de microrganismos heterotróficos, dos produtos da aminização em compostos amoniacais;
- **nitrificação** – oxidação dos compostos amoniacais sucessivamente a nitrito e a nitrato, por ação de bactérias autotróficas aeróbias, designadas por nitrificantes, e cujos géneros mais importantes são as *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*;
- **desnitrificação** – em condições anóxicas, os nitratos podem ser reduzidos, por ação de bactérias heterotróficas facultativas, designadas por desnitrificantes, a compostos azotados voláteis ou pouco solúveis na água. O azoto molecular N_2 é o produto final mais importante (produzido em maior quantidade) da desnitrificação. Os géneros mais importantes de bactérias desnitrificantes são: as *Pseudomonas*, *Bacillus*, *Micrococcus*, *Achromobacter* e ainda *Thiobacillus desnitrificans*.

A oxidação bioquímica dos compostos orgânicos azotados não significa necessariamente a sua remoção da água, mas tão só a sua sucessiva transformação em moléculas mais simples até à transformação num composto azotado inorgânico – a amónia (NH_4OH), que na água se dissocia em NH_4^+ e OH^- – transformações estas que ocorrem nas fases denominadas de aminização e amonificação. A amónia ainda pode ser oxidada bioquimicamente, por ação das bactérias nitrificantes, dando origem a NO_3^- , os quais são ideais para provocar a eutrofização do meio recetor, pois são prontamente assimiláveis pelas plantas. A remoção do nutriente N das AR por via biológica tem pois que, primeiro assegurar a transformação dos poluentes azotados em NO_3^- , por oxidação bioquímica mediada por bactérias nitrificantes (autotróficas aeróbias) e seguidamente, promover a proliferação de bactérias desnitrificantes (heterotróficas facultativas) para metabolizarem os NO_3^- e os transformarem em N_2 , que em parte se evola para a atmosfera, sendo a parte que permanece dissolvida nas AR quimicamente inerte e conseqüentemente, não provocando a eutrofização do meio recetor.

A remoção biológica de N requer, pois, um reator aeróbio e um reator anóxico, sendo possível que ambos os ambientes aeróbio e anóxico se realizem em zonas distintas de um mesmo reator biológico (secção 2.2.4.2).

Os principais fatores que influenciam a nitrificação biológica são:

- concentração de substrato – a oxidação do ião amónio é o passo limitante da velocidade reacional;

- concentração de OD – as bactérias nitrificantes são mais sensíveis a baixas concentrações de O_2 do que os microrganismos heterotróficos aeróbios responsáveis pela remoção do carbono, conseqüentemente a nitrificação, é favorecida para concentração de OD superior a 2 mg /L O_2 , sendo que a oxidação de 1 g de NKT requer 4,57 g de O_2 (Sperling & Chernicharo, 2005);
- alcalinidade – o processo de nitrificação consome cerca de 7,1 g $CaCO_3$ / g $N-NH_4^+$, pelo que, caso não exista na água a tratar alcalinidade suficiente para este consumo, poderá ser necessário adicionar alcalinidade, para manter o valor do pH na zona da neutralidade (Metcalf & Eddy, 2003 e Sperling & Chernicharo, 2005).

A desnitrificação decorre em condições anóxicas, sendo condicionada não só pela temperatura e pH, mas principalmente pela razão C/N, pelo que são os seguintes os principais fatores que afetam a eficiência deste processo:

- a presença de oxigênio na AR inibe o processo de desnitrificação, tendo-se verificado que a velocidade de desnitrificação diminui linearmente com o aumento da concentração de O_2 , chegando a zero quando $O_2 = 1$ mg/L (Metcalf & Eddy, 2003);
- a desnitrificação ocorre numa larga gama de temperatura – de 5 a 50 °C (Sperling, 2007) –, sendo a temperatura ótima entre 25 e 27 °C (Canion *et al.*, 2014);
- o valor ótimo de pH situa-se entre 6 e 8 (Sperling & Chernicharo, 2005), salientando-se que o processo de desnitrificação provoca o abaixamento do pH, devido à produção dos compostos intermédios NO e N_2O , podendo levá-lo para valores inferiores aos desejados;
- a velocidade de desnitrificação diminui quando a razão C/N é insuficiente, o que pode obrigar à adição de uma fonte de carbono externa, e. g. metanol ou mesmo AR Bruta (ARB); usualmente é necessário 4,5 mg CBO_5 /mg $N-NO_3^-$ (Sperling & Chernicharo, 2005).

Além do processo de nitrificação/desnitrificação realizado pelas bactérias nitrificantes e desnitrificantes atrás mencionadas, a remoção biológica de N pode ser conseguida pelo chamado processo **Anammox**, o qual é intermediado por bactérias que promovem a conversão direta do azoto amoniacal e do nitrito a azoto molecular e água, em condições anaeróbias, sem ser necessária uma fonte de externa de carbono. O nitrito funciona como aceitador de eletrões, sendo a razão estequiométrica de $NH_4/NO_2 = 1/1,32$ (Dongen *et al.*, 2001).

As bactérias do grupo Anammox são autotróficas, crescem muito lentamente, duplicando o seu número em cerca de 11 dias, sendo os principais géneros *Brocadia*, *Kuenenia* e *Scalindua* (Zhang *et al.*, 2008; Strous *et al.*, 1998 citado por Star *et al.*, 2007).

O processo Anammox tem uma capacidade de remoção de azoto superior de 2,6 kg N/m³/d, mais eficiente que a clássica nitrificação /desnitrificação (Dongen *et al.*, 2001).

Fósforo

O fósforo aparece nas AR sob a forma de fósforo orgânico e inorgânico, encontrando-se este na forma de ortofosfatos (PO₄³⁻) e polifosfatos (secção 3.4.3.8.3 do Curso Técnico 5). A massa de polifosfatos e fosfatos orgânicos presentes em AR pode representar cerca de 70 % do fósforo total (Vesilind *et al.*, 2010). Os ortofosfatos solúveis constituem a forma mais simples dos compostos de fósforo, sendo por isso o produto final da degradação dos polifosfatos e dos compostos orgânicos de fósforo.

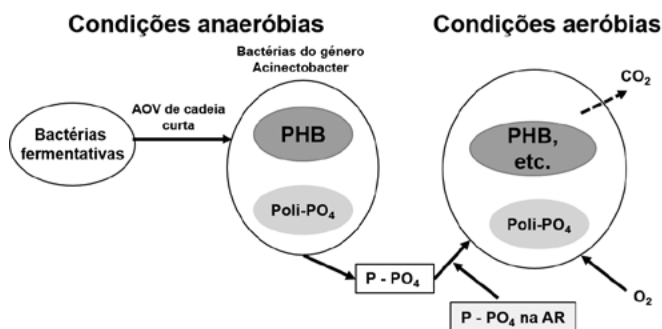
Os tratamentos secundários clássicos requerem o consumo de fósforo pelos processos metabólicos ligados à síntese celular bacteriana e ao transporte de energia. A remoção de fósforo proporcionada pelos tratamentos biológicos secundários varia entre 10 a 30 %, sendo geralmente suficiente para assegurar o cumprimento dos normativos de descarga dos efluentes (Metcalf & Eddy, 2003). Porém, quando tais normativos são muito exigentes, como é o caso das descargas em meio sensível, ou quando as AR são muito carregadas em compostos fosforados, o tratamento secundário pode não assegurar os padrões de qualidade pretendidos, havendo que incluir na fileira de tratamento processos específicos de remoção de P.

O método mais frequente de remoção de P é por precipitação química (secção 18.3.2 do Curso Técnico 5) dos ortofosfatos dissolvidos. A remoção biológica de fósforo é um processo desenvolvido posteriormente à remoção biológica de azoto, que oferece a vantagem de poder ser combinado numa remoção biológica integrada dos dois nutrientes. O princípio base para a remoção biológica de fósforo consiste na criação de um ambiente propício ao desenvolvimento de populações de bactérias que se caracterizam por conseguir acumular quantidades de fósforo em excesso relativamente aos seus próprios requisitos metabólicos (“luxury uptake”) de que o género *Acinetobacter* é um exemplo (Sperling, 2007 e Vesilind, 2003).

A criação de condições adequadas à proliferação deste género de bactérias é conseguida através da exposição alternada dos microrganismos a condições anaeróbias/aeróbias. Sob condições anaeróbias, as bactérias do género *Acinetobacter* assimilam os substratos simples produzidos durante a fermentação, como os ácidos orgânicos voláteis (AOV), especialmente ácido acético, e armazenam-nos no interior das células, principalmente sob a forma de polihidroxibutirato (PHB). A energia que as bactérias necessitam para este processo de assimilação deriva de um processo metabólico em que se dá a quebra de ligações intramoleculares de alta energia na transformação de polifosfatos inorgânicos em PO_4^{3-} , que se liberta para o meio, aumentando assim a concentração das AR em fósforo. No entanto, estes ortofosfatos serão consumidos pelos microrganismos na fase aeróbia, durante a qual se formam novas células, conforme ilustrado na Figura 1.1 (Vesilind, 2003). É na separação destas novas células das águas (principalmente por sedimentação), que reside a efetiva remoção dos compostos fosforados originalmente presentes nas AR.

A manutenção da sequência das zonas anaeróbias e aeróbias nos reatores de remoção do fósforo é fundamental para a eficiência do processo, principalmente na zona anaeróbia inicial do processo, que determina que os compostos fosforados presentes nas AR sejam transformados em fosfatos suscetíveis de serem biologicamente consumidos para a produção de energia necessária ao metabolismo das bactérias. A concentração de matéria orgânica carbonada deve ser elevada, para que não haja possibilidade de ocorrência de oxigénio dissolvido, nem mesmo de átomos de oxigénio em compostos que possam ser reduzidos (como os nitratos, por exemplo).

Figura 1.1 Remoção biológica de fósforo



Assim se compreende a importância assumida pela razão CBO/P da AR como indicador das condições operacionais do reator, podendo dizer-se que a concentração de fósforo no efluente depende principalmente da razão CBO/P, a qual determinará o nível de produção de AOV. Se este quociente exceder o valor 10/1 é possível produzir efluentes com um teor de fósforo de 1 mg/L ou menos. Caso contrário, a obtenção de efluentes com tal qualidade relativamente a este nutriente pode obrigar a que o tratamento biológico seja complementado por precipitação química (Morse *et al.*, 1998).

Além da razão CBO/P, a eficiência de remoção biológica do fósforo é afetada pelos seguintes fatores: temperatura, OD, pH e proporção entre o P e alguns micronutrientes, tal como nos restantes processos biológicos. Assim, a concentração de OD na zona aeróbia deve ser superior a 1,0 mg/L. O pH deve ser superior a 6,5 e as razões molares entre Mg/P, K/P e Ca/P devem ser da ordem de 0,71, 0,50 e 0,25, respetivamente (Wentzel *et al.*, 1989).

Nos casos em que se pretende um efluente com teor de fósforo total muito baixo (< 1 mg/L P), a presença de SS no efluente em concentração da ordem de 10 – 20 mg/L pode impedir que se atinja a qualidade pretendida por tratamento biológico, pois os microrganismos contidos nos SS contribuem para a concentração de fósforo no efluente. Nestes casos, poderá ser necessário complementar a remoção biológica com uma filtração do efluente ou com tratamento químico (Vesilind *et al.*, 2010).

1.3.2. Cinética do crescimento microbiano

1.3.2.1. Conceitos gerais

Para melhor caracterizar os processos biológicos de tratamento de AR é importante estudar a cinética de crescimento dos microrganismos e a cinética das reações bioquímicas.

A Figura 1.2 representa a curva de crescimento de uma cultura pura de determinado microrganismo, num meio sintético com condições ideais, em descontínuo (*batch*). Seis fases distintas podem ser observadas na curva de crescimento microbiano, cuja descrição é apresentada no Quadro 1.5.

Figura 1.2 Curva típica de crescimento microbiano (cultura pura)



(Adaptada de Doran, 2012)

Nas AR não existe uma cultura pura de microrganismos, mas antes uma enorme variedade microbiana, em condições de crescimento que nem sempre são ideais. Nas AR o meio pode apresentar fatores adversos inibidores do crescimento, como o pH desfavorável ou presença de substâncias tóxicas para os microrganismos. Por esta razão, as curvas de crescimento dos diversos tipos de microrganismos presentes na AR apresentam geralmente uma forma aproximada à esquematizada na Figura 1.2.

Quadro 1.5 Fases da curva de crescimento microbiano

Fase	Descrição	Taxa específica de crescimento
Latência (arranque ou “lag”)	Adaptação dos microrganismos inoculados às condições do meio de cultura.	$\mu \approx 0$
Aceleração	Início do crescimento dos microrganismos, que dispõem de substrato sem limitações.	$\mu < \mu_{\text{máx}}$
Crescimento exponencial	Os microrganismos crescem e reproduzem-se sem restrições de alimento, com o conseqüente aumento exponencial da concentração de células.	$\mu \approx \mu_{\text{máx}}$
Desaceleração	O crescimento abranda devido à menor disponibilidade de alimento (substrato) e/ou a mudanças ambientais desfavoráveis, e. g. alteração do pH do meio, aumento de substâncias tóxicas ou outras, déficit de nutrientes ou a existência de produtos inibidores.	$\mu < \mu_{\text{máx}}$
Estacionária	A concentração de células totais mantém-se constante, mas a percentagem de células viáveis ⁵ diminui.	$\mu = 0$
Endógena ou de declínio	Ocorre a lise ⁶ e conseqüente diminuição da concentração de células.	$\mu < 0$

⁵ Células viáveis são as que são capazes de se multiplicar.

⁶ A lise é o processo de destruição da célula causada pela rotura da membrana celular, o que leva à morte da célula e libertação do seu conteúdo.

Na fase de crescimento exponencial, a taxa de crescimento da biomassa é proporcional à concentração de biomassa presente, o que se traduz pela expressão 1.1, sendo a constante de proporcionalidade a **taxa específica de crescimento** (μ).

$$r_x = \frac{dX}{dt} = \mu \cdot X \quad (1.1)$$

Em que:

- r_x – taxa ou velocidade de crescimento da biomassa ($M/(L^3t)$);
- μ – taxa específica de crescimento da biomassa ($1/t$);
- X – concentração da biomassa (M/L^3).

Integrando a expressão 1.1 num determinado intervalo de tempo e considerando que a concentração da biomassa é X_0 no instante inicial ($t = 0$) obtém-se a expressão 1.2, que traduz o crescimento exponencial dos microrganismos.

$$X = X_0 e^{\mu t} \quad (1.2)$$

Em que:

- X_0 – concentração da biomassa no instante inicial (M/L^3).

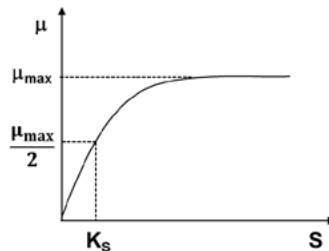
Monod (1949) verificou experimentalmente que a taxa de crescimento r_x era função, não só da concentração de microrganismos, mas também da concentração de um substrato limitante, propondo a expressão 1.3, conhecida como **equação de Monod**, para exprimir a dependência entre a taxa específica de crescimento μ e a concentração do substrato limitante S , conforme representado na Figura 1.3.

$$\mu = \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} \quad (1.3)$$

Em que:

- μ_{\max} – máxima taxa específica de crescimento da biomassa ($1/t$);
- S – concentração do substrato limitante (M/L^3);
- K_s – constante de velocidade de crescimento da biomassa ou constante de saturação, numericamente igual à concentração do substrato limitante quando $\mu = \mu_{\max}/2$ (M/L^3).

Figura 1.3 Dependência entre a taxa específica de crescimento e a concentração de substrato – Equação de Monod



A fonte de carbono, quantificada por qualquer dos parâmetros CBO₅, CQO ou COT, é geralmente considerada como o substrato limitante nos processos de tratamento biológico de AR (Benefield & Randall, 1985). Porém, convém não esquecer que o crescimento microbiano pode ser limitado por outras substâncias, como o oxigênio, o azoto e o fósforo.

A expressão 1.3 mostra que a taxa específica de crescimento μ pode seguir cinéticas de ordem diversa:

- **ordem zero** quando $K_s \ll S$ – a concentração de substrato é elevada, pelo que K_s pode ser desprezado no denominador da expressão 1.3, o que significa que a taxa específica de crescimento não depende da concentração do substrato, sendo igual à taxa específica de crescimento microbiano máxima;
- **primeira ordem** quando $K_s \gg S$ – a concentração de substrato é baixa, pelo que a taxa específica de crescimento é proporcional à concentração do substrato, sendo a constante de proporcionalidade aproximadamente igual a μ_{\max}/K_s ;
- **ordem intermédia** entre 0 e 1 quando $K_s \approx S$.

A taxa de crescimento da biomassa pode ser calculada pela expressão 1.4, que se obtém substituindo a expressão 1.3 na expressão 1.1.

$$r_x = \frac{dX}{dt} = \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} X \quad (1.4)$$

Porém, atendendo a que existem microrganismos que vão morrendo, à taxa de crescimento da biomassa r_x deve ser deduzida da taxa de decaimento $k_d X$ (expressão 1.5).

$$r_x = \frac{dX}{dt} = \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} X - k_d X \quad (1.5)$$

Em que:

k_d – constante da velocidade de decaimento (1/t).

Desde que não ocorram alterações no meio reacional e na composição da biomassa, o quociente entre a biomassa produzida e quantidade de matéria orgânica metabolizada mantém-se constante (Monod, 1949). Essa relação é designada por **coeficiente de crescimento ou de rendimento da biomassa** e representada por Y (expressão 1.6).

$$Y = \frac{\text{Biomassa produzida}}{\text{Substrato utilizado}} = \frac{\Delta X}{\Delta S} = \frac{X - X_0}{S_0 - S} \quad (1.6)$$

Aplicando o limite a $\Delta X/\Delta S$ quando ΔS tende para zero obtém-se a expressão 1.7.

$$\frac{dX}{dS} = Y \quad (1.7)$$

Dividindo a expressão 1.7 por dt obtém-se a expressão 1.8.

$$\frac{dX}{dt} = Y \frac{dS}{dt} \quad (1.8)$$

Substituindo a expressão 1.1 na expressão 1.8 obtém-se a expressão 1.9.

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{r_x}{Y} = r_s \quad (1.9)$$

Em que:

r_s – taxa ou velocidade de consumo do substrato (M/L³).

Esta expressão mostra que a taxa de consumo de substrato r_s depende da cinética de consumo de S e da quantidade de biomassa X existente no reator. Considerando que r_x é representada pela expressão 1.4, obtém-se a expressão 1.10.

$$\frac{dS}{dt} = r_s = -\frac{1}{Y} \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} X \quad (1.10)$$

Se na expressão 1.10 se substituir μ_{\max}/Y por k , que representa a máxima taxa específica de consumo de substrato, obtém-se a expressão 1.11.

$$r_s = -\frac{kS}{K_s + S} X \quad (1.11)$$

A biomassa ativa para remoção do substrato na expressão 1.9 não inclui os microrganismos em fase de declínio, pelo que a taxa de consumo de substrato (r_s) deve ser corrigida, de modo a excluir essa biomassa ($k_d X$), obtendo-se a expressão 1.12.

$$\frac{dS}{dt} = r_s = -\frac{1}{Y} (r_{xw} + k_d X) \quad (1.12)$$

É importante salientar que as expressões cinéticas utilizadas para modelar a velocidade de consumo de substrato utilizam constantes cinéticas (de crescimento e de decaimento) baseadas em condições experimentais específicas, pelo que se recomenda que os modelos cinéticos não sejam aplicados em condições diferentes das de desenvolvimento dos mesmos (Metcalf & Eddy, 2003). Em determinadas condições experimentais, a expressão 1.11 pode ser simplificada, tomando outras formas, como as expressões 1.13 a 1.15.

$$r_s = -k \quad (1.13)$$

$$r_s = -kXS \quad (1.14)$$

$$r_s = -kX \frac{S}{S_0} \quad (1.15)$$

A remoção biológica de azoto merece uma referência particular, na medida em que o substrato limitante é diferente do processo de remoção de substrato carbonáceo. O processo de nitrificação é controlado essencialmente pela velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes do género *Nitrosomonas*, cujo crescimento é limitado pela presença de azoto (expressão 1.16).

$$\mu_N = \frac{\mu_{N_{\max}} N}{K_{NS} + N} \quad (1.16)$$

Em que:

$\mu_{N_{\max}}$ – máxima taxa específica de crescimento da biomassa nitrificante (1/t);

N – concentração de azoto (M/L³);

K_{NS} – constante de velocidade de crescimento da biomassa nitrificante, numericamente igual à concentração de N quando $\mu = \mu_{N_{\max}}/2$ (M/L³).

A velocidade de consumo de substrato na desnitrificação é determinada pela expressão 1.17 (Davis, 2010).

$$r_{Su} = \frac{\omega}{Y} \frac{\mu_{\max} S}{K_S + S} X \quad (1.17)$$

Em que:

ω – fração de bactérias desnitrificantes, variando entre 0,20 e 0,80 (Davis, 2010).

No caso da desnitrificação, o crescimento é limitado pela presença de dois substratos – carbono orgânico e nitrato – e inibido pela presença de oxigénio, sendo a velocidade de consumo de substrato determinada pela expressão 1.18.

$$r_{Su} = \left(\frac{1}{Y} \frac{\mu_{\max} S}{K_S + S} X \right) \left(\frac{NO_3}{K_{sNO_3} + NO_3} \right) \left(\frac{K'_O}{K'_O + OD} \right) \quad (1.18)$$

Em que:

K'_O – constante de inibição do crescimento pelo oxigénio, varia entre 0,1 e 0,2 mg/L (Davis, 2010);

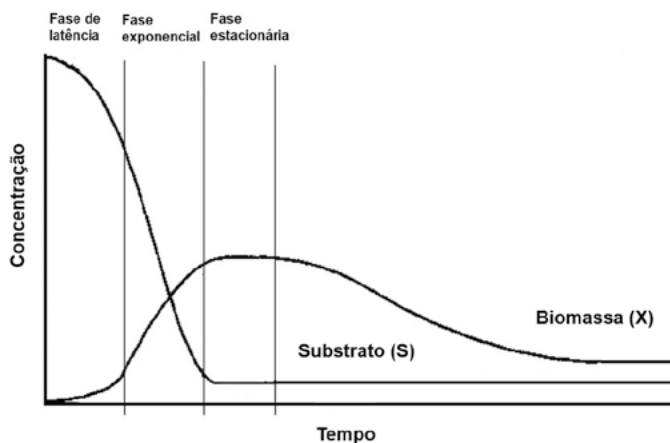
K_{sNO_3} – constante de velocidade de crescimento da biomassa desnitrificante, numericamente igual à concentração de NO_3 quando $\mu = \mu_{N_{\max}}/2$;

OD – concentração de oxigénio dissolvido (mg/L).

1.3.2.2. Balanços de massa

O fator fundamental na aplicação de qualquer expressão cinética é a análise dos balanços de massas que descrevem os fenômenos de utilização do substrato e de crescimento da biomassa: à medida que o substrato⁷ é metabolizado a sua concentração na AR diminui, enquanto aumenta a concentração de biomassa, conforme ilustrado na Figura 1.4.

Figura 1.4 Curva de crescimento da biomassa vs. curva de utilização do substrato limitante



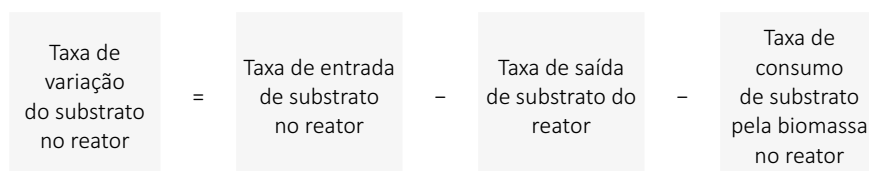
O balanço de massas à biomassa num reator biológico pode ser representado pelo seguinte modelo genérico, que se traduz pela expressão 1.19.

Taxa de variação de biomassa no reator	=	Taxa de entrada de biomassa no reator	-	Taxa de saída de biomassa do reator	+	Taxa de crescimento da biomassa no reator
--	---	---------------------------------------	---	-------------------------------------	---	---

$$V \frac{dX}{dt} = Q X_0 - Q X + V r_x \quad (1.19)$$

⁷ O substrato das bactérias que degradam a MO biodegradável carbonada é a CBO₅; o substrato das bactérias nitrificantes é o azoto amoniacal; o substrato das bactérias desnitrificantes é o ião nitrato.

Analogamente, o balanço de massas ao substrato S é genericamente representado pelo seguinte modelo, que se traduz pela expressão 1.20.



$$V \frac{dS}{dt} = Q S_0 - Q S_e - V \left(\frac{dS}{dt} \right)_{\text{reação}} \quad (1.20)$$

Os balanços de massa genéricos à biomassa e ao consumo do substrato podem ser adaptados às condições específicas de cada reator biológico, como o facto de serem contínuos ou descontínuos, receberem recirculação de biomassa, etc., conforme apresentado na secção 1.4.2.

A resolução das equações diferenciais 1.19 e 1.20 simplifica-se quando se considera que o reator funciona em condições de **estacionaridade**, o que significa que a taxa de variação de substrato e de biomassa no reator é nula, ou seja, $dX/dt = 0$ e $dS/dt = 0$, respetivamente (Metcalf & Eddy, 2003).

1.4. Reatores biológicos

1.4.1. Tipologia dos reatores biológicos

Os reatores biológicos são classificados tendo em conta diferentes critérios, designadamente:

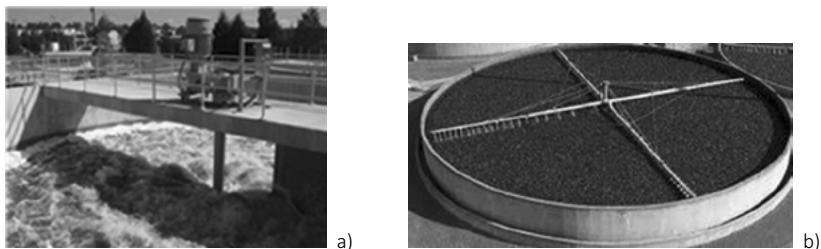
- a forma de contacto entre a biomassa e a AR;
- o tipo de escoamento hidráulico;
- o modo de operação.

A biomassa pode desenvolver-se em suspensão nas AR sob a forma de células discretas ou de pequenos flocos de aglomerados de microrganismos (lamas ativadas) ou em biofilme aderente a um suporte fixo (como nos leitos percoladores) ou móvel (como em alguns tipos de biofiltros). Nos últimos anos desenvolveram-se reatores biológicos de biomassa híbrida, que contêm biomassa suspensa e também fixa, de que os biofiltros são um exemplo.

A existência ou não de suporte para o crescimento dos microrganismos condiciona o aparecimento das diferentes espécies microbianas que se estabelecem no reator. Nos processos de biomassa fixa a capacidade de adesão dos microrganismos a um suporte é um dos fatores mais importantes na seleção natural das diferentes espécies, enquanto nos processos de biomassa suspensa é a tendência para formação de flocos com capacidade de sedimentar que assegura essa seleção natural.

Os reatores de lamas ativadas são o exemplo paradigmático de reatores biológicos de biomassa suspensa (Figura 1.5 a)). Entre os exemplos mais correntes de reatores de biomassa fixa encontram-se os leitos percoladores (Figura 1.5 b)).

Figura 1.5 Tipos de reatores biológicos: a) biomassa suspensa e b) biomassa fixa



Os fatores que afetam o crescimento dos microrganismos, como por exemplo, as condições ambientais de temperatura e pH, a concentração de substrato, o tipo de aceitador de elétrons disponível (oxigênio ou nitrato) também condicionam a diversidade de microrganismos que se vão estabelecer no reator biológico.

Quanto ao modo de operação os reatores podem ser classificados em:

- descontínuos (*batch*);
- contínuos;
- semi-contínuos (e. g. tanque que funciona alternadamente como reator biológico e como decantador secundário).

O Quadro 1.6 sintetiza a tipologia de processos biológicos de tratamento de AR.

Quadro 1.6 Tipologia dos processos biológicos de tratamento de águas residuais

Processos	Aeróbios	Biomassa suspensa	Lamas ativadas
			Lagoas de estabilização
			Lagoas arejadas
			Digestores de lamas aeróbios
		Biomassa fixa	Leitos percoladores
			Discos biológicos
	Anóxicos	Biomassa suspensa	Desnitrificação em suspensão
		Biomassa fixa	Desnitrificação em biofilme
	Anaeróbios	Biomassa suspensa	Digestão anaeróbia
		Biomassa fixa	Filtros anaeróbios
Aeróbios, anóxicos e anaeróbios	Biomassa híbrida ⁸	Biofiltros.	

1.4.2. Balanços de massa aos reatores biológicos

Num reator descontínuo todos os reagentes (substrato, nutrientes, micronutrientes e o inóculo de microrganismos) são alimentados, em conjunto, a um reator vazio, no início do processo e retirados no final do tempo necessário para a reação produzir o produto pretendido. Os reatores descontínuos têm uma aplicação limitada em ETAR, embora possam ser considerados em ETAR de pequena dimensão e no tratamento de lamas.

O balanço de massas a um reator deste tipo, para um determinado constituinte, pode ser representar da seguinte forma.

$$\text{Taxa de variação da massa de S no reator} = \text{Taxa da reação de consumo de S pela biomassa no reator}$$

⁸ Reatores que incluem biomassa suspensa e biomassa fixa.

Considerando que a degradação de S segue uma cinética de primeira ordem, este balanço pode escrever-se na forma da expressão 1.21.

$$V \frac{dS}{dt} = V \left(- \frac{dS}{dt} \right)_{\text{reação}} = -V k S \quad (1.21)$$

Em que:

S – concentração do constituinte S no instante t;

V – volume do reator;

k – constante de velocidade da reação de degradação de S.

Para determinar o tempo que as AR devem permanecer num reator descontínuo até que seja produzido um efluente com determinada concentração no constituinte S, integra-se a expressão 1.21 entre os limites S_0 e S_e , obtendo-se a expressão 1.22.

$$t = \frac{1}{k} \ln \left(\frac{S_0}{S_e} \right) \quad (1.22)$$

Em que:

S_0 – concentração inicial do constituinte S no afluente;

S_e – concentração do constituinte S pretendida no efluente.

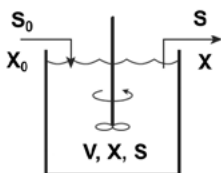
Os reatores contínuos operam em condições estacionárias, proporcionadas pela contínua afluência dos reagentes (substrato, nutrientes, micronutrientes e inóculo de microrganismos) e saída contínua dos produtos da reação. Trata-se do regime de operação mais frequente em ETAR de grande e de média dimensão.

Os reatores contínuos podem ter diferentes regimes de escoamento hidráulico, podendo classificar-se em:

- **reator contínuo de escoamento em êmbolo, em pistão ou tubular** (*plug flow*, na terminologia de língua inglesa) – caracterizado por não haver mistura longitudinal entre elementos de fluido adjacentes. A variação de concentração de um constituinte é constante em qualquer ponto de uma secção transversal ao escoamento, mas varia ao longo do reator, à medida que as AR se deslocam;

- **reator contínuo de mistura completa** (*CSTR – continuous stirred tank reactor*, na terminologia de língua inglesa) – caracterizado por uma mistura perfeita, de modo que a concentração de qualquer constituinte do líquido é idêntica em qualquer ponto dentro do reator e igual à do efluente à saída do reator, conforme ilustrado na Figura 1.6.

Figura 1.6 Esquema de reator de mistura completa



Considerando que um reator de mistura completa se encontra em condições estacionárias, i. e., a variação da concentração de substrato dentro do reator é nula ($ds/dt = 0$), e que a utilização de S pelos microrganismos segue uma cinética de reação de primeira ordem ($(ds/dt)_{\text{reação}} = -kS$), se se integrar a expressão 1.20 entre o instante t_0 e o instante t obtém-se a expressão 1.23.

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{1}{1 + k \left(\frac{V}{Q} \right)} \quad (1.23)$$

Atendendo a que o tempo de retenção hidráulico das AR no reator é $t_{RH} = V/Q$, obtém-se a expressão 1.24, que permite determinar o tempo necessário para produzir num reator de mistura completa um efluente com a pretendida concentração em S_e .

$$t_{RH} = \frac{1}{k} \left(\frac{S_e}{S_0} - 1 \right) \quad (1.24)$$

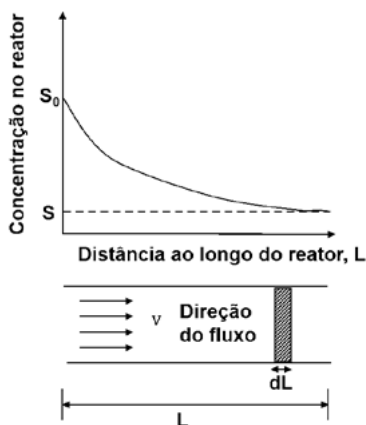
Nos reatores contínuos de escoamento em êmbolo pretende-se que não ocorra mistura longitudinal, isto é, cada elemento de fluido é como se fosse um reator elementar de mistura completa que se desloca ao longo do eixo longitudinal. Neste tipo de reator a concentração do elemento de fluido num constituinte S está relacionada com a localização desse elemento de

fluido e com o tempo que o mesmo levou a chegar a essa localização, conforme representado na Figura 1.7.

O balanço de massas para o constituinte S presente no elemento de fluido pode ser representado pelo seguinte modelo:

A taxa de variação da massa de S devida à degradação	=	Taxa de variação da massa de S devida à variação de deslocamento dL do elemento de fluido no diferencial de tempo dt
--	---	--

Figura 1.7 Esquema de reator ideal de escoamento em êmbolo



Assumindo que o reator está no estado estacionário e que S é degradado segundo uma reação de cinética de primeira ordem, e que a velocidade de escoamento das AR ao longo do reator é constante e igual a v, o balanço de massa ao elemento de fluido mostra que a taxa de variação da concentração de S pode ser traduzida pela expressão 1.25.

$$-\frac{dS}{kS} = \frac{dL}{v} \tag{1.25}$$

Em que:

v – velocidade de escoamento das AR ao longo do reator;

dL – diferencial de variação da distância ao longo do comprimento do reator.

Integrando o termo esquerdo da expressão 1.25 entre os limites S_0 e S_e e o termo direito entre os limites do comprimento do reator, obtém-se a expressão 1.26.

$$\frac{1}{k} \left[\ln \left(\frac{S_0}{S_e} \right) \right] = \frac{L}{v} = \frac{LA}{vA} = \frac{V}{Q} = t_{RH} \quad (1.26)$$

Em que:

- L – comprimento do reator;
- A – área da secção transversal ao escoamento;
- Q – caudal;
- V – volume do reator.

1.5. Exercícios

Exercício 1.5.1 – Determinação de constantes cinéticas

Com base nos resultados obtidos num reator contínuo de mistura completa apresentados no Quadro 1.5.1 determine as constantes cinéticas – constante de velocidade de crescimento da biomassa ou constante de saturação (K_s) e taxa de crescimento específica máxima ($\mu_{m\acute{a}x}$) – considerando que segue o modelo de Monod.

Quadro 1.5.1 Concentração de substrato em função da taxa específica de crescimento da biomassa

Concentração de substrato (S) (g CBO ₅ /m ³)	Taxa específica de crescimento de biomassa (μ) (g SSV/(g SSV.d))
5,5	0,94
10	1,55
15	2,14
20	2,51
25	2,85
45	3,83

(continua)

(continuação)

Concentração de substrato (S) (g CBO ₅ /m ³)	Taxa específica de crescimento de biomassa (μ) (g SSV/(g SSV.d))
80	4,74
90	4,99
100	5,13
200	5,78
300	6,08
400	6,25

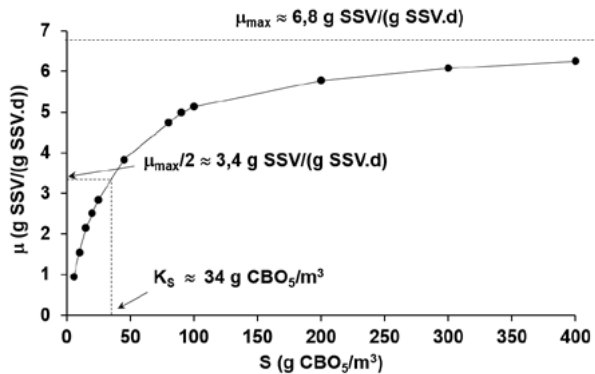
Resolução:

As constantes cinéticas da expressão de Monod podem ser determinadas construindo um gráfico semelhante à Figura 1.3 ou através da regressão linear da equação de Monod (expressão 1.3).

$$\mu = \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} \quad (1.3)$$

Assim, representando graficamente a concentração de substrato (S) em função da taxa específica de crescimento μ obtém-se a Figura 1.5.1.

Figura 1.5.1 Concentração de substrato em função da taxa específica de crescimento

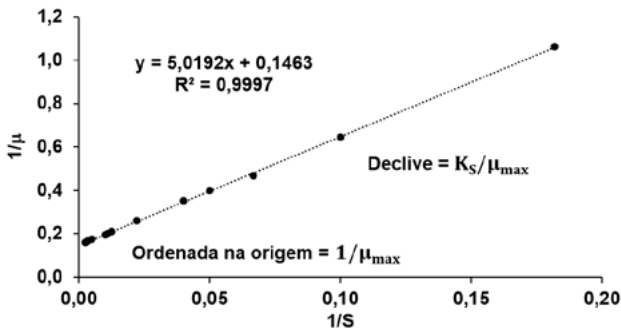


Linearizando a expressão 1.3 obtêm-se a expressão 1.5.1.

$$\frac{1}{\mu} = \frac{K_s}{\mu_{\max}} \frac{1}{S} + \frac{1}{\mu_{\max}} \quad (1.5.1)$$

Como ilustrado na Figura 1.5.2, μ_{\max} e K_s obtêm-se do declive da reta e da sua ordenada na origem.

Figura 1.5.2 Representação da linearização da equação Monod



Da Figura 1.5.2 verifica-se que o declive é igual a 5,0192 e que a ordenada na origem é igual a 0,1463. Assim, resolvendo o sistema de equações apresentado pela expressão 1.5.2 obtêm-se os valores de μ_{\max} e K_s

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{K_s}{\mu_{\max}} = 5,0192 \\ \frac{1}{\mu_{\max}} = 0,1463 \end{array} \right. \Leftrightarrow \left\{ \begin{array}{l} K_s = 34,1 \text{ g CBO}_5/\text{m}^3 \\ \mu_{\max} = 6,8 \text{ g SSV}/(\text{g SSV.d}) \end{array} \right. \quad (1.5.2)$$

Resposta: $\mu_{\max} = 6,8 \text{ g SSV}/(\text{g SSV.d})$ e $K_s = 34,1 \text{ g CBO}_5/\text{m}^3$.

2.1. Objetivo

O tratamento de AR pelo processo de **lamas ativadas (LA)** tem por objetivo a oxidação bioquímica da MO dissolvida e em suspensão coloidal por ação de microrganismos, aglomerados em flocos, que são mantidos em suspensão formando a biomassa suspensa no seio de um reator. Os flocos de microrganismos agentes do tratamento biológico (correntemente apelidados de lamas) deram origem ao nome deste processo – lamas ativadas.

O processo de LA tem sido utilizado no tratamento de ARU e de ARI desde os primeiros anos do século XX (Metcalf & Eddy, 1991), com o objetivo da estabilização dos poluentes orgânicos mais facilmente biodegradáveis (MO biodegradável, quantificada pela CBO_5). O avanço do conhecimento científico permitiu que, nas últimas duas décadas do século passado, fosse possível criar condições em reatores de LA também para a remoção biológica de compostos azotados e fosforados, desenvolvendo este de grande alcance na remoção de nutrientes dos efluentes das ETAR, para proteção contra a eutrofização dos meios recetores.

O tratamento de AR em reatores biológicos de biomassa suspensa pode ser inserido na fileira de tratamento como tratamento secundário (quando o objetivo se limita à redução de CBO_5 , CQO e SST) e/ou como tratamento terciário (quando visa a remoção de nutrientes), sendo possível combinar os tratamentos secundário e terciário num único reator (secção 2.2.4.2).

2.2. Mecanismos dos reatores de lamas ativadas

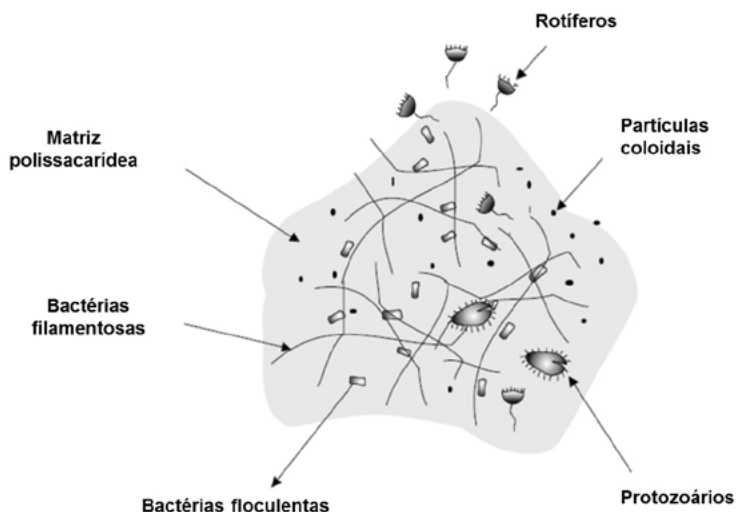
2.2.1. Fundamentos do processo de lamas ativadas

Um reator de LA recebe AR geralmente submetidas a tratamento primário⁹, as quais são arejadas, com o objetivo de promover o desenvolvimento de bactérias aeróbias que, juntamente com outros microrganismos (protozoários, fungos e rotíferos), segregam uma matriz polissacarídea que os aglutina, possibilitando a sua aglomeração em flocos, comumente desig-

⁹ Existem, contudo, variantes do processo que dispensam o tratamento primário, sendo o afluente submetido apenas a tratamento preliminar.

nados por lamas ativadas, que constituem a biomassa. Esta biomassa é responsável pela estabilização da MO, transformando-a em produtos finais e novos microrganismos, conforme descrito no Capítulo 1. Na Figura 2.1 apresenta-se um esquema ilustrativo de um floco de lamas ativadas.

Figura 2.1 Floco de lamas ativadas



(Adaptada de Sperling, 2007)

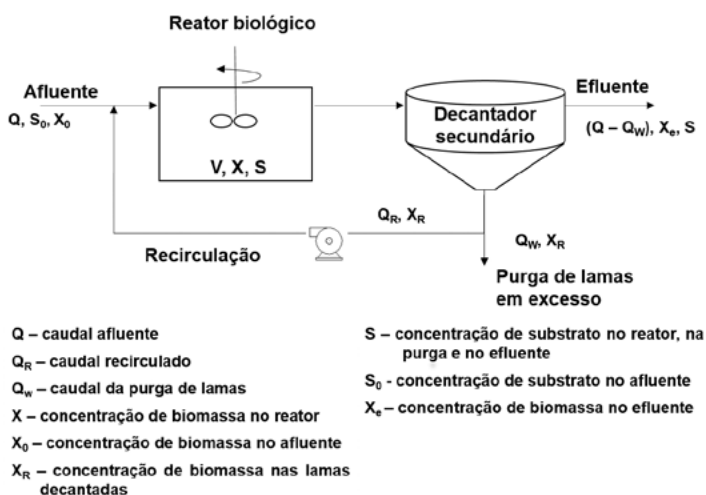
A biomassa (microrganismos vivos e mortos) e os SS não biodegradados presentes no efluente do reator biológico têm que ser separados da fase líquida, geralmente num decantador a jusante do reator biológico, porque a sua concentração em MO e SST apresenta valores incompatíveis com a descarga num meio recetor. Pode mesmo dizer-se que esta operação de separação faz parte integrante do tratamento biológico, conforme representado na Figura 2.2.

O processo de biodegradação pode ser extraordinariamente intensificado pelo aumento da concentração da biomassa no reator. Tal aumento é conseguido por meio da recirculação ao reator de lamas sedimentadas no decantador, pois o teor de SS das lamas é constituído, em larga medida, por flocos biológicos. Deste modo, aumenta-se a proporção entre a con-

centração de microrganismos (M) e de MO a degradar, que constitui o alimento (F, do inglês *food*), designando-se habitualmente por razão F/M como se detalha em 2.2.2.4.

A parte das lamas que não são recirculadas para o reator biológico é designada por **excesso de lamas** e tem que ser periodicamente removida do sistema de LA (purga de lamas).

Figura 2.2 Esquema do processo de lamas ativadas (em reator de mistura completa)



O líquido dentro do reator de LA, formado pela mistura da AR afluente e da biomassa desenvolvida, é vulgarmente conhecido por **licor misto** (*mixed liquor* – ML, na terminologia de língua inglesa). A fração de sólidos em suspensão no licor misto é representada pela sigla **MLSS**¹⁰. A parte dos MLSS correspondente à biomassa é designada por **MLVSS**, pois tratando-se de microrganismos, é praticamente constituída por **SSV** (secção 3.4.2.1 do Curso Técnico 5).

O reator biológico de LA é muitas vezes denominado por “tanque de arejamento”, designação pouco feliz, pois a fileira de tratamento de uma ETAR

¹⁰ Optou-se por adotar neste capítulo as siglas correspondentes à versão em língua inglesa, para facilidade do utilizador de modelos matemáticos e de literatura em inglês.

pode incluir outros tanques arejados, e. g. tanque de equalização. Esta designação deve-se, provavelmente, à importância do fornecimento de ar ao ML para a estabilização aeróbia da MO e também para a manutenção da biomassa em suspensão.

2.2.2. Fatores condicionantes da eficiência de tratamento em lamas ativadas

2.2.2.1. Nota introdutória

A eficiência do processo de LA é afetada por diferentes fatores que são, além das características das próprias AR, os seguintes: características da biomassa, razão F/M, razão de recirculação, idade das lamas, tipo de escoamento hidráulico no reator biológico, produção de lamas em excesso e arejamento. Nas secções 2.2.2.2 a 2.2.2.8 analisam-se os diferentes fatores que afetam a eficiência do processo de LA.

2.2.2.2. Características das águas residuais

As características qualitativas das AR a tratar são de importância fundamental no desempenho do processo de LA, pois influenciam a cinética das reações de remoção da MO e de nutrientes e determinam as necessidades de arejamento. As características relevantes para o processo de LA podem ser classificadas nos seguintes grupos: pH, alcalinidade, nutrientes (compostos azotados e fosforados), matéria orgânica carbonada (CBO₅ e CQO) e sólidos em suspensão (SST e SSV).

pH

O intervalo de pH adequado à remoção de MO carbonada pelo processo de LA varia de 6,0 a 9,0 (Metcalf & Eddy, 2003). Contudo, o pH pode ter que ser ajustado se o processo incluir a remoção integrada de nutrientes, visto que, para a nitrificação o pH deve situar-se entre 7,2 e 8,0 e entre 6,0 e 8,0 para a desnitrificação (Sperling, 2007). É de salientar que, se o pH da AR for baixo, tende a inibir o desenvolvimento de bactérias nitrificantes e a induzir a proliferação de indesejáveis bactérias filamentosas, pelo que pode ser necessário promover a sua neutralização.

Alcalinidade

A alcalinidade das AR pode constituir um fator limitante da nitrificação do azoto amoniacal, pois este processo consome cerca de 7,1 g de CaCO₃ / g de N-NH₄⁺ (Metcalf & Eddy, 2003), sendo ainda necessária uma quantidade

de alcalinidade suficiente para manter o valor do pH na zona da neutralidade, isto é, no intervalo 6,8 a 7,4, a qual é da ordem de 70 – 80 mg/L CaCO_3 .

Os microrganismos necessitam de dispor de **nutrientes** – azoto e fósforo – para o seu processo metabólico, quantificados em aproximadamente 12,4 % da massa dos microrganismos para o azoto e 1/5 deste valor para as necessidades de fósforo. Em termos médios, para o tratamento aeróbio, admite-se que por cada 100 kg de CBO_5 removidos, a população de microrganismos necessita de 5 kg de azoto e 1 kg de fósforo (C:N:P = 100:5:1). Esta relação não é fixa, dependendo da quantidade de células formadas. A composição das AR não assegura estas necessidades em nutrientes quando a concentração de N e de P é inferior a 0,1 – 0,3 mg/L, dependendo do tempo de retenção dos microrganismos no reator e das condições ambientais, principalmente da temperatura (Metcalf & Eddy, 2003).

Matéria orgânica carbonada

Embora a matéria orgânica carbonada possa ser quantificada pela CBO_5 e pela CQO, é este último parâmetro que é mais utilizado no estudo do processo de LA. No que respeita à CQO, interessa distinguir a fração biodegradável (CBO) da não biodegradável, as quais podem ainda subdividir-se em MO particulada (partículas de dimensão superior a 0,45 μm , i. e. partículas em suspensão) e MO dissolvida.

Analogamente, quando o processo de LA tem ainda por objetivo a remoção de azoto, haverá que distinguir entre: azoto orgânico biodegradável e não biodegradável, dissolvido e particulado.

A quantidade de CBO/CQO presente na AR pode afetar a eficiência do processo de desnitrificação, porque pode ser insuficiente para o metabolismo das bactérias desnitrificantes (secção 2.2.4.2).

Sólidos em Suspensão

Relativamente aos SS, há que distinguir os SS inorgânicos (SSF) dos SS orgânicos (SSV) e de entre estes interessa diferenciar os facilmente biodegradáveis dos pouco biodegradáveis e dos não biodegradáveis.

2.2.2.3. Caracterização da biomassa num reator de lamas ativadas

A biomassa em suspensão num reator de LA é constituída por flocos formados predominantemente por microrganismos heterotróficos (secção

1.2), de que as bactérias são o grupo mais abundante, mas também inclui fungos, protozoários e alguns rotíferos. Alguns protozoários e todos os rotíferos são predadores das bactérias, assim contribuindo para facilitar a sedimentabilidade da biomassa. Em condições favoráveis ao seu desenvolvimento, os flocos de LA podem também conter microrganismos autotróficos (secção 1.2), como as bactérias nitrificantes.

Em termos quantitativos, 70 a 90 % da biomassa em suspensão é constituída por matéria orgânica (Vesilind, 2003), podendo a sua composição ser representada genericamente por $C_aH_bO_cN_dP_e$ ¹¹. A parte inorgânica dos flocos biológicos contém elementos como o potássio, sódio, magnésio, enxofre, cálcio, ferro e ainda vestígios de outros elementos.

A predominância de determinado tipo de populações microbianas relativamente a outras depende, em primeiro lugar, da própria composição das AR, no que concerne à presença de MO biodegradável, do pH e de substâncias tóxicas inibidoras do crescimento microbiano, mas também de fatores que podem ser controlados pela operação do processo, como seja a existência de OD (controlável pelo arejamento) e a concentração da biomassa (controlável pela taxa de recirculação).

A aplicação eficiente do processo de LA depende pois, de condições que favoreçam o desenvolvimento de uma comunidade microbiana que metabolize os poluentes cuja remoção é pretendida e que forme uma biomassa de fácil separação. Por vezes, ocorrem problemas graves no funcionamento dos reatores de LA devido, precisamente, ao desenvolvimento de microrganismos indesejáveis (secção 2.6).

2.2.2.4. Razão Alimento / Microrganismos – carga mássica

A quantidade de CBO_5 ou de CQO que se pretende eliminar biologicamente é o substrato orgânico que constitui o alimento (F) dos microrganismos heterotróficos. Quanto maior for a quantidade de microrganismos (M) para determinada carga orgânica¹² afluenta ao reator, maior deve ser a eficiência da remoção da MO, na medida em que o alimento F será escasso

¹¹ A literatura apresenta diversas fórmulas, e. g. $C_5H_7O_2NP_{0,2}$; $C_5H_7O_2N$; $C_5H_9O_{2,5}NP_{0,2}$; e $C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$.

¹² A carga orgânica é a quantidade de MO aplicada ao reator num determinado tempo, determinando-se pelo produto do caudal pela sua concentração em MO (geralmente avaliada em CBO_5).

para a quantidade de microrganismos M e tenderá a ser quase totalmente metabolizado. Daí a vantagem em aumentar a concentração de microrganismos (X) no reator, por meio da recirculação de lamas. Nestas condições, aumenta a quantidade de microrganismos em fase endógena, o que é favorável para a separação gravítica da biomassa, pois nessa fase diminui a capacidade de os microrganismos absorverem a matriz polissacárida que agrega os flocos, os quais se tornam assim mais consistentes (Spellman, 2003). Através do controlo da razão F/M é possível otimizar o rendimento de estabilização da carga poluente biodegradável neste tipo de tratamento.

A razão F/M é traduzida pela quantidade de substrato (quantificada pela carga de CBO_5 ou de CQO) aplicada por unidade de biomassa do ML, de acordo com a expressão 2.1.

$$\frac{F}{M} = \frac{\text{Carga de Substrato}}{\text{Massa de biomassa}} = \frac{Q S_0}{V X} \quad (2.1)$$

Em que:

F/M – razão Alimento/Microrganismos (g CBO_5 ou CQO /(g SSV.d));

Q – caudal de AR afluente ao reator (m^3/d);

S_0 – concentração de CBO_5 ou de CQO no afluente (g/ m^3);

V – volume do reator (m^3);

X – concentração de biomassa no ML (g SSV/ m^3).

A razão F/M é correntemente designada por **carga mássica**.

Sendo o volume do reator $V = Q \times t_{RH}$, em que t_{RH} é o tempo de retenção hidráulico, a expressão 2.1 assume a forma da expressão 2.2.

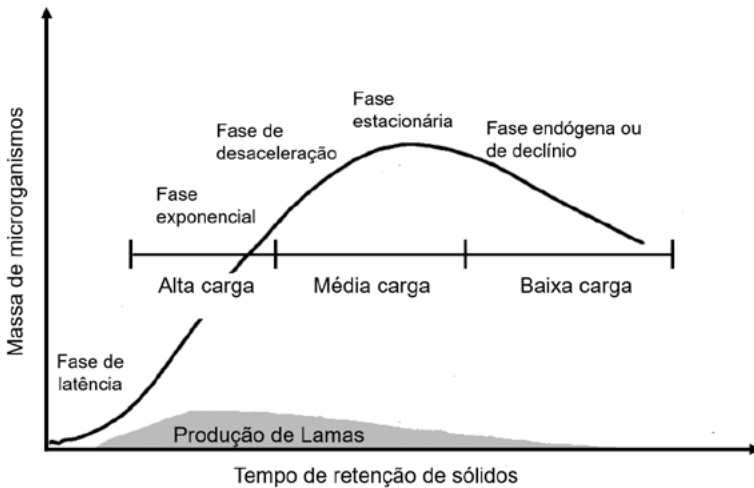
$$\frac{F}{M} = \frac{S_0}{t_{RH} X} \quad (2.2)$$

A carga de substrato também pode ser quantificada em função do volume do reator, segundo a expressão 2.3, designando-se por **carga volúmica** (kg CBO_5 /($m^3.d$)).

$$\frac{F}{V} = \frac{\text{Carga de Substrato}}{\text{Volume do reator}} = \frac{Q S_0}{V} \quad (2.3)$$

Consoante o valor da razão F/M , as populações microbianas presentes no reator encontram-se predominantemente em fase de crescimento exponencial, em fase estacionária ou em fase endógena, como indicado na Figura 2.3.

Figura 2.3 Relação entre o crescimento microbiano e a carga mássica



(Adaptada de IEPA, 1997)

Tipicamente, são considerados três regimes de funcionamento de reatores de lamas ativadas, determinados por diferentes valores de F/M ou de carga mássica: alta carga, média carga e baixa carga, mas alguns autores consideram cinco regimes, acrescentando a muito alta carga e a muito baixa carga. Os valores da razão F/M utilizados como critério de classificação dos diferentes regimes variam consoante os autores, o que se explica, pelo menos em parte, por alguns estudos utilizarem CBO_5 e outros CQO na avaliação da carga orgânica (a CQO tem a vantagem de ser determinada muito mais rapidamente que a CBO), uns medirem a biomassa em SSV e outros em SST.

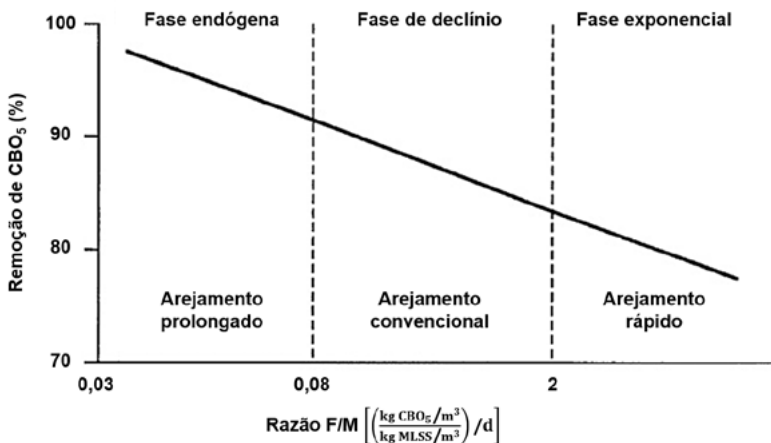
Os reatores de LA de **alta carga**, também denominados de **arejamento rápido**, caracterizam-se pela elevada abundância de alimento. A taxa de remoção da matéria orgânica é elevada, bem como a taxa de consumo de oxigénio e de multiplicação de microrganismos. A eficiência de remoção de CBO_5 é relativamente baixa e a produção de lamas é elevada e com alta atividade biológica.

Os reatores de LA de **média carga** ou de **arejamento convencional** caracterizam-se por uma menor disponibilidade de alimento do que os sistemas de alta carga, o que limita o desenvolvimento dos microrganismos. Deste modo as LA de média carga produzem menos lamas do que as LA de alta carga, mas com um rendimento de remoção de CBO_5 superior.

Os reatores de LA de **baixa carga** ou de **arejamento prolongado** caracterizam-se pela escassez de alimento, o que obriga os microrganismos a consumirem o seu próprio material celular (fase endógena). A produção de lamas é a mais baixa dos três tipos de LA, bem como a taxa de consumo de oxigénio. No entanto a quantidade de oxigénio consumida por unidade de carga orgânica eliminada é a mais elevada, devido ao elevado tempo de arejamento. As lamas em excesso caracterizam-se por elevado grau de estabilização, podendo dispensar o habitual tratamento de estabilização das lamas, que podem assim passar diretamente à desidratação. Este tipo de LA é também o único que pode dispensar a decantação primária (IEPA, 1997).

A Figura 2.4 ilustra a eficiência de remoção de CBO_5 consoante a fase de crescimento da biomassa e sua relação com a carga mássica.

Figura 2.4 Eficiência de remoção de CBO_5 consoante a fase de crescimento da biomassa e sua relação com a carga mássica



(Adaptada de Gray, 2017)

A Figura 2.4 mostra ainda que o regime de baixa carga é o que permite maior eficiência na remoção de MO. A sua aplicação não é geral, só se aplicando no tratamento de pequenos caudais, devido ao custo energético requerido pelo longo tempo de arejamento. No Quadro 2.1 compara-se a razão F/M dos diversos regimes de lamas ativadas com a eficiência de remoção de CBO₅ que permitem alcançar.

Quadro 2.1 Eficiência de remoção de CBO₅ em função da razão F/M

Regime	F/M (g CBO ₅ /(g MLSSV.d))	Eficiência de remoção de CBO ₅ (%)
Muito alta carga ou arejamento curto	1,5 – 5	60 – 75
Alta carga ou arejamento rápido	0,6 – 1,5	75 – 90
Média carga ou arejamento convencional	0,2 – 0,6	90 – 95
Baixa carga	< 0,2	> 95
Arejamento prolongado	< 0,1	> 95

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 1991 e Vesilind, 2003)

2.2.2.5. Tempo de retenção dos sólidos e recirculação

A recirculação de lamas do decantador secundário para o reator biológico tem por objetivo manter uma concentração suficiente de biomassa no reator, de modo que o grau de tratamento pretendido seja obtido no intervalo de tempo desejado. A recirculação de lamas é o instrumento mais importante de controlo do processo de LA, pois permite estabelecer a razão F/M pretendida, fazendo os microrganismos permanecer no reator durante um tempo significativamente mais longo do que o tempo de retenção hidráulico, assim aumentando não só a concentração de microrganismos (X), como o tempo de contacto destes com o substrato (S). Este tempo de contacto é designado por **tempo de retenção dos sólidos (t_{RS})**, **idade das lamas** ou **tempo médio de retenção de microrganismos**. Nesta publicação adota-se a designação de tempo de retenção dos sólidos, cientes de que quase todos estes sólidos são flocos de biomassa, i. e. são microrganismos.

O tempo de retenção de sólidos (t_{RS}) ou idade das lamas é traduzido pela expressão 2.4, que representa o quociente da quantidade de biomassa no ML do reator pela quantidade que sai, tanto com o efluente como pela extração do excesso de lamas, considerando que a entrada de biomassa no sistema de LA é praticamente nula.

$$t_{RS} = \frac{VX}{(Q - Q_w) X_e + Q_w X_R} \quad (2.4)$$

Em que:

t_{RS} – tempo de retenção de sólidos;

V – volume do reator;

X – concentração de microrganismos no ML do reator;

Q – caudal afluente ao sistema de LA;

Q_w – caudal da purga de lamas;

X_e – concentração de microrganismos no efluente do decantador secundário;

X_R – concentração de microrganismos na recirculação.

O tempo de retenção de sólidos é o parâmetro crítico no dimensionamento de reatores de LA, pois condiciona a eficiência do processo, o volume do reator, a produção de lamas e a quantidade de oxigênio a fornecer ao reator. A título de exemplo, apresentam-se no Quadro 2.2 valores indicativos do tempo de retenção de sólidos necessário para atingir os objetivos de tratamento indicados no mesmo, os quais variam entre 2 a 18 dias, devendo salientar-se que esse tempo é afetado pela temperatura e pela composição das AR.

Quadro 2.2 Valores indicativos do tempo de retenção de sólidos no processo de lamas ativadas

Objetivo do tratamento	t_{RS} (d)
Desenvolvimento de biomassa para o tratamento de ARU	1 – 3
Desenvolvimento de biomassa para o tratamento de ARI	3 – 5
Remoção de CBO_5 dissolvida em ARU	1 – 2
Nitrificação completa dos compostos azotados	3 – 18
Remoção biológica de compostos de P	2 – 4

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

A razão de recirculação R define-se como o quociente do caudal recirculado (Q_R) pelo caudal afluente ao sistema de LA (Q), conforme a expressão 2.5.

$$R = \frac{Q_R}{Q} \quad (2.5)$$

A razão de recirculação pode ser determinada através de balanços de massa, quer ao reator biológico, quer ao decantador, conforme ilustrado na Figura 2.5. De um modo genérico, o balanço de massa representa a diferença entre a massa de um constituinte que entra e a que sai de um sistema por unidade de tempo.

Considerando que:

- o decantador secundário funciona em condições estacionárias, ou seja, o nível do manto de lamas mantém-se constante;
- a quantidade de biomassa que aflui ao decantador secundário ($(Q + Q_R) X$) é igual à que é retirada pela recirculação ($Q_R X_R$) mais a que é purgada ($Q_W X_R$);
- a biomassa no efluente decantado ($X_e = 0$) é desprezável;

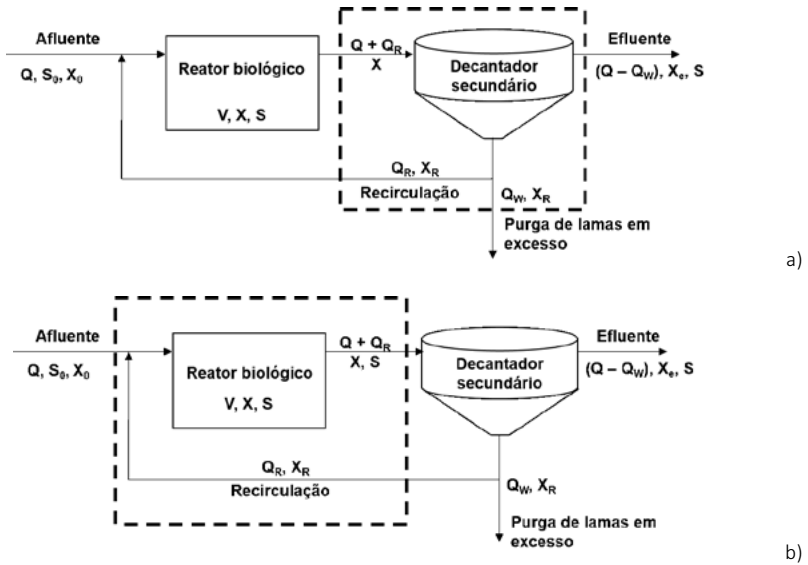
o balanço de massas à biomassa no decantador (Figura 2.5 a)) exprime-se pela expressão 2.6.

$$0 = (Q + Q_R) X - Q_R X_R - Q_W X_R \quad (2.6)$$

Considerando que $R = Q_R / Q$ e ainda a expressão 2.4, que relaciona $Q_W X_R$ com o t_{RS} , chega-se à expressão 2.7 para a razão de recirculação.

$$R = \frac{1 - \left(\frac{t_{RH}}{t_{RS}} \right)}{\left(\frac{X_R}{X} \right) - 1} \quad (2.7)$$

Figura 2.5 Balanços de massas para controlo do caudal de recirculação: a) ao decantador secundário e b) ao reator biológico



Se o método da determinação de R se basear no balanço de massas à biomassa no reator (Figura 2.5 b)), assume-se que a acumulação de biomassa no reator é nula, isto é a quantidade de microrganismos que se desenvolvem no reator (excesso de lamas) é igual à que é extraída pela purga, o que se traduz pela expressão 2.8.

$$0 = Q_R X_R - (Q + Q_R) X \quad (2.8)$$

A expressão 2.8 dá origem à expressão 2.9.

$$\frac{Q_R}{Q} = \frac{X}{X_R - X} = R \quad (2.9)$$

A recirculação de lamas do decantador secundário ao reator biológico é o fator de controlo do processo de LA mais importante, pelo que a capacidade de variar o caudal de recirculação (assegurada pelas bombas de recirculação) deve ser a mais ampla possível.

Os conceitos de tempo de retenção hidráulico e de tempo de retenção de sólidos num reator de LA podem parecer algo confusos, pelo que se clarifica seguidamente o seu conceito.

O tempo de retenção hidráulico representa o tempo necessário para encher o reator a um determinado caudal e quantifica-se pela expressão 2.10.

$$t_{RH} = \frac{V}{Q} \quad (2.10)$$

Em que:

t_{RH} – tempo de retenção hidráulico;

V – volume do reator;

Q – caudal afluente ao reator, que no caso de um reator de LA é o caudal combinado $Q+Q_R$.

Se se admitir que a concentração de flocos biológicos no efluente do decantador (X_e) é desprezável face à concentração no ML do reator (X), a expressão 2.4 é equivalente à expressão 2.11.

$$t_{RS} = \frac{VX}{Q_w X_R} \quad (2.11)$$

A expressão 2.11 mostra que o tempo de retenção de sólidos t_{RS} pode ser controlado pelo caudal de lamas purgadas Q_w .

2.2.2.6. Tipo de escoamento hidráulico no reator de lamas ativadas

Os reatores de LA podem ser de diversos tipos (secção 2.3), baseados em dois modos fundamentais de escoamento hidráulico: reatores de mistura completa e reatores de escoamento em êmbolo ou pistão. Na grande maioria dos casos os reatores de LA funcionam em regime de afluência contínua de caudal e de saída contínua de efluente. Porém, em algumas situações, funcionam em condições de escoamento não estacionárias. É o caso do canal de oxidação e do reator sequencial descontínuo (*Sequential Batch Reactor* – SBR na terminologia de língua inglesa), cujo mecanismo de funcionamento se descreve nas secções 2.2.3.2 e 2.2.3.3, respetivamente.

Num **reator contínuo com mistura completa** – o reator é alimentado e agitado continuamente, de modo a manter uma concentração uniforme de biomassa, substrato e oxigénio, em todo o tanque. Consequentemente,

a concentração do efluente do reator é igual à concentração dentro do reator (Figura 2.6 a)).

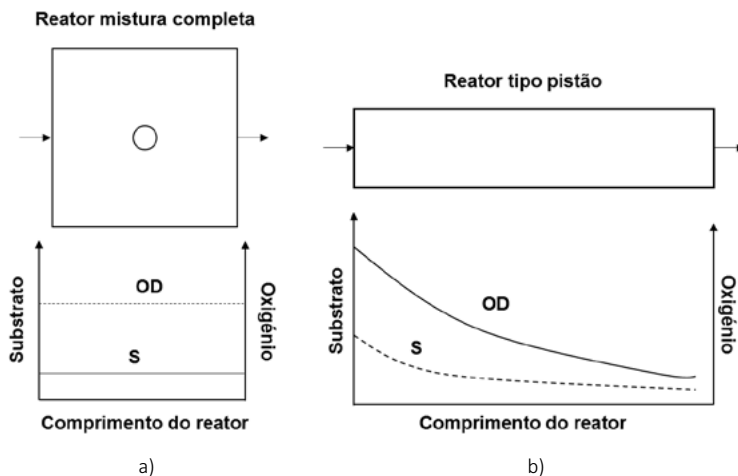
O reator de LA de mistura completa é mais adequado em casos em que a ETAR recebe uma afluência significativa de ARI, ficando assim sujeito à possível afluência súbita de substâncias tóxicas inibidoras do metabolismo da biomassa, na medida em que o choque tóxico é disperso uniformemente pelo reator.

Num **reator contínuo com escoamento tipo pistão** – o reator é alimentado continuamente com a AR afluyente e a lama é recirculada à entrada do tanque (Figura 2.6 b)). A AR percorre todo o comprimento do reator, com uma mistura longitudinal mínima.

Uma das características dos reatores com escoamento tipo pistão reside na diminuição da carga orgânica da entrada para a saída do reator, à medida que a MO vai sendo assimilada ao longo do escoamento. Em geral, na parte terminal do reator o consumo de oxigénio deve-se essencialmente à respiração endógena e/ou à nitrificação, caso esta ocorra (IEPA, 1997). A falta de mistura longitudinal reduz a capacidade deste tipo de reatores de lidarem com choques súbitos de cargas poluentes, tornando-se vulneráveis à toxicidade do afluyente.

Um reator de LA de escoamento tipo pistão é mais adequado quando se pretende remover compostos azotados e há que promover a nitrificação, pois é mais fácil adaptar o arejamento à constituição de zonas aeróbias e anóxicas, conforme descrito em 2.2.4.2. A remoção de N em reator de mistura completa obriga a uma série de vários reatores individuais, cada um com as condições de OD adequadas.

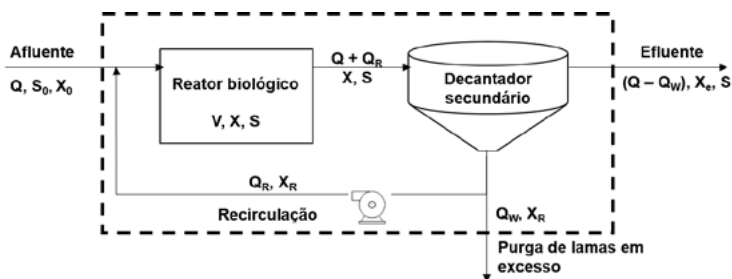
Figura 2.6 Reator: a) mistura completa e b) com escoamento tipo pistão



A modelação do processo de remoção biológica dos poluentes num reator de LA baseia-se na análise dos balanços de massas que descrevem os fenómenos de utilização do substrato e do inerente crescimento da biomassa descritos no Capítulo 1 (secção 1.3.2.2).

O balanço de massa ao substrato num sistema de LA com um reator biológico contínuo e de mistura completa (Figura 2.7) é traduzido pela expressão 2.12.

Figura 2.7 Balanço de massa ao sistema de lamas ativadas



Taxa de variação de S no sistema de LA	=	Taxa de entrada de S no sistema de LA (afluente)	-	Taxa de saída de S do sistema de LA (purga + efluente)	+	Taxa de consumo de S no reator
--	---	--	---	--	---	--------------------------------

$$\frac{dS}{dt} V = QS_0 - (Q - Q_w) S - Q_w S + r_s V \quad (2.12)$$

Em que:

- r_s – velocidade ou taxa de consumo de substrato;
- V – volume do reator;
- S – concentração de substrato no reator, na purga e no efluente;
- S_0 – concentração de substrato que que afluí ao sistema de LA;
- Q – caudal afluente ao sistema de LA;
- Q_w – caudal da purga de lamas.

Considerando que o reator se encontra em estado estacionário, ou seja, que a concentração de substrato no reator se mantém constante, isto é, a sua variação ao longo do tempo é nula ($dS/dt = 0$), a expressão 2.12 transforma-se na expressão 2.13.

$$0 = QS_0 - QS + r_s V \quad (2.13)$$

Resolvendo em ordem a V/Q , obtém-se a expressão 2.14, que representa o t_{RH} .

$$\frac{V}{Q} = \frac{S_0 - S}{r_s} = t_{RH} \quad (2.14)$$

Substituindo a expressão 1.11 na expressão 2.14, obtém-se a expressão 2.15.

$$r_s = - \frac{k X S}{K_s + S} \quad (1.11)$$

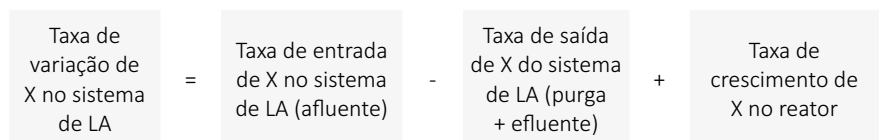
$$S_0 - S = t_{RH} \frac{k X S}{K_s + S} \quad (2.15)$$

Em que:

- k – máxima taxa específica de consumo de substrato;
- K_s – constante de velocidade de crescimento da biomassa.

A expressão 2.15 relaciona a concentração de substrato no efluente do sistema de LA com: o t_{RH} , a concentração de biomassa X e os coeficientes cinéticos do consumo de substrato k e K_s (secção 1.3.2.1).

O balanço de massa à biomassa (X) no sistema de LA representado na Figura 2.7 é traduzido pela expressão 2.16.



$$\frac{dX}{dt} V = QX_0 - (Q_W X_R + (Q - Q_W) X_e) + r_x V \quad (2.16)$$

Em que:

- X – concentração de microrganismos no reator;
- X_0 – concentração de microrganismos que afluí ao sistema de LA;
- X_R – concentração de microrganismos na recirculação;
- X_e – concentração de microrganismos no efluente do decantador secundário;
- r_x – taxa ou velocidade de crescimento dos microrganismos.

Em condições de estacionariedade, a concentração de biomassa no reator biológico não se altera com o tempo ($dX/dt = 0$). Considerando que a concentração de biomassa no afluente é praticamente nula ($X_0 \approx 0$) a expressão 2.16 transforma-se na expressão 2.17.

$$Q_W X_R + (Q - Q_W) X_e = r_x V \quad (2.17)$$

Considerando a expressão 1.12 e resolvendo-a em ordem a r_x obtém-se a expressão 2.18. Substituindo r_x conforme expresso por 2.18 em 2.17, e dividindo ambos os membros por X , obtém-se a expressão 2.19.

$$\frac{dS}{dt} = r_s = -\frac{1}{Y} (r_x + k_d X) \quad (1.12)$$

$$r_x = -Y r_s - k_d X \quad (2.18)$$

$$\frac{(Q - Q_W) X_e + Q_W X_R}{VX} = -\frac{Y r_s}{X} - k_d \quad (2.19)$$

Em que:

Y – coeficiente de crescimento ou rendimento da biomassa formada pelo substrato consumido;

k_d – constante de velocidade de decaimento da biomassa.

O membro direito da expressão 2.19 representa o crescimento específico de biomassa, ou seja, o inverso do t_{RS} (definido pela expressão 2.4), pelo que a expressão 2.19 se transforma na expressão 2.20.

$$\frac{1}{t_{RS}} = \frac{(Q - Q_W) X_e + Q_W X_R}{VX} = - \frac{Y r_S}{X} - k_d \quad (2.20)$$

A taxa de utilização de substrato (r_S) é traduzida pela expressão 1.12, pelo que substituindo r_S na expressão 2.20 se obtém a expressão 2.21, que permite determinar o t_{RS} a partir dos coeficientes cinéticos (Y , k , K_S e k_d).

$$\frac{1}{t_{RS}} = \frac{Y k S}{K_S + S} - k_d \quad (2.21)$$

Resolvendo a expressão 2.21 em ordem à concentração de substrato na saída (S) é obtida a expressão 2.22, que permite determinar a concentração do substrato no efluente do sistema de LA em função do tempo de retenção de sólidos.

$$S = \frac{K_S (1 + k_d t_{RS})}{t_{RS} (Y k - k_d) - 1} \quad (2.22)$$

Resolvendo as expressões 2.15 e 2.21 em ordem a $k / (K_S + S)$ e igualando-as, obtém-se a expressão 2.23, que permite estimar a concentração de biomassa no reator biológico.

$$X = \left(\frac{t_{RS}}{t_{Rh}} \right) \left[\frac{Y (S_0 - S)}{(1 + k_d t_{RS})} \right] \quad (2.23)$$

As expressões 2.22 e 2.23 mostram claramente a influência do t_{RS} na concentração de substrato (S) e de biomassa (X) no reator.

Resolvendo a expressão 2.23 em ordem a t_{RH} e dividindo pelo caudal obtém-se o volume do reator (expressão 2.24).

$$V = \frac{Y Q (S_0 - S) t_{RS}}{X (1 + k_d t_{RS})} \quad (2.24)$$

O valor das constantes cinéticas deve ser determinado experimentalmente, em condições idênticas às reais. Em alternativa, pode-se adotar valores disponíveis na literatura, desde que determinados em condições semelhantes (tipo de AR, temperatura, t_{RS} , t_{RH} , tipo de reator). O Quadro I.1 do Anexo I apresenta alguns valores para as constantes cinéticas de biodegradação realizada por bactérias heterotróficas, evidenciando uma grande dispersão de valores consoante os autores. Consequentemente, é recomendável que os modelos cinéticos não sejam aplicados em condições diferentes das de desenvolvimento dos mesmos (Metcalf & Eddy, 2003). No Quadro I.2 do Anexo I apresentam-se valores das constantes cinéticas relativos a bactérias nitrificantes.

2.2.2.7. Produção de lamas

Parte da MO estabilizada no reator de LA é convertida em novos microrganismos, que são separados graviticamente por decantação ou por flotação (ou ainda por processos de membranas, nos desenvolvimentos mais recentes), constituindo as chamadas lamas. Uma fração destas lamas é recirculada ao reator de LA (secção 2.2.2.5). A restante fração, que constitui o chamado **excesso de lamas** (P_x), deve ser extraída e enviada para a fileira de tratamento de lamas.

A quantidade de lamas produzidas num reator de LA é função de diversos fatores, nomeadamente a eficiência do tratamento primário, a relação entre SS e CBO₅ no ML, a proporção de MO dissolvida, a temperatura e o dimensionamento do decantador secundário, mas o fator determinante é o tempo de retenção de sólidos (t_{RS}). Efetivamente, quanto mais elevado o t_{RS} , maior a estabilização da biomassa por respiração endógena, o que favorece a sedimentabilidade dos SS.

As lamas em excesso são constituídas fundamentalmente por biomassa (quantificada pelos MLVSS), por uma pequena fração de SSF provenientes da AR afluyente e por outra de SSV não biodegradáveis (SSV_{nb}) associados a restos de células (*cell debris*, na terminologia de língua inglesa) e a meta-

bolitos provenientes da atividade microbiana, conforme apresentado na expressão 2.25.

$$P_X = Q_W X_R + C_{SSF_o} + C_{SSV_{nd}e} \quad (2.25)$$

Em que:

Q_W – caudal de purga de excesso de lamas;

X_R – concentração de biomassa na recirculação;

C_{SSF_o} – carga de sólidos suspensos fixos (SSF) no afluente;

$C_{SSV_{nd}e}$ – carga de sólidos orgânicos não biodegradáveis (SSV_{nb}) no efluente.

A expressão 2.25 pode ser simplificada desprezando as cargas de sólidos fixos no afluente e orgânicos não biodegradáveis no efluente, C_{SSF_o} e $C_{SSV_{nd}e}$, respetivamente. Considerando que a concentração de biomassa no efluente é praticamente nula e atendendo à expressão 2.4, a expressão 2.25 transforma-se na expressão 2.26.

$$P_X = Q_W X_R = \frac{V \times R}{t_{RS}} \quad (2.26)$$

A quantidade de biomassa ativa existente nas lamas em excesso $Q_W X_R$ também pode ser determinada pela expressão 2.27, que se obtém pela substituição da expressão 2.23 na expressão 2.11, a qual relaciona o excesso de lamas com o t_{RS} .

$$P_X = \frac{Y Q (S_0 - S)}{1 + k_d t_{RS}} \quad (2.27)$$

A expressão 2.27 pode ser apresentada de outra forma, em que se explicita a sua relação com o rendimento do crescimento da biomassa em função da carga orgânica degradada, conforme apresentado na expressão 2.28 (Metcalf & Eddy, 1991).

$$P_X = Y_{obs} Q (S_0 - S) \quad (2.28)$$

O rendimento do crescimento da biomassa é função do tempo de retenção de sólidos, de acordo com a expressão 2.29.

$$Y_{\text{obs}} = \frac{Y}{1 + k_d t_{\text{RS}}} \quad (2.29)$$

Em que:

Y_{obs} – rendimento de crescimento da biomassa observado (kg biomassa/ kg S removido), não considerando os SS arrastados no efluente;

Y – rendimento total de crescimento da biomassa (kg biomassa/ kg S removido) incluindo os SS contidos no efluente;

k_d – coeficiente de decaimento na fase endógena (1/d);

t_{RS} – tempo de retenção de sólidos (d).

De notar que a terminologia corrente na literatura induz alguma confusão, por não ser unívoca. Assim:

- Y é também designado por rendimento total e rendimento bruto (respetivamente *total yield* e *gross yield* na literatura de língua inglesa);
- Y_{obs} aparece também designado por rendimento líquido e rendimento aparente (*net yield* e *apparent yield*, respetivamente).

No Quadro I.1 do Anexo I apresentam-se valores típicos de rendimento de crescimento da biomassa.

2.2.2.8. Transferência de oxigénio

O arejamento de um reator de LA tem como objetivo fornecer o oxigénio necessário à estabilização da MO, eventualmente acrescido da quantidade necessária para a remoção biológica de nutrientes (se for o objetivo da depuração incluir a remoção de N e de P), assegurando ainda um teor residual de OD da ordem de 0,5 mg/L de O_2 para impedir a entrada em anaerobiose do ML (Metcalf & Eddy, 2003).

No caso de não ser utilizado um agitador mecânico o sistema de arejamento também pode ter o objetivo de promover a agitação necessária para manter a biomassa em suspensão no seio do reator de LA.

Os mecanismos da transferência de oxigénio para as AR e os fatores que condicionam a eficiência desta transferência são descritos no Capítulo 13 do

Curso Técnico 5, que também apresenta os tipos de arejadores mais utilizados. Recorda-se, sumariamente, que a eficiência do arejamento é avaliada pela taxa da transferência de O₂ da fase gasosa para a fase líquida (AR), a qual é proporcional à diferença de concentração de O₂ realmente existente na AR (C) e a concentração que existiria se a AR estivesse saturada em O₂ (C_s), o que se traduz pela expressão 13.1 (Capítulo 13 do Curso Técnico 5).

$$\frac{dC}{dt} = K_L a (C_s - C_t) \quad (\text{CT5} - 13.1)$$

Em que:

dC/dt – taxa da transferência de O₂ da fase gasosa para a fase líquida;

k_La – coeficiente de transferência de massa de O₂, 1/s;

C_t – concentração de O₂ no instante t.

A taxa de transferência de oxigénio é afetada por três fatores principais, cuja influência é considerada através dos seguintes fatores corretivos relativos a:

- θ – efeito da temperatura sobre a solubilidade do oxigénio;
- α – grau de mistura;
- β – diferença entre as condições ideais de transferência de oxigénio em água limpa em condições padronizadas e em AR, com a presença de substâncias dissolvidas e em suspensão.

Os arejadores são avaliados pela capacidade de transferência de oxigénio (OTR) que fornecem. Para permitir a comparabilidade dos dados fornecidos pelos fabricantes destes equipamentos deve utilizar-se a SOTR, que é a ORT medida em condições padrão (água limpa à temperatura de 20 °C e à pressão normal de 1013 hPa e sem oxigénio dissolvido). A OTR pode ser calculada a partir da SOTR segundo a expressão 13.7 do Curso Técnico 5, a qual inclui os fatores corretivos.

$$\text{OTR} = \text{SOTR} \left[\frac{(\tau \beta \Omega C_{\infty,20}^* - C)}{C_{\infty,20}^*} \right] [\theta^{T-20} \alpha F] \quad (\text{CT5} - 13.7)$$

Em que:

OTR – capacidade de transferência de oxigénio (kg O₂/h);

SOTR – capacidade de transferência de oxigénio em condições padrão – 20 °C, 1 atm, 0 mg/L O₂ – (kg O₂/h);

τ – fator de correção da temperatura (= razão entre a concentração de saturação do oxigénio à temperatura T e a concentração de saturação do oxigénio a 20 °C);
 β – fator de correção relativo do OD de saturação relativo às substâncias presentes nas AR (tipicamente 0,95 a 0,98);
 Ω – fator de correção de pressão;
 $C^*_{\infty,20}$ – OD de saturação ao nível do mar e 20 °C, mg/L;
 C – concentração média de oxigénio no processo, mg/L;
 θ – fator empírico de correção da temperatura (tipicamente 1,024);
 α – expressão 13.4 do Curso Técnico 5;
 T – temperatura;
 F – fator de degradação dos arejadores (tipicamente 0,65 a 0,9, para arejadores superficiais $F = 1$) (Metcalf & Eddy, 2014).

Se toda a MO biodegradável afluente ao reator de LA fosse convertida em produtos finais, a quantidade de oxigénio necessária para a sua estabilização poderia ser calculada convertendo a CBO_5 em CBO_u através de um fator de conversão adequado. Considerando que f é esse fator que permite converter a CBO_5 em CBO_u , a necessidade teórica de oxigénio pode ser determinada pela expressão 2.30, na qual $(S_0 - S)$ representa a concentração em CBO_5 do substrato convertido em biomassa.

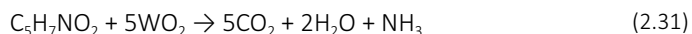
$$R_{O_2} \text{ (kg } O_2/\text{d)} = \frac{Q(S_0 - S)}{f} \quad (2.30)$$

Em que:

R_{O_2} – quantidade de oxigénio teoricamente necessária para a estabilização da MO.

Para ARD a razão entre CBO_5 e CBO_u varia entre 1,2 e 1,6, considerando-se usualmente que $CBO_u/CBO_5 = 1,46$, o que significa que $f = 0,68$, ou seja, a CBO_5 é cerca de 68 % da CBO_u (Sperling, 2007).

Porém, além do O_2 necessário para estabilizar a CBO_u afluente ao reator (o F da razão F/M), há também que fornecer o O_2 necessário para estabilizar a matéria orgânica dos microrganismos (o M da referida razão F/M), que pode ser determinado com base na estequiometria da reação representada pela expressão 2.31, em que $C_5H_7NO_2$ representa a proporção de átomos de C, H, N e O nas células da biomassa (secção 2.2.2.3).



Uma “mol” de células tem a massa molecular de 113 e consome 5 moles de oxigênio ($5 \times 2 \times 16 = 160$) na sua oxidação bioquímica completa, o que corresponde a dizer que a CBO_u de 1 mol de células é igual a 1,42 vezes a concentração de células.

Com o objetivo de manter a razão F/M pretendida, parte da CBO_5 convertida em novos microrganismos é removida do sistema, por meio da chamada purga de lamas, pelo que na determinação da quantidade de oxigênio teoricamente necessária para a estabilização da MO carbonácea há que subtrair a CBO_u correspondente ao excesso de lamas removido pela purga, conforme traduzido pela expressão 2.32.

$$R_{O_2} \text{ (kg } O_2/\text{d)} = \frac{Q(S_0 - S)}{f} \text{ (kg/d)} - 1,42 \text{ lamas purgadas (kg/d)} \quad (2.32)$$

Uma forma alternativa de determinar a quantidade de O_2 necessário para o arejamento do reator de LA é pela expressão 2.33 (Goodman & Englande, 1974 citado por Benefield & Randall, 1985).

$$R_{O_2} \text{ (kg } O_2/\text{d)} = Q(S_0 - S) a' + V MLSSV b' \quad (2.33)$$

Em que:

- R_{O_2} – quantidade de O_2 necessário para o arejamento no reator LA;
- Q – caudal combinado de AR afluyente ao reator;
- S_0 – concentração em CBO_5 do afluyente ao reator;
- S – concentração em CBO_5 do efluente do reator;
- V – volume de ML a arejar;
- a' – parâmetro “oxidação”;
- b' – parâmetro “respiração endógena”.

O parâmetro a' representa a quantidade de O_2 utilizada por dia para a oxidação de uma unidade de substrato, ou seja representa o fator relacionado com a síntese de material celular e expressa-se em $kg O_2/kg$ de CBO_5 eliminada, enquanto b' corresponde à quantidade de O_2 utilizada por dia para o processo de respiração endógena expresso em $kg O_2/(kg SSV.d)$, de acordo com as expressões 2.34 e 2.35, respetivamente. O Quadro 2.6 apresenta valores típicos de a' e de b' .

$$a' = \frac{\text{kg } O_2 \text{ utilizado na oxidação do substrato}}{\text{kg de substrato removido (CQO ou } CBO_5)} \quad (2.34)$$

$$b' = \frac{\text{kg/d O}_2 \text{ utilizado para respiração endógena}}{\text{kg de biomassa (MLVSS)}} \quad (2.35)$$

As necessidades de fornecimento de oxigénio são maiores quando o reator de LA tem por função não apenas a estabilização de MO carbonada, mas também a remoção biológica de azoto por nitrificação/desnitrificação, que implica um estágio aeróbio para o desenvolvimento de bactérias nitrificantes (secção 2.2.4.2). Torna-se então necessário adicionar à expressão 2.32 uma parcela – $cQNO_x$ – em que NO_x representa a concentração de NO_3 formada pela nitrificação do azoto amoniacal (expressão 2.36) e c um fator que varia entre 4,57 (Sperling, 2007) e 4,33 (Metcalf & Eddy, 2003).

$$R_{O_2} (\text{kg O}_2/\text{d}) = \frac{Q(S_0 - S)}{f} - 1,42 P_x + cQNO_x \quad (2.36)$$

2.2.3. Modificações do processo de lamas ativadas

2.2.3.1. Nota introdutória

Com vista à adaptação mais eficiente do processo de LA às condições de cada caso, este tem sido modificado de formas muito variadas, baseadas na alteração de fatores como:

- a) razão F/M e inerente razão de recirculação de flocos biológicos e de tempo de retenção de microrganismos;
- b) tipologia de reator em termos de regime de escoamento hidráulico (mistura completa, escoamento em êmbolo ou pistão) e de modo de operação (e. g. contínuo, descontínuo e semicontínuo);
- c) forma de arejamento;
- d) adequação da sequência de zonas aeróbias, anóxicas e anaeróbias, com vista à criação de condições para remoção integrada de CBO, N e P;
- e) método de separação de SS (decantação, flotação, processos de membranas).

Os mecanismos dos reatores de LA modificados segundo os fatores referidos na alínea a) são descritos na secção 2.2.2.4. As modificações baseadas no regime de escoamento hidráulico e na sua operação deram origem aos chamados canais de oxidação e aos SBR, que se apresentam nas secções 2.2.3.2. e 2.2.3.3, respetivamente. As modificações baseadas na forma de

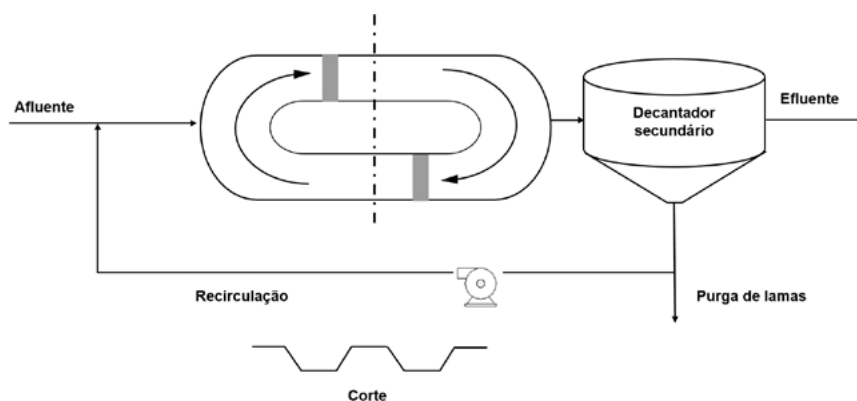
arejamento são descritas na secção 2.2.3.4. Na secção 2.2.4 apresenta-se o mecanismo da remoção integrada de CBO e de nutrientes O processo modificado por meio da introdução de membranas é apresentado no Capítulo 6.

2.2.3.2. Canal de oxidação

Conforme referido em 2.2.2.4, os reatores de LA podem funcionar em diversas condições de F/M. A adequabilidade do regime de baixa carga e do regime de arejamento prolongado ao tratamento de AR de pequenos aglomerados levou ao desenvolvimento de reatores de LA com determinadas características específicas, tanto no que se refere ao formato do reator, como dos arejadores, de que é exemplo o chamado canal ou vala de oxidação.

Um canal ou vala de oxidação é um reator de LA em regime de arejamento prolongado (com longos t_{RS}), com a forma de uma elipse alongada ou de uma coroa circular, e com secção transversal trapezoidal, conforme representado na Figura 2.8, em que o arejamento é assegurado por uma escova rotativa de eixo horizontal.

Figura 2.8 Esquema de canal de oxidação



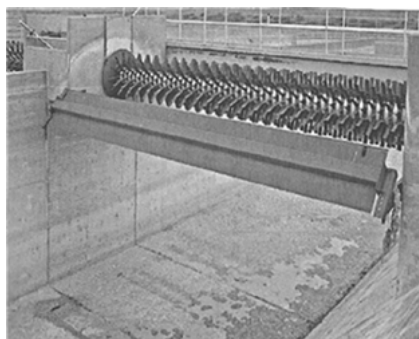
O primeiro canal de oxidação foi construído na Holanda, em 1956, pelo Eng. Aale Passever (Gondim, 1976) e foi sendo aplicado em muitos países, em ETAR de aglomerados de pequena dimensão (da ordem de 500 a 2000 e. p.), devido às vantagens do processo, que alia uma boa eficiência depurativa à economia de produzir lamas já estabilizadas aerobiamente, que podem ser enviadas de imediato para desidratação e de poder evi-

tar decantador secundário, em alguns casos. Efetivamente, em casos de menor dimensão, o regime de funcionamento pode ser descontínuo, funcionando o canal alternadamente como reator biológico e seguidamente como decantador secundário, após a paragem do arejamento por um período da ordem de 30 minutos. O funcionamento também pode ser em regime contínuo, o que não dispensa o decantador secundário, como no caso anterior. Neste caso, pode fazer-se a recirculação de lamas.

Existem alguns modelos de arejador para canal de oxidação, todos derivados da escova rotativa de Kessener e vulgarmente designados por “rotor”. A velocidade de rotação do rotor é muito importante, pois deve assegurar a função de arejamento e a de propulsor do escoamento.

A Figura 2.9 mostra um arejador de escova rotativo de eixo horizontal.

Figura 2.9 Arejador de escova rotativo de eixo horizontal



(Adaptada de Metcalf & Eddy, 2003)

O desenvolvimento de rotores de eixo vertical permitiu o desenvolvimento de uma modificação conhecida como o sistema “Carousel®”, aplicável já a aglomerados de grande dimensão (até 150 mil e. p.), conforme apresentado na Figura 2.10.

Figura 2.10 Reatores de lamas ativadas Carrousel® (vazio e em operação)

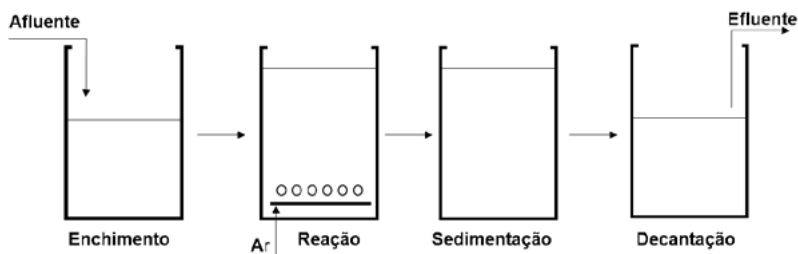


(Adaptada de Ovivo, 2017 a)

2.2.3.3. Reator descontínuo sequencial (SBR)

O mecanismo de um SBR (*Sequential Batch Reactor* na terminologia de língua inglesa) baseia-se no funcionamento sequencial do processo de LA – um reator biológico, de mistura completa ou de escoamento em êmbolo, seguido da operação de decantação –, as quais podem realizar-se num mesmo tanque (à semelhança de um canal de oxidação) ou em vários tanques. Neste último caso, o SBR segue o seguinte modo de operação, ilustrado na Figura 2.11: enchimento do tanque, acompanhado de agitação mecânica do licor misto, após o que se inicia o arejamento e a depuração pelo processo de LA, cessando então o arejamento e iniciando-se a operação de decantação. Tipicamente, a fase de enchimento demora cerca de 3 horas, o arejamento processa-se durante 2 horas, a sedimentação dura 0,5 hora e igual período para a decantação (Metcalf & Eddy, 2003). Pode considerar-se ainda a existência de uma quinta fase no ciclo, após a decantação, durante a qual se processa a purga das lamias em excesso.

Figura 2.11 Fases de funcionamento de um SBR



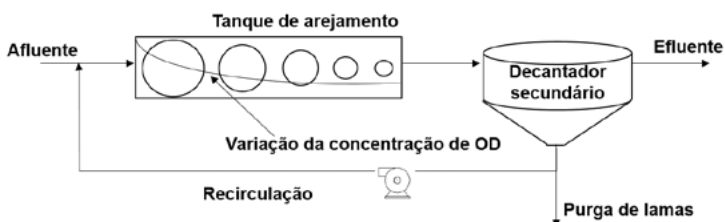
Os SBR têm sido objeto de modificações diversas destinadas, sobretudo, a adaptá-los à remoção biológica de nutrientes. Alguns SBR dispõem de um **biosseletor**, constituído por um conjunto de chicanas que direcionam o escoamento de modo a assegurar a mistura do ML com a recirculação, assim aumentando a concentração de substrato carbonado, situação desfavorável ao desenvolvimento de microrganismos filamentosos (secção 2.2.5).

Os SBR têm sido aplicados não só ao tratamento biológico de AR, mas também do sobrenadante de digestores de lamas anaeróbios.

2.2.3.4. Arejamento e alimentação escalonados

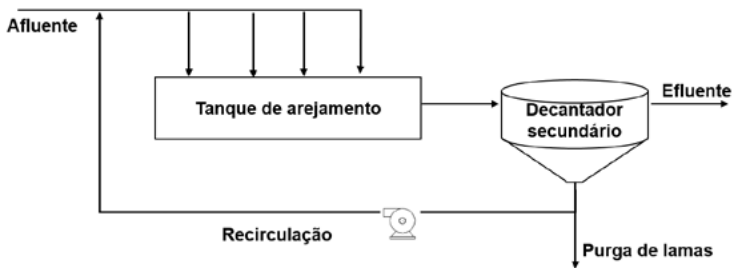
Num reator tubular de escoamento em pistão as necessidades de fornecimento de oxigénio diminuem à medida que a MO vai sendo degradada, o que indica que o equipamento de arejamento deve fornecer mais oxigénio na entrada do reator, diminuindo o fornecimento de ar ao longo do mesmo, de modo a compatibilizar o arejamento com a carência de oxigénio da MO. Esta é uma modificação do processo de LA denominada arejamento escalonado ou *tapered aeration* na terminologia de língua inglesa, esquematizada na Figura 2.12.

Figura 2.12 Reator de arejamento escalonado



Outra modificação do processo possível num reator de escoamento em êmbolo, igualmente destinada a compatibilizar o arejamento com a carência do substrato, consiste em manter-se constante o arejamento e distribuir a carga orgânica a degradar ao longo do reator, conforme ilustrado na Figura 2.13. Esta modificação é designada por alimentação escalonada (*step-feed* na língua inglesa).

Figura 2.13 Reator de alimentação escalonada



Ambas as modificações só são viáveis de realizar num reator de escoamento em êmbolo.

Um reator de escoamento em êmbolo é ainda mais adequado quando se pretende remover compostos azotados e há que promover a nitrificação, pois é mais fácil adaptar o arejamento à constituição de zonas aeróbias e anóxicas, conforme descrito em 2.2.4.

2.2.4. Remoção de nutrientes em reatores de lamas ativadas

2.2.4.1. Conceitos gerais

A inclusão de processos de remoção de nutrientes na fileira de tratamento de uma ETAR justifica-se quando o efluente é descarregado num meio recetor sensível. Os nutrientes em causa nesta problemática são os compostos de azoto e de fósforo, elementos essenciais ao desenvolvimento de plantas e que provocam a eutrofização das massas de água (secção 3.4.3.8 do Curso Técnico 5). Estes compostos podem ser removidos das AR por processos biológicos e/ou químicos ou pela combinação deste tipo de processos com operações unitárias, como a filtração.

O processo de LA constitui uma componente fulcral do tratamento biológico integrando a remoção de MO e de nutrientes, não só porque a estabilização biológica da MO das AR remove uma parte dos nutrientes – correspondente ao consumo de N e P necessários ao metabolismo dos microrganismos agentes dessa estabilização-, mas também por ser possível adaptar as condições de arejamento dentro do reator de LA, de modo a conseguir uma sequência de zonas aeróbias, anóxicas e anaeróbias favoráveis à remoção de MO carbonada e de N e/ou de P, como se descreve seguidamente.

2.2.4.2. Remoção de azoto

A remoção biológica de compostos orgânicos azotados presentes nas AR passa pela sua sucessiva transformação até à forma de azoto molecular N_2 , que é um gás inerte, que não origina problemas de poluição na água e que pode ser removido para a atmosfera. Isto significa que o N-org tem que ser oxidado bioquimicamente até ser transformado em $N-NH_4^+$ e este ser oxidado sucessivamente a $N-NO_2^-$ e a $N-NO_3^-$. As reações de oxidação bioquímica que traduzem as transformações de N-org em $N-NO_3^-$ correspondem às fases denominadas aminização, amonificação e **nitrificação** (secção 1.3.1.2 do Capítulo 1), que não promovem a remoção do azoto da água, apenas transformam diferentes formas azotadas em nitrato, com a agravante de esta última ser a forma mais favorável à ocorrência da eutrofização. Só a transformação do nitrato em N_2 , conhecida por **desnitrificação**, assegura a remoção do N das AR.

A nitrificação é intermediada por bactérias autotróficas aeróbias denominadas bactérias nitrificantes, como a *Nitrobacter* e a *Nitospira*, que requerem a presença de OD em concentração de pelo menos 2 mg/L O_2 . Sendo as bactérias nitrificantes microrganismos autotróficos, tal significa que necessitam de uma fonte de carbono inorgânico, como o CO_2 , a qual pode ser proporcionada por duas vias: um elevado tempo de estabilização da MO, ou seja, por um t_{RS} elevado que promova a oxidação bioquímica de CBO a CO_2 ; e pela presença de carbono inorgânico na forma de HCO_3^- (alcalinidade).

A desnitrificação é assegurada pela ação de bactérias heterotróficas facultativas, que reduzem os nitratos a compostos azotados voláteis ou pouco solúveis na água, sendo o azoto molecular N_2 o produto final mais importante da desnitrificação. Os géneros mais importantes de bactérias desnitrificantes são: as *Pseudomonas*, *Bacillus*, *Micrococcus*, *Achromobacter* e ainda *Thiobacillus desnitrificans*.

Tratando-se de bactérias heterotróficas facultativas, a proliferação de bactérias desnitrificantes requer, para além da presença de nitratos (ou nitritos), uma fonte de carbono orgânico (CBO/CQO), ausência de oxigénio na água, ou seja, em termos práticos, teor de oxigénio dissolvido inferior a 0,5 mg/L.

A remoção biológica de N da água requer, pois, a ação de bactérias autotróficas aeróbias para a nitrificação, seguida da ação de bactérias heterotróficas facultativas para a desnitrificação. A proliferação das bactérias nitrificantes e das desnitrificantes pode conseguir-se em reatores de LA, por meio da adaptação do arejamento, de modo a conseguir condições predominantemente aeróbias para a nitrificação, seguidas de condições anóxicas para a desnitrificação.

A desnitrificação é um passo mais difícil de realizar que a nitrificação, pois a fonte de carbono necessária para o metabolismo das bactérias desnitrificantes pode ser insuficiente, visto a CBO ser quase completamente oxidada antes da nitrificação. Por consequência, por vezes, é necessário adicionar uma fonte de carbono externa às AR (e. g. metanol, acetato ou mesmo introduzir parte do caudal de ARB na zona de desnitrificação) para assegurar a desnitrificação.

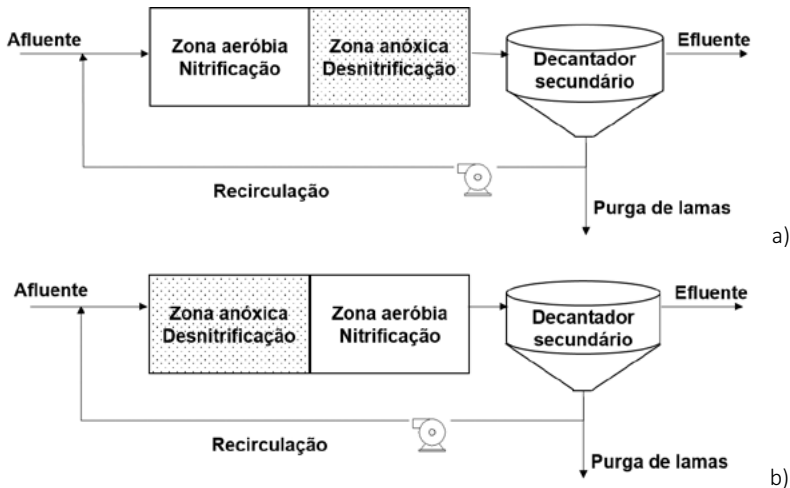
As variáveis que afetam de forma significativa a cinética das reações bioquímicas da desnitrificação são: o tipo e a concentração do substrato carbonado¹³ ou carbonáceo, a concentração de OD, a alcalinidade, o pH e a temperatura. A variável mais crítica do processo de desnitrificação é o tipo e a concentração do substrato carbonáceo.

A remoção biológica de N possibilita a combinação da remoção de CBO e de N integrada num único reator de LA ou em dois reatores separados, nos quais se cria uma sequência de zonas anóxicas e aeróbias, todas em regime de mistura completa. Os SBR (secção 2.2.3.3) podem ser projetados para a remoção biológica de N, através da criação no reator de zonas aeróbias e anóxicas sequenciais no tempo. Os canais de oxidação também podem ser facilmente adaptados à sequência nitrificação-desnitrificação (secção 2.2.4.2).

¹³ Não confundir o termo “carbonado” com “carbonatado”.

Os reatores de LA, quer sejam do tipo individual, quer sejam reatores separados, podem operar com o processo de desnitrificação tanto a montante como a jusante do reator, conforme ilustrado na Figura 2.14.

Figura 2.14 Desnitrificação: a) a jusante do reator de remoção de matéria orgânica e b) a montante – processo Ludzac-Ettinger



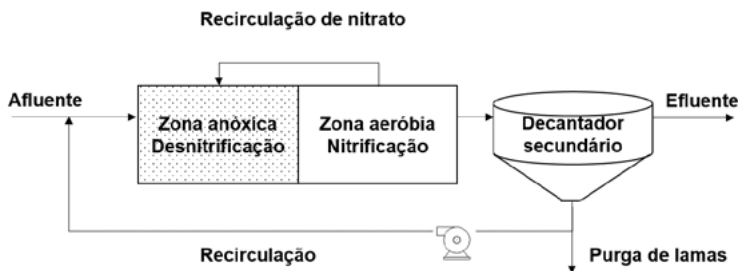
Na configuração da remoção de N com a desnitrificação a jusante, proposto por Wurhmann em 1954 (Vesilind, 2003), a fonte de carbono reside na MO presente no efluente da zona aeróbia e, caso esta seja insuficiente, será complementada pela respiração endógena da biomassa, situação em que a velocidade de desnitrificação é muito baixa (3 a 8 vezes mais reduzida do que na desnitrificação a jusante (Metcalf & Eddy, 2003), reque-rendo por isso, t_{RH} muito elevado.

A vantagem da configuração representada na Figura 2.14 b) reside na ali-mentação de CBO do afluente diretamente à zona anóxica do reator bioló-gico como fonte externa de carbono. A eficiência de remoção de N nesta configuração é função do caudal de recirculação de lamas.

A configuração de reator de LA com remoção integrada de N mais eficiente do ponto de vista técnico-económico é a de um reator individual com sis-tema de pré-desnitrificação (Metcalf & Eddy, 2003).

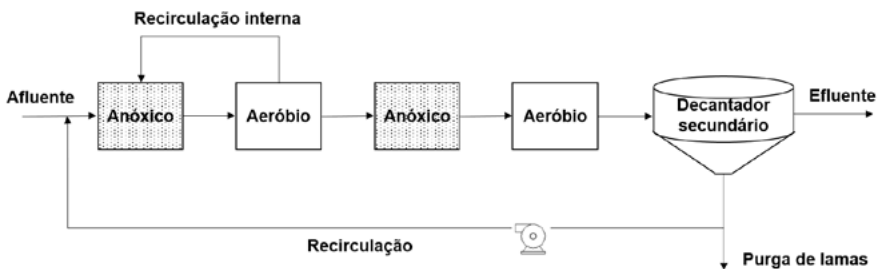
Há ainda a referir a configuração que inclui uma recirculação interna de ML da zona aeróbia para a zona anóxica, representada na Figura 2.15, a qual permite controlar a quantidade de nitrato a desnitrificar.

Figura 2.15 Desnitrificação a montante com recirculação interna



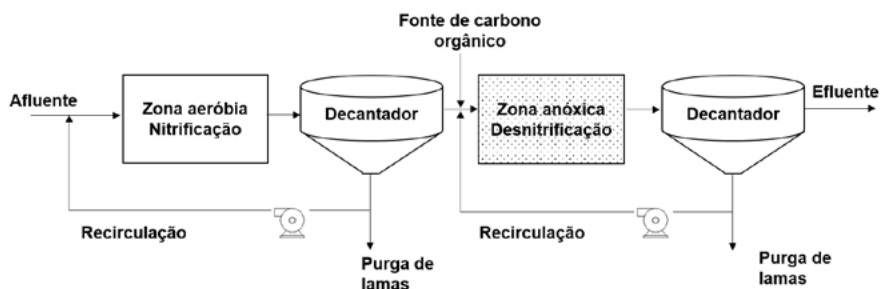
O chamado processo Bardenpho® compreende uma dupla sequência anóxica – aeróbia, com elevada recirculação interna (4 a 6 vezes o caudal afluyente) da primeira zona aeróbia para a primeira anóxica, como representado na Figura 2.16, visando uma remoção de N mais completa.

Figura 2.16 Remoção de azoto em 4 fases – processo Bardenpho®



A remoção de N pode ainda ser realizada em reatores dedicados a cada fase do processo, cada uma com o seu decantador e sistema de recirculação, como exemplificado na Figura 2.17, o que não oferece vantagens em relação ao reator individual, salvo o facto de o volume dos reatores separados ser menor em relação ao reator individual.

Figura 2.17 Remoção biológica de azoto em reatores individuais



2.2.4.3. Remoção de fósforo

A remoção de P por processos biológicos baseia-se na constatação de que uma sequência de uma zona anaeróbia seguida de uma zona aeróbia favorece o desenvolvimento de microrganismos capazes de utilizar P a um nível superior ao estequiometricamente necessário para o seu metabolismo, conforme descrito na secção 1.3.1.2.

A estequiometria e a cinética das reações bioquímicas de degradação de compostos fosforados não é completamente conhecida, pelo que o dimensionamento dos reatores biológicos de remoção de P assenta em observações empíricas. Porém, as taxas de remoção anaeróbia de CBO e das transformações anaeróbias de P orgânico seguem uma cinética de 1.^a ordem em relação ao CBO, o que significa que o rendimento destas reações aumentará com o aumento do número de reatores¹⁴ (Levenspiel, 1972). Por outras palavras: a divisão da zona anaeróbia em dois ou mais compartimentos favorecerá a libertação de ortofosfatos para o meio e a sua subsequente assimilação na fase aeróbia.

A proporção entre CBO e P é um importante indicador das condições operacionais da remoção biológica de P, na medida em que a quantidade de CBO condiciona a manutenção de condições anaeróbias que afetam a produção de AOV e a quantidade de P determina a formação de ortofosfatos assimilados pelos microrganismos autotróficos aeróbios.

¹⁴ Quando a cinética é de primeira ordem, o reator tipo pistão é mais eficiente do que um de mistura completa (o volume do reator necessário para atingir a mesma eficiência é menor). Vários reatores de mistura completa em série constituem uma aproximação de um reator tipo pistão.

Em resumo, a remoção biológica de fósforo em reatores de biomassa suspensa requer uma sequência de zona anaeróbia seguida de uma zona aeróbia, a disponibilidade de MO (CBO/CQO) na zona anaeróbia, sendo a atividade das bactérias que transformam os compostos fosforados favorecida por pH neutro e pela presença de potássio e de magnésio.

A eficiência de remoção biológica de P ronda 2 a 2,5 mg de P – PO₄ removido por 100 mg de CQO afluente (Vesilind, 2003).

Diversas modificações de reatores de LA para adaptação à remoção de P são possíveis. Os principais tipos destes reatores são patenteados e conhecidos pelas seguintes designações: processo Bardenpho® modificado, processo A/O®, processo PhoStrip®.

A modificação do processo Bardenpho aplicado à remoção de P consiste na alteração do reator Bardenpho utilizado para a remoção de N, a qual consiste fundamentalmente na introdução de uma zona anaeróbia, a montante da primeira zona de desnitrificação, destinada à produção de AOV.

O processo A/O difere do processo anterior principalmente porque o primeiro contacto das AR neste reator se faz segundo uma sequência **zona anaeróbia → zona aeróbia**, enquanto no processo Bardenpho a primeira sequência de contacto é **zona anaeróbia → zona anóxica**. Contudo, existe um ponto semelhante nestes dois processos, que difere do processo PhoStrip: todo o caudal a tratar passa pelo reator, enquanto no terceiro processo o desenvolvimento das bactérias acumuladoras de P é realizado apenas numa fração do caudal (5 a 25 %), completando-se a remoção de P por precipitação química (secção 18.3.3.2 do Curso Técnico 5).

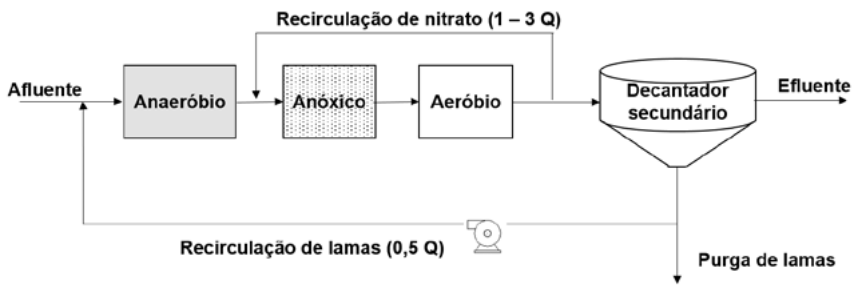
2.2.4.4. Remoção conjunta de azoto e fósforo

Sendo possível integrar em reatores de LA a remoção biológica de carbono (CBO₅ ou CQO) com a remoção de azoto, bem como integrar a remoção de carbono com a de fósforo, não surpreende que se tenha desenvolvido o passo seguinte, consistindo na integração da remoção de carbono, azoto e fósforo em reatores de LA, por meio da adequada combinação de reatores aeróbios, anóxicos e anaeróbios. Os processos mais usados na remoção integrada de C, N e P são os designados por: A2/O, Bardenpho modificado (cinco estágios), UCT – University of Cape Town, Africa do Sul e VIP – Virginia Initiative Plant, EUA (Metcalf & Eddy, 2014).

Processo A2/O®

Este processo foi o primeiro a ser implementado à escala real. O reator de LA compreende três estágios sequenciais – o anaeróbio, o anóxico e o aeróbio – seguido de uma decantação secundária para separação das lamas e duas recirculações, uma de lamas e outra rica em nitrato, conforme esquematizado na Figura 2.18.

Figura 2.18 Processo A2/O® para remoção biológica de azoto e de fósforo

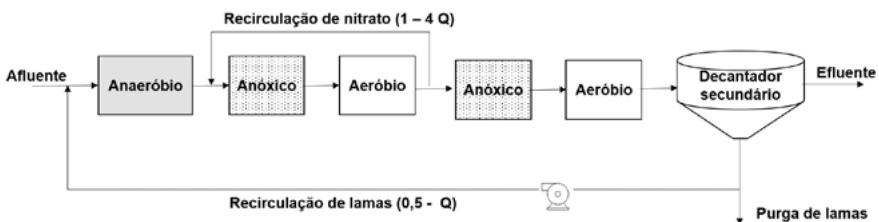


Este processo consegue assegurar um efluente que satisfaz a legislação vigente (Decreto-Lei n.º 152/97) para descarga em meios sensíveis no que respeita à concentração de P-tot, sendo menos fiável no que concerne à remoção de N (Marecos do Monte & Rodrigues dos Santos, 1997).

Processo Bardenpho® modificado (cinco estágios)

Trata-se de um processo semelhante ao processo Bardenpho® original, com a particularidade de considerar uma zona anaeróbia a montante, para remoção de P. Contempla duas recirculações, uma de nitrato e outra de lamas, conforme ilustrado na Figura 2.19.

Figura 2.19 Processo Bardenpho® modificado (5 estágios)



A zona anaeróbia adicionada promove as reações de fermentação típicas e o consumo de CBO_5 , com a concomitante libertação de fósforo (ortofosfatos) para o líquido. O consumo de fósforo ocorre na primeira zona aeróbia. A segunda zona anóxica permite uma desnitrificação adicional. A zona aeróbia final serve para prevenir condições anaeróbias no decantador secundário, impedindo assim a libertação de fósforo no efluente final. O arejamento desta zona permite ainda, a libertação do azoto gasoso residual.

A concentração de P no efluente deste processo ronda os 3 mg/L ou menos (Sedlak, 1991), podendo exceder ligeiramente o requerido para um meio sensível.

Outros processos

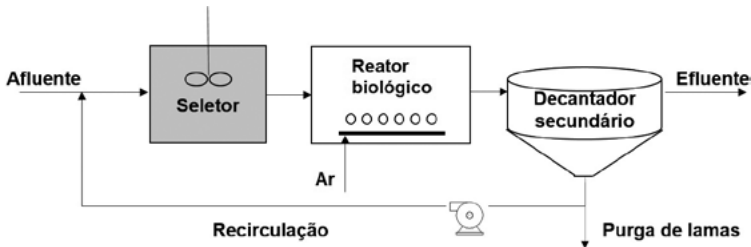
Na literatura da especialidade encontram-se referências a processos biológicos semelhantes ao A2/O para remoção conjunta de N e de P, como é o caso dos processos denominados UCT e VIP, o primeiro desenvolvido na África do Sul (Universidade da Cidade do Cabo) e o segundo nos EUA (Universidade de Virgínia). Ambos os processos melhoram a transformação dos compostos fosforados em fosfatos, eliminando a introdução de nitratos na fase anaeróbia, mediante a recirculação de LA do decantador secundário para uma fase anóxica e daqui para a fase anaeróbia. A recirculação do licor misto da primeira fase anóxica para a anaeróbia proporciona boas condições para a ocorrência da fermentação, pelo facto de o licor ser rico em CBO e pobre em nitrato.

2.2.5. Biosseletores para prevenir o desenvolvimento de bactérias filamentosas

A fim de facilitar o crescimento das bactérias que favorecem a formação de flocos de lamas ativadas, em detrimento do crescimento de bactérias filamentosas, que originam graves problemas operacionais na sedimentação de lamas, como o *bulking* (secção 2.6.1.5), podem ser instalados um ou mais biosseletores ou simplesmente seletores, antes do reator de LA, como ilustrado na Figura 2.20. As bactérias filamentosas crescem bem em substratos pouco concentrados em MO. Por isso, os seletores são pequenos tanques, com tempo de retenção da ordem de 20 a 60 minutos (Metcalf & Eddy, 2003), onde se promove uma elevada concentração de substrato, condição que favorece o desenvolvimento das bactérias formadoras de flocos. A elevada concentração de substrato pode ser conseguida pela ali-

mentação do afluente a três reatores em série, que promovem a degradação da MO, assim conseguindo aumentar a concentração de CBO_5 solúvel.

Figura 2.20 Reatores de lamas ativadas com seletores



(Adaptada de Metcalf & Eddy, 2003)

Os processos de remoção integrada de carbono e de nutrientes (seção 2.2.4.4) não são tão favoráveis ao desenvolvimento de bactérias filamentosas, pois estas não utilizam os nitritos e nitratos formados em condições anóxicas da desnitrificação como recetores de eletrões, nem conseguem armazenar os polifosfatos formados em condições anaeróbias. Quando o reator de LA se destina a remover C e N, mas não P, utilizam-se seletores anóxicos.

2.2.6. Comparação das vantagens e desvantagens dos diversos tipos de reatores de lamas ativadas

No Quadro 2.3 apresenta-se uma comparação dos diferentes processos de LA relativamente a critérios como a remoção de CBO, N e P, e a facilidade de operação e controlo.

Quadro 2.3 Vantagens e desvantagens dos diversos tipos de reatores de lamas ativadas

Processo	Vantagens	Desvantagens
Mistura completa	Facilmente adaptável a todo o tipo de AR, devido à elevada eficiência de homogeneização. Consumo de oxigénio uniforme em todo o reator. Adaptável a todo tipo de equipamento de arejamento.	Muito suscetível ao aparecimento de bactérias filamentosas.
Reator tipo pistão	Taxas de produção de amónia mais elevadas do que num reator de mistura completa. Facilmente adaptável a várias formas de operação. Facilmente adaptável a remoção de N e P.	Muito suscetível a elevadas concentrações de substâncias tóxicas.
Canal de oxidação	Processo seguro e de fácil operação. Pouco afetado pelo choque de substâncias tóxicas. Consumo mais baixo de oxigénio do que os sistemas de LA de arejamento prolongado. Produz lamas bem estabilizadas. Facilmente adaptável à remoção de nutrientes.	Requer uma grande área de implantação. Baixa carga F/M, o que pode favorecer o <i>bulking</i> . Maior consumo de energia no arejamento do que os sistemas convencionais de mistura completa e do reator com escoamento tipo pistão.
SBR	Processo compacto. Processo flexível e fácil de operar. Facilmente adaptável para remoção de N e P.	Pode ser necessário uma bacia de equalização. Controlo do processo é mais complicado do que os processos em contínuo. Requer mais atividade de manutenção.
Arejamento / alimentação escalonado	Permite adaptar a quantidade de oxigénio requerida à carga poluente a remover. Permite uma boa distribuição da carga poluente ao longo do reator biológico. Operação flexível. Facilmente adaptável à remoção de N.	Operação mais complexa do que os sistemas tradicionais. Manutenção mais complexa.

(continua)

Processo	Vantagens	Desvantagens
A/O	<p>Remove P.</p> <p>Operação relativamente simples quando comparada com outros processos.</p> <p>Excesso de lamas com um conteúdo de P relativamente elevado, o que lhe confere valor fertilizante.</p> <p>Tempo de retenção hidráulico relativamente pequeno.</p> <p>O processo pode alcançar uma nitrificação completa quando não são requeridas elevadas eficiências de remoção de P.</p>	<p>Não é capaz de realizar elevados níveis de remoção de N e P simultaneamente.</p> <p>Desempenho variável a baixas temperaturas</p> <p>Requer razão elevada CBO/P.</p> <p>Pode ser necessário uma elevada taxa de transferência de oxigénio se o tempo de retenção na fase aeróbia for baixo.</p> <p>Reduzida flexibilidade de controlo do processo.</p>
Bardenpho (4 estágios)	<p>Produz menos lamas em relação aos outros processos biológicos.</p> <p>Excesso de lamas com um conteúdo de P relativamente elevado, o que lhe confere valor fertilizante.</p> <p>Reduzida necessidade de adição de reagentes.</p>	<p>Requer maior volume de reator que o processo A/O.</p> <p>Requer razões CBO/P elevadas.</p> <p>Consumo energético relativamente elevado.</p> <p>Os efeitos da temperatura no processo não são bem conhecidos.</p>
A2/O	<p>Remove N e P conjuntamente, conseguindo produzir efluente com menos de 3 a 5 mg/L de N-tot em amostra não filtrada.</p> <p>Operação relativamente simples quando comparada com outros processos.</p> <p>Permite razões CBO/P baixas no afluente.</p> <p>Tempo de retenção hidráulico relativamente pequeno.</p>	<p>A remoção de N é afetada pela razão de recirculação interna.</p> <p>Operação mais complexa.</p> <p>Requer um sistema de recirculação adicional.</p> <p>Reduzida flexibilidade de controlo do processo.</p>
Bardenpho modificado (5 estágios)	<p>Remove N e P conjuntamente.</p> <p>Produz lamas com boas características de sedimentação.</p>	<p>Requer grandes volumes de reator.</p> <p>Menos eficiente na remoção de P.</p>

(continua)

Processo	Vantagens	Desvantagens
PhoStrip	<p>Facilmente integrável numa ETAR por lamas ativadas.</p> <p>Processo flexível; o processo de remoção de P não é controlado pela razão CBO/P.</p> <p>Significativo menor consumo de reagentes do que a remoção de P por precipitação química.</p> <p>É possível obter um efluente com concentração em $P-PO_4^{3-}$ inferior a 1 mg/L.</p>	<p>Necessidade de complementar a remoção de P por precipitação química com adição de cal.</p> <p>Requer concentração elevada de OD no ML para evitar a libertação de fósforo no decantador secundário.</p> <p>Necessária capacidade adicional do reator para a libertação do fósforo.</p> <p>A incrustação da cal pode ser um problema permanente.</p> <p>Aumento da produção de lamas.</p>
UCT	<p>A remoção de nitrato na zona anaeróbia é reduzida, devido ao aumento da remoção de P.</p> <p>Produz lamas com boas características de sedimentação.</p> <p>Boa remoção de N.</p>	<p>Operação complexa.</p> <p>Requer uma recirculação adicional.</p>
VIP	<p>A remoção de nitrato na zona anaeróbia é reduzida, devido ao aumento da remoção de P.</p> <p>Produz lamas com boas características de sedimentação.</p> <p>Requer uma razão CBO/P maior do que o processo UCT.</p>	<p>Operação complexa.</p> <p>Requer uma recirculação adicional.</p>

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2014)

2.3. Tipologia dos reatores de lamas ativadas

Os reatores de LA podem ser classificados em função de diferentes critérios:

- razão F/M aplicada;
- tipo de escoamento hidráulico;
- regime de operação;
- regime de arejamento.

Consoante os valores da razão F/M ou carga mássica indicados no Quadro 2.1 os reatores de LA podem ser classificadas em:

- muito alta carga ou arejamento curto;
- alta carga ou arejamento rápido;
- média carga ou arejamento convencional;
- baixa carga;
- muito baixa carga ou arejamento prolongado.

Quanto ao regime de escoamento hidráulico os reatores de LA podem classificar-se em:

- reator com mistura completa;
- reator com escoamento tipo pistão.

Relativamente ao critério de operação, os reatores de LA podem classificar-se em:

- reatores contínuos;
- reatores descontínuos;
- reatores descontínuos sequenciais.

Utilizando como critério o regime de arejamento, os reatores de LA classificam-se em:

- arejamento por difusão de ar comprimido;
- arejamento com ar atmosférico por turbinas superficiais;
- fornecimento de oxigénio puro.

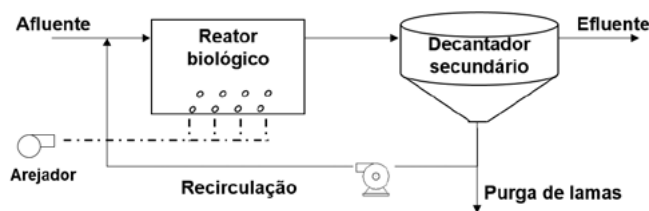
2.4. Disposições construtivas dos sistemas de lamas ativadas

2.4.1. Constituição do sistema de lamas ativadas

O tratamento biológico pelo processo de LA realiza-se num sistema constituído essencialmente por quatro componentes, representados na Figura 2.21.

- reator biológico (denominado na gíria por tanque de arejamento);
- sistema de arejamento, formado pelos arejadores e acessórios, que fornecem ar, de modo a assegurar condições aeróbias e/ou a manter a biomassa em suspensão, por vezes auxiliados por agitadores mecânicos submersos;
- sistema de recirculação de lamas, composto por bombas que assegurem uma larga variação de caudal, de modo a permitir diversos valores da razão F/M;
- unidade de separação de biomassa da AR, geralmente por decantação secundária (Capítulo 11 do Curso Técnico 5), por flotação (Capítulo 12 do Curso Técnico 5) ou por processos de membranas (Capítulo 15 do Curso Técnico 5).

Figura 2.21 Esquema do processo de lamas ativadas



O número de reatores de LA e a sua capacidade depende dos seguintes fatores:

- caudal a tratar;
- objetivo do tratamento pretendido – só remoção de matéria orgânica carbonada, ou também remoção de N por nitrificação-desnitrificação (condiciona a dimensão da zona anóxica), ou ainda remoção de P (condiciona a dimensão da zona anaeróbia).

As pequenas ETAR devem dispor de pelo menos 2 tanques, para permitir que pelo menos um reator permaneça em funcionamento enquanto o outro está em manutenção ou em reparação. Nas médias ETAR convém prever pelo menos 4 tanques. Em algumas ETAR de grande dimensão o número de reatores biológicos pode atingir 30 a 40 tanques, combinados em diversos grupos de baterias, como ilustrado na Figura 2.22.

Figura 2.22 Bateria de reatores de lamas ativadas (ETAR de Frielas)



O caudal deve ser distribuído equitativamente pelos reatores em paralelo, por meio de dispositivos ajustáveis, como válvulas e comportas, os quais também servem para isolar um reator para efeitos de reparação ou de manutenção.

2.4.2. Reator de lamas ativadas

Os tanques de LA podem ser quadrados, retangulares, ovais (em valas) ou circulares, sendo que o formato deve prevenir o curto-circuito hidráulico e assegurar uma boa transferência de oxigénio para a AR. Os formatos mais aplicados são os quadrados e retangulares, cujas arestas devem ser chanfradas, para evitar a acumulação de lamas nos cantos. O fundo dos tanques deve ser ligeiramente inclinado, sendo os tanques retangulares inclinados para um dos lados e os circulares inclinados para o centro, de modo a facilitar a limpeza.

Os tanques de LA são construídos em betão ou em aço (no caso de instalações de diminuta dimensão), devendo ser revestidos com tintas epoxi para proteger o betão da degradação provocada pelo contacto com a AR.

A afluência súbita de elevados caudais pode ter um efeito devastador na eficiência de um reator de LA, ao provocar o varrimento (*wash-out*) da biomassa em suspensão, pelo que os tanques devem dispor de descarregador *trop-plein* para evacuar o excesso de caudal afluyente.

O nível do líquido no tanque deve poder ser controlado, por meio de descarregadores fixos ou ajustáveis.

O bordo livre (folga) entre o nível do líquido e o topo das paredes deve ser suficiente para impedir o transbordo do ML e a saída de escumas sopradas pelo vento, as quais contêm microrganismos e não devem atingir o pessoal da ETAR ou da vizinhança. A altura do rebordo livre depende do tipo de arejamento: geralmente, quando o arejamento é por ar difuso, o bordo livre varia de 0,3 a 0,6 m; nos tanques com arejadores mecânicos o bordo livre deve ser de 1 a 1,5 m (Metcalf & Eddy, 2003).

A configuração geométrica do tanque depende essencialmente do tipo de reator e do tipo de arejador. Se se pretende um reator de mistura completa a relação comprimento C/L (comprimento/largura) não deve ultrapassar 3/1; esta razão deve ser superior a 5/1 num reator de escoamento em êmbolo (Metcalf & Eddy, 2003).

A geometria do reator afeta particularmente a eficiência do arejamento quando este é proporcionado por ar difuso, sendo importante respeitar uma relação largura/profundidade do líquido (L/P) da ordem de 1,5/1 e uma relação C/L superior a 5/1. A profundidade da AR no tanque com arejamento por difusão deverá situar-se entre 4 e 8 m (Metcalf & Eddy, 2003). Para sistemas de LA com arejamento mecânico a altura varia entre 3,5 a 4,5 m (Sperling, 2007). O Quadro 2.4 sintetiza critérios de configuração geométrica dos reatores de LA.

Quadro 2.4 Critérios de configuração geométrica dos reatores de lamas ativadas

Configuração geométrica	Critérios recomendados
Bordo livre:	
– ar difuso	0,3 a 0,6 m
– arejadores mecânicos	1 a 1,5 m
Razão comprimento/largura (C/L):	
– mistura completa	$C/L < 3 / 1$
– tipo pistão	$C/L > 5 / 1$
Razão largura/profundidade (L/P)	1,5 / 1
Profundidade do líquido	
– ar difuso	4 a 8 m
– arejadores mecânicos	3,5 a 4,5

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

Quando o arejamento é assegurado por arejadores mecânicos superficiais deve existir no mínimo um arejador por reator. Quando têm que ser instalados vários arejadores num reator, a forma geométrica deste deve ser tal que a relação C/L seja um número par, devendo cada arejador ser instalado no centro de um quadrado, para minimizar o chamado fenómeno de muralha hidráulica. A proporção entre a profundidade do líquido, o comprimento e a largura de reatores de LA com arejadores superficiais está relacionada com a dimensão dos arejadores, conforme recomendado no Quadro 2.5.

Os tanques, com formato retangular, geralmente arredondado nas extremidades, partilham uma ou duas paredes com o reator vizinho, pelo que essas paredes devem ser dimensionadas de forma a suportar, em ambos os lados, a pressão hidrostática inerente a um tanque cheio e outro vazio.

Outro aspeto construtivo importante dos reatores de LA tem a ver com as fundações dos mesmos, as quais devem ser projetadas de modo a impedir o afundamento, quando cheios de ML ou a sua flutuação em solo saturado, quando são esvaziados para manutenção (NP EN 12255 – parte 1).

Quadro 2.5 Relação recomendada entre as dimensões de reatores com arejadores mecânicos superficiais

Dimensão do arejador (kW)	Profundidade do líquido (m)	Largura do tanque (m)
7,5	3 – 3,6	9 – 12
15	3,6 – 4,2	10,5 – 15
22,5	3,9 – 4,5	12 – 18
30	3,6 – 5,1	13,5 – 20
37,5	4,5 – 5,5	13,5 – 23
56	4,5 – 6	15 – 26
75	4,5 – 6	18 – 27

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

2.4.3. Sistema de arejamento

O sistema de arejamento tem que assegurar o fornecimento de oxigénio necessário para a oxidação biológica em todas as condições operatórias. Por isso, é importante poder dispor da flexibilidade para variar o fornecimento de ar em função das necessidades. Tal variação pode processar-se: automaticamente, com base no registo *on-line* da medição de OD no reator com uma sonda¹⁵, conforme ilustrado na Figura 2.23; pela programação da taxa e do tempo de arejamento, bem como dos intervalos de não funcionamento; ou apenas pela variação do nível do ML. No caso de controlo automático do OD é importante assegurar que o arejamento continua a funcionar mesmo que o sistema de automação falhe.

¹⁵ Na realidade, cada reator deve ter instaladas pelo menos 3 sondas medidoras de OD.

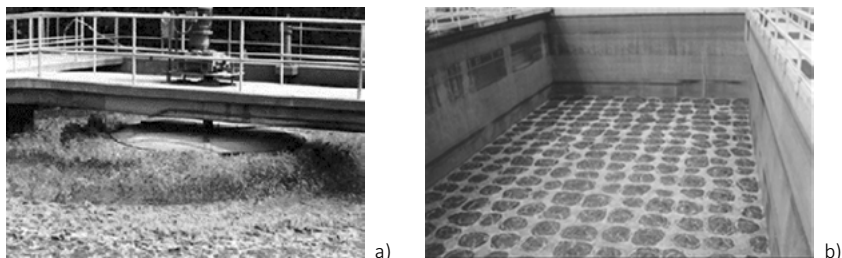
Figura 2.23 Sonda para medição *on-line* de oxigénio dissolvido num reator de lamas ativadas – ETAR de Viena (A)



Deve ser verificado se a potência dos arejadores – mecânicos ou de ar comprimido – necessária para o fornecimento de oxigénio para o processo bioquímico não é inferior à potência requerida para assegurar uma mistura adequada para manter a biomassa em suspensão, salvo se o reator de LA dispuser de agitadores submersos para a mistura do ML.

No caso de arejamento por difusores de ar comprimido, estes devem ser instalados de modo a assegurar uma distribuição uniforme do ar em todo volume de água (Figura 2.24 b)). Para evitar o entupimento dos difusores de bolha fina é importante que o ar seja filtrado, para remoção de poeiras e de gotículas de óleo, antes de ser difundido.

Figura 2.24 Tanque de arejamento com: a) arejadores mecânicos superficiais e b) difusores de ar



O equipamento de arejamento tem que dispor de reserva mecânica, para entrar em funcionamento no caso de avaria ou de retirada para operações de manutenção (e. g. limpeza dos difusores, lubrificação de jantes e motores), bem como de peças sobresselentes.

A grande maioria dos reatores de LA localiza-se ao ar livre, pelo que o equipamento de arejamento deve satisfazer o disposto nos normativos nacionais para exposição a severas condições climáticas, nomeadamente temperaturas extremas. De acordo com a NP EN 12255-1 (2006) e a NP EN 12255-6 (2008), os arejadores devem respeitar durante a sua vida útil os seguintes requisitos:

- classe 5 – 80 000 h para engrenagens e rolamentos dos arejadores superficiais;
- classe 3 – 20 000 h para os motores elétricos;
- classe 4 – 50 000 h para os agitadores de mistura.

O ruído produzido pelo equipamento de arejamento deve ser controlado, de acordo com a regulamentação nacional.

2.4.4. Sistema de recirculação

A recirculação de lamas do decantador secundário ao reator biológico é o fator de controlo do processo de LA mais importante, pelo que a capacidade de variar o caudal de recirculação deve ser a mais ampla possível, da ordem de 50 a 100 % do caudal médio afluente em ETAR de grande capacidade e de 150 % em pequenas ETAR (Metcalf & Eddy, 2003). É fundamental dispor de equipamento de recirculação de reserva, que, numa pequena ETAR, pode resumir-se a uma bomba portátil.

As bombas de recirculação podem ser de diversos tipos, e. g. bombas centrífugas, bombas de deslocamento positivo, bombas de parafuso, *airlifts*¹⁶, desde que possibilitem a variação do caudal bombeado, que não deve ser efetuada de forma brusca.

Quando a recirculação é admitida numa zona anóxica ou anaeróbia (reatores que conjugam a remoção de MO carbonada com a remoção de N e/ou de P) deve ser evitado o arejamento do líquido bombeado.

2.4.5. Unidade de separação de biomassa

A separação da biomassa para obtenção de uma AR tratada em conformidade com os requisitos legais para descarga no meio recetor ou para reutilização processa-se geralmente, na chamada decantação secundária, sendo muito raros os casos em que se opta por flotação. Aproveitando o enorme desenvolvimento dos processos de membranas, estes têm sido acoplados aos reatores de LA, de modo a separar a biomassa com uma elevada eficiência e tornando os sistemas de LA mais compactos (Capítulo 6).

A eficiência da decantação secundária é, assim, determinante para a eficiência do sistema de LA. A decantação é tratada no Capítulo 11 do Curso Técnico 5, pelo que no presente capítulo apenas se salientam os aspetos inerentes à decantação das partículas em suspensão no ML, ou seja, dos MLSS. Trata-se de partículas predominantemente floculentas, que sedimentam em manto de altura variável, sendo necessário que o mesmo não atinja os dispositivos de saída do decantado. Para o efeito, no projeto de decantadores secundários devem ser ponderados os fatores referidos no Capítulo 11 do Curso Técnico 5, particularmente os que se referem a: carga de sólidos, profundidade do líquido, distribuição equitativa de caudal, dispositivos de admissão do efluente do reator de LA, dispositivos de saída do efluente clarificado e poço de lamas no fundo do decantador.

A profundidade do líquido é particularmente importante nos decantadores secundários, nomeadamente no que concerne ao espessamento das lamas sedimentadas, parte das quais serão recirculadas. A tendência tem sido no sentido do aumento da profundidade do líquido, que geralmente

¹⁶ Uma bomba de *airlift* possibilita a elevação de líquidos contendo partículas sólidas, por meio da injeção de ar comprimido no fundo da tubagem de compressão, que torna a mistura ar-líquido menos densa, assim permitindo a sua ascensão através do tubo.

ultrapassa os 3,5 m (medido junto à parede periférica) e frequentemente atinge mais de 6 m de profundidade. O custo de construção é um fator a considerar no valor da profundidade do decantador, especialmente em zonas de elevado nível freático, pelo risco de flutuação quando o decantador estiver vazio.

O poço de lamas no fundo do decantador deve ter capacidade para acumular lamas de tal modo que, quando houver necessidade de aumentar o caudal de recirculação, não ocorra arrastamento do líquido acima das lamas.

2.4.6. Casos particulares – canal de oxidação

As paredes do canal de oxidação podem ser constituídas por diques de terra compactada ou por paredes de alvenaria. As paredes da modificação “Carrousel” são em betão, conforme apresentado na Figura 2.10.

A largura do canal de oxidação é determinada pelo comprimento do rotor (sendo recomendável que não exceda 5 m) e pela velocidade de escoamento do líquido.

A altura do líquido num canal de oxidação varia entre 0,8 a 1,2 m. No Carrousel, destinado ao tratamento de caudal muito mais elevado, a altura do líquido pode atingir 4 m.

A admissão do líquido é feita por uma tubagem que descarrega a montante do rotor de arejamento. O dispositivo de saída deve permitir a variação do nível do líquido no canal, para controlo da imersão do rotor. No caso de o canal combinar as funções de reator biológico e de decantador secundário, a saída do efluente é feita através de um sifão.

A velocidade de rotação do rotor é a característica mais importante, variando entre 70 e 110 rpm. A escova rotativa de eixo horizontal é instalada de modo a que as suas pás fiquem imersas a uma profundidade de 7 a 10 cm, promovendo a mistura do ar atmosférico para a massa líquida e propulsionando o escoamento do líquido pelo canal a uma velocidade da ordem de 0,3 a 0,5 m/s, a fim de evitar a sedimentação dos sólidos em suspensão (Gondim, 1976). No Carrousel as escovas são de eixo vertical. Devido à elevada profundidade do tanque, há necessidade de auxiliar a homogeneização da mistura no seio do ML por meio de agitadores submersos, em forma de hélice.

Quando as paredes do canal de oxidação são em terra compactada, é conveniente revestir o canal na zona próxima do rotor, bem como nos pontos em que o líquido muda de direção, a fim de evitar a erosão do talude interno provocada pelo escoamento do líquido. O revestimento dessas zonas pode ser feito com lajetas de pedra, de mosaico ou de betão.

2.5. Dimensionamento de reatores de lamas ativadas

2.5.1. Nota introdutória

O dimensionamento de um sistema de LA compreende o cálculo da capacidade dos seguintes constituintes do sistema:

- reator biológico de LA;
- bombas de recirculação de lamas;
- sistema de arejamento para fornecimento da quantidade de oxigénio necessário (para o processo bioquímico e para assegurar a mistura);
- sistema de purga das lamas em excesso;
- decantador secundário.

O cálculo dos diversos constituintes do sistema de LA está interrelacionado: por exemplo, o cálculo do volume do reator requer o conhecimento do caudal combinado afluente ao reator, que inclui o caudal de recirculação, o qual depende do t_{RS} (expressão 2.4) e influencia a concentração de biomassa (X) no reator, e consequentemente, determina a razão F/M . Por sua vez, a razão F/M determina a eficiência pretendida para o processo (ou, o que é equivalente, a definição da qualidade do efluente do sistema), o que define o regime de carga mássica a adotar (e. g. média carga e baixa carga), conforme indicado no Quadro 2.1.

2.5.2. Metodologia de dimensionamento de sistemas de lamas ativadas

A determinação do volume útil do reator, ou seja, o volume necessário para que ocorram as reações de degradação da matéria orgânica e se produzam flocos com boas condições de sedimentabilidade, pode ser calculado por duas metodologias:

- uma, a mais corrente, baseada no critério da carga mássica a tratar;
- outra, baseada nos coeficientes cinéticos dos modelos que traduzem a degradação da matéria orgânica.

O procedimento de dimensionamento para a metodologia baseada na carga mássica é o seguinte:

1. Selecionar a razão F/M e a concentração de biomassa X no licor misto dentro do intervalo de valores correspondente ao tipo de regime que assegura a qualidade do efluente pretendido (Quadro 2.6). Calcular o volume útil do reator, por aplicação da expressão 2.1. A partir do volume do reator e da profundidade adequada ao sistema de arejamento selecionado determinam-se a largura L e o comprimento C do reator.
2. Calcular a carga volúmica (expressão 2.3), a fim de verificar se o valor do volume do reator determinado implica um valor de F/V que se enquadra no intervalo de valores do regime de funcionamento.
3. Calcular o t_{RH} , segundo a expressão 2.10 e verificar se fica dentro dos valores recomendados (Quadro 2.6).
4. Por forma a manter a razão F/M é necessário determinar o caudal de lamas em excesso Q_w e o caudal de recirculação Q_R . Q_w é determinado com base na expressão 2.26, para o que é necessário fixar os valores de t_{RS} e de X_R adequados ao funcionamento (Quadro 2.6). O caudal de recirculação é calculado pela expressão 2.9, a partir da razão de recirculação R fixada.
5. A quantidade de oxigénio necessária à estabilização da MO pode ser calculada com base nas expressões 2.33 ou 2.32, consoante se disponha ou não de valores de a' e de b' para as condições da AR em estudo.
6. A quantidade de OD a fornecer efetivamente ao reator deve ser corrigida tendo em consideração os fatores que afetam a transferência de OD para a AR, como a temperatura, o grau de mistura e os constituintes da AR. Assim, é necessário considerar a eficiência de transferência de OD e aplicar um fator de segurança de cerca de 50 %.

A potência necessária para o fornecimento de oxigénio é determinada a partir da capacidade de transferência do arejador, apresentada em catálogos deste tipo de equipamento.

A potência a instalar deve ter em conta não só a potência do arejamento, mas também o grau de mistura que mantenha a biomassa em suspensão. Para o efeito, deve ser calculada a potência necessária para a mistura, em função do gradiente de velocidade adequado (Capítulo 8 do Curso Técnico 5) ou com base em informação fornecida pelos fabricantes do equipamento sobre a potência por m^3 necessária para manter em suspensão determinada concentração de MLSS.

A metodologia de dimensionamento de um sistema de LA utilizando coeficientes cinéticos para estabilização do substrato orgânico segue os seguintes passos:

1. Definir as características do efluente tratado relativamente a CBO_5 , CQO e SST.
2. Determinar o volume útil do reator segundo a expressão 2.24, que relaciona a remoção de MO ($S_0 - S$) com o valor de X (MLVSS), o t_{RS} e os coeficientes cinéticos Y (coeficiente de crescimento ou rendimento da biomassa formada por substrato consumido e k_d (coeficiente de decaimento da biomassa).
3. Os valores de X e de t_{RS} são arbitrados com base no Quadro 2.6. Os coeficientes cinéticos Y e k_d devem ser determinados experimentalmente. Na impossibilidade de o fazer, pode tomar-se valores recomendados no Quadro I.1 do Anexo I.
4. Determinar a produção de lamas P_x , com base na expressão 2.26.
5. Calcular a quantidade de oxigénio a fornecer com base nas expressões 2.33 ou 2.32.
6. Dimensionar o decantador secundário.

2.5.3. Critérios de dimensionamento de sistemas de lamas ativadas

Os critérios de dimensionamento de um sistema de LA em função do regime de carga mássica aplicada são apresentados no Quadro 2.6. As modificações ao processo de LA para a remoção de N e P são dimensionadas de acordo com os critérios apresentados no Quadro 2.7.

No Quadro 2.8 apresenta-se uma sùmula das expressões fundamentais para o dimensionamento e operação de um sistema de LA com as duas metodologias apresentadas anteriormente.

Quadro 2.6 Critérios de dimensionamento de sistemas de lamas ativadas

Tipologia	MLSS (mg/L)	MLVSS (mg/L)	F/M ou carga mássica (kg CBO ₅ /(kg MLVSS.d))	F/V ou carga volumétrica (kg CBO ₅ / (m ³ .d))	O ₂ requerido		t _{RS} (d)	t _{RH} (h)	R (%)
					Oxidação a' (kg O ₂ / kg CBO ₅ removida)	Respiração endógena b' (kg O ₂ /(kg MLSSV.d))			
Alta carga ou arejamento rápido	200 – 1000	140 – 350	1,5 – 2,0	1,2 – 2,4	0,4	0,1	0,5 – 2	1,5 – 3	100 – 150
Média carga ou arejamento convencional	1000 – 4000	1500 – 3000	0,2 – 0,4	0,3 – 0,7	0,5	0,08	3 – 15	4 – 8	25 – 75
Baixa carga ou arejamento prolongado	2000 – 5000	3000 – 5000	0,04 – 0,10	0,1 – 0,3	0,55	0,06	20 – 40	20 – 30	50 – 150

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

Quadro 2.7 Critérios de dimensionamento de sistemas de lamas ativadas para remoção de nutrientes

Tipologia	MLSS (mg/L)	F/M ou carga mássica (kg CBO ₅ /(kg MLVSS.d))	t _{RS} (d)	t _{RH} (h)		R (%)		
				Anaeróbia	Anóxica			
A/O	2000 – 6000	0,2 – 0,7	2 – 5	0,5 – 1,5	–	1,0 – 3,0	25 – 40	
A2/O	2000 – 4000	0,15 – 0,25	4 – 27	0,5 – 1,5	0,5 – 1,0	3,5 – 6,0	20 – 50	
Bardenpho modificado	2000 – 5000	0,1 – 0,2	10 – 40	1 – 2	2 – 4	4 – 12	0,5 – 1,5	80 – 100
UCT	2000 – 5000	0,1 – 0,2	10 – 30	1 – 2	2 – 4	4 – 12	80 – 100	
PhoStrip	2000 – 4000	0,1 – 0,5	0,3 – 0,8	8 – 12	–	4 – 10	20 – 50	

(Adaptado de Vesilind, 2003)

Quadro 2.8 Expressões usadas no dimensionamento do sistema de lamas ativadas

	Dimensionamento baseado na carga orgânica	Expressão n.º	Dimensionamento baseado nos coeficientes cinéticos	Expressão n.º
V	$V = \frac{QS_0}{\frac{F}{M}X}$	(2.1)	$V = \frac{YQ(S_0 - S)t_{RS}}{X(1 + k_d t_{RS})}$	(2.24)
F/V	$\frac{F}{V} = \frac{QS_0}{X}$	(2.3)		
S			$S = \frac{K_S(1 + k_d t_{RS})}{t_{RS}(Yk - k_d) - 1}$	(2.22)
X			$X = \frac{Y(S - S_0)t_{RS}}{t_{RH}(1 + k_d t_{RS})}$	(2.23)
R	$R = \frac{Q_R}{Q}$	(2.5) ou	$R = \frac{1 - (t_{RH}/t_{RS})}{(X_R/X) - 1}$	(2.7)
t_{RH}	$t_{RH} = \frac{V}{Q}$	(2.10)		
t_{RS}	$t_{RS} = \frac{VX}{(Q - Q_W)X_e + Q_W X_R}$	(2.4)	$\frac{1}{t_{RS}} = \frac{YkS}{K_S + S} - k_d$	(2.21)
P_x	$P_x = \frac{V \times X}{t_{RS}}$	(2.26)	$P_x = \frac{YQ(S_0 - S)}{(1 + k_d t_{RS})}$	(2.27)
R_{O_2}	$R_{O_2} = a'Q(S_0 - S) + b'VX$	(2.33)	$R_{O_2} = \frac{Q(S_0 - S)}{f} - 1,42P_x$	(2.32)

2.5.4. Modelos de simulação

Os modelos de simulação de um sistema de LA são modelos matemáticos que incorporam um grande número de expressões que traduzem reações de degradação dos substratos orgânicos e/ou dos compostos de N e de P, usando um modelo com formato de matriz, que inclui as reações e os fatores estequiométricos que associam os componentes do sistema às diversas reações. Estes modelos descrevem o processo, necessitando de ser calibrados para cada caso concreto, na medida em que os coeficientes cinéticos dos modelos matemáticos foram desenvolvidos em condições que podem diferir do caso em estudo.

Os modelos de simulação constituem uma ferramenta de grande utilidade, que pode ser utilizada com diversos objetivos, nomeadamente:

- determinar o impacto do aumento de cargas hidráulica e orgânica numa ETAR já existente;
- verificação da capacidade de uma ETAR sob diferentes condições, nomeadamente de temperatura e de estratégias de operação;
- comparação das alternativas para fazer o upgrade de uma ETAR secundária de modo a satisfazer os requisitos de tratamento terciário;
- avaliação do dimensionamento de diferentes sistemas de arejamento por ar difuso;
- estudo da dinâmica de funcionamento em tempo seco e em tempo húmido.

Existem diversos programas de simulação para o processo de LA, muitos dos quais baseados no Activated Sludge Model No. 1 (ASM1), elaborado por um comité da International Association on Water Pollution Research and Control (IAWPRC), atualmente conhecida como International Water Association (IWA). O ASM1 baseia-se num sistema de LA que remove MO carbonada (CQO) e azotada, tanto na forma dissolvida como particulada. O modelo ASM2 inclui também a remoção biológica do fósforo. Em 1998 foi desenvolvido um novo modelo – ASM3 -, em que é tido em conta a possibilidade de microrganismos armazenarem internamente compostos orgânicos fosforados (Henze *et al.*, 2000).

Um dos programas mais utilizados é o GPS-X, desenvolvido pela Hydromantis Environmental Software Solutions, Inc. (Canadá). O programa GPS-X é uma das ferramentas mais avançadas para a modelação matemática, simulação, otimização e gestão de ETAR. Este programa possui uma vasta base de dados com unidades de tratamento para os distintos níveis, desde o preliminar até ao terciário, incluindo o tratamento de lamas (Hydromantis, 2017).

2.6. Requisitos de O&M de sistemas de lamas ativadas

2.6.1. Operação de sistemas de lamas ativadas

2.6.1.1. Controlo da eficiência do processo

A operação de um sistema de LA visa essencialmente manter a desejada eficiência do processo de tratamento sob condições de funcionamento diversas, em função da variação das características qualitativas das AR afluentes, do caudal a tratar e da temperatura ambiente.

A operação do sistema de LA abrange os constituintes do sistema – reator biológico, decantador secundário e bomba de recirculação – e inclui o controlo das seguintes variáveis do processo:

- nível de OD no reator biológico;
- razão de recirculação de lamas;
- caudal de purga do excesso de lamas.

Os parâmetros a considerar no controlo das referidas variáveis do processo de LA são:

- concentração de MLVSS ou de MLSS;
- tempo de retenção de sólidos;
- razão F/M;
- Índice Volumétrico de Lamas ou Índice de Mohlmann, representado por SVI (da sigla em inglês – *Sludge Volume Index*).

O exame microscópico a realizar por rotina pode fornecer valiosas informações acerca da qualidade dos flocos de lamas ativadas, em termos do seu tamanho e densidade, abundância de microrganismos filamentosos e de outros microrganismos, como rotíferos e protozoários. A análise desta informação permite indiciar problemas operacionais (secção 2.6.1.6).

2.6.1.2. Controlo do nível de oxigénio dissolvido no reator biológico

O oxigénio fornecido ao reator biológico deve ser suficiente para suprir as necessidades metabólicas da biomassa em suspensão e para manter uma concentração remanescente de 0,5 a 2 mg/L de O₂ no ML, que assegure condições de aerobiose em toda a massa líquida (Vesilind, 2003). Níveis de OD inferiores a 0,5 mg/L dão origem a problemas de sedimentabilidade

na subsequente unidade de separação dos MLSS, pois provocam a proliferação de bactérias filamentosas (secção 2.6.1.5). Por outro lado, deve ser evitado um excesso de arejamento que conduza a níveis de OD superiores a 4 mg/L, não só por representarem um desperdício energético, como por implicarem condições de manutenção da biomassa em suspensão excessivamente turbulentas e provocarem a fragmentação dos flocos de lamas ativadas, assim reduzindo a sua sedimentabilidade.

A instalação de sondas de medição de OD no reator biológico é, assim, fundamental para gerir a operação do sistema de LA. A existência de sondas de medição do potencial redox constitui um elemento auxiliar na monitorização do OD no reator biológico, na medida em que o potencial redox¹⁷ pode identificar a afluência de substâncias redutoras, e. g. sulfuretos, com o conseqüente decréscimo do OD no líquido e necessidade de aumentar o fornecimento de oxigénio.

2.6.1.3. Controlo da recirculação de lamas

O controlo da razão de recirculação de lamas ao reator biológico constitui o fator mais importante da operação eficiente de um sistema de LA, conforme descrito em 2.2.2.5. O ajustamento da razão de recirculação em função da variação da carga orgânica afluente (geralmente proporcional à variação do caudal afluente) permite manter a razão F/M sensivelmente constante, tal como outros parâmetros característicos do funcionamento do sistema, nomeadamente o tempo de retenção de sólidos e a altura do manto de lamas no decantador secundário.

A avaliação da taxa de recirculação adequada pode ser efetuada por vários métodos, baseados uns na manutenção de determinada concentração de MLSS no reator que assegure a boa sedimentabilidade dos flocos biológicos, baseados outros na manutenção de determinada altura do manto de lamas no decantador. Apresentam-se seguidamente os três métodos mais utilizados na avaliação da taxa de recirculação.

¹⁷ O potencial redox mede a capacidade de uma substância presente nas AR ser oxidada ou de ser reduzida (secção 3.4.3.3 do Curso Técnico 5).

a) Método da sedimentabilidade

A boa sedimentabilidade dos flocos de LA é fundamental para a eficiência do processo, pois determina a eficiência da separação de sólidos no decantador a jusante do reator biológico. A sedimentabilidade das lamas pode ser avaliada de duas formas, baseadas: no volume ocupado pelos sólidos sedimentados ou no SVI.

De acordo com o primeiro destes métodos, a razão de recirculação (R) deve ser aproximadamente igual ao valor determinado pelo quociente de duas variáveis obtidas após a sedimentação, durante 30 minutos, de 1 L de ML: o volume ocupado pelos sólidos sedimentados e o volume do sobrenadante (expressão 2.37).

$$R = \frac{\text{Volume ocupado pelos sólidos sedimentados}}{\text{Volume do sobrenadante}} \quad (2.37)$$

Exemplificando: se o volume ocupado pelos sólidos sedimentados após 30 minutos for de 275 mL, o volume do sobrenadante será (1000 – 275) mL = 725 mL, pelo que a percentagem do volume ocupado pelas lamas é de 38 % (275 mL/725 mL) × 100 %. Se o caudal afluyente for de 0,1 m³/s, o caudal de recirculação será Q_r = 0,38 × 0,1 m³/s = 0,038 m³/s.

O índice de Mohlmann (SVI) é definido como o volume ocupado por 1 g de lamas após um período de sedimentação de 30 minutos e calcula-se determinando a concentração em SS do ML e medindo o volume ocupado pelas lamas de uma amostra de 1 L de ML sedimentadas após 30 minutos numa proveta, de acordo com a expressão 2.38.

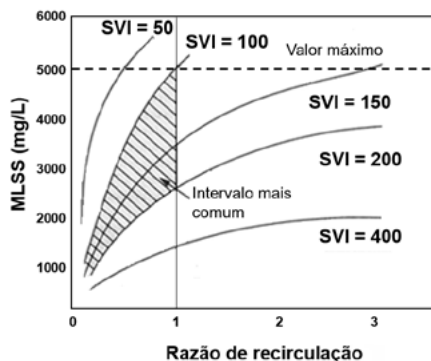
$$SVI = \left(\frac{\text{mL}}{\text{g}} \right) = \frac{\text{Volume das lama sedimentadas (mL/L)}}{\text{Concentração em MLSS (mg/L)}} \times 1000 \quad (2.38)$$

Por exemplo, uma amostra de 1 L de ML com 3 000 mg/L SST que, após 30 min de sedimentação numa proveta, mostra que as lamas sedimentadas ocupam um volume de 300 mL, terá um SVI = 100 mL/g.

As lamas apresentam boas condições de sedimentabilidade quando o SVI é inferior a 100.

A Figura 2.25 ilustra a relação empírica observada entre o SVI e a razão de recirculação de lamas, em função da concentração de lamas no reator (MLSS).

Figura 2.25 Relação entre o SVI e a razão de recirculação em função da concentração de lamas no reator



(Adaptado de Vesilind, 2003)

b) Método do controlo da altura do manto de lamas no decantador a jusante

O limite superior do manto de lamas deve situar-se a uma profundidade (medida a partir da superfície livre do líquido) que deve ser superior a 0,5 m, de modo a não correr o risco de flocos de LA serem arrastados no efluente do decantador. O controlo da profundidade do manto de lamas é feito através do volume de lamas armazenado no decantador, que se pode controlar por meio da variação do caudal de recirculação extraído do decantador. O ajustamento diário não deve exceder 10 % de Q_R .

Este método requer experiência do operador na avaliação da profundidade do manto de lamas, em virtude da variação diária do caudal afluente, da produção de lamas e das suas características de sedimentabilidade. A tarefa, que tradicionalmente se baseava na recolha de amostras, tornou-se mais fácil com a aplicação de detetores da interface lamas-sobrenadante.

c) Método dos balanços de massa

A razão de recirculação pode ser determinada com base em balanços de massa, quer ao reator biológico, quer ao decantador, conforme descrito em 2.2.2.5.

2.6.1.4. Controlo do excesso de lamas

O controlo do caudal de lamas em excesso (Q_w) constitui um instrumento importante na operação de sistemas de LA, pois é a extração da quantidade de biomassa produzida em excesso relativamente à razão F/M pretendida que assegura que o sistema funcione dentro dos parâmetros projetados. O excesso de lamas é geralmente extraído da linha de recirculação de lamas, pois tem a vantagem de as lamas (recirculadas a partir do fundo do decantador secundário) estarem mais concentradas, pelo que o caudal a purgar é mais baixo, mas também pode ser retirado do próprio reator biológico (na saída para o decantador), onde apesar de a concentração de MLSS ser mais baixa, tem a vantagem de ser mais uniforme. No entanto, o facto de o caudal a purgar ser muito mais elevado, torna este sistema menos atrativo.

O controlo de Q_w pode basear-se na determinação de três parâmetros: tempo de retenção de sólidos (t_{RS}); razão F/M e concentração de biomassa no reator.

Método do t_{RS} ou da idade das lamas

Quando a idade das lamas é a variável em que se baseia o controlo do caudal de purga das lamas em excesso, o caudal de purga necessário para manter constante o t_{RS} desejado pode ser determinado a partir da expressão 2.11, que pode ser apresentada na forma da expressão 2.39. O ajustamento operacional do caudal de purga baseia-se pois na determinação da concentração de biomassa na linha de recirculação (X_R) e no reator (X).

$$Q_w = \frac{VX}{X_R t_{RS}} \quad (2.39)$$

Se a purga for extraída do reator, a expressão anterior toma a forma da expressão 2.40.

$$Q_w = \frac{V}{t_{RS}} \quad (2.40)$$

O processo é assim controlado pela extração diária de um caudal igual ao quociente do volume do reator pelo tempo de retenção de sólidos ou idade das lamas. Este método necessita de medidores de caudal de lamas fiáveis, pois erros de 5 a 10 % na medição de Q_w podem ter implicações significativas no t_{RS} , e consequentemente, na eficiência do processo. O próprio valor pretendido para a idade das lamas deve ser ajustado periodicamente, em virtude do efeito da temperatura ambiente sobre a velocidade das reações bioquímicas: o aumento sazonal da temperatura permite diminuir a idade das lamas, pois será necessária menor quantidade de biomassa para biodegradar a mesma carga de MO.

Método da razão F/M

Neste método, o caudal de purga de excesso de lamas (Q_w) é variável em função do caudal afluente (Q), com o objetivo de manter F/M constante: se a carga afluente aumentar significativamente, diminui-se Q_w e vice-versa. Para o efeito, é necessário avaliar o caudal e a carga afluente (em termos de CQO ou de CBO_5), bem como a concentração de biomassa no reator biológico (através da determinação dos MLSS ou dos MLVSS).

Método da concentração de biomassa no reator de LA

Este método corresponde a manter constante a concentração de sólidos no reator, por meio da redução de Q_w quando baixar a concentração de biomassa no reator (medida em termos de MLSS ou de MLVSS) e vice-versa. Este método não é aconselhável quando são previsíveis variações significativas de caudal afluente.

2.6.1.5. Problemas operacionais

2.6.1.5.1. Principais problemas

Os problemas de operação mais frequentes em sistemas de LA são o chamado *bulking*, a ascensão de lamas e a formação de escumas, que se traduzem num efluente de baixa qualidade, com excessiva concentração de SS.

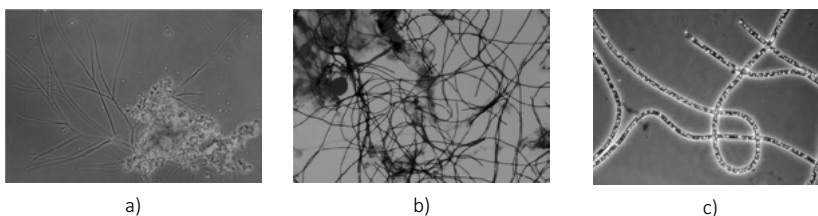
2.6.1.5.2. Bulking

O *bulking* é um fenómeno em que os flocos biológicos não sedimentam, geralmente porque os microrganismos presentes na biomassa passam a ser dominados por uma proliferação excessiva de microrganismos filamentosos, de que as bactérias *Sphaerotilus natans*, *Nocardia* e *Beggiatoa*,

representadas na Figura 2.26, são exemplos comuns, que tornam os flocos mais abertos, com conseqüente menor sedimentabilidade (Martins, 2004).

Embora a proliferação de microrganismos filamentosos seja a forma de *bulking* predominante, o fenômeno pode assumir outra forma (com o mesmo efeito), devido à excessiva segregação extracelular de polímeros, que tornam os flocos viscosos e pouco densos. As causas do *bulking* podem ser diversas, desde alterações na própria composição das AR, a deficiências operacionais, passando por limitações do dimensionamento do sistema, conforme sumariado no Quadro 2.9.

Figura 2.26 Exemplos de microrganismos filamentosos causadores de *bulking*: a) *Sphaerotilus natans*; b) *Nocardia* e c) *Beggiatoa*



(Adaptada de MacDonald, 2017 e Fomekov & Grabovich, 2016)

Quadro 2.9 Causas e soluções do problema de *bulking*

Causa	Descrição	Solução
Caraterísticas das AR	Variação de caudal	Distribuir equilibradamente o afluente e a recirculação de lamas a cada reator. Inserir tanque de equalização.
	Variação de composição	Remover as escumas do reator biológico e do decantador secundário. Alterar o t_{RS} .
	Variação de pH	Se $pH < 6,5$, realizar auditoria industrial para identificar a origem e neutralizar a fonte. Neutralizar o pH do afluente ao sistema de LA pela adição de $NaHCO_3$, $NaOH$ ou $Ca(OH)_2$.
	Temperatura baixa	Diminuir a carga orgânica.
	Nutrientes	Observar amostras de MLSS ao microscópio, para verificar o desenvolvimento de microrganismos filamentosos. Considerar a adição de nutrientes. Reduzir a razão de recirculação de lamas. Reduzir o caudal de purga de lamas em excesso.
	Septicidade	Aumentar o arejamento até obter 2 – 3 mg/L de OD. Adicionar um oxidante ao afluente (e. g. H_2O_2 , cloro). Limpar os arejadores.
	Natureza dos poluentes	Fazer cumprir o regulamento de ARI no sistema de drenagem de ARU, para reduzir a presença de poluentes tóxicos.

(continua)

Causa	Descrição	Solução
Limitações do dimensionamento	Arejamento insuficiente	Substituir o sistema de arejamento. Instalar seletores a montante do reator biológico.
	Mistura insuficiente	Instalar agitadores submersos suplementares.
	Curto-circuito hidráulico nos decantadores	Instalar defletores à entrada e/ou à saída.
	Recirculação insuficiente	Instalar bombas de recirculação mais potentes.
	Dimensionamento insuficiente do decantador	Aumentar o nível do líquido no decantador. Adicionar coagulante.
Fatores operacionais	Concentração de OD baixa	Aumentar o arejamento. Limpar os arejadores.
	Nutrientes insuficientes	Adicionar nutrientes. Controlar o desempenho de outros processos cujas escorrências são retornadas à cabeça da fileira de tratamento.
	Razão F/M baixa	Reduzir a idade das lamas.
	CBO ₅₅ insuficiente	Considerar a instalação de seletor a montante do reator biológico. Aumentar a razão F/M.

2.6.1.5.3. Ascensão de lamas à superfície do reator biológico

Por vezes, observa-se que lamas com boas características de sedimentabilidade ascendem à superfície. Este fenómeno é distinto do *bulking*, porque evidencia a presença de pequenas bolhas gasosas presas nos flocos. De facto, a causa mais frequente da ascensão de lamas é a ocorrência de desnitrificação, em que nitratos e nitritos são convertidos em azoto molecular N₂, o qual fica retido na biomassa e que, quando gerado em grande quantidade, ajuda-a a flutuar. O fenómeno é mais frequente em reatores com baixa idade de lamas e em locais onde a temperatura ambiente favorece a nitrificação. Também a ocorrência de condições anaeróbias devido a insuficiente remoção de lamas em excesso ou de elevado t_{RH} nos decantadores pode provocar a ascensão de lamas, pela libertação de CH₄ na zona de acumulação de lamas.

A solução para a ascensão de lamas pode consistir em:

- aumentar o caudal de purga de lamas, de modo a reduzir o tempo de retenção das lamas no decantador;
- aumentar a velocidade da pá raspadora de lamas no fundo do decantador, para facilitar o aumento da purga de lamas;
- reduzir a idade das lamas, para desestimular a nitrificação e a consequente desnitrificação.

2.6.1.5.4. Formação de escumas

A proliferação de alguns géneros de bactérias filamentosas dá origem à formação de uma camada de espuma castanha à superfície do reator biológico, com espessura entre 0,5 a 1 m (Metcalf & Eddy, 2003), fenómeno designado por *foaming* na literatura de língua inglesa, que pode afetar também decantadores secundários e por vezes digestores anaeróbios (Nicolau *et al.*, 2002 e Hug, 2006). Os principais microrganismos responsáveis por este fenómeno são bactérias dos géneros *Nocardia* e *Microthrix parvicella* (Metcalf & Eddy, 2014).

A formação de escumas em reatores de LA pode ocorrer com arejamento mecânico ou por ar difuso, sendo mais acentuada no arejamento por ar difuso de bolha fina, ocorrendo também em reatores de remoção de azoto (condições aeróbias/anóxicas).

Uma medida preventiva da ocorrência deste fenómeno consiste na redução da presença de óleos e gorduras na ARB, por meio da sua recolha separativa em restaurantes, áreas de serviço e outros estabelecimentos produtores desse tipo de resíduos, que favorecem a proliferação das bactérias causadoras da formação de escumas. Pelo mesmo motivo, as escumas recolhidas à superfície dos decantadores primários pela lâmina superficial da ponte raspadora não devem ser descarregadas no reator biológico. A introdução de biosseletores constitui outra medida preventiva, nem sempre eficaz nos processos com estágios anóxico e aeróbio (Metcalf & Eddy, 2003).

Como solução remediativa da ocorrência de escumas é indicada a sua aspersão com uma solução de um desinfetante clorado, para inativação das bactérias filamentosas.

2.6.1.6. Exame microscópico

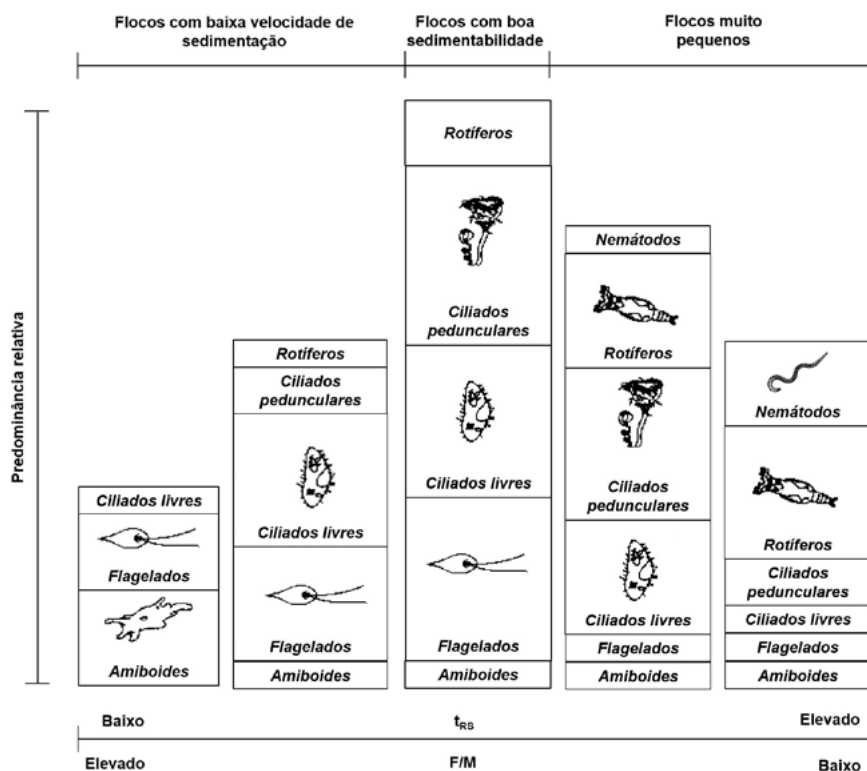
O exame microscópico da biomassa em amostras colhidas no reator de LA ou na recirculação deve ser realizado de forma rotineira, pois permite verificar alterações qualitativas das AR afluentes e antecipar problemas operacionais, como o *bulking*. Um microscópio de baixo poder de amplificação (100 a 400x) é suficiente, embora para a identificação de microrganismos filamentosos seja preferível um microscópio com 1000x de amplificação e contraste de fase.

O exame microscópico deve registrar os tipos de microrganismos presentes na biomassa e determinar a abundância relativa dos vários tipos. Os microrganismos presentes em maior quantidade nas LA são bactérias (secção 2.2.2.3), mas também se encontram predadores destas, como protozoários (flagelados, ciliados e rizópodes) e metazoários (rotíferos, nemátodos e vermes). Na fase de arranque (ou de recuperação de um distúrbio na biomassa) predominam as amibas, após o que se desenvolvem populações de bactérias em crescimento exponencial, que após 3 dias começam a formar flocos, aparecendo os primeiros protozoários livres. Os flocos vão aumentando de tamanho e de textura filamentosa, devido ao aumento do número de ciliados livres e pedunculares (Spellman, 2000), melhorando a sedimentabilidade. Porém, quando o t_{RS} é elevado verifica-se uma tendência para a formação de flocos minúsculos (*pin flocs* na literatura de língua inglesa), cuja sedimentabilidade é mais reduzida.

A variação das populações microbianas está relacionada com a razão F/M e com o tempo de retenção de sólidos ou idade das lamas, conforme ilustrado na Figura 2.27. Por exemplo, o decréscimo da população de protozoários pode ser indicativo de baixa concentração de OD no reator, da presença de substâncias inibidoras do seu crescimento ou de o reator estar a ser operado a um tempo de retenção de sólidos demasiado baixo.

A deteção precoce da presença de microrganismos filamentosos, designadamente da bactéria *Nocardia*, é muito vantajosa para controlar a ocorrência de *bulking*.

Figura 2.27 Microrganismos predominantes em função da idade das lamas e da razão F/M



(Adaptada de Metcalf & Eddy, 2003)

O exame microscópico da recirculação do decantador secundário é útil, na medida em que permite avaliar se o tempo de retenção neste órgão é demasiado elevado, o que se traduzirá numa menor atividade (ou mesmo nenhuma) dos microrganismos das lamas.

2.6.1.7. Arranque e colocação fora de serviço

2.6.1.7.1. Arranque de um sistema de lamas ativadas

O procedimento de arranque de um sistema de LA começa pelo arranque do decantador a jusante do reator. Para o efeito, após uma inspeção para verificar o bom estado da estrutura do tanque (nomeadamente a sua estanquidade) e dos equipamentos de remoção de lamas, e que o

decantador está limpo de restos de materiais de construção, dá-se início ao enchimento do tanque com água limpa, para testar primeiramente o funcionamento do circuito de purga de lamas e seguidamente, do circuito de alimentação do decantador. É importante verificar o nivelamento dos descarregadores e das caleiras de recolha do efluente decantado.

A fase inicial do arranque do reator biológico é análoga ao descrito para o decantador, no que concerne à verificação da parte estrutural, ao funcionamento dos equipamentos eletromecânicos e à limpeza do tanque. Seguidamente, o reator é cheio com água limpa, a fim se serem efetuados os ensaios de avaliação da capacidade de arejamento dos equipamentos (secção 13.2.2 do Capítulo 13 do Curso Técnico 5). Nesta fase, devem também ser verificados o nivelamento de descarregadores e caleiras, bem como o funcionamento das bombas de recirculação. Após estas verificações, inicia-se a alimentação ao reator da AR submetida a tratamento primário ou, pelo menos, isenta de sólidos grosseiros e de areias. Quando o reator estiver cheio com AR inicia-se o arejamento e deixa-se desenvolver a biomassa. Este processo pode ser abreviado, caso seja possível inocular no reator biomassa proveniente de outro reator. O inóculo deve ser o mais concentrado possível e transportado rapidamente, em condições aeróbias.

Geralmente, na fase de arranque a razão F/M é mantida entre 0,2 a 0,5 kg CBO₅/(kg MLVSS.d), até que a biomassa atinja boas condições de sedimentabilidade, avaliadas por um SVI da ordem de 150 mL/g, permitindo-se então o funcionamento do sistema em contínuo, com a abertura lenta (para não provocar excessiva turbulência) do dispositivo de saída do efluente do decantador.

A razão de recirculação é ajustada em função dos valores medidos de CQO afluente e da concentração de MLSS.

A purga de lamas em excesso é iniciada a uma taxa que promova uma idade das lamas de acordo com os parâmetros de dimensionamento.

2.6.1.7.2. Retirada de serviço de um sistema de lamas ativadas

O sistema de LA pode ter que ser colocado fora de serviço para efeitos de limpeza, de reparação do equipamento ou mesmo da estrutura de construção civil. A retirada de serviço de algum dos órgãos constituintes do sistema de LA deve ser precedida de duas verificações:

- a) O equipamento de arejamento está protegido, quer da entrada de AR (no caso de arejamento por ar difuso), quer do risco de queda (verificação das estruturas de suporte dos arejadores superficiais);
- b) a estabilidade estrutural dos tanques assegura a sua resistência a pressões hidrostáticas desequilibradas quando vazios e impede que flutuem (verificar o nível freático do local).

A retirada de funcionamento do reator biológico inicia-se com o fecho da entrada do caudal de recirculação de lamas. O reator deve ser alimentado apenas com efluente do tratamento primário, até que toda a biomassa tenha sido varrida do reator. Nesse ponto, fecha-se a entrada de AR no reator e desliga-se o arejamento. Seguidamente, esvazia-se o reator, enviando o seu conteúdo para os restantes reatores e procede-se à sua lavagem.

A retirada de funcionamento do decantador começa pelo corte do afluente, seguindo-se a remoção completa das lamas por bombagem das lamas recirculadas e das lamas em excesso, após o que o conteúdo do tanque é enviado para outros decantadores e procede-se à lavagem do decantador.

2.6.2. Manutenção de sistemas de lamas ativadas

Os cuidados de manutenção de um sistema de LA consistem essencialmente na manutenção do equipamento de arejamento e das bombas de recirculação e de purga de lamas, devendo ser seguidas as instruções dos fornecedores desses equipamentos. Assim, além da inspeção diária, com o objetivo de verificar o caudal de recirculação, o estado e eventuais fugas pelas válvulas e tubagens e outras deteriorações dos equipamentos, é importante efetuar as lubrificações das bombas, das caixas de rolamentos, do eixo central da ponte raspadora do decantador, mudar o óleo dos redutores de velocidade dos arejadores.

Trimestralmente deve ser efetuada uma revisão geral, acompanhada de substituição de rolamentos, verificação dos buçins e dos componentes elétricos.

2.7. Exercícios

Exercício 2.7.1 – Dimensionamento de um sistema de lamas ativadas com base na carga mássica

Dimensionar um sistema de LA de média carga composto por tanque arejamento de mistura completa e decantador secundário, de modo que a concentração da ART em CBO_5 seja de 15 mg/L, com base nos seguintes dados, previstos para o horizonte de projeto:

- caudal médio de AR afluyente ao reator de LA $Q_{méd} = 2\,500\text{ m}^3/\text{d}$;
- concentração do afluyente ao reator $CBO_5 = 150\text{ mg/L O}_2$;
- concentração das lamas purgadas = 10 000 mg/L SST;
- concentração do ML no reator = 2,4 kg/m³ MLVSS.

Determinar:

- a) o volume e as dimensões do tanque de arejamento;
- b) a carga volúmica (razão F/V);
- c) a quantidade de O_2 e a potência necessária;
- d) o caudal de lamas em excesso;
- e) o caudal de recirculação;
- f) o t_{RH} .

Resolução:

- a) Determinação do volume do tanque de arejamento.

De acordo com o Quadro 2.6, no regime de média carga a razão F/M varia entre 0,2 a 0,4 kg CBO_5 /(kg MLVSS.d).

Considerando F/M igual a 0,3 kg CBO_5 /(kg MLVSS.d) e substituindo a carga orgânica afluyente (QS_0) na expressão 2.1 obtém-se o volume útil do reator de LA.

$$\frac{F}{M} = \frac{Q S_0}{V X} \quad (2.1)$$

$$V = \frac{2500\text{ m}^3/\text{d} \times 0,150\text{ kg } CBO_5/\text{m}^3}{0,3\text{ kg } CBO_5 / (\text{kg MLVSS.d}) \times 2,4\text{ kg VSS}/\text{m}^3} = 521\text{ m}^3$$

A partir do volume do reator de LA e fixando a altura de líquido (h) adequada ao sistema de arejamento selecionado, determinam-se as dimensões do reator, comprimento e largura. Admitindo que o arejamento é assegurado por arejadores mecânicos superficiais, a altura do líquido pode variar entre 3 a 6 m (Quadro 2.5). Considerando h = 4 m, a área do reator é 130,3 m².

$$A = \frac{V}{h} = \frac{521 \text{ m}^3}{4 \text{ m}} = 130,3 \text{ m}^2$$

Num reator de mistura completa a razão entre o comprimento C e a largura L do reator não deve ultrapassar 3:1 (Quadro 2.4). Considerando C:L = 3:1, vem:

$$\begin{cases} C \times L = 130,3 \text{ m}^2 \\ C = 3 L \end{cases} = \begin{cases} 3L \times L = 130,3 \text{ m}^2 \\ C = 3 L \end{cases} = \begin{cases} L = 6,6 \text{ m} \\ C = 19,8 \text{ m} \end{cases}$$

Resposta: o volume do reator é 521 m³ e as dimensões são h = 4 m,
L = 7 m e C = 20 m.

b) Determinação da carga volúmica (razão F/V)

Substituindo o volume do reator na expressão 2.3, obtém-se a carga volúmica (razão F/V).

$$\frac{F}{V} = \frac{Q S_0}{V} = \frac{2500 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \times 0,150 \frac{\text{kg CBO}_5}{\text{m}^3}}{521 \text{ m}^3} \quad (2.3)$$

$$\frac{F}{V} = 0,72 \text{ kg CBO}_5 / (\text{m}^3 \cdot \text{d})$$

Comparando o valor obtido para a razão F/V com o Quadro 2.6, para o regime de LA de média carga, verifica-se que corresponde ao limite superior dos valores recomendados (0,7 kg CBO₅/(m³.d)).

Resposta: F/V = 0,7 kg CBO₅/(m³.d).

c) Determinação da quantidade de O_2 e da potência necessária

A quantidade de O_2 necessário à estabilização da MO no reator de LA é determinada pela expressão 2.33. Os valores a' e b' retiram-se do Quadro 2.6:

$$a' = 0,5 \text{ kg } O_2/\text{kg CBO}_5 \text{ removida}$$

$$b' = 0,08 \text{ (kg } O_2/(\text{kg MLSSV.d))}.$$

$$R_{O_2} = Q (\text{CBO}_{5\text{af}} - \text{CBO}_{5\text{af}}) a' + V \text{ MLSSV } b' \quad (2.33)$$

$$\begin{aligned} R_{O_2} \text{ (} O_2\text{kg/d)} &= 2500 \text{ m}^3\text{d} \times (0,150 - 0,015) \times 0,5 + 521 \times 2,4 \times 0,008 = \\ &= 268,8 \text{ kg } O_2/\text{d} \end{aligned}$$

A capacidade dos arejadores é avaliada pela taxa de transferência de oxigênio (OTR) que fornecem. A OTR é afetada por 3 fatores principais: temperatura, grau de mistura e diferença entre as condições ideais de transferência de oxigênio em água limpa em condições padronizadas e em AR, com a presença de substâncias dissolvidas e em suspensão (secção 2.2.3.4). Considerando que, em condições reais, a transferência do oxigênio para o líquido tem uma eficiência de 70 % e ainda um fator de segurança de 1,5, a quantidade de O_2 que deve ser fornecida é determinada pela seguinte expressão.

$$\begin{aligned} \text{Quantidade de } O_2 \text{ a fornecer} &= \frac{268,8 \text{ kg } O_2/\text{d}}{0,7} \times 1,5 = \\ &= 576,0 \text{ kg } O_2/\text{d} = 24,0 \text{ kg } O_2/\text{h} \end{aligned}$$

A potência necessária para o arejamento depende da OTR do arejador. A consulta de catálogos de equipamentos de arejamento fornece informação sobre OTR. Do Quadro 13.5 (Curso Técnico 5) constata-se que a capacidade de transferência de O_2 de um arejador superficial varia entre 1,1 e 2,8 $\text{kg } O_2/\text{kWh}$. Selecionou-se um arejador com 2 $\text{kg } O_2/\text{kWh}$.

$$P = \frac{24,0 \text{ kg } O_2/\text{h}}{2 \text{ kg } O_2/\text{kWh}} = 12 \text{ kW}$$

Resposta: A potência a instalar deve ser $P = 12 \text{ kW}$.

d) Determinação do caudal de lamas em excesso

A determinação do caudal de lamas em excesso é efetuada a partir do t_{RS} , aplicando a expressão 2.26. Considerando que 80 % dos sólidos nas lamas em excesso (MLSS) são MLVSS, a concentração de sólidos nas lamas será de $2,4/0,8 = 3 \text{ kg/m}^3$ MLSS.

Do Quadro 2.6 pode-se admitir um $t_{RS} = 6 \text{ d}$, que é compatível com o regime de média carga.

$$P_x = \frac{V \times X}{t_{RS}} = \frac{521 \times 3}{6} = 260,5 \text{ kg/d MLSS}$$

Visto que a concentração das lamas retiradas do fundo do decantador para recirculação é $X_R = 10\,000 \text{ mg/L}$ (10 kg/m^3) determina-se o Q_w .

$$Q_w = \frac{260,5}{10} = 26,05 \text{ m}^3/\text{d}$$

Resposta: O caudal de purga de lamas é $Q_w = 26 \text{ m}^3/\text{d}$.

e) Determinação do caudal de recirculação

Num reator de média carga, o caudal de recirculação Q_R varia entre 25 e 75 % do caudal afluyente (Quadro 2.6). Considerando que a razão de recirculação é $R = 70 \%$ e tendo em conta a expressão 2.5 obtém-se Q_R .

$$R = \frac{Q_R}{Q} \quad (2.5)$$

$$Q_R = 0,70 \times 2500 \text{ m}^3/\text{d} = 1750 \text{ m}^3/\text{d}$$

Resposta: O caudal de recirculação é $Q_R = 1750 \text{ m}^3/\text{d}$. No entanto, as bombas devem ter capacidade superior, por forma a responder à variação de caudal.

f) Determinação do t_{RH} .

O tempo de retenção hidráulico t_{RH} é determinado pela expressão 2.10.

$$t_{RH} = \frac{V}{Q} = \frac{521 \text{ m}^3}{2500 \text{ m}^3/\text{d}} = 0,208 = 5 \text{ h} \quad (2.10)$$

Resposta: O valor obtido par o $t_{RH} = 5$ h está dentro da gama de 4 a 8 h (Quadro 2.6) recomendada para o regime de funcionamento de média carga, confirmando o correto dimensionamento.

Exercício 2.7.2 – Dimensionamento de um sistema de lamas ativadas com base em parâmetros cinéticos

Dimensionar um sistema de LA de média carga composto por um reator biológico de mistura completa e decantador secundário, de modo que a concentração da ART em CBO_5 seja de 15 mg/L, com base nos seguintes dados, previstos para o horizonte de projeto:

- caudal médio de AR afluente ao reator de LA $Q_{méd} = 2\,500\text{ m}^3/\text{d}$;
- tempo de retenção de sólidos $t_{RS} = 6$ d;
- concentração do afluente ao reator em $CBO_5 = 150\text{ mg/L O}_2$;
- concentração das lamas = 10 000 mg/L SST;
- concentração de biomassa no reator = 2,4 kg/m³ MLVSS.

Tendo em conta os seguintes parâmetros cinéticos determinados experimentalmente a $T = 20\text{ °C}$:

- taxa específica máxima de crescimento microbiano
- $\mu_{max} = 1,5\text{ g SSV}/(\text{g SSV}\cdot\text{d})$;
- constante de velocidade de crescimento da biomassa ou constante de saturação do substrato $K_s = 60\text{ g CBO}_5/\text{m}^3$;
- rendimento da biomassa formada por substrato consumido
- $Y = 0,7\text{ g SSV}/\text{g CBO}_5$;
- coeficiente de decaimento da biomassa
- $k_d = 0,07\text{ g SSV}/(\text{g SSV}\cdot\text{d})$.

Determinar:

- a) o volume e as dimensões do tanque de arejamento;
- b) a produção de lamas;
- c) as razões F/M e F/V;
- d) a quantidade de oxigénio a fornecer;
- e) o caudal de recirculação.

Resolução

a) Cálculo do volume e as dimensões do tanque de arejamento

O cálculo do volume útil do reator pode ser determinado a partir da expressão 2.24.

$$V = \frac{Y Q (S_0 - S) t_{RS}}{X (1 + k_d t_{RS})} \quad (2.24)$$
$$V = \frac{0,7 \times 2500 \times (150 - 15) \times 10^{-3} \times 6}{2,4 \times (1 + 0,07 \times 6)} = 415,9 \text{ m}^3$$

A partir do volume do reator de LA e considerando a altura de líquido (h) adequada ao sistema de arejamento selecionado determinam-se as dimensões do reator (comprimento e largura). Admitindo que o arejamento é assegurado por arejadores mecânicos, a altura do líquido pode variar entre 3 a 6 m (Quadro 2.5). Considerando h = 4 m, a área do reator é A = 104 m².

$$A = \frac{V}{h} = \frac{416 \text{ m}^3}{4 \text{ m}} = 104 \text{ m}^2$$

Num reator de mistura completa a razão entre o comprimento C e a largura L do reator não deve ultrapassar 3:1 (Quadro 2.5). Considerando C:L = 3:1, vem:

$$\begin{cases} C \times L = 104 \text{ m}^2 \\ C = 3 L \end{cases} = \begin{cases} 3L \times L = 104 \text{ m}^2 \\ C = 3 L \end{cases} = \begin{cases} L = 5,9 \text{ m} \\ C = 17,7 \text{ m} \end{cases}$$

Resposta: o volume do reator é V = 416 m³ e as dimensões são h = 4 m, L = 6 m e C = 18 m.

b) Produção de lamas P_x

A determinação da produção de lamas é efetuada tendo em conta a expressão 2.26.

$$P_x = \frac{X V}{t_{RS}} \quad (2.26)$$
$$P_x = \frac{2,4 \times 416}{6} = 166,4 \text{ kg SST/d}$$

Considerando que 80 % dos sólidos nas lamas em excesso (MLSS) são biomassa (MLVSS) a produção de lamas expressa em SST é:

Resposta: a produção de lamas é $P_x = 208 \text{ kg SST/d}$.

c) Determinação das razões F/M e F/V

Substituindo o volume do reator calculado na alínea anterior nas expressões 2.1 e 2.3, obtém-se a carga mássica (razão F/M) e a carga volúmica (razão F/V), respetivamente.

$$\frac{F}{M} = \frac{Q S_0}{V X} \quad (2.1)$$

$$\frac{F}{V} = \frac{Q S_0}{V} \quad (2.3)$$

$$\frac{F}{M} = \frac{2500 \times (150/1000)}{416 \times 2,4} = 0,38 \text{ kg CBO}_5/(\text{kg MLVSS} \cdot \text{d})$$

$$\frac{F}{V} = \frac{2500 \times (150/1000)}{416} = 0,90 \text{ kg CBO}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$$

Resposta: Comparando os valores obtidos para as razões $F/M = 0,38 \text{ kg CBO}_5/(\text{kg MLVSS} \cdot \text{d})$ e $F/V = 0,9 \text{ kg CBO}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ com os valores do Quadro 2.6, verifica-se que o valor de F/M está dentro dos valores recomendados e o de F/V é ligeiramente superior ao limite máximo recomendado para um regime de LA de média carga.

d) Quantidade de O_2 e a potência necessárias

A quantidade de O_2 necessário à estabilização da MO no reator R_{O_2} pode ser determinada pela expressão 2.32. Considerando $f = 0,68$, uma vez que numa ARU a relação entre CBO_5 e CBO_u é aproximadamente constante, considerando-se usualmente que $CBO_u/CBO_5 = 1,46$, o que significa que a CBO_5 é cerca de 68 % da CBO_u (Sperling, 2007).

$$R_{O_2} (\text{kgO}_2/\text{d}) = \frac{Q (S_0 - S)}{f} - 1,42 \times P_x \quad (2.32)$$

$$R_{O_2} (\text{kgO}_2/\text{d}) = \frac{2500 (150 - 15)/ 1000}{0,68} - 1,42 \times 166,4 = 260,1 \text{ kgO}_2/\text{d}$$

A quantidade de O_2 que deve ser fornecida é obtida pela expressão 2.32 considerando que, em condições reais, a transferência do oxigênio para o líquido tem uma eficiência de 70 % e ainda um fator de segurança de 1,5, como referido na alínea c) do exercício 2.7.1.

$$\begin{aligned}\text{Quantidade de } O_2 \text{ a fornecer} &= \frac{260,1 \text{ kg } O_2/d}{0,7} \times 1,5 = \\ &= 557,3 \text{ kg } O_2/d = 23,3 \text{ kg } O_2/h\end{aligned}$$

A potência necessária para o arejamento depende da capacidade de transferência de oxigênio do arejador. A consulta de catálogos de equipamentos de arejamento fornece informação sobre a capacidade de transferência de O_2 . Do Quadro 13.5 do Curso Técnico 5 constata-se que a capacidade de transferência de O_2 de um arejador superficial varia entre 1,1 e 2,8 kg O_2 /kWh. Selecionou-se um arejador com 2 kg O_2 /kWh.

$$P = \frac{23,3 \text{ kg } O_2/h}{2 \text{ kg } O_2/kWh} = 11,7 \text{ kW}$$

Resposta: A potência a instalar é $P = 12 \text{ kW}$.

e) Caudal de recirculação

O caudal de recirculação é determinado pela expressão 2.5. Considerando um valor de R de 70 % obtém-se o Q_R .

$$R = \frac{Q_R}{Q} \quad (2.5)$$

$$Q_R = 0,70 \times 2500 \text{ m}^3/d = 1750 \text{ m}^3/d$$

Resposta: O caudal de recirculação é $Q_R = 1750 \text{ m}^3/d$.

3.1. Objetivo

Leitos percoladores (*trickling filters* na terminologia inglesa) são reatores biológicos de biomassa fixa, constituídos por um tanque que contém um meio de enchimento estático, através do qual se faz percolar a AR previamente submetida a tratamento preliminar e quase sempre também a tratamento primário¹⁸. O principal objetivo dos leitos percoladores (LP) consiste na degradação da MO pela oxidação bioquímica mediada pelos microrganismos presentes no biofilme formado à superfície do meio de enchimento.

Os LP são um processo de tratamento utilizado há mais de 100 anos como tratamento secundário, que nas décadas mais recentes tem perdido utilização para os processos de biomassa suspensa, principalmente em cidades de grande dimensão. Porém, trata-se de um processo muito eficiente na remoção de MO, podendo mesmo, em condições específicas de carga orgânica e de concentração de oxigénio, conseguir alguma nitrificação do efluente (Metcalf & Eddy, 2003), o que representa uma vantagem, por o efluente se apresentar mais preparado para a desnitrificação, que pode ser necessária no caso de o meio recetor da ART ser uma zona sensível.

3.2. Mecanismos de depuração em leitos percoladores

3.2.1. Nota introdutória

A AR afluyente ao LP é distribuída no topo do meio de enchimento, através de distribuidores rotativos com aspersores, acionados por um mecanismo de torniquete hidráulico (Figura 3.1) ou eletromecânico.

O contacto da AR com o meio de enchimento promove o desenvolvimento de um biofilme sobre os elementos do enchimento, com espessura variável de 100 µm a 10 mm, o qual constitui o agente fundamental da oxidação bioquímica dos poluentes orgânicos dissolvidos e em suspensão coloidal (Metcalf & Eddy, 2014). A MO é metabolizada pelos microrganismos do

¹⁸ O tratamento primário pode ser dispensado quando o tratamento preliminar inclui tamição com aberturas de dimensão inferior a 3 mm.

biofilme (secção 3.2.2), predominantemente em condições aeróbias, sendo o arejamento proporcionado pelo ar que circula nos espaços vazios do leito de enchimento. Posteriormente, a biomassa (flocos de biofilme arrastados com a AR percolada) é separada da AR num decantador secundário (Figura 3.1).

Figura 3.1 Leito percolador e decantador secundário



Para melhorar o desempenho do reator, na maioria dos casos procede-se à recirculação do efluente tratado à cabeça do LP (secção 3.2.4).

3.2.2. Atividade do biofilme

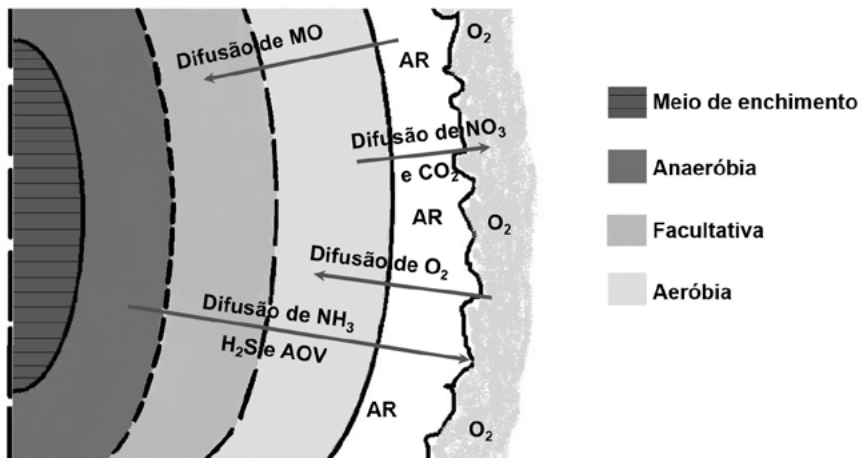
O biofilme é uma fina película viscosa, povoada maioritariamente por microrganismos heterotróficos aeróbios, facultativos e anaeróbios, que proliferam consoante a disponibilidade de oxigénio fornecido pelo ar em circulação através dos poros do enchimento. Na camada externa do biofilme, em contacto com o ar circulante, desenvolvem-se microrganismos aeróbios, na zona do biofilme aderente ao suporte proliferam microrganismos anaeróbios, enquanto a zona intermédia é povoada por microrganismos facultativos, conforme representado na Figura 3.2.

Da ação metabólica dos microrganismos do biofilme resultam produtos finais de metabolismo aeróbio, como H_2O , CO_2 , NO_3^- , SO_4^{2-} (secção 1.2 do Capítulo 1), do metabolismo anaeróbio, como NH_3 e S^{2-} e também novos microrganismos, o que tem como consequência o aumento da espessura do biofilme. A ocorrência de condições anóxicas na camada intermédia do

biofilme permite o desenvolvimento de bactérias desnitrificantes, embora a desnitrificação seja pouco significativa, pelo que se considera que nos LP ocorre essencialmente remoção de matéria orgânica e alguma nitrificação.

As espécies de bactérias mais comuns em LP são: *Achromobater*, *Flavobacterium*, *Pseudomonas* e *Alcaligenes*. Para além das bactérias aeróbias, facultativas e anaeróbias, existem outros tipos de microrganismos nos LP, nomeadamente protozoários, fungos e algas, sendo a diversidade microbiana maior e mais resistente a condições adversas e à presença de agentes tóxicos do que nos sistemas de lamas ativadas (Mara & Horan, 2003). Em condições de pH baixo os fungos desempenham um papel fundamental na estabilização da MO. Entre as espécies de fungos identificados em LP citam-se as seguintes: *Fusarium*, *Mucor*, *Pencillium*, *Geotrichum* e *Sporati-chum* (Metcalf & Eddy, 2014).

Figura 3.2 Atividade microbiana do biofilme na depuração de águas residuais



O biota dos LP também inclui macrorganismos, como larvas, vermes e caracóis, entre outros, que são problemáticos por serem predadores das populações de microrganismos e poderem induzir a colmatação do meio filtrante e até de tubagens.

A espessura do biofilme depende principalmente da carga orgânica afluyente (alimento), da temperatura, de outros fatores que afetam o crescimento microbiano (secção 1.3.1 do Capítulo 1) e da própria natureza do material de enchimento (Vesilind, 2003). Depois de atingir a espessura máxima, o biofilme tende a desprender-se em flocos, arrastados de forma contínua pela AR percolante e/ou de forma aleatória, devido ao enfraquecimento da matriz de substâncias extracelulares produzidas pelos microrganismos, que assegura a adesão do biofilme ao material de suporte. Esta diminuição de produção de substâncias extracelulares é consequência do aumento dos microrganismos em fase endógena na camada mais interior do biofilme.

3.2.3. Fatores condicionantes da eficiência de tratamento em leitos percoladores

A eficiência de remoção de MO em LP depende diretamente do crescimento e atividade do biofilme, que é afetado pelos seguintes fatores (Vesilind, 2003):

- carga hidráulica aplicada – as variações do caudal afluyente podem afetar a manutenção do biofilme, na medida em que o biofilme pode secar e morrer, se o caudal for muito reduzido ou pode ser arrastado com a AR percolante, se o caudal for muito elevado;
- carga orgânica aplicada – os poluentes facilmente biodegradáveis podem ser estabilizados durante o curto tempo que as AR levam a percolar (8 a 20 minutos); mesmo certas ARI podem ser tratadas em LP, caso a sua carga poluente seja constituída por compostos orgânicos solúveis facilmente biodegradáveis;
- velocidade de difusão do substrato – os compostos que constituem a MO dissolvida na AR difundem-se com diferentes velocidades através das distintas camadas do biofilme (lei de Fick)¹⁹, conforme ilustrado na Figura 3.2;
- taxa de utilização do substrato pelos microrganismos – depende da atividade da biomassa de cada camada do biofilme, a qual depende da temperatura;
- oxigénio – a quantidade de O₂ necessário aos microrganismos aeróbios é fornecida por arejamento, o qual é proporcionado por circulação natural

¹⁹ Lei de Fick ($N_a = -D dC_o/dL$): a massa de substrato que se difunde através de um biofilme de espessura (L), por unidade de área e de tempo (N_a), é proporcional ao gradiente de concentração (dC_o/dL) e depende do coeficiente de difusão no biofilme (D).

de ar através dos poros do enchimento ou por ventilação forçada por meios eletromecânicos (secção 3.4.5);

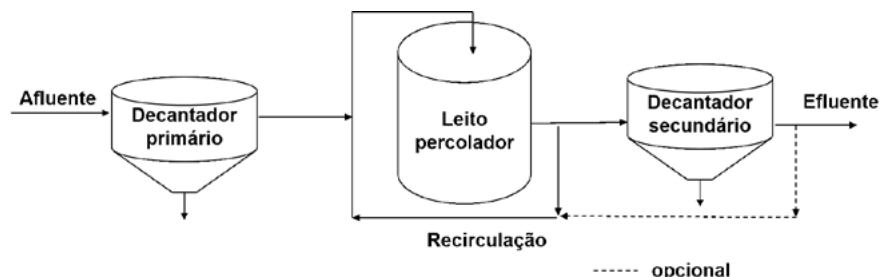
- tratamento preliminar e primário – o grau de remoção de areias e de SS a que foi submetido o afluente ao LP condiciona, naturalmente, a eficiência deste;
- material de enchimento – a natureza do material de enchimento condiciona a altura do reator e as cargas hidráulica e orgânica a aplicar (secção 3.4.3).

3.2.4. Recirculação ao leito percolador

A recirculação de efluente do decantador secundário, embora não se justifique em todas as situações (não se aplica nos LP de baixa carga), contribui para melhorar a eficiência do LP (NP EN 12255 - 7, 2008). Efetivamente, a recirculação de uma parte do efluente aumenta a carga hidráulica, melhora a uniformidade da distribuição do líquido sobre o meio percolante, ajuda a manter as condições aeróbias e reduz a probabilidade de zonas secas, otimizando assim a eficiência depurativa do biofilme. Por outro lado, o aumento da carga hidráulica devido à recirculação favorece o desprendimento do biofilme demasiado espesso, diminuindo problemas de colmatção dos poros do enchimento e a inerente libertação de compostos de cheiro desagradável produzidos na degradação anaeróbia. Além disso, a MO presente no efluente recirculado pode ser biodegradada na sua segunda passagem pelo meio percolante.

A recirculação pode ser do efluente do LP ou do efluente do decantador secundário, permitindo, neste último caso, uma maior diluição do afluente ao LP. Constitui boa prática admitir o caudal recirculado à entrada do LP, como indicado na Figura 3.3, para não sobrecarregar o decantador primário, embora existam casos antigos em que a recirculação entra a montante do decantador primário, a fim de juntar as lamas primárias e secundárias num mesmo tanque.

Figura 3.3 Recirculação a montante do leito percolador



O funcionamento dos LP também é influenciado pela carga orgânica aplicada (que nem sempre correlaciona bem com a carga hidráulica). A experiência mostra que a concentração de CBO_5 afluyente ao LP não deve exceder 400 mg/L, pelo que, quando tal acontece, é necessário diluir a carga orgânica afluyente, por meio da recirculação (Vesilind, 2003).

Nos LP também pode ser necessária a recirculação de lamas do decantador secundário, com o objetivo de melhorar o inóculo de microrganismos no biofilme. A Figura 3.3 esquematiza os circuitos de recirculação possíveis em reatores de LP.

3.2.5. Vantagens e desvantagens dos leitos percoladores

Os LP apresentam diversas vantagens e desvantagens, conforme se sumaria no Quadro 3.1.

Quadro 3.1 Vantagens e desvantagens dos leitos percoladores

Vantagens	Desvantagens
Bom rendimento de remoção de CBO e de SS.	Investimento inicial elevado.
Baixo custo de O&M.	Elevado tempo de arranque.
Boa sedimentabilidade do biofilme desprendido.	Colmatação do leito percolante provocado por excessiva carga orgânica, que origina elevada produção de biofilme.

(continua)

Vantagens	Desvantagens
Boa capacidade de recuperação de choques de cargas orgânica e de substâncias tóxicas.	Libertação de odores.
Capacidade de tratar ARI.	Ocorrência de insetos (e. g. moscas <i>Psycoda</i>).

(Adaptado de Mara & Horan, 2003)

3.3. Tipologia dos reatores de leitos percoladores

Os LP podem ser classificados consoante a natureza do seu enchimento (pedra, plástico), mas o critério mais usual baseia-se na carga orgânica volúmica da AR aplicada sobre o meio de enchimento. Alguns autores consideram apenas duas classes: baixa carga e alta carga. Outros desdobram a classificação em: baixa, média, alta, muito alta carga e de debaste (*roughing* na terminologia de língua inglesa), conforme indicado no Quadro 3.2.

Os LP de baixa carga ($< 0,23 \text{ kg CBO}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$) são aplicados para remoção de CBO_5 em ETAR de pequena dimensão. Não incluem recirculação e conseguem atingir uma eficiência de remoção de MO bastante elevada, produzindo um efluente nitrificado.

Quadro 3.2 Tipologia dos leitos percoladores

Parâmetro	Baixa carga	Média carga	Alta carga	Muito alta carga	Desbaste carga
Tipo de enchimento	Pedra ou plástico	Pedra ou plástico	Pedra ou plástico	Plástico	Pedra ou plástico
$C_{\text{org.vol}}$ ($\text{kg CBO}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$)	0,07 – 0,23	0,24 – 0,48	0,4-2,4	0,6 – 3,2	> 1,5
Desprendimento de biofilme	Intermitente	Intermitente	Contínuo	Contínuo	Contínuo
AR tratada	Bem nitrificada	Alguma nitrificação	Sem nitrificação	Sem nitrificação	Sem nitrificação

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2003 e 2014)

A sua alimentação é intermitente, assegurada por um dispositivo que armazena o afluente durante algum tempo – como uma câmara contendo um sifão – descarregando-o no distribuidor rotativo a intervalos da ordem de 5 a 15 minutos.

Os LP de média e alta carga podem ser aplicados num só estágio ou em dois estágios associados em série, conforme apresentado nas Figuras 3.3 e 3.4. A associação em dois estágios pode assumir configurações diferenciadas, designadamente com um decantador a jusante de cada LP ou um decantador único, como exemplificado na Figura 3.4.

Figura 3.4 Tipo de associação de leitos percoladores com dois estágios



Os LP de debaste (carga orgânica volúmica superior a $1,5 \text{ kg CBO}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$) apresentam eficiência de remoção relativamente baixa, pelo que são aplicados a montante de outro processo de tratamento ou no pré-tratamento de ARI, com o objetivo de reduzir ou “debastar” a carga poluente, possibilitando o seu posterior tratamento em conjunto com ARD.

3.4. Disposições construtivas dos leitos percoladores

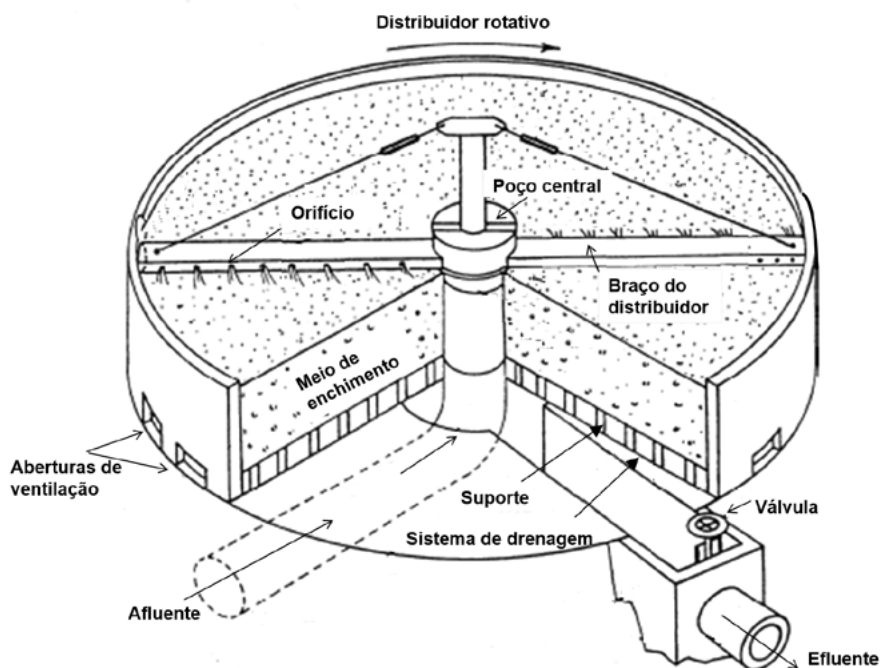
3.4.1. Constituição dos leitos percoladores

Os LP são constituídos pelos seguintes componentes, conforme representado na Figura 3.5:

- tanque – geralmente construído em betão, de forma circular, hexagonal ou retangular, o qual contém todos os outros componentes;
- sistema de distribuição uniforme da AR sobre a superfície do enchimento;

- meio de enchimento, que constitui o suporte do biofilme que efetua a depuração da AR;
- sistema de drenagem, que serve de suporte ao meio de enchimento e recolhe a água percolada;
- sistema de ventilação (natural ou forçada) – que fornece o ar necessário à manutenção de condições aeróbias do biofilme.

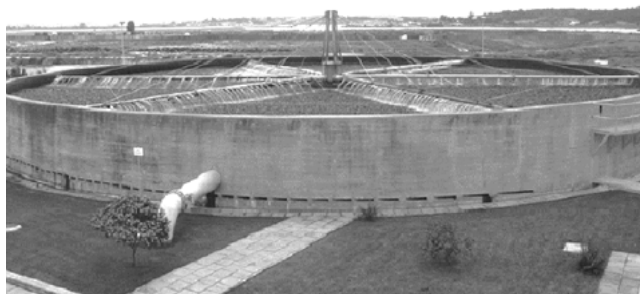
Figura 3.5 Esquema de leito percolador



(Adaptada de Metcalf & Eddy, 2014)

As Figuras 3.6 e 3.7 exemplificam LP de forma circular e retangular, respectivamente.

Figura 3.6 Leito percolador circular



3.4.2. Sistema de distribuição da água residual

O distribuidor de AR dos LP circulares é composto por dois ou mais braços tubulares, montados no eixo central do LP e que rodam na horizontal, por forma a distribuir uniformemente a AR por todo o meio de enchimento (Figuras 3.5 e 3.6). Nos tubos estão montados aspersores, em posições opostas, de modo a provocar um movimento de torniquete hidráulico, que faz rodar o distribuidor. O distribuidor rotativo (*sprinkler* na literatura de língua inglesa) também pode ser acionado por um motor elétrico, que permite um controlo mais flexível da velocidade de rotação (Metcalf & Eddy, 2003). A velocidade de rotação dos distribuidores rotativos movidos hidráulicamente varia proporcionalmente ao caudal de AR em distribuição. Os aspersores dos distribuidores rotativos estão instalados a distâncias diferentes do centro do LP, de modo que o caudal distribuído seja uniforme em qualquer ponto da secção transversal do LP, independentemente da distância a que se encontram do centro.

Nos LP retangulares o sistema de distribuição pode ser móvel ou fixo, conforme apresentado na Figura 3.7. No caso do sistema de distribuição fixo, o espaçamento entre tubos distribuidores deve permitir que todo o enchimento seja molhado uniformemente. Os distribuidores fixos proporcionam uma distribuição da AR menos uniforme do que os distribuidores móveis, só se justificando a sua aplicação em ETAR de dimensão muito reduzida.

Na seleção e construção dos distribuidores deve-se ter em conta a robustez, a facilidade de limpeza, a capacidade de manter a velocidade de rotação adequada para o intervalo de caudais afluentes, o revestimento que minimize a corrosão (Metcalf & Eddy, 2003). Os materiais mais utilizados na construção dos distribuidores são o aço galvanizado e o alumínio. Para águas corrosivas é recomendado a aplicação de aço inox (WEF, 2010).

Figura 3.7 Sistema de distribuição fixo em leito percolador retangular



(Adaptada de Metcalf & Eddy, 2003)

3.4.3. Meio de enchimento

Ao longo do tempo foram utilizados diversos materiais para enchimento dos LP, como brita, pedaços de madeira, escória de altos-fornos e pedra rolada, a mais utilizada até recentemente, sendo substituída por elementos de plástico, que por serem muito mais leves, permitem reatores de maior altura e a aplicação de cargas hidráulica e orgânica também mais elevadas.

O material aplicado como meio percolante num LP deve cumprir as seguintes características:

- elevada área específica (área superficial por unidade de volume), para permitir maior área de contacto do biofilme com a AR a tratar;
- elevada porosidade, para minimizar os entupimentos e maximizar a ventilação;
- baixo custo de aquisição;
- elevada durabilidade, com boa resistência mecânica ao peso das camadas superiores e à degradação química induzida pela exposição à AR e à radiação UV.

Assim, os materiais mais utilizados são a pedra rolada (Figura 3.8) ou a rocha e o plástico, com diversas formas (Figura 3.9).

Figura 3.8 Enchimento de pedra rolada



(Adaptada de Metcalf & Eddy, 2014)

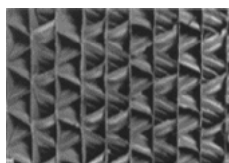
Figura 3.9 Exemplos de enchimentos de plástico: a) redondo; b) esférico; c) e d) módulos de placas estruturadas; e) tubular



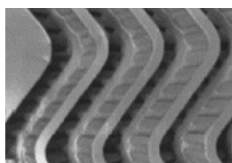
a)



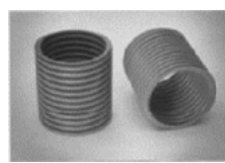
b)



c)



d)



e)

(Adaptada de Metcalf & Eddy, 2014 e Gray, 2004)

O enchimento com materiais rochosos apresenta diversos inconvenientes: arejamento insuficiente, devido à reduzida convecção natural de ar, facilidade de colmatação dos espaços vazios e consequente formação de poças de AR à superfície do LP, menor eficiência depurativa. A única vantagem do enchimento de pedra é o seu baixo custo, quando disponível localmente. A sua utilização está limitada a LP com altura inferior a 2,5 – 3 m, devido ao peso sobre a laje de suporte e à limitação do arejamento, pelo que os novos LP são construídos com enchimento de plástico, que permite uma altura até cerca de 12 m (Metcalf & Eddy, 2014) e admite a aplicação de carga hidráulica muito mais elevada, com melhor eficiência depurativa, devido ao melhor arejamento proporcionado pela elevada porosidade.

No caso de o enchimento dos LP ser de rocha, deve dispor-se em 3 camadas, com as características indicadas no Quadro 3.3.

O material plástico é cerca de 35 vezes mais leve e apresenta-se em diversas configurações, e. g. anéis compostos, blocos de placas enrugadas, secções de tubos, com elevada área específica (Metcalf & Eddy, 2014).

Quadro 3.3 Características das camadas de enchimento de leitos percoladores de rocha

Camada	Altura (m)	Diâmetro efetivo (m)
Superior	0,25	0,08 – 0,1
Intermédia	Variável, consoante a altura do leito	0,05 – 0,06
Inferior	0,25	0,10 – 0,15

(Metcalf & Eddy, 2014)

No Quadro 3.4 são comparadas as principais características dos enchimentos de rocha (seixo de rio e alguns granitos) e plástico de LP.

Quadro 3.4 Características de enchimentos de leitos percoladores

Parâmetro	Tipo de enchimento			
	Rocha		Plástico	
	Figura 3.8	Figura 3.9 a)	Figura 3.9 b)	Figura 3.9 c)
Dimensões (cm)	7,5 – 10	18,5	9	0,61 × 0,61 × 1,22
Altura do meio (m)	1 – 2,5	≤ 12	≤ 12	≤ 12
Área específica (m ² /m ³)	45 – 65	98	125	100 – 223
Porosidade (%)	45 – 60	95	95 – 97	95
Massa específica (kg/m ³)	1000 – 1450	27	53	24 – 45
Custo	Baixo	Elevado	Elevado	Elevado

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2014 e Daigger & Boltz, 2011)

3.4.4. Sistema de drenagem

O fundo dos LP tem como funções: o suporte do meio de enchimento, a drenagem da AR percolada e a entrada de ar do sistema de ventilação. Nos LP com enchimento de pedra a laje de fundo é geralmente construída com blocos de betão perfurados, de modo a suportar o peso do enchimento. No caso dos LP com enchimento plástico, a laje de fundo pode ser em plástico reforçado com fibra de carbono.

A AR tratada no LP e os pedaços de biofilme desprendidos do suporte passam através dos orifícios da laje de fundo, sendo coletados no fundo falso subjacente, em caleiras com um ligeiro declive na direção de um poço central de recolha, de onde seguem para o decantador secundário (Figura 3.5).

3.4.5. Sistema de ventilação

O sistema de ventilação pode funcionar de forma natural (a mais utilizada) ou por ventilação forçada, de modo a manter a concentração de OD adequada ao desenvolvimento do biofilme.

No arejamento natural, o ar entra pelas aberturas no fundo da parede exterior (Figura 3.1) para as caleiras do sistema de drenagem e circula através dos espaços vazios entre a material de enchimento. A força motriz da ventilação natural resulta da diferença de temperatura, que provoca diferença de densidade, entre o ar saturado com a humidade no interior do LP e do ar do exterior do LP. No verão, o ar circulante no interior do LP está a uma temperatura inferior ao ar exterior, consequentemente mais denso, pelo que a circulação de ar se faz no sentido descendente. Durante o inverno, em que a temperatura no interior do LP é superior à temperatura externa, o fluxo de ar é ascendente. Segundo Ronzano & Dapena (2002) a circulação de ar pelo percolador processa-se a boa velocidade (entre 9 e 18 m/h) se o gradiente térmico entre o ar interior e o exterior for da ordem de 6 °C, não ocorrendo circulação de ar quando esse gradiente se reduz a 2 °C.

A ventilação forçada é efetuada por turbinas ventiladoras. Justifica-se o recurso à ventilação forçada quando a altura de enchimento é elevada e em regiões de clima muito frio, para evitar o congelamento do LP, particularmente em LP com enchimento de plástico, que é muito aberto.

3.5. Dimensionamento de reatores de leitos percoladores

3.5.1. Nota introdutória

O dimensionamento da unidade de tratamento biológico por LP consiste na determinação das dimensões de:

- volume do leito percolante, da sua área transversal e da sua altura total;
- número de LP necessários para que seja atingida a eficiência de remoção de CBO_5 e/ou de azoto pretendida;
- sistema de recirculação (nos LP de alta carga);
- sistema de distribuição do afluente ao LP;
- sistema de recolha do percolado;
- sistema de ventilação.

3.5.2. Metodologia de dimensionamento de leitos percoladores

3.5.2.1. Volume do leito percolador

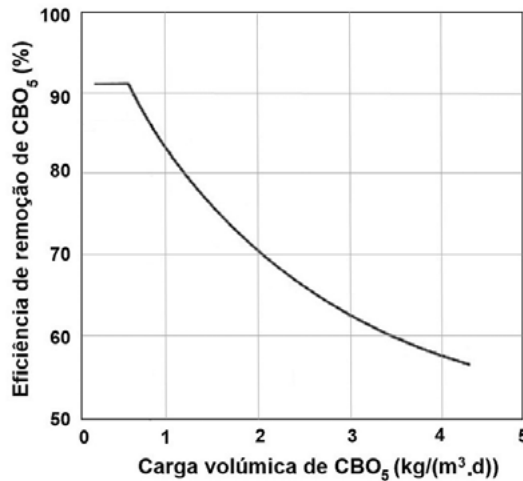
Apesar de os LP serem relativamente simples de operar e de manter, o seu dimensionamento não é fácil, pois os LP são reatores biológicos complexos, mais difíceis de modelar que os reatores de LA, porque:

- não se conhece a concentração de biomassa dentro do sistema, o que significa que é difícil utilizar a relação F/M como em LA;
- a comunidade biológica é mais complexa, coexistindo no biofilme microrganismos aeróbios, anaeróbios e facultativos;
- as condições de escoamento hidráulico são menos regulares, pois o líquido não flui uniformemente em todo o leito;
- o reator é controlado pelos fenómenos de difusão do oxigénio, do substrato e dos produtos da estabilização da MO, pelo que está muito dependente do tipo de enchimento e da ventilação.

Assim, no cálculo do volume do enchimento de suporte da biomassa de LP são utilizados modelos empíricos, obtidos a partir de ensaios piloto e de LP existentes em ETAR, para estimar a eficiência de remoção, uma vez que existe uma relação empírica clara entre a carga a tratar e a eficiência de remoção da CBO. O número de LP necessários, bem como o valor do caudal de recirculação são função do cálculo do volume do enchimento.

Na Figura 3.10 é apresentado um exemplo da variação da eficiência de remoção de CBO₅ em função da carga volúmica de CBO₅, num LP com enchimento plástico, a 20 °C.

Figura 3.10 Eficiência de remoção de CBO₅ em função da carga orgânica volúmica



(Adaptada de Metcalf & Eddy, 2003)

Os modelos de dimensionamento empíricos têm por base parâmetros como a carga hidráulica e a carga volúmica de CBO₅, tendo sido propostas diversas expressões ao longo das últimas seis décadas. Embora as expressões destes modelos de dimensionamento reflitam tentativas de incluir o máximo de variáveis que afetam o desempenho dos LP, nem sempre traduzem o efetivo desempenho do reator, uma vez que se referem a condições específicas. Por exemplo, a fórmula de Schulze só se aplica a LP com enchimento de plástico e sem recirculação.

LP com enchimento de pedra

Para LP com enchimento de pedra podem ser aplicadas as expressões desenvolvidas pelo Nacional Research Council (NRC) para estimativa da eficiência de remoção da CBO₅ (Metcalf & Eddy, 2003): expressões 3.1 e 3.2 para um único estágio, e expressões 3.1 e 3.3 para dois estágios em série.

$$E_1 = \frac{100}{1 + 0,4432 \sqrt{\frac{C_{org_1}}{V \times F}}} \quad (3.1)$$

Em que:

E_1 – eficiência de remoção de CBO_5 num só estágio (%);

V – volume do enchimento (m^3);

C_{org_1} – carga de CBO_5 afluyente (kg/d);

F – fator de correção da razão de recirculação (no caso de não existir recirculação $F = 1$).

$$F = \frac{1 + R}{\left(1 + \frac{R}{10}\right)^2} \quad (3.2)$$

Em que:

R – razão de recirculação.

$$E_2 = \frac{100}{1 + \frac{0,4432}{1 - E_1} \sqrt{\frac{C_{org_2}}{V \times F}}} \quad (3.3)$$

Em que:

E_2 – eficiência de remoção de CBO_5 no segundo estágio (%);

C_{org_2} – carga de CBO_5 afluyente ao segundo estágio (kg/d);

V – volume do meio filtrante (m^3);

F – fator de correção da razão de recirculação; no caso de não existir recirculação $F = 1$.

Se os LP funcionarem a uma temperatura distinta de 20 °C deve efetuar-se uma correção da eficiência de remoção da CBO_5 de acordo com a expressão 3.4.

$$E_T = E_{20\text{ °C}} \times 1,035^{(T-20)} \quad (3.4)$$

Em que:

E_T – eficiência de remoção de CBO_5 à temperatura T (%);

$E_{20\text{ °C}}$ – eficiência de remoção de CBO_5 a 20 °C.

LP com enchimento plástico

Presentemente, as expressões mais recomendadas para LP com enchimento plástico são baseadas na relação da remoção de CBO_5 com a carga hidráulica aplicada (Metcalf & Eddy, 2014). Nos anos sessenta, Schulze e Germain assumiram que o tempo de contato do líquido com o biofilme era

proporcional à altura do meio de enchimento e inversamente proporcional à carga hidráulica, propondo a expressão 3.5.

$$t = \frac{C \times D}{C_H^n} \quad (3.5)$$

Em que:

- t – tempo de contacto da AR com o enchimento (min);
- C – constante do material de enchimento utilizado (adimensional);
- D – altura do enchimento (m);
- C_H – carga hidráulica ($m^3/(m^2 \cdot min)$);
- n – constante hidráulica do material de enchimento (adimensional).

Considerando que a degradação bioquímica de CBO_5 ao longo da altura do enchimento do LP segue uma cinética de 1.^a ordem ($S_e/S_0 = e^{-kt}$), substituindo t pela expressão 3.5 obtém-se a expressão 3.6.

$$\frac{S_e}{S_0} = e^{-\left(\frac{k \times D}{C_H^n}\right)} \quad (3.6)$$

Em que:

- S_0 – concentração de CBO_5 no afluente;
- S_e – concentração de CBO_5 no efluente;
- k – constante da velocidade de reação;
- C_H – carga hidráulica.

A constante da velocidade de reação (k) depende das características da AR sujeita à transformação bioquímica, da temperatura e quantidade de biomassa (biofilme) formada à superfície do enchimento, dependendo também das características deste. Os valores de k e de n determinados por Schulze à temperatura de 20 °C foram $k_{20} = 0,69 ((m/d)^n)/m$ e $n = 0,67$ (Davis, 2010) evidenciando que, nestes estudos, a ordem da reação foi 0,67. Em estudos efetuados em LP com enchimento plástico de $n = 0,5$ e alimentados com AR domésticas obteve-se $k_{20} = 0,21 (L/s)^{0,5}/m$ (Metcalf & Eddy, 2014).

A correção de k relativamente à temperatura de referência de 20 °C é obtida pela equação de Arrhenius (expressão 3.7).

$$k_T = k_{20} \times 1,035^{(T-20)} \quad (3.7)$$

Em que:

k_T – constante de velocidade da reação à temperatura T ;

k_{20} – constante de velocidade da reação a 20 °C.

Existem ainda diversas expressões em que se considera que as reações de oxidação bioquímica da CBO_5 do efluente primário seguem uma cinética diferente da 1.^a ordem habitualmente considerada e dependem da recirculação (R), da superfície específica do enchimento e da temperatura. Um dos exemplos é a expressão 3.8 (Metcalf & Eddy, 2014).

$$\frac{S_e}{S_0} = \frac{1}{-R + (R + 1)e^{\left(\frac{k_{20} \times A \times D \times \theta^{(T-20)}}{C_H^n (R + 1)^n}\right)}} \quad (3.8)$$

Em que:

A – área superficial específica (m^2/m^3);

θ – coeficiente de correção da temperatura (geralmente $\theta = 1,035$).

Sendo a eficiência de remoção de CBO_5 determinada em função da carga hidráulica aplicada, a utilização da expressão 3.8, sem atender ao efeito da carga hidráulica, pode conduzir a dimensionamento erróneo. Por exemplo, para a mesma eficiência de remoção de CBO_5 , a expressão 3.8 conduz a um volume de enchimento mais baixo se se considerar uma altura de enchimento superior a 6,1 m²⁰. Contudo, à medida que se baixa o volume de enchimento, mantendo a mesma profundidade (o que reduz a área superficial) aumenta a carga hidráulica, o que tem como efeito a redução da eficiência. Considerando que a eficiência de remoção de CBO_5 é igual para a mesma carga orgânica aplicada, a constante k deve ser corrigida em função da altura do enchimento e da concentração de CBO_5 afluente ao LP. Assim, a constante k é normalizada para uma determinada profundidade (D_2) e concentração de CBO_5 no afluente a tratar (S_2), conforme a expressão 3.9 (Metcalf & Eddy, 2003).

²⁰ 20 ft = 6,1 m é o valor de referência da profundidade D .

$$k_2 = k_1 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^{0,5} \left(\frac{S_1}{S_2} \right)^{0,5} \quad (3.9)$$

Em que:

k_2 – constante da velocidade de reação normalizada para a altura de enchimento e CBO_5 afluente específicas das condições locais;

k_1 – valor de constante da velocidade de reação para as condições de referência – $D_1 = 6,1$ m e $S_1 = 150$ mg/L;

D_1 – altura do enchimento das condições de referência;

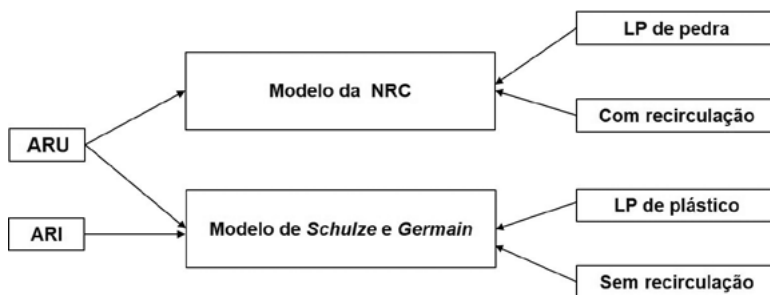
D_2 – altura do enchimento a determinar;

S_1 – concentração de CBO_5 no afluente de referência;

S_2 – concentração de CBO_5 no afluente.

A aplicação das diferentes expressões às mesmas condições de projeto conduz a dimensões bastante diferentes, nomeadamente o volume do LP, pelo que é necessário adequá-las às condições específicas de cada caso. A Figura 3.11 esquematiza as condições de aplicabilidade dos modelos desenvolvidas por NRC e por Schulze e Germain.

Figura 3.11 Aplicabilidade dos modelos NRC e de Schulze e Germain no dimensionamento de leitos percoladores



Determinado o volume do enchimento de suporte ao biofilme, a configuração geométrica a atribuir é geralmente cilíndrica, sendo a altura definida consoante a natureza do enchimento (plástico ou pedra) de acordo com os critérios recomendados no Quadro 3.5. A esta altura do tanque deverá acrescentar-se cerca de 0,5 m para o sistema de drenagem (no fundo do LP) e 0,5 m no topo do LP para que o distribuidor rotativo não se apoie no enchimento. Assim, o volume total do LP é obtido pelo somatório do

volume do enchimento de suporte ao biofilme, do volume ocupado pelo sistema de drenagem e do volume livre até ao distribuidor.

3.5.2.2. Sistema de distribuição do afluente

Os distribuidores rotativos não ultrapassam geralmente 60 m de comprimento (Metcalf & Eddy, 2003). Os aspersores do distribuidor rotativo devem ser dimensionados de modo a assegurar que o caudal que debitam seja proporcional ao raio da circunferência que percorrem no seu movimento de rotação. Assim, os aspersores podem não ter todos a mesma capacidade, sendo frequente que os mais periféricos debitam caudal mais elevado e podem ser instalados em pontos do distribuidor rotativo não equidistantes. A velocidade de rotação dos distribuidores varia geralmente entre 8 a 50 rpm (WEF, 2010). A perda de carga introduzida pelo sistema de distribuição rotativo situa-se entre 0,6 e 1,5 m c a (Metcalf & Eddy, 2003).

3.5.2.3. Sistema de drenagem

O sistema de recolha do percolado deve ser dimensionado tendo em atenção dois objetivos: por um lado, a fácil drenagem do percolado, pelo que a inclinação do fundo de recolha deve ser de 1 a 2 %, permitindo uma velocidade de escoamento mínima da ordem de 0,6 m/s para caudal médio diário (USEPA, 1977); por outro, a boa circulação de ar, de modo a assegurar o processo aeróbio, devendo as caleiras de drenagem ser dimensionadas de modo que o fluxo da AR não ultrapasse a meia altura da caleira. Além disso, a área das fendas de drenagem do fundo do LP deve ser pelo menos 15 % da área do LP.

3.5.2.4. Sistema de ventilação

O fornecimento de oxigénio aos microrganismos aeróbios do biofilme processa-se geralmente por arejamento natural, proporcionado pelo ar que circula do exterior para o interior do leito de enchimento (secção 3.4.5), através de aberturas de ventilação praticadas na parede exterior do tanque ao nível da câmara de recolha do percolado (Figura 3.5), em correspondência com as extremidades das caleiras de drenagem, que devem ser abertas.

A área das aberturas de ventilação deve ser estimada na base de:

- enchimento de pedra: 1 m² de área de ventilação para cerca de 23 m² de meio percolante, ou 0,1 m² de área de ventilação por cada 3 a 4,6 m de perímetro do LP (WEF, 2010)

- enchimento de plástico: por estes LP poderem apresentar altura elevada, pode ser necessária a introdução de ventilação forçada, sendo o caudal mínimo de ar da ordem de $0,3 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$ (Metcalf & Eddy, 1991).

3.5.3. Critérios de dimensionamento de leitos percoladores

O Quadro 3.5 apresenta os critérios de dimensionamento geralmente considerados no dimensionamento dos diversos tipos de LP.

Quadro 3.5 Critérios de dimensionamento de leitos percoladores

Parâmetro	Baixa carga	Média carga	Alta carga	Muito alta carga	Desbaste carga
Tipo de enchimento	Pedra ou plástico	Pedra ou plástico	Pedra ou plástico	Plástico	Pedra ou plástico
C_H ($\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$)	1 – 4	4 – 10	10 – 40	10 – 75	40 – 200
$C_{\text{org.vol}}$ ($\text{kg CBO}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$)	0,07 – 0,23	0,24 – 0,48	0,4-2,4	0,6 – 3,2	> 1,5
Razão de recirculação	0	0 – 1	1 – 2	1 – 2	0 – 2
Altura (m)	1,8 – 2,4	1,8 – 2,4	1,8 – 2,4	3,0 – 12,2	0,9 – 6
Eficiência de remoção de CBO_5 (%)	80 – 90	50 – 80	50 – 90	60 – 90	40 – 70
Potência de distribuição ($\text{kW}/10^3 \text{ m}^3$)	2 – 4	2 – 8	6 – 10	6 – 10	10 – 20
Desprendimento de biofilme	Intermitente	Intermitente	Contínuo	Contínuo	Contínuo
AR tratada	Bem nitrificada	Alguma nitrificação	Sem nitrificação	Sem nitrificação	Sem nitrificação

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2003 e 2014)

3.6. Requisitos de O&M de leitos percoladores

A O&M de LP é relativamente simples. A operação de LP inclui as seguintes tarefas:

- verificação visual do desenvolvimento do biofilme e do seu grau de humidade;
- observação do meio de enchimento e da eventual formação de poças de água à superfície, devido a colmatação do enchimento do LP;
- controlo do caudal de recirculação, de modo a que este não seja tão elevado que provoque o arrastamento de flocos de biofilme, nem tão reduzido que induza a secagem do biofilme e o seu desprendimento do material de suporte;
- inspeção do sistema de drenagem do fundo e limpeza dos detritos, com o auxílio de jatos de água, se necessário;
- verificação do sistema de distribuição, nomeadamente se:
 - a distribuição se processa de forma uniforme sobre a superfície do LP,
 - ocorre entupimento dos bocais de aspersão,
 - os braços estão equilibrados, podendo ser necessário regular os esticadores dos cabos de suporte dos braços;
- verificação da proliferação de moscas e larvas no enchimento do LP.

Os problemas de operação mais usuais em LP e as respetivas soluções são apresentados no Quadro 3.6.

Quadro 3.6 Problemas de operação mais frequentes em leitos percoladores e suas soluções

Problema	Causa possível	Solução
Acumulação de água sobre o enchimento	Granulometria do meio muito pequena ou não uniforme. Biofilme destruído devido a temperaturas elevadas. Baixa eficiência na decantação primária. Excessiva carga orgânica. Excessivo crescimento do biofilme.	Verificar a granulometria do meio, calibrar as dimensões do enchimento ou substituí-lo. Analisar o biofilme a diversas profundidades, se estiver obstruído lavar o enchimento. Verificar a concentração de sólidos no afluente e melhorar a eficiência da decantação primária. Aumentar a recirculação. Limpar a camada superficial. Adicionar hipoclorito.
Presença de insetos	Má distribuição, especialmente junto das paredes. Carga hidráulica insuficiente. Excessivo crescimento de biofilme.	Desobstruir os orifícios dos aspersores, instalar defletores orientadores do jato, ou aumentar o comprimento ou o número de braços distribuidores. Aumentar a razão de recirculação. Aplicar uma forte rega sobre o enchimento e/ou adicionar hipoclorito.
Odores	Excessiva carga orgânica. Má ventilação. Exploração pouco cuidada.	Aumentar a razão de recirculação, para reduzir a concentração de MO no afluente. Desobstruir o sistema de ventilação. Se necessário, aumentar a ventilação com meios mecânicos. Verificar sistema de drenagem e remover detritos suscetíveis de causar obstrução. Remover todos os sólidos da superfície do LP, lavar os tubos distribuidores e as paredes do LP.
Presença de vermes e caracóis	Baixa carga hidráulica.	Aplicação de pesticidas, solução de soda cáustica ou de hipoclorito, repetida algumas vezes, não só para exterminar os moluscos como também os seus ovos.

(Adaptado de Spellman, 2003 e USEPA, 2000 a)

As principais atividades de manutenção de LP consistem no cumprimento das indicações constantes das fichas de manutenção e de lubrificação dos equipamentos eletromecânicos, particularmente dos rolamentos do distribuidor rotativo e na limpeza dos braços e dos bocais de aspersão do sistema de distribuição.

É conveniente dispor em armazém de uma reserva de peças sobresselentes para substituição daquelas de desgaste rápido, como rolamentos, esticadores, bocais aspersores.

3.7. Exercícios

Exercício 3.7.1 – Dimensionamento de LP

Um LP com 12 m de diâmetro (1 estágio) e 6,1 m de altura de enchimento de plástico com área específica de $90 \text{ m}^2/\text{m}^3$, recebe um efluente primário com as características indicadas no Quadro 3.7.1.

Quadro 3.7.1 Caracterização do efluente primário ao leito percolador

Caudal (m^3/d)	CBO_5 ($\text{mg}/\text{L O}_2$)	SST ($\text{mg}/\text{L SST}$)	NKT ($\text{mg}/\text{L N}$)
4 500	120	80	25

Determinar:

- as cargas volúmicas de CBO_5 e de NKT;
- a carga superficial específica de NKT;
- a remoção estimada de CBO_5 a 20°C .

Resolução:

- Determinação das cargas volúmicas de CBO_5 e de NKT

O volume útil do LP é calculado pelo produto da área transversal (A) pela altura de enchimento (D) do LP, conforme a seguinte expressão:

$$V = A \times D = \pi \times (12 \text{ m}/2)^2 \times 6,1 \text{ m} = 689,9 \text{ m}^3$$

A carga volúmica de CBO_5 é calculada pela razão entre a carga orgânica e o volume de reator, de acordo com a seguinte expressão:

$$C_{\text{org vol}} = \frac{C_{\text{org}}}{V} = \frac{Q \text{ CBO}_5}{V} = \frac{4\,500 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,120 \text{ kg}/\text{m}^3}{689,9 \text{ m}^3} = 0,78 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$$

A carga volúmica de NKT é calculada pela razão entre a carga de NKT e o volume de reator, de acordo com a seguinte expressão:

$$C_{\text{NKT vol}} = \frac{C_{\text{NKT}}}{V} = \frac{Q \text{ NKT}}{V} = \frac{4\,500 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,025 \text{ kg}/\text{m}^3}{689,9 \text{ m}^3} = 0,16 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$$

Resposta: $C_{\text{CBO}_5 \text{ vol}} = 0,8 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$ e $C_{\text{NKT vol}} = 0,2 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$.

b) A carga superficial de NKT é determinada pelo quociente entre carga de NKT e a área superficial total (A_T).

A A_T é obtida pela seguinte expressão:

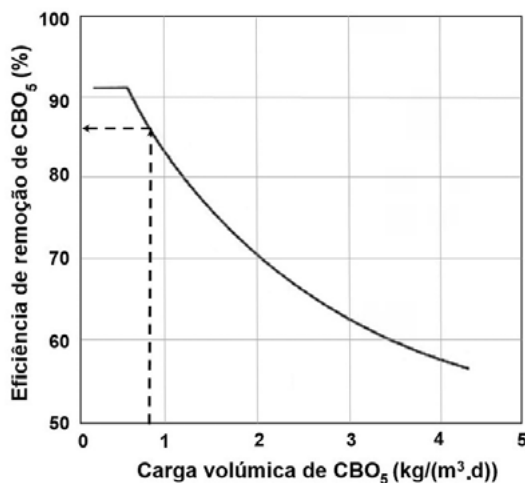
$$A_T = 90 \text{ m}^2 / \text{m}^3 \times 689,9 \text{ m}^3 = 62\,091 \text{ m}^2$$

$$C_{\text{NKT sup}} = \frac{C_{\text{NKT}}}{S_{\text{esp}}} = \frac{4\,500 \text{ m}^3/\text{d} \times 25 \text{ g}/\text{m}^3}{62\,091 \text{ m}^2} = 1,8 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$$

Resposta: $C_{\text{NKT sup}} = 1,8 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$.

c) A remoção estimada de CBO_5 é determinada através da Figura 3.10: para a carga volúmica de $0,8 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$, obtém-se uma remoção de CBO_5 de cerca de 86 %, conforme apresentado na Figura 3.7.1.

Figura 3.7.1 Remoção de CBO₅ em função da carga volúmica de CBO₅ num leito percolador



Resposta: A remoção de CBO₅ = 86 %.

Exercício 3.7.2 – Dimensionamento de LP

Pretende-se dimensionar 2 leitos percoladores com 10 m de diâmetro e 6,1 m de altura de enchimento de plástico (área específica de 100 m²/m³), que recebem um efluente primário com as características indicadas no Quadro 3.7.2.

Quadro 3.7.2 Caracterização do efluente primário ao leito percolador

Caudal (m ³ /d)	CBO ₅ (mg/L O ₂)	SST (mg/L SST)	NKT (mg/L N)
20 000	90	65	20

Determinar:

1. As cargas volúmicas de CBO₅ e de NKT;
2. A carga superficial específica de NKT;
3. A remoção estimada de CBO₅ a 20 °C.

Resposta:

$$1 - C_{\text{CBO}_5 \text{ vol}} = 9 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$$

$$C_{\text{NKT vol}} = 10,4 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d});$$

$$2 - A C_{\text{NKT sup}} = 4,2 \text{ g}/(\text{m}^2 \cdot \text{d});$$

3 – Remoção estimada de $\text{CBO}_5 = 71 \%$.

Exercício 3.7.3 – Dimensionamento de LP

Determinar a CBO_5 do efluente de um LP com 30 m de diâmetro e profundidade (D) de 2 m, com enchimento plástico. O caudal a tratar é de 1 110 m^3/d , sendo a concentração de CBO_5 no afluente ao LP de 110 mg/L O_2 . Considerar a constante da velocidade da reação $k = 2,4 (\text{m}/\text{d})^n/\text{m}$ e $n = 0,68$.

Resolução:

Determinação da área do LP

$$A = \frac{\pi \times (30 \text{ m})^2}{4} = 706,9 \text{ m}^2$$

Determinação da carga hidráulica (c_H)

$$c_H = \frac{1 \ 110 \text{ m}^3/\text{d}}{706,9 \text{ m}^2} = 1,57 \text{ m}/\text{d}$$

Determinação da CBO_5 da ART aplicando a expressão 3.6.

$$\frac{S_e}{S_0} = e^{-\left(\frac{k \times D}{C_H^n}\right)} \quad (3.6)$$

$$S_e = S_0 \times e^{-\left(\frac{k \times D}{C_H^n}\right)} = 110 \times e^{-\left(\frac{2,4 \times 2}{1,57^{0,68}}\right)} = 3,2 \text{ mg}/\text{L}$$

Resposta: $S_e = 3,2 \text{ mg}/\text{L}$ CBO_5 .

4.1. Objetivo

O tratamento de AR num reator de **discos biológicos** (*rotating biological contactor* – RBC na terminologia inglesa) tem como principal objetivo a oxidação bioquímica aeróbia da MO por biomassa fixa, sob a forma de biofilme desenvolvido sobre um suporte em forma de discos, igualmente espaçados, que rodam em torno de um eixo horizontal, instalado num tanque. Os discos biológicos (DB) estão total ou parcialmente submersos na AR, o que também proporciona o desenvolvimento de alguma biomassa suspensa (WEF, 2010 e Davis, 2010), sem expressão significativa no rendimento depurativo do processo. O excesso de biofilme desprende-se dos discos e é removido por decantação secundária ou outra operação de separação sólido – líquido.

Os DB têm aplicação no tratamento secundário de AR para remoção de MO ou na combinação dessa remoção com a nitrificação do azoto orgânico e amoniacal presente na água (secção 1.3.1.2), podendo mesmo conseguir remoção de azoto por nitrificação/desnitrificação (Vesilind, 2003).

A primeira aplicação comercial de DB ocorreu em 1960, na Alemanha. O desenvolvimento de novos materiais plásticos aplicáveis nos discos estimulou a significativa expansão deste processo observada a partir da década de 70 do século XX (Sperling, 2007). Segundo este autor, existem na Europa e nos EUA algumas ETAR de grande dimensão (da ordem de 750 000 e. p.), cujo tratamento biológico é assegurado por DB, embora este processo seja mais comum em ETAR de média e pequena capacidade (até 20 000 e. p.). Em Portugal, os DB são aplicados essencialmente em pequenas ETAR, de 1500 a 3500 e. p., de que são exemplo as ETAR de Almoçageme e Vila Verde (SMAS de Sintra, 2017).

4.2. Mecanismos do processo em discos biológicos

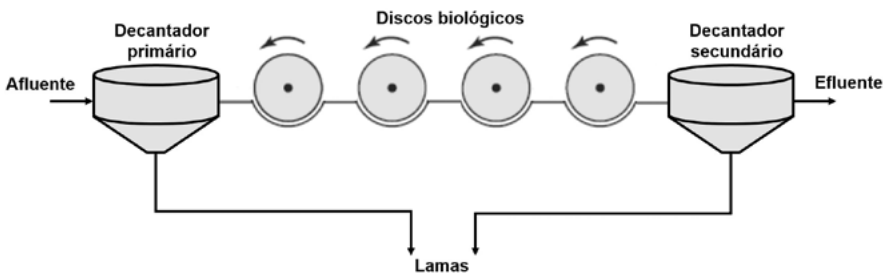
4.2.1. Descrição do processo de tratamento

O reator de discos biológicos recebe AR previamente submetida a tratamento preliminar e primário. As reações de oxidação bioquímica da matéria orgânica presente na AR em solução e em suspensão coloidal ocorrem

no biofilme formado à superfície dos discos, segundo um mecanismo análogo ao que se passa em leitos percoladores, descrito na secção 3.2.2. A MO é metabolizada pelos microrganismos do biofilme predominantemente em condições aeróbias. O arejamento é proporcionado pelo contacto do biofilme com a atmosfera durante o seu movimento de rotação em torno do eixo horizontal, no caso dos discos parcialmente submersos, ou pela injeção de ar comprimido no fundo do reator, no caso de DB submersos. As condições aeróbias do reator de DB favorecem o desenvolvimento de bactérias nitrificantes, de que resulta um efluente secundário pobre em azoto amoniacal, mas rico em nitratos.

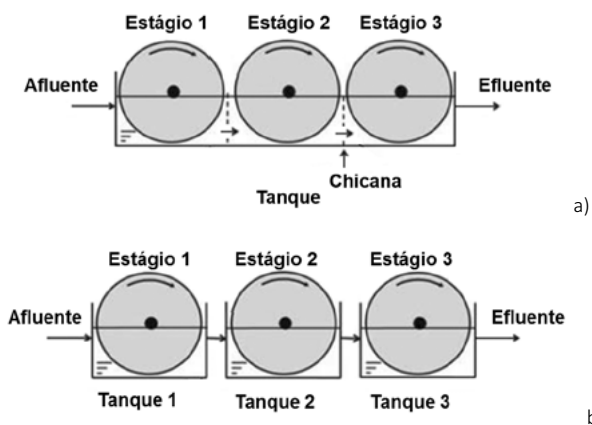
O crescimento da biomassa decorrente da metabolização da MO revela-se no espessamento do biofilme, o qual tende a desprender-se do material de suporte, devido à conjugação dos seguintes efeitos: enfraquecimento da matriz de substâncias extracelulares produzidas pelos microrganismos (que é responsável pela adesão do biofilme ao suporte); arrastamento induzido pelo movimento dos discos e pelo escoamento da AR. O tempo de retenção hidráulico nos DB é baixo, da ordem de 0,7 a 1,5 h (Metcalf & Eddy, 2003), não favorecendo o desenvolvimento de biomassa em suspensão, pelo que a remoção de MO pode ser atribuída praticamente apenas à biomassa fixa. Os DB são seguidos de decantador secundário para separação da biomassa do efluente decantado. Na Figura 4.1 apresenta-se um esquema de uma instalação de DB.

Figura 4.1 Esquema de uma instalação de discos biológicos



O regime hidráulico dos DB é próximo de um reator de escoamento em êmbolo ou pistão, que se caracteriza por uma variação longitudinal da concentração de MO da AR. Esta aproximação é devida ao facto de o reator ser constituído por um ou mais conjuntos de discos, designados por **módulos de discos**, inseridos em tanques com chicanas ou em tanques individuais, ligados em série, formando uma série de reatores independentes, designadas por **estágios**, conforme representado na Figura 4.2. A concentração de MO vai diminuindo de estágio para estágio, sendo a sua variação semelhante à diminuição longitudinal num reator de escoamento tipo pistão.

Figura 4.2 Discos biológicos instalados em: a) tanque com chicanas e b) tanques individuais



(Adaptada de Cortez *et al.*, 2008)

A remoção bioquímica de poluentes num reator de DB pode ser modelada matematicamente, por meio de expressões que permitem determinar a área e o volume de biofilme necessários para se atingir a produção de um efluente com a qualidade desejada. A modelação baseia-se nos balanços de massa à MO, designada por substrato (S) e ao biofilme (secção 1.4.2).

O balanço de massa ao substrato num reator de DB é representado pelo esquema seguinte.

$$\text{Variação da massa de S no reator} = \text{Massa de S que entra no reator} - \text{Massa de S que sai do reator} - \text{Massa de S degradada no reator}$$

Em condições de estado estacionário, a concentração de substrato no reator permanece constante, pelo que a sua variação é nula, conforme traduzido pela expressão 4.1.

$$0 = Q_0 S_0 - Q_e S_e - \text{Massa de S degradada no reator} \quad (4.1)$$

Em que:

Q_0 – caudal afluente;

S_0 – concentração de substrato no afluente;

Q_e – caudal efluente;

S_e – concentração de substrato no efluente.

A degradação do S no reator, ou seja a oxidação da MO pelos microrganismos, pode ser descrita considerando o consumo do substrato pelo biofilme (biomassa fixa) na unidade de tempo $(dS/dt)_B V_B$ e o consumo do substrato pela biomassa suspensa na unidade de tempo $(dS/dt)_S V_S$. Assim, o balanço do substrato no reator de DB é descrito pela expressão 4.2.

$$0 = Q_0 S_0 - Q_e S_e - \left(\frac{dS}{dt} \right)_B V_B - \left(\frac{dS}{dt} \right)_S V_S \quad (4.2)$$

Em que:

V_B – volume de biomassa fixa (biofilme);

V_S – volume de biomassa suspensa.

Relacionando o consumo do substrato S com o crescimento da biomassa X, verifica-se que a taxa de consumo de S pelo biofilme $(dS/dt)_B$ e pela biomassa suspensa $(dS/dt)_S$, são representados pelas expressões 4.3 e 4.4, respetivamente.

$$\left(\frac{dS}{dt} \right)_B = \frac{\mu_B X_B}{Y_B} \quad (4.3)$$

$$\left(\frac{dS}{dt} \right)_S = \frac{\mu_S X_S}{Y_S} \quad (4.4)$$

Em que:

μ_B – taxa de crescimento específico da biomassa fixa;

μ_S – taxa de crescimento específico da biomassa suspensa;

- X_B – concentração da biomassa ativa fixa;
- X_S – concentração da biomassa ativa suspensa;
- Y_B – rendimento do crescimento da biomassa fixa;
- Y_S – rendimento do crescimento da biomassa suspensa.

Substituindo as expressões 4.3 e 4.4 no balanço de massa aos DB (expressão 4.2), obtém-se a expressão 4.5.

$$0 = Q_0 S_0 - Q_e S_e - \frac{\mu_B X_B}{Y_B} V_B - \frac{\mu_S X_S}{Y_S} V_S \quad (4.5)$$

A velocidade de crescimento da biomassa fixa (μ_B) pode ser representada pela equação de Monod (expressão 1.3).

$$\mu_B = \frac{\mu_{\max} S_e}{K_S + S_e} \quad (1.3)$$

Em que:

- μ_{\max} – máxima taxa de crescimento específico da biomassa;
- K_S – constante de velocidade de crescimento da biomassa, numericamente igual à concentração do substrato limitante quando $\mu = \mu_{\max}/2$.

Como a concentração da biomassa suspensa nos DB é baixa, devido ao reduzido tempo de retenção, o último membro da expressão 4.5 pode ser desprezado. Substituindo a velocidade de crescimento do biofilme pela expressão 1.3, o volume de biomassa ativa é dado pelo produto da área (A) pela espessura do biofilme (d), obtendo-se a expressão 4.6.

$$0 = Q_0 S_0 - Q_e S_e - \mu_{\max} \frac{S_e}{K_S + S_e} \frac{X_B}{Y_B} A d \quad (4.6)$$

Em que:

- A – área de biofilme nos discos;
- d – espessura do biofilme.

Considerando $(\mu_{\max}/Y_B) X_B d = P$, a expressão 4.6 toma a forma da expressão 4.7, que traduz o balanço de massa a um só estágio de DB.

$$Q_0(S_0 - S_e) = PA \frac{S_e}{K_s + S_e} \quad (4.7)$$

Sempre que possível, os parâmetros P e K_s podem ser determinados através de ensaios em instalação piloto ou laboratorial ou retirados de referências com condições semelhantes às reais. Os resultados obtidos nesses ensaios podem ser representados graficamente sob a forma da expressão 4.8, que resulta da linearização da expressão 4.7, como ilustrado na Figura 4.3, a qual mostra que K_s e P se obtêm do declive da reta e da sua ordenada na origem, respetivamente (Ramalho, 1983).

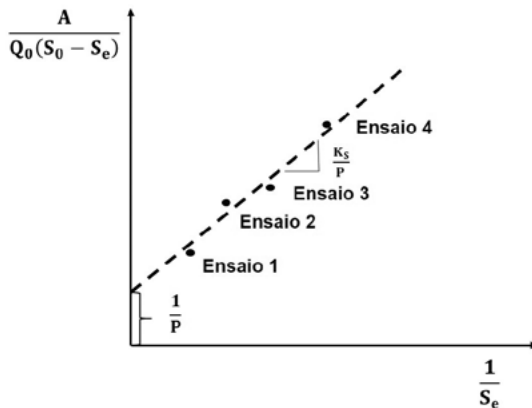
$$\frac{A}{Q_0(S_0 - S_e)} = \frac{1}{P} + \frac{K_s}{P} \frac{1}{S_e} \quad (4.8)$$

O balanço de massa a uma instalação de DB com uma série de n estágios (n reatores em série), com igual área A, é representado pela expressão 4.9.

$$Q_0(S_0 - S_e) = PA \sum_{i=1}^n \frac{S_i}{K_s + S_i} \quad (4.9)$$

Resolvendo a expressão 4.9 em ordem a S_{i-1} obtém-se a expressão 4.10.

Figura 4.3 Determinação gráfica dos parâmetros K_s e P



(Adaptada de Ramalho, 1983)

$$S_{i-1} = \frac{PA_i}{Q_0} \left(\frac{S_i}{K_s + S_i} \right) + S_i \quad (4.10)$$

Optkaen (1986) realizou um estudo com nove ETAR de DB com diversos estágios e verificou que os resultados experimentais, em termos da determinação da concentração de substrato solúvel, seguiam uma cinética de segunda ordem traduzida pela expressão 4.11. O valor determinado neste estudo para a constante cinética (k_2) foi 0,083 L/(mg.h).

$$S_n = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \times k_2 \times t_R \times S_{n-1}}}{2 \times k_2 \times t_R} \quad (4.11)$$

Em que:

- t_R – tempo de retenção (h);
- k_2 – constante cinética (L/(mg.h)).

A expressão 4.11 foi adaptada por Grady *et al.* (1999) para DB com uma razão entre o volume do reator e a área superficial dos discos de 0,00489 m³/m². Para este tipo de DB e uniformizando as unidades, a expressão 4.11 toma a forma da expressão 4.12 (Grady *et al.*, 2011 e Metcalf & Eddy, 2003).

$$S_n = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \times 0,00974 (A/Q) S_{n-1}}}{2 \times 0,00974 (A/Q)} \quad (4.12)$$

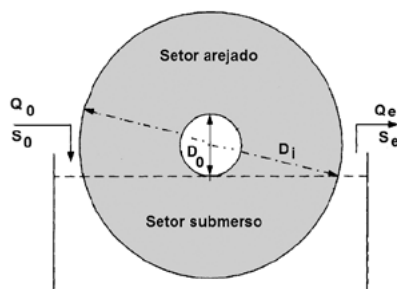
Em que:

- Q – caudal afluyente (m³/d);
- S_n – concentração de CBO₅₅ à saída do estágio n (mg/L);
- S_{n-1} – concentração de CBO₅₅ à saída do estágio n-1 (mg/L);
- A – área molhada dos discos (m²).

De notar que a concentração de substrato S na expressão 4.12 refere-se apenas à fração solúvel. A razão de CBO₅₅/CBO₅ varia de 0,5 a 0,75, ocorrendo o valor mais baixo no efluente da decantação secundária (Metcalf & Eddy, 2003).

A área de biofilme (A) corresponde à coroa molhada formada num disco, ou seja, é obtida pela diferença entre a área total do disco e a área não molhada, como ilustrado na Figura 4.4. Atendendo a que cada disco tem 2 lados, a área de biofilme pode ser calculada pela expressão 4.13.

Figura 4.4 Representação esquemática da área molhada de um disco



(Adaptada de Grady *et al.*, 1999)

$$A = \frac{1}{4} \pi (D_i^2 - D_0^2) \times 2 \times N \quad (4.13)$$

Em que:

D_0 – diâmetro do disco não molhado (ou o diâmetro do eixo de suporte dos discos no caso dos DB submersos);

D_i – diâmetro do disco;

N – número de discos.

O volume de biofilme em DB é determinado pelo produto da área molhada dos discos pela espessura de biofilme (d), sendo traduzido pela expressão 4.14.

$$V_{\text{biofilme}} = \frac{1}{2} \pi (D_i^2 - D_0^2) \times d \times N \quad (4.14)$$

4.2.2. Fatores condicionantes da eficiência de tratamento em discos biológicos

4.2.2.1. Nota introdutória

Os principais fatores que afetam a eficiência de remoção de MO e/ou de azoto em DB são: as cargas hidráulica, orgânica e de azoto da AR afluyente ao reator, as características qualitativas dessa AR, sua temperatura, a atividade do biofilme, a transferência de oxigênio e a flexibilidade operacional

da instalação (Vesilind, 2003). Nas secções 4.2.2.2 a 4.2.2.6 descrevem-se os fatores que influenciam a eficiência de remoção.

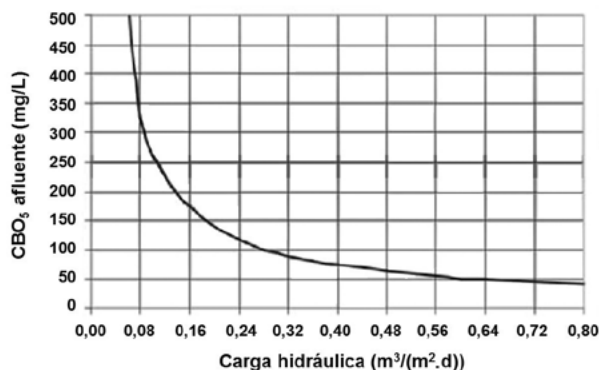
4.2.2.2. Cargas hidráulica e orgânica

As variações do caudal afluente podem afetar a manutenção do biofilme, não só devido à consequente variação de alimento disponibilizado aos microrganismos, como também por possível desprendimento de biofilme provocado por súbito aumento de caudal afluente. Deste modo, a variabilidade de caudal admitida aos DB deve corresponder a um fator de ponta inferior a 2,5 do caudal médio horário, pelo que pode ser necessária a instalação de tanque de equalização antes dos DB (WEF, 2010).

A carga orgânica admitida, principalmente no primeiro estágio, deve ser compatível com a capacidade de transferência de oxigénio do sistema. A admissão de carga orgânica em excesso dá origem ao espessamento do biofilme, devido à elevada razão F/M, bem como a uma disponibilidade de OD insuficiente para o processo aeróbio, favorecendo a libertação de odores sépticos e o desenvolvimento de microrganismos indesejáveis, de que as bactérias filamentosas, como a *Beggiatoa*, que forma um biofilme de cor branco acinzentado, são o exemplo mais frequente (Vesilind, 2003). O espessamento excessivo do biofilme pode ainda danificar o eixo de rotação dos DB, devido à sobrecarga estrutural sobre o mesmo. Para prevenir estes efeitos, tanto sobre o processo biológico como sobre o equipamento, alguns autores (Metcalf & Eddy, 2003) defendem que a carga orgânica afluente ao primeiro estágio deve ser inferior a $60 \text{ g CBO}_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$, enquanto outros (Vesilind, 2003) recomendam valores ainda mais baixos, da ordem de metade do valor anterior. A limitação da carga orgânica afluente ao primeiro estágio dentro dos valores recomendados significa geralmente, que o 1.º estágio se divide por 2 ou mais linhas em paralelo.

Testes realizados em instalações de tratamento de ARU com DB mostram que existe uma relação entre a concentração de substrato (em termos de CBO_5) e a carga hidráulica aplicada que proporciona o não desenvolvimento de microrganismos filamentosos, a qual é representada pela curva da Figura 4.5. Para pares de valores de concentração de CBO_5 no afluente e de carga hidráulica aplicada que se situem acima da curva, os DB não asseguram a depuração pretendida (Sperling, 2007).

Figura 4.5 Relação da CBO_5 afluyente com a carga hidráulica que evita a proliferação de microrganismos filamentosos



(Adaptada de Sperling, 2007)

4.2.2.3. Caraterísticas da água residual

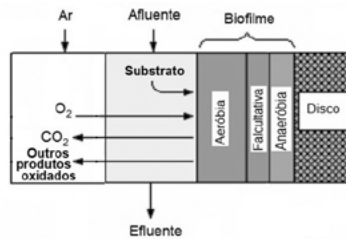
A caraterística da AR que mais impacta a eficiência do processo de DB é a presença de compostos de enxofre. Efetivamente, a eficiência depurativa do processo diminui significativamente quando o afluyente apresenta elevada concentração em compostos sulfurados, que favorece a proliferação de microrganismos nocivos ao processo. Consequentemente, quando se prevê a ocorrência de elevada concentração de sulfuretos, nomeadamente quando as AR são muito concentradas em compostos de enxofre (o que se verifica quando a concentração de CBO_5 ultrapassa 400 mg/L) ou quando o caudal estival é reduzido, devem ser tomadas medidas tais como reforço do arejamento e redução da carga orgânica afluyente ao primeiro estágio do processo.

4.2.2.4. Atividade do biofilme

A biomassa fixa formada na superfície dos discos constitui um biofilme semelhante ao dos LP (secção 3.2.2), embora exista também biomassa suspensa no tanque onde são instalados os módulos de discos, parcialmente ou totalmente submersos, o que não ocorre nos LP.

Os poluentes dissolvidos na AR e o oxigénio são difundidos da AR para o biofilme e os produtos da degradação biológica são difundidos em sentido inverso, ou seja, do biofilme para o líquido, conforme representado na Figura 4.6.

Figura 4.6 Biofilme formado nos discos biológicos



O biofilme formado nos discos é uma fina película viscosa constituída por uma complexa e diversificada comunidade de microrganismos onde predominam os heterotróficos aeróbios, facultativos e anaeróbios, e. g. bactérias, entre as quais algumas filamentosas, protozoários e metazoários, que proliferam consoante a disponibilidade de oxigénio, de substrato (CBO₅) e de nutrientes. Por esse motivo, as espécies microbianas mais abundantes no biofilme vão variando ao longo dos vários estágios, na medida em que a concentração de MO vai diminuindo, enquanto aumenta a concentração de compostos mais oxidados, e. g. o azoto orgânico diminui e aumenta a concentração de amónia.

A presença de bactérias filamentosas, especialmente *Sphaerotilus natans*, *Nocardia* e *Beggiatoa* é habitual nos primeiros estágios de DB, em consequência de a carga de CBO₅ ser mais elevada na entrada. Se esses microrganismos forem excessivos ou se persistirem nos estágios seguintes são uma indicação de sobrecarga orgânica dos DB. As bactérias filamentosas formam sobre o biofilme uma camada de cor branca acinzentada, que contrasta com o castanho-escuro típico do biofilme (Gray, 2004), podendo aumentar significativamente a espessura do biofilme, provocando esforço e desgaste adicional no eixo dos DB e reduzindo a eficiência de remoção de MO (Metcalf & Eddy, 2003). De referir que, tipicamente, a espessura do biofilme dos DB é da ordem de 0,07 a 4 mm, 20 a 600 µm da qual é ocupada pela parte da biomassa ativa no biofilme (Sperling, 2007).

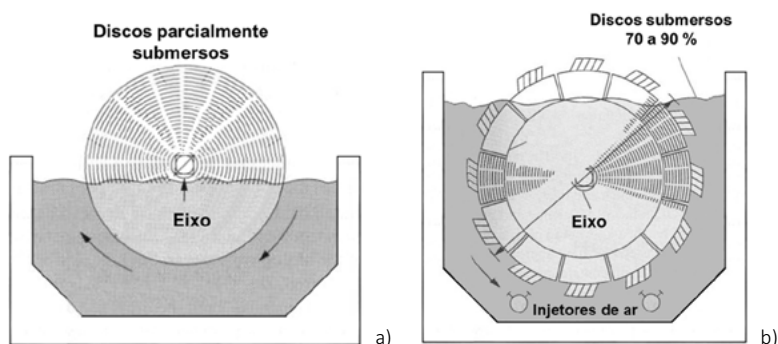
A *Beggiatoa* é uma bactéria sulfato-redutora, que utiliza H₂S e outros compostos de enxofre como fonte de energia para o seu metabolismo, através da oxidação aeróbia dos mesmos. Assim, o aumento da presença de sulfuretos induzida por baixo teor de OD promove o crescimento deste tipo de bactéria filamentosa, o qual também pode ser originado por elevada carga orgânica, como atrás referido.

Diversas espécies de protozoários são observadas nos vários estágios de DB, consoante a adaptação das espécies ao meio, pelo que a observação microscópica dos protozoários presentes no biofilme pode ser utilizada como indicadora da evolução da carga orgânica e da qualidade do efluente dos DB. Assim, no biofilme dos estágios iniciais de uma associação de DB em série, que recebem maior carga orgânica, encontram-se protozoários ciliados bacterívoros (e. g. *Colpidium spp.*), passando a predominar os nematoides, protozoários ciliados pedunculares (e. g. *Vorticella spp.*) e rotíferos nos estágios subsequentes que produzem já melhor qualidade de efluente (Gray, 2004).

4.2.2.5. Transferência de oxigénio

Sendo o processo dos DB um processo aeróbio, é essencial garantir a quantidade de OD necessário aos microrganismos aeróbios para a remoção de matéria orgânica e/ou para a nitrificação. A transferência do oxigénio do ar para o líquido pode ocorrer através da rotação dos discos parcialmente submersos (Figura 4.7 a)), a qual permite que a biomassa esteja alternadamente em contacto com a AR e com o ar, ou por injeção de ar comprimido no fundo do tanque. O arejamento dos DB submersos (Figura 4.7 b)) processa-se exclusivamente com ar comprimido.

Figura 4.7 Esquema de discos biológicos: a) parcialmente submersos e b) submersos



(Adaptada de Metcalf & Eddy, 2003)

Nos casos em que a carga de CBO_5 afluente aos DB é elevada, ultrapassando a disponibilidade de oxigénio, ocorre a libertação de odores e a eficiência de remoção de MO é baixa. Nestas condições, na parte externa do biofilme, aparecem microrganismos filamentosos e. g. *Beggiatoa* e bacté-

rias sulfato-redutoras, com os efeitos negativos sobre a estrutura dos discos descritos em 4.2.2.4. Consequentemente, a concentração mínima de OD no seio do líquido deve ser mantida entre 1,5 a 2 mg/L (Gray, 2004).

A concentração de OD aumenta naturalmente nos últimos estágios do sistema de DB, em virtude do desgaste de MO registrado nos estágios iniciais, favorecendo o processo de nitrificação, o que, por outro lado, é contrariado também pela maior disponibilidade de OD, que favorece o crescimento de microrganismos predadores das bactérias nitrificantes, como os protozoários e os rotíferos (Sperling, 2007).

4.2.2.6. Flexibilidade operacional

Os DB têm um maior grau de flexibilidade do que outros processos biológicos, pois em cada estágio podem ser desenvolvidas diferentes culturas microbianas, visto que à medida que a AR escoar por cada estágio, este recebe um afluente com menor concentração de MO do que o precedente. Assim, nos primeiros estágios predominam as bactérias heterotróficas, de crescimento mais rápido do que as bactérias nitrificantes, as quais abundam nos últimos estágios, onde se dará a remoção de amônia por nitrificação.

Por forma a melhor promover a desnitrificação e diminuir a septicidade no primeiro estágio de DB é possível instalar uma recirculação do efluente do último estágio para o primeiro estágio (Gray, 2004), sendo a razão de recirculação da ordem de 25 % do caudal médio (Le GroupeTeknika, citado por Cortez *et al.*, 2008).

4.2.2.7. Produção de lamas

A quantidade de lamas em DB depende do biofilme formado nos discos, do seu desprendimento e da operação de separação por decantação secundária, sendo semelhante a outros processos de tratamento por biomassa fixa.

Nos DB a produção de lamas varia entre 0,75 a 1 kg SST/kg CBO₅ removida para uma razão de SSV/SST de 0,75 a 0,85 (Sperling, 2007).

A concentração em sólidos totais das lamas produzidas em DB é tipicamente da ordem de 2,5 a 3 % (WEF, 2010).

A produção de lamas (P_x) pode ser estimada através da expressão 2.28.

$$P_x = Y_{obs} \times Q_0 \times (S_0 - S_e) \quad (2.28)$$

Em que:

Y_{obs} – rendimento de crescimento da biomassa ou rendimento líquido.

4.2.3. Vantagens e desvantagens dos discos biológicos

Os DB são utilizados no tratamento de AR com diferentes cargas, permitindo obter efluentes com elevada qualidade, tanto no que se refere à remoção de MO (85 a 95 % de remoção de CBO_5) e de SST, como de azoto orgânico e amoniacal (cerca de 20 % de remoção), segundo Spellman (2003). O Quadro 4.1 apresenta uma síntese das vantagens e desvantagens mais relevantes do processo de tratamento de AR em DB.

Quadro 4.1 Vantagens e desvantagens do processo de discos biológicos

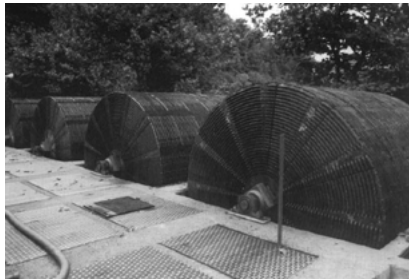
Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none">• Produção de efluente de boa qualidade.• Rápida recuperação a choques de cargas hidráulica e orgânica.• Instalação compacta, requerendo área relativamente reduzida.• Facilidade de construção e de ampliação.• Não necessita de recirculação de lamas.• Boa sedimentabilidade das lamas.• Baixo consumo energético e baixo custo de O&M.• Maior grau de flexibilidade, devido à facilidade de adaptação de estágios ao desenvolvimento de biofilmes apropriados à remoção pretendida.	<ul style="list-style-type: none">• Sensibilidade a variações de carga hidráulica e orgânica.• Elevado custo de investimento.• Necessidade de proteção contra a luz solar, vento e chuva.• Possibilidade de exalação de odores desagradáveis.• Arranque lento.• A operação requer pessoal qualificado.

4.3. Tipologia dos reatores de discos biológicos

Os DB são habitualmente classificados segundo dois critérios: profundidade de imersão dos discos na AR a tratar e área específica dos discos.

Quanto ao primeiro dos referidos critérios, os DB são classificados em **DB parcialmente submersos** (Figura 4.8) e **DB submersos** (Figura 4.9).

Figura 4.8 Discos biológicos parcialmente submersos



(Adaptada de BSDW, 2016)

Figura 4.9 Discos biológicos submersos



(Adaptada de SSWM, 2017)

Nos DB parcialmente submersos a AR molha cerca de 40 % da área superficial dos discos, os quais rodam lentamente (1 a 2 rpm).

Nos DB submersos a AR contacta com cerca de 70 a 90 % da área dos discos e o sistema de rotação é realizada por ação de ar.

Os DB submersos apresentam vantagens sobre os DB parcialmente submersos, nomeadamente menor carga sobre o eixo, melhor controlo do OD, reduzindo assim o aparecimento de microrganismos filamentosos. Além disso, são de mais fácil aplicação na beneficiação (“*upgrade*”) de instalações já existentes com reator de biomassa suspensa, permitindo aumentar significativamente a concentração de biomassa dentro do reator sem necessidade de aumentar o arejamento (Guarino *et al.*, 1980). No entanto, os discos movidos por sistema de ar também apresentam algumas desvantagens, como velocidade de rotação não uniforme ou mesmo paragem na rotação dos discos, maior consumo energético e necessidade de ajustes ocasionais nos difusores de ar.

Quanto ao critério da área específica, os DB classificam-se em baixa, média e alta densidade, consoante a área específica do suporte do biofilme varia de 118 a 180 m²/m³. Os DB de baixa densidade são aplicados nos primeiros estágios, enquanto os de alta densidade são utilizados nos últimos estágios, em que ocorre nitrificação (WEF, 2010).

4.4. Disposições construtivas dos discos biológicos

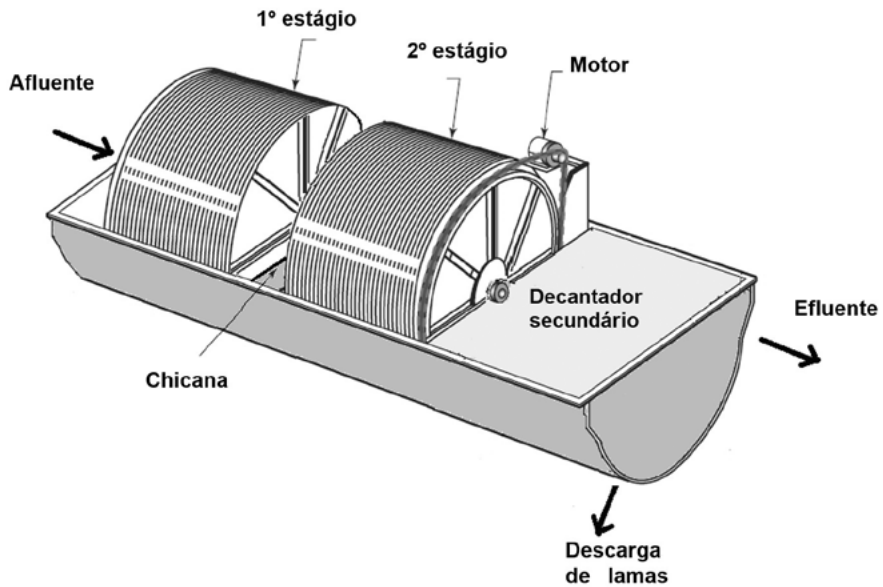
4.4.1. Constituição dos discos biológicos

Um sistema de DB é constituído pelo reator biológico e por um decantador secundário (Figura 4.10). O reator compõe-se de:

- discos montados num eixo horizontal;
- tanque ou canal compartimentado por chicanas, onde são colocados os módulos de discos para possibilitar o contacto do biofilme formado à sua superfície com as AR afluentes, previamente submetidas a tratamento primário;
- sistema de rotação dos discos;
- sistema de arejamento, quando necessário.

A divisão do tratamento em estágios é uma vantagem, na medida em que proporciona a flexibilidade de produzir biofilmes de diferentes características em cada estágio, assim adaptando o reator aos objetivos do tratamento (secção 4.2.2.6). O número de estágios depende dos objetivos do tratamento: 2 a 4 estágios em série permitem atingir os objetivos do tratamento secundário, sendo necessários 4 a 6 estágios para conseguir a remoção de amónia por nitrificação.

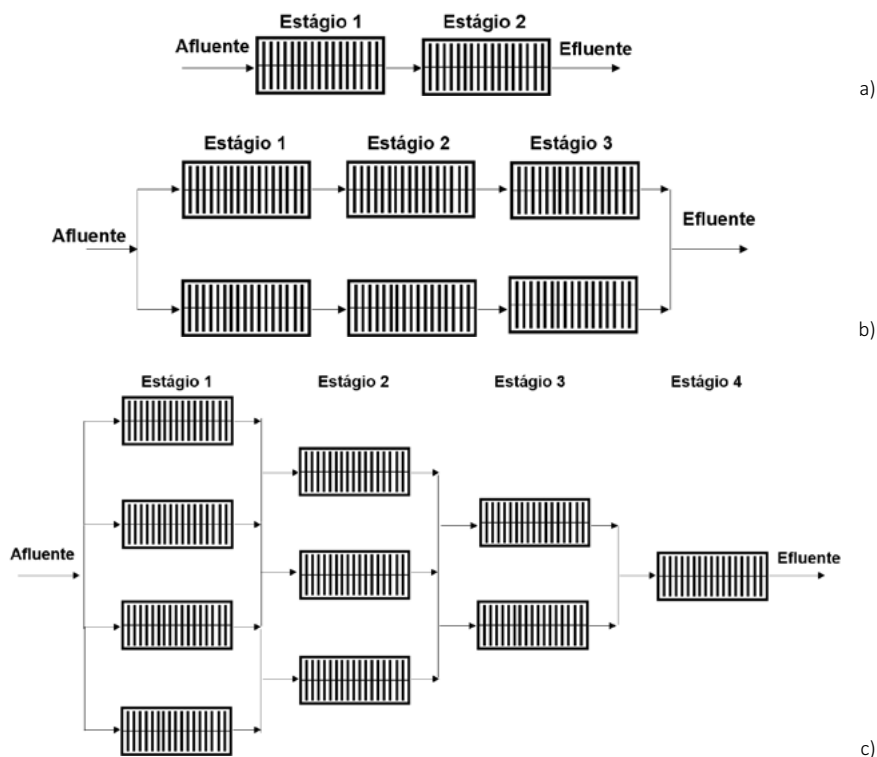
Figura 4.10 Esquema de unidade de discos biológicos



(Adaptada de Davis, 2010)

Em ETAR de pequena dimensão os estágios de DB podem ser instalados em série num único tanque, orientados na direção do escoamento (Figura 4.11 a)), enquanto nas grandes ETAR o caudal é dividido por várias linhas em paralelo, conforme ilustrado na Figura 4.11 b)). Quando a carga orgânica afluente ao primeiro estágio de DB é muito elevada, pode ser utilizada uma configuração em árvore, em que o número de módulos de discos em paralelo diminui de estágio para estágio (Figura 4.11 c)).

Figura 4.11 Configurações de discos biológicos com admissão do afluente paralela ao eixo: a) em série; b) em paralelo e série e c) em árvore



(Adaptada de Metcalf & Eddy, 2003)

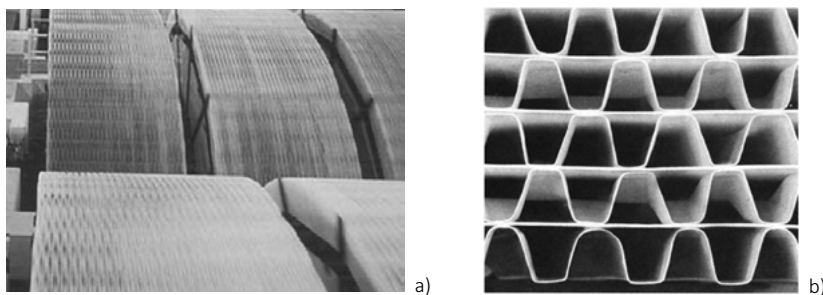
4.4.2. Material dos discos biológicos

Geralmente, os DB são constituídos por discos de 2 a 3 m de diâmetro e espessura de 10 a 20 mm, montados num eixo horizontal, com 15 a 30 mm de espaçamento entre eles. Os discos são construídos em material leve e rugoso, e. g. polietileno de alta densidade (HDPE), folhas de policarbonato, PVC, fibra de vidro reforçada ou poliestireno expandido, embora possam ser aplicados outros materiais, como o metal expandido (Gray, 2004; Cortez *et al.*, 2008).

O material de suporte do biofilme apresenta-se em diversas configurações proporcionadoras de elevada área específica, conforme apresentado

na Figura 4.12. O objetivo de maximizar a área específica do material de suporte também tem sido concretizado, com algum sucesso, através da utilização de elementos de plástico, análogos aos utilizados em leitos percoladores, contidos entre as paredes de cada disco. Este tipo de módulos de discos é geralmente aplicado nos DB totalmente submersos e a sua espessura é mais elevada, podendo atingir cerca de 1 m, estando disponível com diversos nomes comerciais: Biosurf[®], Biodisco[®], Biodrum[®] e Biospiral[®] (Gray, 2004).

Figura 4.12 Discos biológico: a) com material de suporte do biofilme com elevada área específica e b) detalhe do material



(Adaptada de Cortez *et al.*, 2008 e BSDW, 2016)

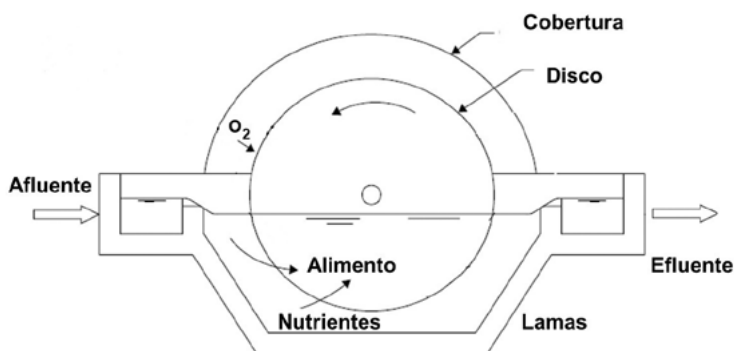
Os módulos de discos podem ter dimensões padronizadas, sendo frequente encontrar no mercado módulos de discos com 3,5 m de diâmetro, montados num eixo com 7,5 m de comprimento, o que corresponde aproximadamente a uma área de 9 300 m² para suporte do biofilme. No entanto, existem módulos de discos de maior densidade, que podem atingir áreas de aproximadamente 13 900 m². Geralmente, os módulos de discos de alta densidade são aplicados a partir do terceiro estágio de DB, onde o biofilme formado é demasiado fino, devido à baixa concentração de CBO₅ no afluente (Metcalf & Eddy, 2003).

4.4.3. Tanque dos discos biológicos

A configuração dos tanques de DB procura ajustar-se ao formato dos módulos de discos, sendo a forma mais usual a de um prisma deitado sobre uma face maior, como apresentado na Figura 4.13. A altura dos tanques para DB parcialmente submersos é de cerca de 1,5 m (Metcalf & Eddy, 2003).

Em ETAR de pequena dimensão, os módulos de discos são colocados em tanque com chicanas, por forma a criar um mínimo de quatro compartimentos, simulando assim um reator de pistão. A perda de carga entre cada compartimento é de 10 a 20 mm. O mesmo tipo de regime é criado nas instalações de maior dimensão, mas com a colocação dos módulos de discos em série e em tanques separados (Gray, 2004).

Figura 4.13 Esquema de tanque de discos biológicos



(Adaptada de WEF, 2010)

4.4.4. Sistema de rotação dos discos biológicos

O sistema de rotação é constituído pelo eixo horizontal e pelo mecanismo que o faz rodar.

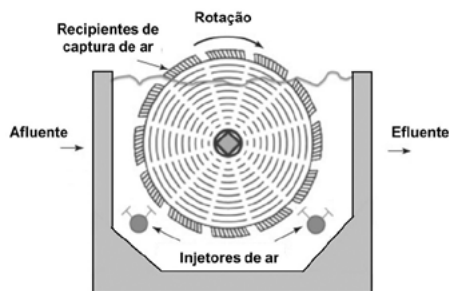
Consoante os fabricantes, o eixo pode ter secção circular, quadrada ou octogonal, deve ser fabricado em aço protegido contra a corrosão e oferecer elevada resistência mecânica. Efetivamente, é muito importante que o eixo resista não só ao peso dos discos, mas também ao peso do biofilme, particularmente quando o mesmo se torna muito espesso, sob pena de o eixo encurvar e o reator se tornar inoperacional. Aliás, os problemas relativos à resistência do eixo são a principal causa de um certo declínio na popularidade dos DB.

A rotação dos módulos de discos é geralmente, acionada por um motor elétrico, cuja potência é da ordem de 3,7 a 5,6 kW por módulo de discos.

A rotação do eixo pode também ser acionada pelo ar injetado no fundo do reator para fornecimento do oxigênio necessário ao processo, mas que sendo recolhido em recipientes instalados na periferia dos discos promove a rotação dos discos, num mecanismo semelhante à rotação das velas dos moinhos de vento (Metcalf & Eddy, 2003), como ilustrado na Figura 4.14.

Quanto mais elevada a velocidade de rotação, maior é a transferência de oxigênio para o biofilme, o que é vantajoso, mas tem a desvantagem do aumento do custo energético, podendo mesmo chegar a provocar a fragmentação do biofilme e o seu desprendimento. Por conseguinte, a velocidade de rotação deve ser a menor possível, desde que assegure a transferência de oxigênio necessária ao tratamento.

Figura 4.14 Rotação de disco biológico por injeção de ar



Segundo Mathure & Patwardham (citado por Cortez *et al.*, 2008) para discos de 1 a 4 m de diâmetro, colocados num eixo com 5 a 10 m de comprimento, a velocidade de rotação pode variar entre 1 a 10 rpm.

4.4.5. Sistema de arejamento

O sistema de arejamento dos DB tem como objetivo manter a concentração de OD a nível adequado para a remoção de MO e/ou nitrificação e permitir a rotação dos módulos de discos, nos casos em que essa rotação é acionada a ar (secção 4.4.4)

No caso dos DB parcialmente submersos, o oxigênio necessário para o processo biológico é introduzido por contacto do biofilme formado nos discos com o ar, quando o movimento de rotação do eixo faz emergir na atmosfera parte do disco, enquanto a parte restante submerge na AR contida no

tanque. De salientar que também existem exemplos em que o arejamento é proporcionado pela injeção de ar comprimido através de difusores colocados no fundo do tanque, como acontece nos DB submersos.

4.4.6. Cobertura dos discos biológicos

Os DB devem ser cobertos para proteção das condições atmosféricas, como baixas temperaturas, precipitação e vento, que afetam o biofilme formado sobre os discos, bem como a radiação UV da luz solar, que pode deteriorar o plástico do meio de suporte. A cobertura dos DB apresenta ainda a vantagem de facilitar o controlo de odores e de pragas de insetos. As coberturas são usualmente construídas em fibra de vidro ou em resinas plásticas reforçadas (Themido, 1992), conforme apresentado na Figura 4.15. Em regiões de clima glacial os DB são abrigados em edifício, o qual deve dispor de janelas para ventilação do interior.

Figura 4.15 Cobertura de discos biológicos



(Adaptada de BSDW, 2016)

4.5. Dimensionamento de reatores de discos biológicos

4.5.1. Nota introdutória

O dimensionamento dos reatores de DB consiste na determinação de:

- número de discos e/ou de módulos de discos (em paralelo);
- número de estágios de discos (em série);
- volume dos tanques para instalação dos discos;
- capacidade do sistema de rotação mecânica (caso dos DB parcialmente submersos);

- capacidade do sistema de arejamento (caso dos DB submersos e se necessário nos DB parcialmente submersos).

4.5.2. Metodologia de dimensionamento de discos biológicos

A complexidade do mecanismo do processo de tratamento de AR em DB, tanto no que se refere ao processo bioquímico como às suas características hidrodinâmicas, leva a que existam numerosos métodos de dimensionamento, incluindo os que se baseiam em ensaios-piloto, modelos matemáticos e métodos empíricos (Vesilind, 2003).

O estudo em instalação piloto justifica-se, principalmente quando se prevê que as características das AR a tratar sejam invulgares, e. g. contendo forte participação de ARI de elevada carga orgânica. Contudo, é necessário ter em conta que a extrapolação de resultados de estudos piloto para a escala real pode sobrestimar a eficiência do processo em cerca de 25 %, sendo aconselhável que os ensaios sejam realizados com DB de dimensão real (Vesilind, 2003). O ideal seria a aplicação de um modelo matemático adequado em combinação com uma instalação piloto, a fim de determinar os coeficientes cinéticos da AR a tratar. Não sendo fácil adotar este método, o dimensionamento tem-se apoiado frequentemente, em critérios empíricos baseados nas cargas hidráulica e orgânica, desenvolvidos, na maior parte dos casos, por fabricantes de sistemas de DB.

A área total (A) de biofilme pode ser determinada pela expressão 4.15, tendo em conta a carga hidráulica (C_H) adequada e o caudal afluyente (Q).

$$C_H = \frac{Q}{A} \quad (4.15)$$

Seguidamente é determinado o número de discos, com base na área de cada disco ou no número de módulos de discos (no caso dos DB padronizados). É essencial verificar posteriormente se o valor da área assim calculado respeita a carga orgânica superficial admitida ao primeiro estágio, comparando o valor obtido com o intervalo de valores recomendado (Quadro 4.2).

A área de cada estágio é determinada pelas expressões 4.8 ou 4.12, consoante se considera uma cinética de Monod ou uma cinética de segunda

ordem, respetivamente, sendo necessário conhecer os parâmetros cinéticos e a concentração de CBO_5 afluente (S_0) e efluente (S_e).

Quando o sistema de DB tem diversos estágios, a concentração de CBO_5 solúvel (CBO_{5s}) do efluente de cada estágio pode ser estimada pela expressão 4.10. A razão de $\text{CBO}_{5s}/\text{CBO}_5$ varia de 0,5 a 0,75, ocorrendo o valor mais baixo no efluente da decantação secundária (Metcalf & Eddy, 2003).

Determinada a área total de biofilme e a área de cada estágio, fica definido o número de estágios.

O volume do tanque pode ser estimado na base de $0,0049 \text{ m}^3/\text{m}^2$ de área de disco, resultando num volume de 45 m^3 para cada módulo de $9\ 300 \text{ m}^2$, para a profundidade da AR de 1,5 m, o que corresponde a 40 % da área de discos submersa (Metcalf & Eddy, 2003).

No caso dos DB parcialmente submersos, o fornecimento de ar ao biofilme é assegurado pelo contacto com a atmosfera. No caso dos DB submersos ou movidos a ar, o caudal de ar a fornecer ao sistema é, geralmente, indicado pelos fabricantes do equipamento.

4.5.3. Critérios de dimensionamento de discos biológicos

Os parâmetros dos critérios empíricos de dimensionamento incluem: as cargas hidráulica e orgânica, o tempo de retenção hidráulico, bem como a carga de azoto amoniacal, quando o objetivo do tratamento inclui a nitrificação. Conforme referido em 4.2.2.2, o processo é particularmente sensível à carga orgânica admitida ao primeiro estágio, pelo que esta constitui também um critério de dimensionamento, conforme indicado no Quadro 4.2, onde se apresentam critérios de dimensionamento de DB, recolhidos em condições de temperatura superior a $13 \text{ }^\circ\text{C}$, que podem servir de orientação em função do objetivo do tratamento.

Os valores típicos dos critérios de dimensionamento variam consoante o objetivo do tratamento, que pode limitar-se apenas a remoção de MO, de modo a satisfazer os requisitos do tratamento secundário (secção 2.4.2 do Curso Técnico 5) ou incluir a nitrificação ou mesmo a desnitrificação.

Quadro 4.2 Critérios de dimensionamento de discos biológicos

Parâmetro	Unidades	Objetivo do tratamento		
		Remoção de CBO ₅	Remoção de CBO ₅ e nitrificação	Nitrificação
C _H	m ³ / (m ² .d)	0,08 – 0,16	0,03 – 0,08	0,04 – 0,10
C _{org sup}	g CBO ₅ /(m ² .d)	8 – 20	5 – 16	1 – 2
	g CBO _{5S} /(m ² . d)	4 – 10	2,5 – 8	0,5 – 1
C _{org sup} (1.º estágio)	g CBO ₅ /(m ² .d)	24 – 30	24 – 30	–
	g CBO _{5S} /(m ² .d)	12 – 15	12 – 15	–
C _{N-NH₄sup}	g N/(m ² .d)	–	0,75 – 1,5	–
t _{RH}	h	0,7 – 1,5	1,5 – 4	1,2-3
CBO ₅ no efluente	mg/L	15 – 30	7 – 15	7 – 15
N-NH ₄ no efluente	mg/L	–	< 2	1 – 2

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

O dimensionamento do sistema de arejamento por injeção de ar comprimido pode basear-se no critério definido pelos fabricantes para o caso dos módulos de DB padronizados com área de 9 300 m², em que um caudal de fornecimento de ar de 7 m³/min proporciona uma transferência de OD de aproximadamente 8,3 g O₂/(m².d) (WEF, 2010).

No caso em que a rotação dos discos é movida a ar, o caudal de ar necessário para alcançar a velocidade de rotação adequada varia entre 5,3 m³/min, para módulos de discos de baixa densidade e 7,6 m³/min para módulos de discos de alta densidade (Metcalf & Eddy, 2003).

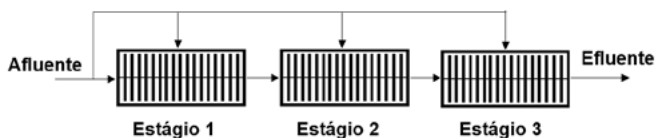
4.6. Requisitos de O&M de discos biológicos

Muitos dos problemas operacionais associados aos DB são causados por aplicação de cargas orgânicas inadequadas e/ou por falhas mecânicas do sistema de rotação dos discos, que são aliás, responsáveis por uma certa perda de popularidade deste processo. No entanto, muito desses proble-

mas podem ser mitigados a montante, através do dimensionamento adequado e a jusante, por uma O&M eficaz.

Os DB utilizados para a remoção de MO devem ser operados por forma a não ultrapassar a carga orgânica adequada ao primeiro estágio, distribuindo a carga orgânica afluyente pelos diversos estágios que se encontram em paralelo ou escalonando a alimentação, quando são associados em série (Figura 4.16). De contrário, ocorre depleção de OD, com a consequente perda de eficiência de depuração e o aparecimento de microrganismos filamentosos indesejáveis, como a *Beggiatoa* (secção 4.2.2.4).

Figura 4.16 Configuração de discos biológicos com alimentação escalonada



(Adaptada de Metcalf & Eddy, 2003)

A cor esbranquiçada do biofilme, devida à proliferação de bactérias filamentosas, constitui uma indicação, para os operadores da ETAR, de que a carga orgânica é excessiva (Gray, 2004).

Entre as falhas mecânicas mais frequentes salientam-se as deformações e fraturas do eixo que suporta os discos, falhas no sistema de rotação e quebra do material dos discos.

Os problemas operacionais mais frequentes nos DB e as soluções associadas são apresentados no Quadro 4.3.

Quadro 4.3 Problemas operacionais mais frequentes em discos biológicos e soluções

Problema	Causa	Solução
Desenvolvimento de biofilme branco.	Afluência séptica ou com elevada concentração de H ₂ S. Sobrecarga orgânica no primeiro estágio.	Arejar previamente a AR ou adicionar nitrato de sódio ou peróxido de hidrogénio. Ajustar os defletores entre o primeiro e segundo estágios, de modo a aumentar a área superficial total dentro do primeiro estágio.
Baixa eficiência de tratamento.	Sobrecarga orgânica. Sobrecarga hidráulica. pH muito elevado ou muito baixo.	Baixar as cargas, distribuindo o caudal pelos diversos reatores. Neutralizar o afluente com a adição de ácido ou base.
Excessivo despreendimento do biofilme.	Substâncias tóxicas no afluente. Variações excessivas de pH.	Equalizar o caudal, para reduzir variações de concentração e permitir a adaptação da biomassa. Controlar o pH.
Acumulação de sólidos nos reatores.	Tratamento preliminar e primário insuficiente.	Melhorar a desarenação e a decantação primária.
Proliferação de lesmas nos últimos estágios, que consomem o biofilme.	Alterações da biomassa do biofilme.	Proceder à limpeza do módulo afetado com solução de soda cáustica, de hipoclorito ou de sulfato de cobre.
Aquecimento anormal da chumaceira do veio.	Manutenção inadequada.	Lubrificar os rolamentos.
Aquecimento anormal do motor de rotação do eixo.	Manutenção inadequada. Transmissão mecânica desalinhada.	Lubrificar de acordo com as indicações dos fabricantes. Alinhar a transmissão mecânica.

(Adaptado de Themido, 1992 e Spellman, 2003)

O estabelecimento de biofilme dos DB demora cerca de duas semanas, não sendo necessária a inoculação externa com uma cultura de microrganismos (USEPA, 1984). Na fase de arranque pode ser necessário utilizar a recirculação de lamas do decantador secundário, tendo como objetivo aumentar a razão F/M, de modo a acelerar o crescimento do biofilme (Themido, 1992).

A manutenção de DB é relativamente simples, incluindo a lubrificação das partes móveis, do motor e rolamentos, lavagem dos discos e/ou a sua substituição, se necessário. Nos sistemas de DB com arejamento por difusão de ar comprimido devem ser observados os requisitos de manutenção indicados na secção 13.6 do Curso Técnico 5. Quando são realizadas operações de manutenção em DB com cobertura deve ser assegurada uma boa ventilação antes da entrada dos operadores, por forma a evitar a exposição a ambientes nocivos (Themido, 1992).

4.7. Exercícios

Exercício 4.7.1 – Dimensionamento de DB usando parâmetros cinéticos

Numa instalação de DB com um único estágio, constituído por 80 discos com 1,5 m de diâmetro, imersos até ao eixo de rotação, realizaram-se ensaios laboratoriais destinados à determinação dos parâmetros cinéticos P e K_s . Foram testados diversos caudais de água residual com $CBO_5 = 300$ mg/L. Os resultados obtidos são apresentados no Quadro 4.7.1.

Quadro 4.7.1 Caudal afluyente e concentração de CBO_5 no efluente

Q_0 (L/d)	S_e (mg/L)
250	20
400	35
450	40
670	50

Determinar:

- a) o valor dos parâmetros cinéticos P e K_s .
- b) com os parâmetros cinéticos determinados na alínea anterior, determinar a concentração máxima de CBO_5 possível no afluente (S_0) aos DB nas seguintes condições: o caudal afluente é $Q_0 = 2,9 \text{ m}^3/\text{h}$, a área molhada total é de $10\,000 \text{ m}^2$ e pretende-se obter um efluente com $S_e = 25 \text{ mg/L}$ de CBO_5 .

Resolução:

- a) Determinação dos parâmetros cinéticos P e K_s .
 K_s e P obtêm-se do declive e da ordenada na origem da reta que representa a expressão 4.8. Para representar a reta há que determinar os valores de $1/S_e$ e de $A/(Q_0(S_0 - S_e))$, que constituem respetivamente as ordenadas e as abcissas dos pontos da reta correspondente à expressão 4.8.

$$\frac{A}{Q_0(S_0 - S_e)} = \frac{1}{P} + \frac{K_s}{P} \frac{1}{S_e} \quad (4.8)$$

A área (A) dos 80 discos é obtida pela expressão 4.13 e considerando que o diâmetro não molhado (eixo) é desprezável, ou seja, $D_0 = 0 \text{ m}$.

$$A = \frac{1}{4} \pi (D_i^2 - D_0^2) \times 2 \times N \quad (4.13)$$
$$A = \frac{\pi 1,5^2}{4} \times 2 \times 80 = 282,7 \text{ m}^2$$

No Quadro 4.7.2 apresentam-se os valores de $1/S_e$ e de $A/(Q_0 (S_0 - S_e))$ calculados a partir dos valores de Q_0 e de S_e obtidos experimentalmente apresentados no Quadro 4.7.1.

Quadro 4.7.2 Determinação dos valores de $1/S_e$ e de $A/(Q_0 (S_0 - S_e))$

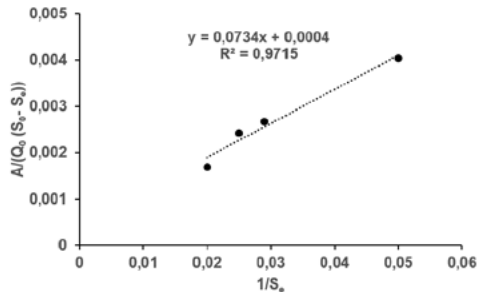
Q_0 (L/d)	S_e (mg/L)	$1/S_e$ (m ³ /g)	$A/(Q_0 (S_0 - S_e))$
250	20	0,050	0,004039
400	35	0,029	0,002667
450	40	0,025	0,002417
670	50	0,020	0,001688

A Figura 4.7.1 representa a expressão 4.8 para os dados recolhidos no ensaio.

Determinando a equação da reta $y = ax + b$, em que $x = 1/S_e$ e $y = A/(Q_0 (S_0 - S_e))$, obtém-se o seu declive K_S/P e a sua ordenada na origem $1/P$.

$$\begin{cases} \frac{1}{P} = 0,0004 \\ \frac{K_S}{P} = 0,0734 \end{cases} \Leftrightarrow \begin{cases} P = 2,5 \frac{\text{g}}{\text{d.m}^2} \\ K_S = 183 \text{ g/m}^3 \end{cases} \Leftrightarrow \begin{cases} P = 2\,500 \frac{\text{mg}}{\text{d.m}^2} \\ K_S = 183 \text{ mg/m}^3 \end{cases}$$

Figura 4.7.1 Representação de $1/S_e$ em função de $A/(Q_0 (S_0 - S_e))$



Resposta: $P = 2\,500 \text{ (mg/(d.m}^2))$ e $K_S = 183 \text{ mg/dm}^3$.

b) Determinação da concentração afluyente máxima (S_0)

A concentração máxima do afluyente aos DB com um único estágio é determinada pela expressão 4.7, substituindo os valores dos parâmetros P e K_s calculados na alínea anterior e resolvendo em ordem a S_0 .

$$Q_0 (S_0 - S_e) = PA \frac{S_e}{K_s + S_e} \quad (4.7)$$

$$2\,900 \frac{\text{L}}{\text{h}} \times 24 \frac{\text{h}}{\text{d}} \times (S_0 - 25) = 2500 \times 10\,000 \times \frac{25}{183 + 25}$$
$$S_0 = 68,2 \text{ mg/dm}^3$$

Resposta: A concentração afluyente máxima aos DB é
 $S_0 = 68 \text{ mg/dm}^3 \text{ CBO}_5$.

Exercício 4.7.2 – Dimensionamento de DB segundo critério empírico

Pretende-se dimensionar um sistema de DB utilizando módulos de discos padronizados, em que cada módulo tem $9\,300 \text{ m}^2$ de área. O caudal de AR a tratar (previamente submetida a tratamento primário) é $Q_0 = 5\,000 \text{ m}^3/\text{d}$. A concentração em CBO_5 total e solúvel no afluyente aos DB é indicada no Quadro 4.7.3, que também apresenta a concentração de CBO pretendida no efluyente.

Quadro 4.7.3. Concentração do afluyente e efluyente aos discos biológicos

Parâmetro	Unidades	Afluyente (S_0)	Efluyente (S_e)
CBO_5	g/m^3	150	–
CBO_{5s}	g/m^3	90	20
SST	g/m^3	75	22

Determinar:

- a) o número de módulos em paralelo e o caudal a tratar em cada linha;
- b) a CBO_{55} efluente a cada estágio de DB;
- c) a carga orgânica total;
- d) a carga hidráulica.

Resolução:

- a) Determinação do número de módulos em paralelo e do caudal a tratar em cada linha.

Com base nos critérios de dimensionamento indicados no Quadro 4.2, a carga de CBO_{55} admitida ao primeiro estágio deve ser $15 \text{ g } CBO_{55}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$. Assim, a área total do biofilme dos discos (A) é determinada pela seguinte expressão:

$$C_{\text{org sup}} = \frac{Q_0 \times CBO_{55}}{A} \Leftrightarrow A = \frac{Q_0 \times CBO_{55}}{C_{\text{org sup}}} = \frac{5\,000 \text{ m}^3/\text{d} \times 90 \text{ g}/\text{m}^3}{15 \text{ g } CBO_{55}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})}$$
$$A = 30\,000 \text{ m}^2$$

Como cada módulo de discos tem uma área de $9\,300 \text{ m}^2/\text{módulo}$, o número de módulos em paralelo é determinado pela seguinte expressão:

$$n.^{\circ} \text{ módulos} = \frac{30\,000 \text{ m}^2}{9\,300 \text{ m}^2/\text{módulo}} = 3,2 \text{ módulos}$$

Considerando 3 módulos em paralelo determina-se o caudal por módulo pela seguinte expressão:

$$Q_{\text{módulo}} = \frac{Q_0}{n.^{\circ} \text{ módulos em paralelo}} = \frac{5\,000 \text{ m}^3/\text{d}}{3 \text{ módulos}}$$
$$Q_{\text{módulo}} = 1666,7 \text{ m}^3/\text{d}$$

Resposta: São necessários 3 módulos em paralelo e o caudal alimentado a cada módulo é $Q_{\text{módulo}} = 1666,7 \text{ m}^3/\text{d}$.

b) Determinação da CBO_{55} efluente a cada estágio de DB.

A concentração de substrato no efluente de cada estágio (S_n) é determinada pela expressão 4.12.

$$S_n = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \times 0,00974 \times (A/Q)S_{n-1}}}{2 \times 0,00974 \times (A/Q)} \quad (4.12)$$

Assim para o primeiro estágio a concentração de CBO_{55} é obtida por:

$$S_1 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \times 0,00974 \times (9\,300/1666,7) \times 90}}{2 \times 0,00974 \times (9\,300/1666,7)}$$
$$S_1 = 32,5 \text{ mg/L}$$

Para o estágio 2 repete-se o cálculo anterior.

$$S_2 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \times 0,00974 \times (9\,300/1666,7) \times 32,5}}{2 \times 0,00974 \times (9\,300/1666,7)}$$
$$S_2 = 16,9 \text{ mg/L}$$

Para o estágio 3 repete-se o cálculo anterior.

$$S_3 = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4 \times 0,00974 \times (9\,300/1666,7) \times 16,9}}{2 \times 0,00974 \times (9\,300/1666,7)}$$
$$S_3 = 10,7 \text{ mg/L}$$

A CBO_5 é determinada considerando que

$$CBO_{55}/CBO_5 = 0,5$$

$$CBO_5 = \frac{10,7 \text{ mg/L}}{0,5} = 21,4 \text{ mg/L}$$

Resposta: A concentração de CBO_{55} à saída do 3.º estágio é 10,7 mg/L, o que corresponde a CBO_5 de 21,4 mg/L, pelo que com 3 estágios cumpre-se o Decreto-Lei n.º 152/97.

c) Determinação da carga orgânica.

Determinação da carga orgânica ao primeiro estágio.

$$C_{\text{org}} = \frac{Q_0 \times \text{CBO}_5}{\text{n.}^\circ \text{ módulos em paralelo} \times A_{\text{módulo}}} = \frac{5\,000 \times 150}{3 \times 9\,300}$$

$$C_{\text{org}} = 26,9 \text{ g CBO}_5/(\text{m}^2.\text{d})$$

Determinação da carga orgânica a todo o sistema de DB.

$$C_{\text{org sup (DB)}} = \frac{Q \times \text{CBO}_5}{\text{n.}^\circ \text{ módulos (paralelo)} \times \text{n.}^\circ \text{ módulos (série)} \times A_{\text{módulo}}}$$

$$C_{\text{org sup (DB)}} = \frac{5\,000 \times 150}{3 \times 3 \times 9\,300} = 9,0 \text{ g CBO}_5/(\text{m}^2.\text{d})$$

Resposta: A carga orgânica afluyente ao primeiro estágio é 27 g CBO₅/(m².d), valor que está dentro do intervalo apresentado no Quadro 4.2 (24 – 30 g/(m².d)).

A carga orgânica afluyente a todo o sistema de DB é 9 g CBO₅/(m².d), cujo valor também cumpre o intervalo referido no Quadro 4.2 (8 – 20) g CBO₅/(m².d), pelo que se pode concluir que neste sistema de DB não ocorrem problemas de sobrecarga orgânica.

d) Determinação da carga hidráulica.

$$C_{\text{H (DB)}} = \frac{Q}{\text{n.}^\circ \text{ módulos (paralelo)} \times \text{n.}^\circ \text{ módulos (série)} \times A_{\text{módulo}}}$$

$$C_{\text{H (DB)}} = \frac{5\,000}{3 \times 3 \times 9\,300} = 0,06 \text{ m}^3/(\text{m}^2.\text{d})$$

Resposta: A carga hidráulica aplicada a todo o sistema de DB é 0,06 m³/m².d. Este valor está ligeiramente fora do intervalo apresentado no Quadro 4.2 (0,08-0,16 m³/m².d).

5.1. Objetivo

A biofiltração é um processo de tratamento biológico de AR que se realiza em reatores denominados **biofiltros**, os quais têm por objetivo a oxidação bioquímica de MO e/ou de compostos azotados, pelo que podem ser utilizados no tratamento secundário e/ou no tratamento terciário. O tratamento biológico é assegurado pela ação do biofilme formado à superfície de um leito granular, o qual, além de suporte desse biofilme, constitui também um leito filtrante, através do qual é assegurada a separação, por filtração, das partículas de biomassa em suspensão desprendidas do biofilme.

Salienta-se que esta designação de “biofiltro” pode induzir confusão com outros processos de tratamento, designadamente com os também chamados “biofiltros” utilizados na desodorização da atmosfera de zonas confinadas de ETAR. A confusão também se pode estabelecer com os leitos percoladores, embora a utilização do termo biofiltro como sinónimo de leito percolador tenha caído em desuso, na medida em que este processo não inclui um mecanismo de filtração.

O processo dos biofiltros começou a ser aplicado nos anos 80 do século passado, nos EUA e em França, tendo-se expandido fortemente neste último país nas décadas seguintes, registando-se também algum desenvolvimento na Alemanha, no Reino Unido e noutros países europeus (Metcalf & Eddy, 2003).

A implementação da Diretiva n.º 91/271/CEE relativa ao tratamento de ARU constituiu um motor relevante do desenvolvimento deste processo, por possibilitar a sua aplicação em ETAR existentes, que necessitaram de ampliar a capacidade instalada e/ou de estender a sua linha de tratamento ao nível terciário. Muitas das novas ETAR construídas já no século XXI adotaram o processo dos biofiltros. A ETAR de Alcântara (Lisboa) é um exemplo deste processo no nosso país.

5.2. Mecanismos do processo de biofiltração

5.2.1. Descrição do processo

Os biofiltros recebem AR que já foram submetidas a tratamento preliminar e primário. A remoção biológica de poluentes presentes em solução e em suspensão coloidal pode processar-se em ambiente aeróbio, no que respeita à oxidação bioquímica de matéria orgânica carbonada e à nitrificação e em ambiente anóxico, no que concerne à desnitrificação. Os mecanismos dos processos biológicos da degradação aeróbia da matéria orgânica carbonada e da remoção de compostos azotados (nitrificação/desnitrificação) são descritos na secção 1.3. Num biofiltro, as reações de degradação bioquímica ocorrem no biofilme formado à superfície do material granular, segundo um mecanismo análogo ao que se passa nos leitos percoladores, descrito na secção 3.2.2.

O fornecimento do oxigénio necessário à manutenção de condições aeróbias é promovido por arejamento. O ar é fornecido por compressores e distribuído por uma rede de tubagens com difusores instalada no fundo do reator (Capítulo 13 do Curso Técnico 5) ou é dissolvido no próprio afluente ao biofiltro. À medida que o ar atravessa ascensionalmente o reator, o oxigénio é dissolvido na água e penetra, por difusão, no biofilme, pelo que a concentração de OD no topo do reator é menor do que à entrada, devido ao consumo durante a passagem pelo meio granular de suporte do biofilme.

O mecanismo de remoção de partículas por filtração é descrito no Capítulo 14 do Curso Técnico 5. O leito filtrante tem que ser lavado periodicamente, à semelhança dos filtros granulares.

As características do leito filtrante dos biofiltros, principalmente no que respeita ao material que o constitui e à forma como o leito contacta com a AR, são fatores determinantes do mecanismo depurativo dos biofiltros e estão na base dos diversos modelos patenteados pelas maiores empresas que operam no setor e que têm contribuído decisivamente para a proliferação deste processo, nomeadamente através das empreitadas ditas “de chave na mão”²¹. Assim, encontram-se biofiltros cujo meio de enchimento é de

²¹ Empreitada de chave na mão é o objeto de um contrato em que o dono da obra contrata o empreiteiro para que este se encarregue de projetar e construir uma obra, segundo um modelo que este já havia projetado em casos anteriores. Neste tipo de contrato a ênfase é colocada na responsabilidade global assumida pelo empreiteiro perante o dono da obra.

natureza mineral, mais denso que a água, como a argila, outros de material sintético, menos denso que a água, como o poliestireno, o polipropileno ou o polietileno. O próprio leito filtrante pode permanecer estático no interior do reator ou pode mover-se, por ação do escoamento das AR, mantendo-se em expansão no seio do líquido. O escoamento das AR através do leito filtrante pode ser no sentido descendente ou ascendente.

Na maioria dos casos, a lavagem do leito filtrante processa-se intermitentemente e em contracorrente, mas também existem exemplos de biofiltros com lavagem contínua.

Nas secções 5.2.3 a 5.2.7 descreve-se o mecanismo de funcionamento de diversos tipos de biofiltros utilizados com maior frequência.

5.2.2. Fatores condicionantes da eficiência de tratamento em biofiltros

5.2.2.1. Nota introdutória

O desempenho de biofiltros no tratamento de AR é condicionado não só pela temperatura ambiente e pelas características das AR, como acontece com qualquer processo de tratamento biológico, mas também pelos seguintes fatores:

- carga orgânica volúmica;
- carga hidráulica;
- lavagem do leito granular;
- características do leito granular;
- fornecimento de oxigénio.

A carga orgânica volúmica, quantificada em $\text{kg CBO}_5/(\text{m}^3.\text{d})$, determina o volume do meio de enchimento necessário para se conseguir determinada eficiência. A carga de azoto volúmica (em $\text{kg N-NH}_4/(\text{m}^3.\text{d})$ ou em $\text{kg N}/(\text{m}^3.\text{d})$) é um fator importante na eficiência da remoção de azoto em biofiltros.

A existência de um mecanismo de filtração justifica que a carga hidráulica, que representa a velocidade de filtração, constitua um fator condicionante da eficiência do tratamento em biofiltros, não devendo ser tão elevada em situações de caudal de ponta que promova o arrastamento da biomassa.

A frequência de lavagem do leito granular depende do seu grau de colmatção, o qual está relacionado com a carga orgânica, a carga de SST afluente, o rendimento de produção de biomassa e com a capacidade de retenção de sólidos no leito (WEF, 2010). O efeito dos fatores atrás referidos, que afetam o rendimento do tratamento em biofiltros, varia consoante o biofiltro se destina apenas a tratamento secundário ou também à remoção biológica de azoto por nitrificação/desnitrificação. Efetivamente, a carga orgânica volúmica e a carga de SST afluente a um biofiltro destinado apenas a tratamento secundário pode ser dupla ou mesmo tripla das cargas adequadas a um biofiltro para tratamento terciário. Também a lavagem é mais frequente em biofiltros secundários do que nos terciários (WEF, 2010).

5.2.2.2. Lavagem do material filtrante

A lavagem tem por objetivo remover as partículas sólidas retidas nos espaços vazios entre grânulos. Essas partículas são constituídas não só por fragmentos de biofilme envelhecido, que se desprende dos grãos de suporte, mas incluem também SSF contidos no afluente ao biofiltro e até precipitados formados pela introdução de sais de alumínio ou de ferro que possam ter sido adicionados para a remoção de fósforo. A lavagem do leito granular é fundamental para manter o bom funcionamento do biofiltro, por contribuir para: prevenir a ocorrência de curto-circuitos (caminhos de escoamento preferenciais dentro do leito) provocada pela acumulação de bolas de “lama”; facilitar ciclos de operação mais longos; tornar o desempenho mais eficiente e conseqüentemente, garantir efluente de melhor qualidade.

A lavagem processa-se com água limpa (geralmente efluente tratado), com o auxílio de ar comprimido, em contracorrente com o escoamento das AR afluentes, promovendo uma certa expansão do leito granular, que facilita a libertação das partículas que colmatam o meio, seguido de um enxaguamento com água, num procedimento em tudo semelhante à lavagem dos filtros de leito granular (Capítulo 14 do Curso Técnico 5). A principal diferença entre a lavagem destes últimos filtros e a dos biofiltros reside no facto de que num biofiltro não é desejável remover toda a biomassa, pelo que a expansão do leito granular é mais reduzida, não atingindo, de um modo geral, a fluidização do leito.

A duração e a frequência da lavagem dependem das características do reator, do próprio material filtrante e da quantidade de sólidos retida no meio filtrante que, por sua vez, está relacionada com as características da AR afluyente ao biofiltro e com o tipo de tratamento por este proporcionado. Por exemplo, o crescimento da biomassa em biofiltros que asseguram tratamento terciário é reduzido, visto o substrato ter sido substancialmente removido no tratamento primário e secundário, pelo que a frequência de lavagem é mais reduzida, da ordem de uma lavagem por cada 1,5 – 2 dias, ao passo que os biofiltros para tratamento secundário são lavados diariamente (WEF, 2010). Os materiais de enchimento com mais espaços vazios retêm menos sólidos e requerem menos lavagens, enquanto os materiais minerais finos, como a areia siliciosa, são mais eficientes na retenção de partículas, mas obrigam a maior frequência de lavagem.

A água de lavagem é enviada para a cabeça da ETAR, o que permite que os sólidos removidos do biofiltro sejam incorporados nas lamas primárias.

A duração da lavagem pode variar entre 15 a 50 minutos (WEF, 2010). Os requisitos da lavagem, a sua duração e frequência, são estabelecidos caso a caso, em colaboração com o fabricante do biofiltro.

5.2.2.3. Meio de enchimento

O meio de enchimento é o elemento fulcral do processo, pois funciona simultaneamente como suporte ao crescimento do biofilme responsável pela degradação da MO e/ou remoção de azoto e como meio filtrante para separação de partículas em suspensão (exceto no caso dos biofiltros de leito móvel, em que a separação das partículas se processa em unidade dedicada).

O material granular deve satisfazer diversos requisitos, designadamente:

- área específica elevada, para proporcionar uma maior superfície de suporte à formação do biofilme e de contacto com a AR;
- características granulométricas adequadas, em termos de forma, tamanho, porosidade e coeficiente de uniformidade (Capítulo 14 do Curso Técnico 5);
- características físicas específicas, como: rugosidade da superfície (para facilitar a adesão da biomassa), densidade, dureza e resistência à fragmentação que possa ocorrer durante o processo de lavagem do meio;

- características químicas que assegurem resistência ao ataque químico dos constituintes das AR;
- disponibilidade no mercado, para abastecimento de grandes quantidades em tempo aceitável e a custo razoável.

Quanto menor for a dimensão dos grânulos do meio filtrante, maior será a sua superfície específica, o que favorece a eficiência do tratamento, pois proporciona maior superfície para adesão da biomassa, maximiza os fenómenos de transferência de massa e a quantidade de biomassa retida no reator, permitindo elevada idade de lamas sem recorrer a uma operação de separação (e. g. sedimentação) e à recirculação da biomassa (Sperling, 2007). A título ilustrativo, a superfície específica de um grânulo esférico com 3 mm de diâmetro é de $1000 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Porém, os espaços vazios entre grânulos de menor dimensão serão mais reduzidos, o que favorece o aumento da perda de carga e obriga a maior frequência de lavagem do leito filtrante. Por isso, é importante que o coeficiente de uniformidade do material granular seja elevado, porque maximiza o volume dos espaços vazios.

O meio granular pode ser de natureza mineral (e. g. argila, areia) ou sintética (e. g. plástico). De um modo geral, os grãos minerais são mais densos do que a água e permanecem no fundo do biofiltro. O uso de material granuloso feito de argila expandida, que é menos densa que a água, não provou ser satisfatório, pois absorve água, tornando-se mais denso e quebradiço (WEF, 2010). O material de enchimento em plástico (poliestireno, polipropileno ou polietileno) é menos denso que a água, tem a forma de pequenos grãos de 2 a 6 mm de diâmetro (WEF, 2010), módulos estruturados formados por folhas enrugadas ou elementos de cerca de 5 cm de dimensão, em configurações diversas, de modo a proporcionar elevado volume livre para a passagem do ar e das AR, à semelhança dos materiais utilizados em leitos percoladores (secção 3.4.3).

O facto de o material granular plástico ser manufacturado permite algum controlo das suas propriedades, não só a sua forma, como a sua densidade e a rugosidade da superfície. A forma dos elementos plásticos deve ser esférica, podendo ser perfurados para maximizar a superfície específica, como exemplificado na Figura 5.1.

Figura 5.1 Exemplo de elemento de enchimento plástico para biofiltros



Os materiais plásticos são quimicamente resistentes à grande maioria das substâncias presentes nas AR, mas podem ser danificados por solventes orgânicos e derivados petrolíferos provenientes de ARI.

5.2.2.4. Transferência de oxigênio

Os biofiltros que operam em ambiente aeróbio, seja para a estabilização de MO, seja para a fase de nitrificação na remoção biológica de azoto, necessitam do fornecimento de oxigênio, por arejamento. O ar é pré-dissolvido no afluente ao biofiltro ou fornecido por compressores, proporcionando a ascensão de bolhas de ar, por meio de dispositivos do tipo seguinte (Capítulo 13, Curso Técnico 5):

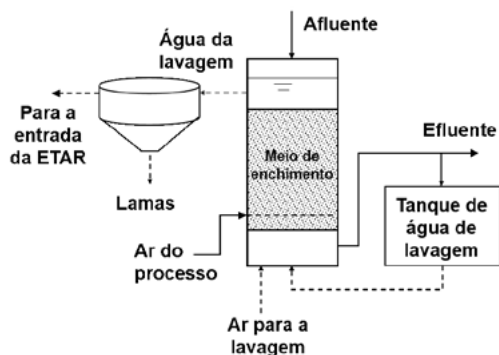
- tubagem perfurada instalada no interior do meio filtrante ou próximo do fundo do biofiltro, que provoca a formação de bolhas grossas de ar;
- difusores instalados numa rede de tubos de distribuição de ar colocada no fundo do reator, que originam bolhas finas de ar, parte das quais coalesce, formando bolhas grossas;
- orifícios no fundo do filtro através dos quais o ar é injetado com formação de bolhas grossas, os quais também são utilizados para a lavagem do leito com ar.

Verifica-se que a taxa de transferência de oxigênio do ar para as AR nos biofiltros é superior à observada em reatores de lamas ativadas, o que é explicado pela maior superfície de contacto entre as bolhas de ar e o biofilme, permitindo assim a transferência direta de oxigênio das bolhas de ar para o biofilme (Metcalf & Eddy, 2003).

5.2.3. Biofiltros de fluxo descendente com leito estático e lavagem em contracorrente

As AR são alimentadas pelo topo do reator e o ar pelo fundo ou pela zona inferior do meio granular, provocando a sua expansão e criando condições para o escoamento descendente das AR em íntimo contacto com as bolhas ascendentes de ar. A Figura 5.2 apresenta um esquema deste processo, segundo uma patente muito conhecida comercializada pela OTV – os biofiltros BioCarbone®.

Figura 5.2 Esquema de biofiltro BioCarbone®



(Adaptada de Metcalf & Eddy, 2003)

Grande parte dos SS presentes nas AR ficam retidos na camada superior do meio granular, sendo removidos pela lavagem. O início da lavagem é determinado pela perda de carga associada à colmatção, provocada não só pelas partículas retidas por filtração, mas também pelo crescimento excessivo da biomassa sobre os grãos do meio.

O fluxo descendente das AR em contracorrente com o fluxo ascendente de ar apresenta algumas dificuldades operacionais, o que levou a que a aplicação deste tipo de biofiltros em tratamento secundário tenha declinado, embora tenha sido desenvolvida uma variante utilizada com sucesso na desnitrificação, de que são conhecidas patentes americanas e britânicas (WEF, 2010). Nesta aplicação para remoção de azoto é adicionada ao afluente uma fonte externa de carbono (geralmente metanol). O azoto

gasoso produzido por desnitrificação é removido para a atmosfera, principalmente durante a lavagem do meio filtrante.

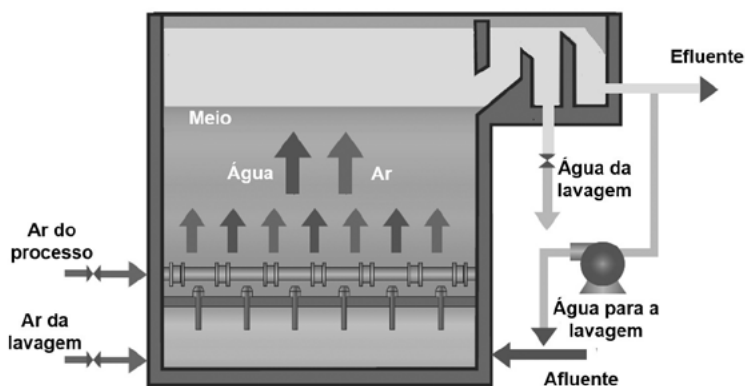
O meio filtrante é geralmente de areia grossa (2 – 3 mm de diâmetro), com 1,8 m de altura, sobre uma camada de suporte de gravilha, com 0,5 m de altura (WEF, 2010).

5.2.4. Biofiltros de fluxo ascendente com leito estático e lavagem em cocorrente

Os biofiltros de fluxo ascendente e meio filtrante submerso são utilizados em tratamento secundário e terciário (nitrificação/desnitrificação). As AR são alimentadas por difusores instalados num fundo falso, o que obriga a que as AR passem por um tamisador fino (Capítulo 6 do Curso Técnico 5) antes da sua admissão ao biofiltro, de modo a evitar a colmatção dos difusores. Os SS ficam retidos por filtração na camada inferior do leito granular e são removidos no topo do biofiltro por lavagem. A lavagem processa-se em cocorrente com água e com ar de lavagem.

A patente mais conhecida deste tipo de biofiltro é o Biofor®, desenvolvido pela Dégremont e representado na Figura 5.3.

Figura 5.3 Esquema de biofiltro Biofor®



(Adaptada de Infilco, 2011)

Um aspecto chave deste tipo de biorreatores reside na distribuição da água pelo fundo falso, que deve ser efetuada da forma mais homogênea possível, para contrariar a ocorrência de curto-circuito hidráulico provocado pela acumulação de sólidos no leito. Os escoamentos preferenciais pelas zonas de menor perda de carga do leito podem dar origem a pontos de “ebulição” ou erupção violenta do escoamento através do leito. Fenômeno semelhante pode ocorrer também durante a lavagem, caso os difusores estejam colmatados, o que pode provocar perda excessiva de material filtrante.

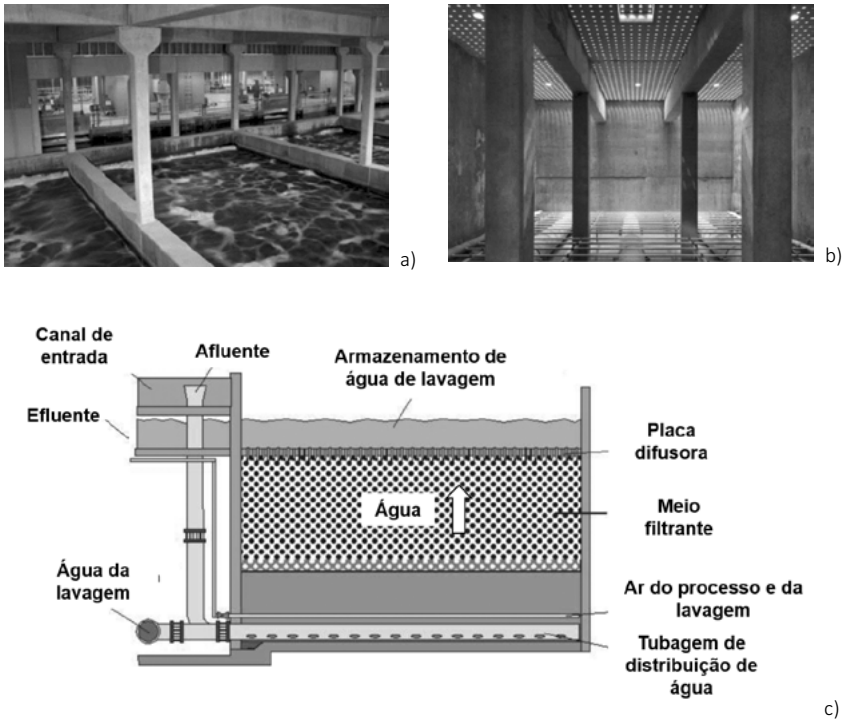
5.2.5. Biofiltros de fluxo ascendente e leito flutuante

Os biofiltros de fluxo ascendente e meio filtrante flutuante são utilizados em tratamento secundário ou em combinação com tratamento terciário (nitrificação/desnitrificação) ou apenas em tratamento terciário. O ambiente aeróbio é proporcionado pelo fornecimento contínuo de ar pelo fundo do reator. O ambiente aeróbio/anóxico necessário à nitrificação/desnitrificação é assegurado arejando apenas a camada superior do meio filtrante, assim tornando anóxica a camada inferior do enchimento flutuante, conforme ilustrado na Figura 5.4, que esquematiza o biofiltro Biostyr® patenteado pela Veolia.

Os biofiltros de meio filtrante flutuante caracterizam-se por o material granular, geralmente de poliestireno, ser menos denso que água, pelo que o meio filtrante flutua, localizando-se na parte superior do reator, onde ocupa uma altura de 1,5 a 3 m. A câmara de recolha do efluente é separada por uma placa de cobertura perfurada, que impede a saída do material granular.

O fluxo ascensional das AR comprime o meio flutuante, que retém os SS por filtração. A lavagem processa-se com a água tratada recolhida no topo do reator, a qual se escoia de cima para baixo provocando a expansão do leito no sentido descendente. A lavagem é assistida com ar, compreendendo geralmente quatro fases de passagem da água de lavagem, intermediadas por três fases de passagem de ar (Metcalf & Eddy, 2003). Este tipo de biofiltros pode necessitar de várias mini-lavagens entre lavagens completas (tipicamente 4 a 8), para uma boa remoção dos SS filtrados e de biomassa, de modo que a perda de carga do leito filtrante baixe ao ponto de ser compatível com ciclos de filtração da ordem de 24 a 48 horas (WEF, 2010). O grande volume de água necessário para a lavagem constitui um inconveniente deste tipo de biofiltros.

Figura 5.4 Biofiltro Biostyr®: a) em operação; b) vazio e c) esquema



(Adaptada de Veolia, 2016)

5.2.6. Biofiltros de leito móvel

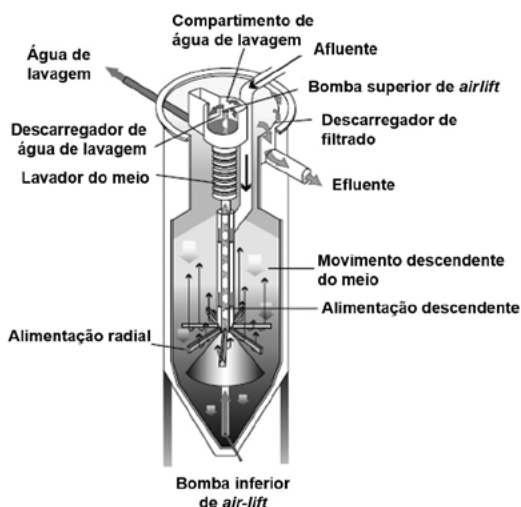
Os biofiltros de leito móvel são utilizados na remoção biológica de azoto, com separação de reatores para nitrificação e desnitrificação.

Estes biofiltros contêm um meio filtrante mais denso que a água (geralmente areia), cujo movimento de queda é contrariado pelo movimento ascensional das AR, permitindo que o leito se mantenha continuamente em movimento, praticamente fluidizado, o que permite o contínuo desprendimento das partículas a separar do líquido, com efeito equivalente a uma lavagem contínua do material granular a baixa velocidade.

Os reatores destinados à nitrificação recebem ar comprimido ou mesmo oxigênio puro, através de uma tubagem de airlift central, que promove a ascensão de bolhas grossas de gás através do reator a uma velocidade sufi-

cientemente elevada para arrastar para o cimo do reator o enchimento granular que tenha sedimentado no fundo e para esfregar os grãos, limpando-os de partículas retidas e de biomassa em excesso. A Figura 5.5 esquematiza um biofiltro de leito móvel.

Figura 5.5 Esquema de biofiltro de leito móvel



(Adaptada de WEF, 2010)

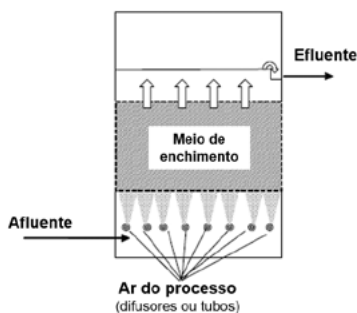
5.2.7. Biofiltros de leito estático sem lavagem

Este tipo de biofiltros caracteriza-se por o leito filtrante, que suporta o crescimento do biofilme, assentar sobre um fundo perfurado e por armazenar os sólidos no seu seio, sem que o meio filtrante seja periodicamente lavado, pois a turbulência induzida pelo arejamento previne a colmatação do meio. A separação das partículas sólidas e de biofilme é assegurada por uma unidade de separação de sólidos a jusante do biofiltro.

O meio de enchimento deste tipo de biofiltros deve ser preferencialmente constituído por plástico estruturado, para evitar a colmatação dos espaços vazios. O enchimento mineral também pode ser usado, assente sobre uma camada de suporte. A distribuição de AR afluyente e de ar é efetuada pelo

fundo, devendo ser assegurada uma distribuição uniforme, conforme ilustrado na Figura 5.6, a fim de impedir a formação de zonas anaeróbias no enchimento.

Figura 5.6 Esquema de biofiltro estático sem lavagem do meio filtrante



(Adaptada de WEF, 2010)

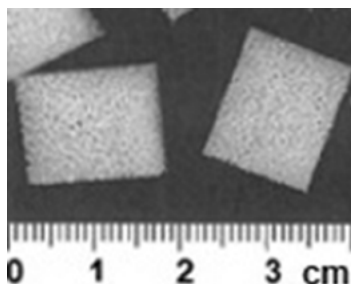
A experiência observada em diversas ETAR com este tipo de biofiltros mostra que nem sempre o arejamento consegue prevenir a colmatação do leito filtrante, sendo aconselhável dispôr de um sistema de lavagem em contra-corrente como reserva para descolmatação (WEF, 2010).

5.2.8. Modificações do processo de biofiltração

A modificação do processo de biofiltração que atingiu uma aplicação prática com alguma relevância surgiu da introdução de material de enchimento em sistemas de lamas ativadas. Esta modificação tem como objetivo aumentar a concentração da biomassa no tanque de arejamento sem alterar o tamanho original do reator de LA, o que possibilita sistemas mais compactos, denominados **biofiltros de biomassa híbrida**.

Existem mais de 10 variantes deste tipo de biofiltros, com diferentes materiais de enchimento, sendo exemplos típicos os sistemas Captor[®], Linpor[®] e Kaldness[®] (Metcalf & Eddy, 2003). O sistema Captor[®] utiliza esponjas de poliuretano (Figura 5.7) como meio de enchimento. Este enchimento é mantido em suspensão, ocupando 15 a 75 % do volume do tanque, de modo que a concentração de SS no ML se situe entre 7 000 a 9 000 mg/L MLSS.

Figura 5.7 Enchimento de biofiltro híbrido com esponjas de poliuretano



(Adaptada de Metcalf & Eddy, 2014)

5.2.9. Vantagens e desvantagens dos biofiltros

Os biofiltros apresentam diversas vantagens quando comparados com processos de tratamento por biomassa fixa (e. g. leitos percoladores) ou biomassa suspensa (e. g. lamas ativadas), conforme apresentado no Quadro 5.1.

Quadro 5.1 Vantagens e desvantagens dos biofiltros

Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none">• Simplicidade de dimensionamento e de operação.• Baixo tempo de retenção hidráulico e elevada retenção de sólidos.• Elevada eficiência de remoção de matéria orgânica e de nutrientes.• Não necessita recirculação de lamas.• Menos suscetível a variações de cargas hidráulica e orgânica, temperatura e pH.• Sistemas modulares e compactos, de implantação favorável em terrenos com inclinação acentuada e de pequena área.• Taxa de transferência de oxigênio elevada.• Diminuta produção de lamas em excesso, com alguma mineralização.• Nitrificação estável, mesmo a baixa temperatura.• Custo de O&M semelhantes aos de sistemas de LA.	<ul style="list-style-type: none">• Possibilidade de colmatção.• Elevado custo de investimento inicial.• Sistema de instrumentação e automação complexo.• Perda de material filtrante.

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

5.3. Tipologia dos reatores de biofiltros

O critério de classificação de biofiltros mais usual baseia-se no regime de escoamento hidráulico e na configuração do leito granular. De acordo com este critério, é possível identificar os seguintes tipos de biofiltros:

- biofiltros de fluxo descendente com leito estático e lavagem em contracorrente (secção 5.2.3);
- biofiltros de fluxo ascendente com leito estático e lavagem em cocorrente (secção 5.2.4);
- biofiltros com leito flutuante (secção 5.2.5);
- biofiltros com leito móvel (secção 5.2.6);
- biofiltros de leito estático e sem lavagem (secção 5.2.7).

O Quadro 5.2 apresenta uma síntese dos biofiltros disponíveis no mercado, classificados de acordo com os critérios atrás referidos.

Quadro 5.2 Tipologia dos principais biofiltros disponíveis no mercado

Nome da patente	Fabricante	Regime de escoamento	Material granular	Densidade	Dimensão (mm)	Área específica (m ² /m ³)
Biocarbone	OTV/Veolia	Descendente	Argila expandida	1,6	2 – 6	nd
Denite	Severn Trent	Descendente	Areia	2,6	2 – 6	656
Biofor	Dégremont	Ascendente	Argila expandida	1,5 – 1,6	4,5	nd
Colox	Severn Trent	Ascendente	Areia	2,6	2 – 3	656
Biolest	Stereau	Ascendente	Puzolana	1,2	–	–
Biostysr	Kruger/Veolia	Ascendente	Poliestireno	0,04 – 0,05	2 – 6	1 000 – 1 400
Biobead	Brightwater	Ascendente	Poliétileno	0,95	nd	nd
Astrasand	Paques/Siemens	Ascendente e leito móvel	Areia	2,5	1 – 1,6	nd
Dynasand	Parkson	Ascendente e leito móvel	Gravilha	2,6	19 – 38	240

nd – não disponível.

(Adaptado de WEF, 2010)

Outro critério possível para classificar a tipologia dos biofiltros reside no regime de lavagem, a qual se processa de forma intermitente na maioria dos biofiltros, em contracorrente ou em cocorrente, havendo casos em que a mesma é contínua (secção 5.2.6) e outros em que não existe (secção 5.2.7).

5.4. Disposições construtivas de biofiltros

Os biofiltros são reatores biológicos constituídos pelos seguintes componentes:

- tanque, geralmente em betão;
- meio de enchimento;
- sistema de arejamento (para os reatores aeróbios);
- sistema de lavagem (reservatório de água para lavagem, bombas e acessórios).

A eficiente remoção de SS previamente à admissão do afluente no biofiltro é fundamental para o bom desempenho do processo, pelo que o tratamento primário deve ser altamente eficiente, recorrendo a coagulação química/floculação. Mesmo nessas condições, é praticamente obrigatório incluir um tamisador com abertura de malha inferior a 2,5 mm antes do biofiltro (Metcalf & Eddy, 2003).

O material do leito do biofiltro deve ser escolhido criteriosamente, não só tendo em atenção que a sua densidade deve ser compatível com o tipo de escoamento (ascendente ou descendente), mas também as suas características granulométricas (forma, dimensão e distribuição de tamanhos) e ainda a sua resistência mecânica e química (secção 5.2.2.3).

No caso de o enchimento ser constituído por módulos de folhas plásticas estruturadas em diversas geometrias, semelhantes ao que se utiliza em leitos percoladores, há que garantir que os módulos ficam solidamente amarrados, a fim de se manterem imersos na AR e de não se deslocarem durante a operação de lavagem.

O enchimento de natureza mineral é geralmente assente sobre uma camada de suporte de material mais grosseiro, como a gravilha, para impedir a perda de material filtrante.

Muitos biofiltros, designadamente os de enchimento menos denso que a água, dispõem de um dispositivo de retenção ou de recolha de material de enchimento arrastado com o efluente em operação normal e durante a lavagem.

A boa seleção do equipamento de arejamento é importante para a eficiente operação do biofiltro (WEF, 2010), visto que, à medida que as partículas sólidas vão ficando retidas no leito aumenta a resistência à passagem do ar. Como geralmente existe mais do que um reator biológico na ETAR, aquele que tiver sido lavado há menos tempo oferece menor perda de carga e permite a passagem de maior caudal de ar, provocando um desequilíbrio no fornecimento de oxigénio aos biofiltros que integram a bateria de reatores biológicos. Este problema pode ser solucionado pela instalação de sopradores dedicados por cada biofiltro ou, no caso de ETAR de grande dimensão, que disponham de uma estação central de fornecimento de ar, pela montagem de medidores de caudal mássico de ar²² na tubagem de alimentação de ar a cada biofiltro, que vão comandar a abertura das válvulas dessa tubagem.

O sistema de lavagem do leito do biofiltro inclui um tanque de armazenamento da água para lavagem, bombas de alimentação da água de lavagem, sopradores de ar de lavagem, tanque de recolha da água de lavagem e todas as válvulas e instrumentação de controlo necessárias para que a lavagem tenha início e se processe automaticamente.

5.5. Dimensionamento de biofiltros

5.5.1. Nota introdutória

O dimensionamento da unidade de tratamento biológico por biofiltração consiste essencialmente no cálculo de:

- volume total do meio de enchimento, da sua área superficial e da sua altura;
- número de biofiltros necessários para que seja atingida a eficiência de remoção de matéria orgânica e/ou de azoto pretendida;
- caudal de ar necessário;
- volumes de ar e de água necessários para a limpeza do biofiltro;

²² As grandezas medidas pelos medidores de caudal mássico de ar são a velocidade, a pressão e a temperatura, que são traduzidas em kg de O₂/d.

5.5.2. Metodologia de dimensionamento de biofiltros

O dimensionamento baseado em modelos cinéticos de degradação da matéria orgânica é demasiado complexo para usos práticos, devido ao biofilme desenvolvido sobre cada tipo de material de enchimento (o que faz variar a cinética dos mecanismos de transferência de massa entre as AR, o biofilme e o ar), complexidade ainda aumentada pelo mecanismo de filtração que também ocorre em alguns tipos de biofiltros. Por consequência, o dimensionamento deste tipo de reatores biológicos baseia-se, geralmente, na combinação de critérios de carga (volúmica e superficial) e em informação fornecida pelo fabricante, enquanto continuam os estudos para o desenvolvimento e calibração de modelos de simulação.

Os fatores que afetam a eficiência do processo de biofiltração são, além da composição das AR a tratar e da temperatura, a carga hidráulica, as cargas volúmicas de CBO_5 , de SST e de azoto (secção 5.2.2.1) e ainda a lavagem do meio filtrante.

A carga volúmica de CBO_5 ou de N, juntamente com a carga de SS, é utilizada para calcular o volume do material de enchimento dos biofiltros secundários ou terciários respetivamente.

A carga hidráulica ou taxa de filtração representa o volume de AR aplicado por unidade de superfície do leito filtrante na unidade de tempo, exprimindo-se geralmente em $\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ e serve para calcular a área da superfície transversal dos biofiltros.

A capacidade de retenção de sólidos que podem ficar acumulados no material filtrante no período entre lavagens determina a frequência de lavagem do biofiltro.

Genericamente, o procedimento de dimensionamento de biofiltros é o seguinte:

- determinação do volume do meio de enchimento através das cargas volúmicas de CBO_5 , N e de SST (Quadros 5.3 e 5.4), sendo seleccionado o maior dos valores calculados;
- determinação da área de filtração com na base na carga volúmica e na carga hidráulica adequada (Quadros 5.3 e 5.4), sendo seleccionada a maior das áreas calculadas;

- determinação do número de biofiltros, tendo em consideração a área de enchimento de cada biofiltro, de acordo com o tipo de enchimento e as especificações dos fornecedores;
- verificação da capacidade de retenção de sólidos do meio filtrante (seção 5.5.3), de modo a determinar a frequência de lavagem;
- verificação da taxa de filtração quando ocorre a lavagem de alguns biofiltros.

5.5.3. Critérios de dimensionamento de biofiltros

No Quadro 5.3 apresentam-se valores de cargas aplicadas em diversas ETAR, bem como a eficiência de remoção de CBO_5 e de SST obtida, que podem ser utilizados como orientação de critérios de dimensionamento de biofiltros para tratamento secundário.

Quadro 5.3 Valores típicos de cargas aplicadas em biofiltros para tratamento secundário

Tipo de biofiltro	Carga volúmica ($\text{kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$)	Carga hidráulica ($\text{m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$)	Eficiência de remoção (%)
Fluxo ascendente de leito móvel ou estático com lavagem em contracorrente ^{1,2}	CBO_5 : 1,5 – 6 SST: 0,8 – 3,5	3 – 16	CBO_5 : 65 – 90 SST: 65 – 90
Fluxo ascendente de leito móvel ou estático e lavagem em cocorrente ³	CBO_5 : 10	nd	nd
Fluxo ascendente e leito flutuante ³	CBO_5 : 8	nd	nd
Leito estático, sem lavagem ⁴	CBO_5 : 0,8 – 1,5	2 – 12	CBO_5 : 85 – 95

(1 – Dégrement, 2007; 2 – Kruger, 2008; 3 – ATV, 1997; 4 – McCarty, 2008 citados por WEF, 2010); nd – não disponível.

(Adaptado de WEF, 2010)

No Quadro 5.4 apresentam-se valores típicos de cargas aplicadas em diversas ETAR com biofiltros utilizados em tratamento terciário para remoção biológica de azoto (baseada em nitrificação/desnitrificação) e da eficiência de remoção obtida.

A quantidade de SS que pode ficar retida no biofiltro entre duas lavagens depende, obviamente, do tipo de tratamento prévio ao biofiltro, da duração do ciclo entre lavagens e do volume de água de lavagem. Segundo Dégremont (2007) citado por WEF (2010), a quantidade de sólidos que pode ser acumulada no biofiltro varia entre 2,5 a 4 kg SST/(m³.d), que originam água de lavagem com concentração em SS da ordem de 500 a 1500 mg/L.

Quadro 5.4 Valores típicos de cargas aplicadas em biofiltros para tratamento terciário (remoção de N)

Tipo de biofiltro	Carga volúmica (kg/(m ³ .d))	Carga hidráulica (m ³ /(m ² .h))	Eficiência de remoção (%)
Fluxo ascendente de leito estático ou flutuante, com lavagem em contracorrente, após tratamento primário ^{1,2}	CBO ₅ : <1,5 – 3 SST: <1,0 – 1,6 N-NH ₃ : <0,4 – 0,6 (a 10 °C) N-NH ₃ : <1,0 – 1,6 (a 20 °C)	3 – 12	CBO ₅ : 70 – 90 SST: 65 – 85 N-NH ₃ : 65 – 75
Fluxo ascendente de leito estático ou flutuante com lavagem em contracorrente, após tratamento secundário ^{1,2}	CBO ₅ : <1 – 2 SST: <1,0 – 1,6 N-NH ₃ : <0,5 – 1,0 (a 10 °C) N-NH ₃ : <1,0 – 1,6 (a 20 °C)	3 – 20	CBO ₅ : 40 – 75 SST: 40 – 75 N-NH ₃ : 75 – 95
Fluxo ascendente de leito flutuante com lavagem em contracorrente, após tratamento secundário ³	N-NH ₃ : 1,5	nd	nd
Fluxo ascendente de leito estático, após tratamento secundário ³	N-NH ₃ : 1,2	nd	nd
Leito estático, sem lavagem, após tratamento secundário ⁴	N-NH ₃ : 0,2 – 0,9	2 – 12	N-NH ₃ : 85 – 95

(1 – Dégremont, 2007; 2 – Kruger, 2008; 3 – ATV, 1997; 4 – McCarty, 2008 citados por WEF, 2010); nd – não disponível.

(Adaptado de WEF, 2010)

5.6. Requisitos de O&M de biofiltros

As principais atividades da operação dos biofiltros prendem-se com os seguintes aspetos: avaliação das cargas orgânica e de azoto afluentes; avaliação do nível de colmatação do leito e da inerente necessidade de lavagem; e avaliação do fornecimento do caudal de ar.

A determinação da carga orgânica afluyente baseia-se em resultados de monitorização da qualidade do efluente primário e do caudal afluyente. Se a carga afluyente for excessiva, poderá ser indicativo da necessidade de reforçar a eficiência das fases de tratamento preliminar e primário, eventualmente com tamisação mais fina e decantação primária assistida por coagulação química.

A lavagem do leito de um biofiltro é decidida pelo operador, em função da qualidade da água tratada ou do nível de colmatação, geralmente indicado nos dados recolhidos pela instrumentação de controlo e automação do processo. Uma forma expedita de avaliar a necessidade de proceder à lavagem do biofiltro, no caso de falha de dados da instrumentação, consiste em analisar o teor de SST na água de enxaguamento da última lavagem, o qual não deve ultrapassar 300 mg/L.

No Quadro 5.5 apresentam-se os problemas operacionais mais frequentes nos biofiltros, bem como sugestões para a sua solução.

Os aspetos mais salientes das atividades de manutenção consistem essencialmente na limpeza do equipamento de arejamento, de modo a assegurar que a distribuição de ar se mantém homogénea e na manutenção do meio de enchimento, com eventual reposição do que se perde por arrastamento durante a lavagem.

Quadro 5.5 Problemas operacionais frequentes em biofiltros e suas soluções

Problema	Causa	Solução
Aumento da concentração de SST na ART	Colmatação do leito do biofiltro.	Efetuar lavagens adicionais.
	Aumento da carga de SST no afluente ao biofiltro.	Assegurar o funcionamento eficiente do tratamento preliminar e primário.
	Frequência excessiva de lavagens (e/ou de mini-lavagens), com consequente liberação de SS.	Reduzir a frequência de lavagens.
Aumento de CBO ₅ /CQO na ART	Aumento da carga de SST no afluente ao biofiltro.	Melhorar a eficiência do tratamento primário.
	Caudal de ar insuficiente.	Verificar a concentração de OD. Verificar o funcionamento dos sopradores. Verificar o funcionamento dos instrumentos de medição de OD e de NO ₃ ⁻ .
Perda de meio filtrante com a água de lavagem	Velocidade da água de lavagem incorreta.	Verificar o funcionamento das válvulas de regulação da lavagem.
	Mau funcionamento do medidor de pressão (colmatação).	Verificar se a tomada de pressão não está obstruída.
	Meio mais pesado devido a forte crescimento do biofilme.	Efetuar uma série de lavagens a título excepcional.

5.7. Exercícios

Exercício 5.7.1 – Dimensionamento de biofiltros de fluxo ascendente e leito estático para tratamento secundário

Dimensionar o volume de leito filtrante, a área de filtração e o número de biofiltros para tratamento de ARU capaz de assegurar uma eficiência de remoção de CBO₅ e de SST superior a 90 %, considerando os seguintes dados:

- caudal médio afluyente ao sistema de biofiltros $Q_{\text{med a}} = 4000 \text{ m}^3/\text{h}$;
- fator de ponta do caudal afluyente – $f_{\text{pta}} = 2,8$;
- CBO₅ do efluente primário – $\text{CBO}_{5\text{ a}} = 220 \text{ mg/L O}_2$;
- SST do efluente primário – $\text{SST}_{\text{ a}} = 150 \text{ mg/L}$;
- altura do leito filtrante – $h_{\text{M}} = 4 \text{ m}$.

Resolução:

1. Determinação das cargas de CBO₅ e de SST afluentes ao sistema de biofiltros.

$$C_{\text{org CBO}_5} = Q_{\text{med a}} \times \text{CBO}_{5\text{ a}}$$

$$C_{\text{org CBO}_5} = 4\,000 \text{ m}^3/\text{h} \times 24/\text{d} \times 220 \text{ g/m}^3 = 21\,120\,000 \text{ g/d O}_2$$

$$C_{\text{org CBO}_5} = 21\,120 \text{ kg/d O}_2$$

$$C_{\text{sol SST}} = Q_{\text{med a}} \times \text{SST}_{\text{ a}}$$

$$C_{\text{sol SST}} = 4\,000 \text{ m}^3/\text{h} \times 24/\text{d} \times 150 \text{ g/m}^3 = 14\,400\,000 \text{ g/d}$$

$$C_{\text{sol SST}} = 14\,400 \text{ kg/d}$$

2. Cálculo do volume do leito filtrante.

O volume do leito filtrante deverá ser o maior dos valores determinados pela seguinte expressão:

$$V = \frac{\text{Carga de CBO}_5 \text{ ou de SST}}{\text{Carga volúmica de CBO}_5 \text{ ou de SST}}$$

pelo que é necessário arbitrar os valores de carga volúmica adequados à eficiência de remoção pretendida. Considerando, com base no Quadro 5.3, que

$$C_{\text{vol CBO}_5} = 3 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d}) \quad \text{e} \quad C_{\text{vol SST}} = 1,5 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$$

os valores V_1 e V_2 do enchimento calculado para cada uma das cargas volúmicas ($C_{\text{vol CBO}_5}$ e $C_{\text{vol SST}}$) são:

$$V_1 = \frac{21\,120 \text{ kg/d}}{3 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})} = 7\,040 \text{ m}^3$$

$$V_2 = \frac{14\,400 \text{ kg/d}}{1,5 \text{ kg}/(\text{m}^3 \cdot \text{d})} = 9\,600 \text{ m}^3$$

Verifica-se que $V_2 > V_1$, pelo que se conclui que é a carga de SST que determina a capacidade dos biofiltros.

3. Calcular a área de filtração necessária para o volume determinado no passo 2.

$$A_{\text{Vol}} = \frac{V}{h_m} = \frac{9\,600 \text{ m}^3}{4 \text{ m}} = 2\,400 \text{ m}^2$$

4. Calcular a área de filtração com base na máxima taxa de filtração ou carga hidráulica (para o caudal de ponta). Considerando carga hidráulica = $16 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ (Quadro 5.3).

$$A_{\text{hid}} = \frac{Q_a f_{\text{pta}}}{C_H} = \frac{4\,000 \text{ m}^3/\text{h} \times 2,8}{16 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})} = 700 \text{ m}^2$$

Resposta: $A_{\text{hid}} \ll A_v$, pelo que a área será $2\,400 \text{ m}^2$.

5. Cálculo do número de reatores do sistema de biofiltração
Admitindo que a área individual do biofiltro disponibilizado pelo fabricante é de 157 m^2 , o número n de biofiltros será:

$$n = \frac{2\,400 \text{ m}^2}{157 \text{ m}^2} = 15,3 \text{ biofiltros}$$

pelo que devem ser considerados 16 reatores de biofiltração.

6. Verificação da capacidade de retenção de sólidos no leito filtrante
Admitindo que a capacidade de retenção de sólidos em cada ciclo entre lavagens deve ser de 2,5 kg/(m³.ciclo de lavagens) (secção 5.5.3), a capacidade total dos 16 biofiltros será:

$$2,5 \text{ kg/m}^3 \times 16 \times 157 \text{ m}^2 \times 4 \text{ m} = 25 \ 120 \text{ kg}$$

Admitindo que o rendimento Y de crescimento da biomassa (kg biomassa/kg de CBO₅ removida) é Y = 1, a quantidade de sólidos a remover corresponde grosso-modo à carga orgânica aplicada. Sendo de 90 % a eficiência pretendida, a quantidade de sólidos produzida a remover diariamente é:

$$\text{Quantidade de sólidos a remover} = Y \times C_{\text{org CBO}_5} \times 0,9$$

$$\text{Quantidade de sólidos a remover} = 1 \times 21 \ 120 \text{ kg/d} \times 0,9 = 19 \ 008 \text{ kg/d}$$

$$\text{Frequência de lavagem} = \frac{\text{Capacidade de retenção de sólidos}}{\text{Quantidade de sólidos a remover}}$$

$$\text{Frequência de lavagem} = \frac{25 \ 120 \text{ kg/ciclo}}{19 \ 008 \text{ kg/d}} = 1,3 \frac{\text{d}}{\text{ciclo}} = 32 \text{ h/ciclo}$$

7. Verificação da taxa de filtração quando um biofiltro está em lavagem e outro fora de serviço para manutenção.

Nestas condições, a taxa de filtração ou carga hidráulica é:

$$C_H = \frac{Q_a \times f_{\text{pta}}}{(16 - 2) \times A} = \frac{4 \ 000 \text{ m}^3/\text{h} \times 2,8}{14 \times 157 \text{ m}^2} = 5 \text{ m/h}$$

Verifica-se que C_H = 5 m/h é compatível com os valores recomendados no Quadro 5.3.

Resposta: O volume de leito filtrante necessário é 9 600 m³, a área de filtração é 2 400 m² e o número de biofiltros é 16.

REATORES BIOLÓGICOS DE MEMBRANAS

6.1. Objetivo

O reator biológico de membrana (MBR – *Membrane Biological Reactor*, na terminologia inglesa) é um reator biológico de biomassa suspensa usado no tratamento de AR em que a separação da biomassa é assegurada por um processo de membranas em substituição da decantação. A membrana é uma barreira física permeável à passagem de moléculas de água, que permite reter sólidos em suspensão fina e coloidal, incluindo macromoléculas e microrganismos (Capítulo 15 do Curso Técnico 5).

O tratamento de AR em MBR tem por objetivo a remoção de MO e/ou nutrientes, pelo que os MBR são inseridos na fileira de tratamento ao nível secundário e/ou terciário.

Os MBR foram introduzidos no tratamento de AR em 1969, embora a sua aplicação à escala industrial só se tenha generalizado nos anos 90 (Judd & Judd, 2011 e Hai *et al.*, 2014). O aumento da utilização de MBR tem sido impulsionado por diversos fatores, entre os quais se destaca a diminuição do custo das membranas e a crescente exigência dos requisitos da qualidade da ART para descarga no meio recetor e para reutilização.

Atualmente existem em funcionamento na Europa várias ETAR de grande dimensão com MBR, de que se destacam a ETAR de Seine Aval, em Achères, nos arredores de Paris, com 357 000 m³/d de capacidade e a ETAR de Henriksdal, Estocolmo, projetada para entrar em funcionamento no ano de 2019, para tratar um caudal de 864 000 m³/d (Judd & Judd, 2017). Em Portugal, a primeira ETAR com MBR foi instalada em 2009, em Vila Nova de Ceira, com uma capacidade para 1500 e. p..

6.2. Mecanismos dos reatores biológicos de membranas

6.2.1. Descrição do processo de reatores biológicos de membranas

O mecanismo de estabilização biológica da MO em MBR é análogo ao dos reatores de LA. A diferença reside na aplicação de membranas de microfiltração (MF) ou ultrafiltração (UF) com poros de 0,01 a 0,4 µm de diâmetro

(Park *et al.*, 2015) para separar a biomassa do ML, por meio do mecanismo descrito no Capítulo 15 do Curso Técnico 5.

A introdução das membranas nos reatores de LA veio proporcionar maior eficiência deste processo comparativamente aos reatores de LA seguidos de decantação, pois as membranas são mais eficientes na separação de partículas do que o decantador secundário, conseguindo separar não só os flocos de LA, como também diversos tipos de microrganismos, macromoléculas, a fração coloidal e parte da fração solúvel da MO. A retenção da fração solúvel da MO no reator aumenta o seu tempo de contacto com a biomassa, melhorando, por consequência, a remoção de MO (Hai *et al.*, 2014).

A colmatação das membranas constitui o principal problema limitativo da eficiência do processo, na medida em que provoca a diminuição do fluxo de permeado ao longo do tempo. De modo a minimizar a referida colmatação é necessário:

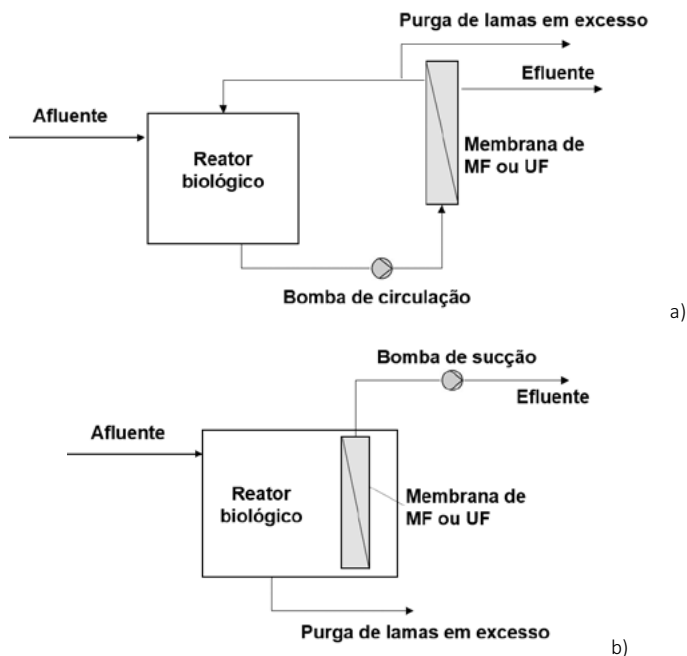
- prever a inclusão de tratamento preliminar muito eficiente, para redução dos SS presentes nas AR;
- utilizar estratégias hidráulicas que promovam o aumento da turbulência do líquido à superfície da membrana ou a diminuição do fluxo de permeado;
- limpeza das membranas, por exemplo por lavagem em contracorrente com permeado (com ou sem produtos de limpeza), coadjuvada com ar, em alguns casos.

O tratamento preliminar mais eficiente é geralmente conseguido pela utilização de microgrades e/ou de tamisadores, que possibilitam um aumento de cerca de 30 % na remoção de gradados e/ou de tamisados (Hai & Yamamoto, 2011).

O aumento da turbulência à superfície da membrana pode ser conseguido quer por aumento da velocidade de circulação, quer por introdução de bolhas de ar grossas na superfície da membrana, promovendo o arrastamento do material depositado na sua superfície. O aumento da velocidade de circulação induz o necessário incremento da pressão transmembranar (PTM) e o consequente aumento do consumo energético.

Nos primeiros MBR o sistema de membranas era instalado no exterior do reator de biomassa suspensa (Figura 6.1 a)), sendo designados por reatores biológicos de membrana externa (eMBR), conhecidos na literatura de língua inglesa por *external* ou *sidestream MBR*. Os desenvolvimentos subsequentes, para minimizar o consumo de energia e a colmatção da membrana, devidos em grande parte aos trabalhos de Yamamoto *et al.* (1989), tiveram como consequência os MBR com as membranas imersas no líquido, denominados por reatores biológicos de membranas imersas (iMBR), *submerged* ou *immersed MBR* na literatura de língua inglesa, representados esquematicamente na Figura 6.1 b). O permeado é extraído por sucção, sendo a pressão bastante baixa, entre 4 e 35 kPa, mas suficiente para garantir o gradiente de PTM necessário para a separação do permeado e do concentrado (Park *et al.*, 2015). Num iMBR a AR é alimentada perpendicularmente à membrana, numa metodologia vulgarmente designada por *dead-end flow* (Park *et al.*, 2015).

Figura 6.1 Configuração de reatores biológicos de membranas: a) externas e b) imersas

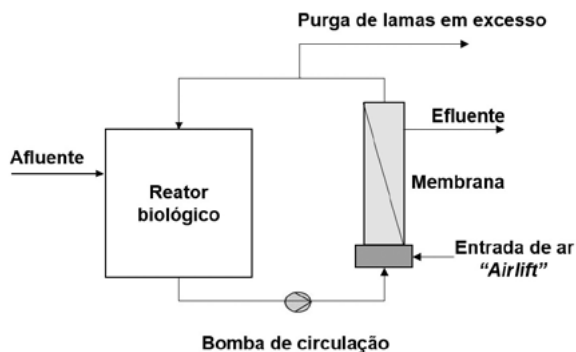


(Adaptada de Park *et al.*, 2015)

No eMBR (Figura 6.1 a)) o conteúdo do reator biológico é alimentado por bombagem ao módulo de membranas, onde se dá a separação da AR tratada (o permeado) e da biomassa (o concentrado), o qual retorna ao reator biológico. A alimentação do ML à membrana é efetuada tangencialmente à mesma (*cross flow*), com o líquido pressurizado a uma PTM que varia entre 150 a 185 kPa. A bomba de circulação, além de garantir a PTM adequada, é essencial para manter uma velocidade de circulação que promova a turbulência necessária na superfície da membrana. A velocidade de circulação é da ordem de 1,2 a 1,8 m/s (Park *et al.*, 2015).

Uma modificação introduzida nos eMBR com vista a minimizar a colmatção permitindo a operação a velocidade de circulação mais baixa, e minimizando o consumo de energia associado à bomba de circulação, consiste na injeção de ar, por *airlift*, diretamente no fundo dos módulos verticais de membranas. Esta modificação garante a turbulência necessária à superfície da membrana para evitar a adesão de partículas (Futselaar *et al.*, 2007), conforme esquematizado na Figura 6.2.

Figura 6.2 Configuração de reatores biológicos de membranas externas com injeção de ar nas membranas



(Adaptada de Futselaar *et al.*, 2007)

Tal como nos reatores de LA, também nos MBR é necessário extrair o excesso de biomassa produzida no decurso da depuração biológica, operação correntemente denominada purga de lamas em excesso. Nos iMBR a purga de

lamas é realizada a partir do reator (Figura 6.1 b)), ao passo que nos eMBR é efetuada na corrente de retorno da biomassa ao reator (Figura 6.1 a)).

6.2.2. Fatores condicionantes da eficiência de tratamento em reatores biológicos de membranas

6.2.2.1. Nota introdutória

A eficiência do tratamento de AR em MBR depende das características da AR afluyente ao reator e da temperatura ambiente. Além destes fatores, depende ainda das características da biomassa, das condições operatórias que condicionam o processo biológico, designadamente: tempo de retenção hidráulico, tempo de retenção de sólidos, oxigénio dissolvido, eficiência da separação da biomassa pela membrana e razão de recirculação, exceto no caso em que as membranas estão imersas no próprio reator biológico. O modo como estes fatores afetam a eficiência do tratamento de AR em MBR é descrito nas secções 6.2.2.2 a 6.2.2.6.

6.2.2.2. Caracterização da biomassa

A biomassa responsável pela remoção da MO e/ou dos nutrientes é semelhante à que se desenvolve nos reatores de LA, sendo constituída em mais de 90 % por bactérias, algumas das quais filamentosas, encontrando-se também protozoários e outros microrganismos. A biomassa é responsável pela produção de substâncias poliméricas extracelulares e metabolitos solúveis, que contribuem para a colmatação da membrana, devido à sua deposição e adesão na superfície da membrana. A concentração de biomassa é mais elevada num MBR que num sistema de LA, devido principalmente ao elevado t_{RS} : nos reatores de LA a concentração máxima de biomassa é cerca de 5 000 mg/L MLSS, enquanto nos MBR, o intervalo ótimo de concentração de biomassa varia entre 8 000 a 12 000 mg/L MLSS (Park *et al.*, 2015). Contudo, a fração de biomassa ativa no ML de um MBR é menor do que num reator de LA, pois o elevado t_{RS} a que são operados os MBR conduz a um aumento de microrganismos inativos (Park *et al.*, 2015).

6.2.2.3. Tempo de retenção hidráulico e tempo de retenção de sólidos

Uma das principais diferenças dos MBR em relação aos sistemas de LA reside na operação a t_{RS} mais elevado (entre 5 e 30 d) e t_{RH} mais baixo (entre 4 a 9 h). O aumento do t_{RS} contribui para o incremento da biomassa no reator e para a consequente remoção mais elevada de MO e/ou de nutrientes. No entanto, verifica-se que não é vantajoso aumentar o t_{RS} para

além de 30 dias, pois a biomassa total aumenta, mas apenas como consequência do incremento da biomassa inativa, a qual não contribui para a eficiência de remoção de MO (Park *et al.*, 2015).

A partir dos balanços de massa descritos para um sistema de LA é possível relacionar a qualidade do efluente do MBR, em termos da sua concentração no substrato orgânico (S), com a concentração de biomassa ativa no reator (X), com o t_{RS} e com o t_{RH} , de acordo com as expressões 2.22 e 2.23, respectivamente. Geralmente S é expresso em CQO ou CBO₅ e X exprime-se em SST ou SSV.

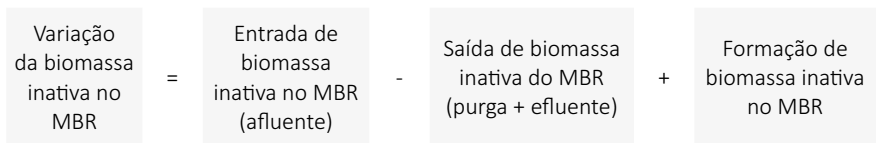
$$S = \frac{K_S (1 + k_d t_{RS})}{t_{RS} (Y k - k_d) - 1} \quad (2.22)$$

$$X = \left(\frac{t_{RS}}{t_{RH}} \right) \left[\frac{Y (S_0 - S)}{(1 + k_d t_{RS})} \right] \quad (2.23)$$

A concentração de biomassa num MBR resulta do somatório da biomassa ativa (X) e da inativa (X_i), que assume uma parcela significativa, em consequência do elevado t_{RS} , conforme indicado pela expressão 6.1.

$$X_T = X + X_i \quad (6.1)$$

O balanço de massa à biomassa inativa (X_i) é traduzido pela expressão 6.2.



$$\frac{dX_i}{dt} V = QX_{oi} - (Q_w X_{wi} + (Q - Q_w) X_{ei}) + r_{xi} V \quad (6.2)$$

Em que:

- V – volume do reator;
- Q – caudal afluente;
- X_i – concentração de biomassa inativa;
- X_{oi} – concentração de biomassa inativa no afluente;
- X_{ei} – concentração de biomassa inativa no efluente;

X_{wi} – concentração de biomassa inativa nas lammas;
 Q_w – caudal de lammas purgadas;
 r_{xi} – velocidade de crescimento de biomassa inativa no reator.

Considerando que o reator se encontra em estado estacionário, ou seja, que a concentração da biomassa inativa no reator se mantém constante ($dX_i/dt = 0$) e que a concentração de biomassa inativa no efluente (permeado) é nula ($X_{ei} = 0$), devido à elevada eficiência de remoção da membrana, a expressão 6.2 resume-se às seguintes parcelas da expressão 6.3.

$$0 = QX_{oi} - Q_w X_{wi} + r_{xi} V \quad (6.3)$$

$Q_w X_{wi}$ – saída de biomassa inativa na purga de lammas – é calculada pela expressão 6.4, uma vez que Q_w é definido em função de t_{RS} (expressão 2.11) e X_{wi} é a concentração da biomassa inativa.

$$t_{RS} = \frac{VX}{Q_w X_R} \quad (2.11)$$

$$Q_w X_{wi} = \frac{V X_i}{t_{RS}} \quad (6.4)$$

O crescimento de biomassa inativa no reator é calculado pela expressão 6.5.

$$r_{xi} = f_d k_d X \quad (6.5)$$

Em que:

f_d – fração de biomassa inativa que se acumula no reator durante o decaimento (fase endógena);
 k_d – coeficiente de decaimento da biomassa.

Substituindo as expressões 6.4 e 6.5 na expressão 6.2, obtém-se a expressão 6.6.

$$0 = QX_{oi} - \frac{V X_i}{t_{RS}} + f_d k_d X V \quad (6.6)$$

Resolvendo a expressão 6.6 em ordem à concentração de biomassa inativa X_i , obtém-se a expressão 6.7.

$$X_i = \frac{X_{oi} t_{RS}}{t_{RH}} + f_d k_d X t_{RS} \quad (6.7)$$

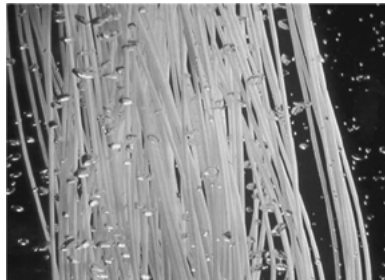
Substituindo na expressão 6.1 a expressão da biomassa ativa (expressão 2.23) e da biomassa inativa (expressão 6.7), obtém-se a expressão 6.8, que exprime a relação entre a concentração de biomassa no reator e a eficiência do mesmo na remoção biológica do substrato.

$$X_T = \left(\frac{t_{RS}}{t_{RH}} \right) \left[\frac{Y (S_0 - S)}{(1 + k_d t_{RS})} \right] + \frac{X_{oi} t_{RS}}{t_{RH}} + f_d k_d \left(\frac{t_{RS}}{t_{RH}} \right) \left[\frac{Y (S_0 - S)}{(1 + k_d t_{RS})} \right] t_{RS} \quad (6.8)$$

6.2.2.4. Transferência de oxigênio

O objetivo principal do arejamento num reator biológico é fornecer o oxigênio necessário ao metabolismo dos microrganismos na remoção de MO e/ou de nutrientes. Adicionalmente, pode também ter o objetivo de promover a agitação necessária para manter a biomassa em suspensão. Nos MBR, o arejamento pode ter ainda o objetivo de minimizar a ocorrência da colmatção da membrana, por meio da injeção de bolhas de ar grossas, com tamanho suficiente para garantir a agitação do líquido junto à superfície das membranas, provocando o conseqüente desprendimento de material colmatante da superfície (Figura 6.3). O ar injetado para evitar a colmatção das membranas não contribui significativamente para o processo biológico.

Figura 6.3 Injeção de bolhas de ar grossas para minimizar a colmatção das membranas



(Adaptada de USEPA, 2007)

O cálculo da quantidade de oxigénio necessária para garantir a remoção de MO e/ou de nutrientes é análogo ao do sistema de LA descrito na secção 2.2.2.8, baseando-se na expressão 2.36.

$$R_{O_2} \text{ (kg } O_2/\text{ d)} = \frac{Q (S_0 - S)}{f} - 1,42 P_x + c Q NO_x \quad (2.36)$$

A quantidade de oxigénio para reduzir a colmatação da membrana pode ser calculada pela intensidade de arejamento U_a representada na expressão 6.9 (Park *et al.*, 2015), semelhante à utilizada para determinar o gradiente de velocidade G (Capítulo 8 do Curso Técnico 5).

$$G = \sqrt{\frac{\rho g U_a}{\mu_L}} \quad (6.9)$$

Em que:

- ρ – massa volúmica do ML (kg/m³);
- g – aceleração da gravidade (m/s²);
- U_a – intensidade de arejamento (m³/ (m².s));
- μ_L – viscosidade do ML (kg/(m.s)).

No entanto, os valores obtidos pela expressão 6.9 não correspondem às condições reais, uma vez que a quantidade de oxigénio necessária para prevenir a colmatação das membranas também depende do tipo da mesma, da configuração do módulo e da hidrodinâmica do sistema e a expressão 6.9 tem unicamente em consideração as características físicas do ML (a massa volúmica e a viscosidade). Por esta razão, os fornecedores de equipamentos utilizam nos seus catálogos um parâmetro equivalente, embora diferente, designado Necessidade Específica de Oxigénio ou SAD (*Specific Aeration Demand*, na terminologia inglesa), que é determinado experimentalmente, em instalações piloto (Judd & Judd, 2011).

A SAD pode ser especificada de duas formas:

- SAD_m – caudal de oxigénio necessário por área de membrana, expressa em m³ de ar / (m².h);
- SAD_p – caudal de oxigénio necessário por fluxo de permeado, expresso em m³ de ar/m³ de permeado.

As duas formas relacionam-se segundo a expressão 6.10.

$$SAD_p = SAD_m/J \quad (6.10)$$

Em que:

J – Fluxo de permeado ($m^3/(m^2.h)$).

Segundo Park *et al.* (2015), os valores típicos de SAD_m variam entre 0,3 a 0,8 m^3 de ar $/(m^2.h)$. Geralmente, o caudal de ar é medido em condições PTN, ou seja, $T = 0 \text{ } ^\circ\text{C}$ e $P = 1 \text{ atm}$.

6.2.2.5. Colmatação da membrana

A colmatação da membrana afeta seriamente a eficiência do processo de tratamento em MBR. Consequentemente, é essencial evitar a colmatação, de modo a minimizar os custos operacionais e maximizar o tempo de vida útil das membranas.

Em termos práticos, constata-se a ocorrência de colmatação quando o MBR é operado a PTM constante e o fluxo de permeado diminui ao longo do tempo ou quando a PTM aumenta se o MBR funciona a fluxo de permeado constante.

A colmatação das membranas dos MBR é devida principalmente à deposição e adsorção de flocos biológicos, de partículas coloidais (orgânicas e inorgânicas) e de substâncias poliméricas extracelulares na superfície da membrana e nos poros.

A colmatação da membrana depende de:

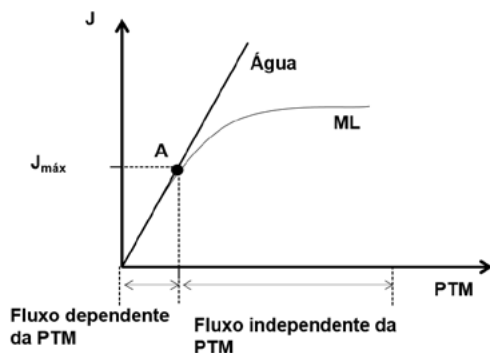
- características do ML – tipo e quantidade de substâncias poliméricas extracelulares, tamanho e estrutura dos flocos, viscosidade do meio;
- características da própria membrana e do módulo, e. g. tamanho e forma do poro, porosidade, afinidade com a água, carga elétrica superficial da membrana e tipo e dimensão do módulo;
- operação do reator biológico e do sistema de membranas – por exemplo o t_{RS} e o t_{RH} influenciam as características do ML e a velocidade de circulação junto às membranas influencia a turbulência junto da membrana.

Para minimizar a colmatação das membranas há não só que reduzir a presença de SS, através de um tratamento preliminar muito eficiente, bem como de substâncias dissolvidas e em suspensão coloidal, e ainda todas as forças que possam atrair as partículas em suspensão para a superfície da membrana, o que se consegue pela adequada seleção do material e do tipo de módulo das membranas e pela otimização das condições de operação do sistema no que concerne ao t_{RS} e ao t_{RH} . A alteração das condições hidráulicas que permite evitar a colmatação da membrana pode efetuar-se por qualquer dos seguintes métodos: criação de elevada turbulência junto da superfície da membrana; operação do MBR a baixo fluxo de permeado; operação intermitente do processo de filtração pela membrana.

Nos eMBR a turbulência junto da superfície da membrana pode ser conseguida utilizando elevada velocidade de circulação (à custa de elevada PTM), mas de forma controlada, de modo que a maior quantidade de partículas é “empurrada” para a superfície da membrana pelo aumento da PTM não contribua para a colmatação da mesma. Nos iMBR, em que a alimentação é perpendicular à membrana (do tipo *dead-end*), como não existe velocidade de circulação, a turbulência é conseguida pela introdução de bolhas de ar grossas à superfície das membranas (Judd & Judd, 2006). A introdução de bolhas grossas, além de minimizar a colmatação pelo aumento da turbulência, promove um aumento da dispersão dos sólidos, dando origem à formação de flocos mais pequenos. A diminuição do tamanho dos flocos facilita a transferência de massa do oxigénio, contribuindo também para a melhoria da remoção de MO (Visvanathan *et al.*, 2010).

Operando o MBR a fluxo de permeado suficientemente baixo, com baixa PTM, minimiza-se a deposição e/ou adsorção das partículas nas membranas (Park *et al.*, 2015 e Judd & Judd, 2006). Verifica-se que para baixo valor de PTM existe uma relação linear entre a PTM aplicada e o fluxo de permeado obtido, relação semelhante ao funcionamento só com água (reta da Figura 6.4) e onde, teoricamente, não ocorre colmatação. No entanto, se a PTM aumentar, o valor do fluxo de permeado é independente do valor da PTM, ocorrendo colmatação (representado pela curva ML da Figura 6.4). O fluxo máximo de permeado a que o MBR deve ser operado, para o ML, corresponde ao ponto A, conforme ilustrado na Figura 6.4.

Figura 6.4 Variação do fluxo de permeado com a pressão transmembrana



A prevenção da colmatação da membrana através da operação intermitente do processo das membranas pode processar-se de dois modos: suspender a filtração, por supressão instantânea da PTM (pressão de sucção nos iMBR ou a pressurização nos eMBR), de modo a promover o desprendimento instantâneo do material depositado na superfície da membrana; promover a lavagem em contracorrente, invertendo o sentido do permeado durante um curto período de tempo.

Apesar de os MBR serem operados de forma a minimizar a colmatação das membranas, não é possível evitar completamente a sua ocorrência, sendo necessário proceder a uma limpeza eficaz das membranas, designada **limpeza de manutenção**, que assegure a reposição do valor do fluxo de permeado ou da PTM. Geralmente a limpeza é efetuada por lavagem em contracorrente com permeado e/ou ar e, quando necessário, por limpeza química, sendo o ácido cítrico ou uma solução de um composto clorado, e. g. hipoclorito, os reagentes mais utilizados para o efeito.

Idealmente, o processo de limpeza restaura o fluxo de permeado ou a PTM para o nível da membrana nova. No entanto, ao longo do tempo, observa-se uma diminuição do fluxo de permeado ou um aumento gradual da PTM após cada ciclo de lavagem, tornando-se necessário recorrer à chamada **limpeza de recuperação**, a qual, apesar de mais eficaz que a limpeza de manutenção, não assegura a recuperação total da membrana, pois parte da colmatação é irreversível. Quando a limpeza das membranas já não consegue recuperar os valores aceitáveis de operação das mesmas (caudal de permeado e PTM), haverá que equacionar a substituição das membranas.

6.2.2.6. Produção de lamas

A quantidade e a qualidade de lamas produzidas num MBR são diferentes dos restantes processos de tratamento biológicos de AR, uma vez que as condições do tratamento também o são, nomeadamente a maior concentração de biomassa devido ao t_{RS} mais elevado e à eficiente retenção do concentrado (lamas) pelas membranas.

As características das lamas produzidas pelo processo de MBR dependem dos parâmetros operatórios do processo, sendo por isso difícil de generalizar as diferenças das características das lamas produzidas num MBR ou em outro tratamento biológico. Por exemplo, observa-se que quanto maior for a velocidade de circulação junto da superfície da membrana, menor é a viscosidade das lamas; por outro lado, também se observa que quanto mais elevado for o t_{RS} , maior é a viscosidade (Hai & Yamomoto, 2011).

A produção de lamas numa fileira de tratamento com MBR é inferior à quantidade de lamas produzidas com outros processos de tratamento biológico. Efetivamente, por um lado, a elevada eficiência necessária para o tratamento preliminar reflete-se numa menor produção de lamas primárias e por outro, a quantidade de lamas secundárias produzida nos MBR operados dentro dos valores típicos de t_{RS} é ligeiramente mais baixa ou igual aos outros processos de tratamento biológico convencionais, conforme se mostra no Quadro 6.1 (Hai & Yamomoto, 2011).

Quadro 6.1 Quantidade de lamas produzidas em diferentes processos biológicos de tratamento de águas residuais

Processo de tratamento	Produção de lamas (kg de lamas/kg de CBO_5 removida)
iMBR	< 0,3
Biofiltros	0,15 – 0,25
Leitos percoladores	0,3 – 0,5
Lamas ativadas	0,6 – 1

(Adaptado de Hai & Yamomoto, 2011 e Visvanathan *et al.*, 2010)

A quantidade de lamas em excesso a purgar do MBR (P_{X_T}) pode ser estimada pela mesma expressão dos sistemas de LA (expressão 2.26). Porém, como em MBR a biomassa inativa X_i assume uma importância significativa, a expressão 2.26 toma a forma da expressão 6.11, ao substituir X pela expressão 6.1.

$$P_{X_T} = \frac{(X + X_i) V}{t_{RS}} \quad (6.11)$$

Assim, substituindo X_T ($X + X_i$) na expressão 6.11 pela expressão 6.8, obtém-se a expressão 6.12, que permite o cálculo da quantidade de lamas, expressa em SSV por unidade de tempo.

$$P_{X_{SSV}} = \frac{QY(S_0 - S)}{1 + K_d t_{RS}} + QX_{0i} + f_d k_d \frac{QY(S_0 - S)}{1 + K_d t_{RS}} t_{RS} \quad (6.12)$$

A quantidade total de lamas corresponde aos SST, que inclui os SSV e os SSF (ou inorgânicos). Os SSF presentes no excesso de lamas vêm do afluente ($Q(SST_0 - SSV_0)$) e da fração inorgânica da biomassa (QX_{0i}). Para determinar a quantidade total de lamas expressa em SST ($P_{X_{SST}}$), é necessário conhecer a razão entre SSV e SST das lamas em excesso. Geralmente, os SSV constituem cerca de 85 % dos SST (Metcalf & Eddy, 2003), obtendo-se a expressão 6.13.

$$P_{X_{SST}} = \left[\frac{QY(S_0 - S)}{1 + k_d t_{RS}} \right] \times \frac{1}{0,85} + [QX_{0i} + Q(SST_0 - SSV_0)] + \left[f_d k_d \frac{QY(S_0 - S)}{1 + k_d t_{RS}} t_{RS} \right] \times \frac{1}{0,85} \quad (6.13)$$

6.2.3. Vantagens e desvantagens dos reatores biológicos de membranas

Os MBR são soluções de tratamento de AR compactas e capazes de produzir uma ART de elevada qualidade, facilmente adaptáveis à beneficiação da linha de tratamento de ETAR existentes. A par destas inegáveis vantagens, também há que considerar os elevados custos operacionais e mesmo de investimento inicial, devido ao custo das membranas e à inclusão de um eficiente tratamento preliminar. O Quadro 6.2 apresenta a comparação das principais vantagens e desvantagens dos MBR quando comparados com os tratamentos biológicos clássicos utilizados no tratamento de AR.

Quadro 6.2 Vantagens e desvantagens dos reatores biológicos de membranas

Vantagens	Desvantagens
<ul style="list-style-type: none">• Sistema compacto – a decantação secundária e a filtração terciária são eliminadas, permitindo uma redução de área na ordem de 50 a 80 %.• Elevada eficiência de remoção de MO e de nutrientes, com melhor qualidade da água tratada.• Menor necessidade de desinfecção, devido à elevada remoção de microrganismos.• Processo apropriado para aumentar a capacidade de uma instalação já existente.	<ul style="list-style-type: none">• Investimento inicial mais elevado, embora os custos de membrana tenham decrescido drasticamente nos últimos anos.• Necessidade de tratamento preliminar de AR muito eficiente.• Maior consumo energético.• Diminuição do fluxo de permeado devido à colmatação das membranas.• Sensível a grande variação de caudal.

(Adaptado de Davis, 2010; Hai & Yamamoto, 2011 e Park *et al.*, 2015)

6.3. Tipologia dos reatores biológicos de membranas

Existem dois tipos de MBR baseados na localização da membrana:

- reatores biológicos de membrana externa – eMBR;
- reatores biológicos de membrana imersas – iMBR.

Ambos os tipos de MBR são aplicados no tratamento de AR, sendo os iMBR geralmente aplicados em instalações de maior dimensão, para tratar AR com menor carga poluente, como as ARU, enquanto os eMBR são aplicadas em instalações mais pequenas e no tratamento de AR com maior carga poluente (e. g. águas lixiviadas de aterro sanitário). A escolha entre os dois tipos de MBR é condicionada pelo caudal e pela qualidade da água a tratar. A qualidade do efluente, depende essencialmente, do tipo de membrana utilizada (MF ou UF) e do modo de operação do MBR (Pearce, 2008).

Os iMBR podem ser constituídos por um único ou mais tanques. Quando só existe um único tanque, as membranas estão imersas no reator biológico, o que torna difícil a criação de zonas com diferentes concentrações

de oxigénio, necessárias para remover nutrientes ou o isolamento do processo biológico, quando é necessário efetuar uma limpeza das membranas com compostos químicos.

Quando o reator biológico coincide com o compartimento onde estão as membranas, como é o caso de alguns iMBR, não existe necessidade de recirculação.

Quando comparadas as diferentes configurações de MBR verifica-se que, para o mesmo caudal a tratar, a dimensão do iMBR é maior do que a de um eMBR, pois é necessário garantir o espaço para os módulos de membranas. No entanto, ambas as configurações necessitam de área inferior à requerida por outros sistemas de tratamento biológico. No Quadro 6.3 apresentam-se resumidamente as vantagens e desvantagens das duas configurações de MBR.

Os módulos de membranas dos MBR podem ser constituídos por membranas planas – módulo plano-, ou por feixes de fibras ocas acondicionadas em tubos de secção variável – módulo tubular, conforme descrito na secção 15.4.1 do Curso Técnico 5 e ilustrado na Figura 6.5.

Nos iMBR os módulos de fibras ocas são operados com o sentido de fluxo de fora para dentro, enquanto nos eMBR podem ser operados de fora para dentro ou na direção inversa (Figura 6.6).

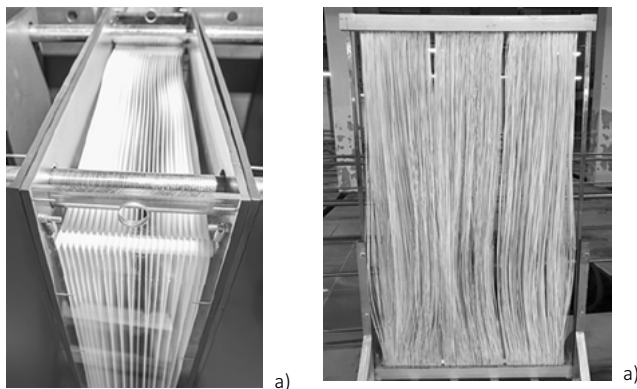
Quadro 6.3 Vantagens e desvantagens das configurações de reatores biológicos de membranas

Tipo de configuração	Vantagens	Desvantagens
iMBR	<ul style="list-style-type: none">• Menor colmatção da membrana.• Operação a menor PTM.• Menor consumo de energia.	<ul style="list-style-type: none">• Necessidade de arejamento com bolha grossa.• Custo de manutenção mais elevado.
eMBR	<ul style="list-style-type: none">• Maior facilidade de manutenção e limpeza.• Menor custo de manutenção – e. g. limpeza química <i>in situ</i> sem perigo de contaminação da cultura microbiana.	<ul style="list-style-type: none">• Consumo de energia mais elevado, devido à circulação e à utilização de PTM mais elevadas.• Custos operacionais mais elevados.

(Adaptado de Hai & Yamamoto, 2011; Park *et al.*, 2015 e Pearce, 2008)

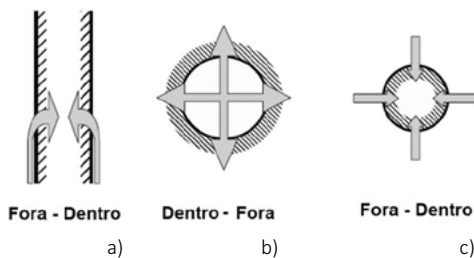
Quando as membranas de um eMBR são operadas de dentro para fora, é necessário empregar módulos tubulares, para evitar entupimento, uma vez que neste tipo de módulos o diâmetro interno do tubo é maior.

Figura 6.5 Módulos de membranas utilizados nos reatores biológicos de membranas imersas: a) planos e b) fibras ocas



(Adaptada de Judd & Judd, 2017 e Huang, 2017)

Figura 6.6 Sentido do fluxo em diferentes membranas: a) planas, b) tubos e c) fibras ocas



(Adaptada de Judd & Judd, 2011)

6.4. Disposições construtivas dos reatores biológicos de membranas

6.4.1. Constituição dos reatores biológicos de membranas

Os MBR são sistemas formados por um reator biológico de biomassa suspenso e por um conjunto de módulos de membranas de MF ou de UF, sendo por isso constituídos pelos seguintes componentes:

- **reator biológico** – tanque, equipado com sistema de arejamento e/ou de agitação;
- **módulos de membranas** para separação de biomassa, incluindo o sistema de limpeza da membrana e a instrumentação de medida e controlo;
- **sistema de recirculação de lamas** (quando aplicável) – bombas, tubagem e válvulas;
- **sistema de purga de lamas** – bombas, tubagem e válvulas.

Conforme referido na secção 6.1.1, um MBR requer uma instalação de tratamento preliminar muito eficiente, constituída por microgrades e/ou tamisadores, tipicamente com aberturas de dimensão inferior a 0,8 – 2 mm (Metcalf & Eddy, 2014) para minimizar a colmatção. Pode ser necessário considerar um tanque de equalização na fileira de tratamento preliminar, de modo a amortecer a variação do caudal afluente, se o fator de ponta de caudal horário for superior a 1,5. Esta solução é mais robusta e mais económica do que aumentar a área de membrana instalada (Park *et al.*, 2015).

As pequenas ETAR devem dispor de pelo menos dois MBR, para permitir que pelo menos um reator permaneça em funcionamento, enquanto o outro está em manutenção ou em reparação.

6.4.2. Reator biológico

As disposições construtivas a observar para um MBR são semelhantes às requeridas para os reatores do sistema de LA (secção 2.4.2), havendo, no entanto, que considerar algumas especificidades inerentes ao tipo de MBR.

Devem ser previstos sistemas de arejamento independentes e dedicados respetivamente, ao fornecimento de oxigénio para o processo biológico de estabilização da MO e/ou da nitrificação e à criação de turbulência por injeção de ar em bolha grossa para minimizar a colmatção da membrana.

Excetuam-se alguns casos de iMBR, com os módulos de membranas são colocados no reator biológico, em que o sistema de arejamento tem que cumprir também a função de minimização da colmatação da membrana. Nestes casos, o arejamento processa-se, geralmente, por difusão de ar em bolha fina, devendo os difusores ser colocados a uma distância tal das membranas que possibilite a coalescência das bolhas de ar finas ao longo da altura do reator para formar bolhas grossas (Visvanathan *et al.*, 2000).

A recirculação de lamas só não é necessária nos iMBR em que as membranas estão imersas no próprio reator biológico.

A Figura 6.7 ilustra um iMBR em operação.

Figura 6.7 Reator biológico de membranas imersas em operação



(Adaptada de OVIVO, 2017 b)

6.4.3. Módulos de membranas

As membranas utilizadas no tratamento das AR são fabricadas em materiais poliméricos diversos, devendo ser hidrófilas, de modo a minimizarem a colmatação. O Quadro 6.4 apresenta as características de algumas membranas comercializadas nos MBR.

Quadro 6.4 Características das membranas comercializadas em reatores biológicos de membranas

Empresa / modelo	Material da membrana	Diâmetro do poro (μm)	Tipo de Módulo	Sentido do fluxo	Localização do módulo
Kubota /510	PVC	0,40	Plano	F \rightarrow D	I, V
Ge – Zenon / ZeeWeed	PVDF	0,02	FO	F \rightarrow D	I, V
Dow / Omexell	PVDF	0,01	FO	F \rightarrow D	Ex, V
MRE / SUR	PE	0,40	FO	F \rightarrow D	I, H
KMS / Puron	PES	0,05	FO	F \rightarrow D	I, V
Hubre / VRM	PES	0,10	Plano	F \rightarrow D	I, V
Norit / Xiga	PES	0,03	FO	D \rightarrow F	Ex, H
Toray	PVDF	0,08	Plano	F \rightarrow D	I, V

D – dentro; Ex – membrana externa; FO – fibras ocas; H – horizontal; PE – polietileno; PES – polieter-sulfona; PVC – policloreto de vinilo; PVDF – fluoreto de polivinilideno; F – fora; I – membrana imersa; V – vertical.

(Adaptado de Park *et al.*, 2015)

As membranas são organizadas em módulos, que podem ser associados em paralelo ou em série, constituindo uma bateria de módulos. A construção dos módulos e a sua organização em baterias deve garantir um sistema compacto, com elevada área de membranas por volume de módulo, sem prejuízo de espaço entre membranas suficiente para facilitar a limpeza, minimizando a colmatação entre as membranas e o entupimento entre os módulos.

Para garantir o bom funcionamento do processo de membranas é necessário prever instrumentação de controlo (e. g. testes de integridade das membranas) e de medição (e. g. pressão e de caudal).

A lavagem das membranas requer um reservatório de água de lavagem (geralmente a lavagem processa-se com o permeado) e um tanque para recolha da água de lavagem para posterior tratamento. Quando a lavagem utiliza substâncias químicas (e. g. hipoclorito, ácido cítrico) é necessário considerar o armazenamento dos reagentes e as câmaras de mistura, como indicado no Capítulo 20 do Curso Técnico 5.

Caso a lavagem em contracorrente seja efetuada com ar, é ainda necessário prever outro sistema de compressão de ar além do previsto para o fornecimento do ar para o sistema biológico e para a limpeza por bolha grossa.

As bombas associadas ao sistema de membranas são geralmente rotativas para o permeado e centrifugas para a lavagem em contracorrente (Davis, 2010).

6.5. Dimensionamento de reatores biológicos de membranas

6.5.1. Nota introdutória

O dimensionamento de MBR inclui o dimensionamento dos seguintes componentes:

- reator biológico – tanque, sistema de arejamento, sistema de recirculação (caso necessário) e sistema de purga de lamas;
- sistema de membranas – área e número de módulos;
- sistema de limpeza – reservatórios de permeado, de soluções de substâncias químicas, sistema de introdução de ar (caso necessário).

O volume do reator biológico é determinado segundo a metodologia seguida no dimensionamento dos reatores de LA, acrescido do volume necessário para acomodar o sistema de membranas (no caso dos iMBR).

Além dos fatores que são geralmente considerados no dimensionamento de instalações de tratamento de AR, como a temperatura, o caudal a tratar e a eficiência pretendida para o processo (função das características da AR a tratar e da qualidade desejada para a ART), no dimensionamento de MBR devem ainda ser considerados os seguintes fatores específicos deste processo:

- tipo de configuração de MBR (iMBR ou eMBR);
- tipo de membrana e de módulo;
- modo de operação das membranas (PTM constante ou fluxo de permeado constante);
- necessidade de arejamento para o processo biológico;
- sistema de limpeza da membrana.

6.5.2. Metodologia de dimensionamento de reatores biológicos de membranas

6.5.2.1. Dimensionamento do reator biológico

O número de reatores de MBR e a área de membranas necessária depende do caudal a tratar e do objetivo do tratamento pretendido.

O cálculo do volume do reator requer o conhecimento do caudal combinado afluente ao reator, que inclui o caudal de recirculação, o qual depende do t_{RS} e influencia a concentração de biomassa no reator (expressão 6.11), e portanto, determina a relação F/M.

Tal como no dimensionamento de reatores de LA, existem duas metodologias para a determinação do volume, baseada uma na carga mássica a tratar e outra nos coeficientes cinéticos dos modelos que traduzem a degradação da matéria orgânica e/ou nutrientes.

Nos iMBR com as membranas imersas no reator biológico, ao volume determinado para o processo biológico há que adicionar o volume ocupado pelas membranas. A determinação do volume ocupado pelas membranas deve ter em conta as recomendações do fornecedor, nomeadamente a área específica das membranas (entre 150 a 334 m²/m³), uma vez que varia com o tipo membrana e o tipo de módulo (Metcalf & Eddy, 2014). Em geral, os módulos de fibras ocas são mais compactos e ocupam um volume menor.

6.5.2.2. Dimensionamento do sistema de membranas

O dimensionamento da unidade de separação por membranas inclui a determinação de:

- fluxo de permeado e a área de membranas necessária;
- número de módulos de membranas;
- caudal de ar do sistema de arejamento por bolha grossa, quando necessário.

O fluxo de permeado a que deve ser operada a unidade de separação é o ponto de partida para o dimensionamento. A partir do fluxo de permeado, calcula-se a área de membrana (expressão 15.3 do Curso Técnico 5) e o número de módulos necessários.

$$J = \frac{Q_p}{A} \quad (\text{CT 5 – 15.3})$$

Em que:

- J – fluxo de permeado;
- Q_p – caudal de permeado;
- A – área de membrana.

O sistema de membranas deve ser dimensionado para um fluxo de permeado (expressão 6.14) que tenha em conta o fluxo de permeado máximo recomendado pelo fornecedor, o fator de ponta (isto é, a proporção entre o fluxo de permeado de ponta e o fluxo de permeado médio diário) e o tempo de pausa inerente ao ciclo de filtração e lavagem. O tempo de pausa do ciclo de filtração e os períodos de lavagem de manutenção reduzem o fluxo de permeado de operação.

$$J = \frac{J_{\max} T_F T_O}{f_{pta}} \quad (6.14)$$

Em que:

- J – fluxo de permeado;
- J_{\max} – fluxo de permeado máximo a que as membranas podem ser operadas;
- f_{pta} – fator de ponta de fluxo de permeado;
- T_F – razão de filtração (expressão 6.15);
- T_O – razão de operação (expressão 6.16).

$$T_F = \frac{t_F}{t_F + t_L} \quad (6.15)$$

$$T_O = \frac{t_O}{t_O + t_{LM}} \quad (6.16)$$

Em que:

- t_F – tempo de filtração, incluindo as lavagens de manutenção;
- t_L – tempo de lavagem ou paragem;
- t_O – tempo de operação entre lavagens de manutenção;
- t_{LM} – tempo de lavagem de manutenção.

O número de módulos necessário é determinado tendo em conta o caudal médio a tratar e a área de membrana disponível por módulo (expressão 6.17).

$$N = \frac{Q_{\text{méd}}}{J \times A_{\text{mód}}} \quad (6.17)$$

Em que:

- N – número de módulos necessário;
- $Q_{\text{méd}}$ – caudal médio diário;
- $A_{\text{mód}}$ – área de membrana por módulo.

Para o sistema de limpeza da membrana é ainda necessário dimensionar os reservatórios de permeado e de água residual da lavagem, bem como as cuvas de preparação de reagentes, tendo em conta o número e tempo de lavagens (Capítulo 20 do Curso Técnico 5).

6.5.2.3. Dimensionamento dos sistemas de arejamento

O dimensionamento dos sistemas de arejamento deve assegurar:

- a quantidade de oxigénio necessária à estabilização da MO e/ou remoção de nutrientes determinada de forma análoga aos sistemas de LA (secção 2.5.2);
- o grau de mistura que mantenha a biomassa em suspensão (secção 2.5.2);
- a turbulência necessária na superfície da membrana para a limpeza (secção 6.1.2.4).

A necessidade de arejamento para a limpeza da membrana é estimada tendo em conta a quantidade específica de oxigénio necessária por área de membrana e o tempo necessário para arejar (expressão 6.18).

$$Q_{\text{ar memb}} = \text{SAD}_m \times N \times A_{\text{mód}} \times \frac{t_a}{t_a + t_p} \quad (6.18)$$

Em que:

- $Q_{\text{ar memb}}$ – caudal de ar necessário para limpeza da membrana;
- SAD_m – caudal de oxigénio necessário por unidade de área de membrana;
- t_a – tempo de arejamento;
- t_p – tempo de paragem de arejamento.

6.5.3. Critérios de dimensionamento em reatores biológicos de membranas

Nos Quadros 6.5 e 6.6 são apresentados valores típicos de critérios de dimensionamento e de parâmetros cinéticos considerados no dimensionamento dos reatores biológicos dos MBR. Nos Quadros 6.7 e 6.8 são apresentados valores típicos dos principais critérios de dimensionamento das membranas em MBR.

Quadro 6.5 Critérios de dimensionamento dos reatores biológicos de membranas

Parâmetro	Unidades	Valor típico	Intervalo
MLSS	mg/L	10 000	8 000 – 20 000
MLVSS	mg/L	8 500	4 000 – 16 000
F/M	g CQO/(g MLSS.d)	0,15	0,05 – 0,4
t_{RS}	d	20	5 – 30
t_{RH}	h	6	4 – 9
OD (zona aeróbia)	mg/L	–	1,5 – 3
OD (zona anóxica)	mg/L	–	0 – 0,5

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

Quadro 6.6 Parâmetros cinéticos de dimensionamento do reator biológico de membranas

Parâmetro	Unidade	Valor típico	Intervalo
K_s (constante de saturação igual à concentração de S quando $(dS/dt)/X = \frac{1}{2} k$)	g CQO/m ³	6,0	3,0 – 13,2
μ_{max} (taxa específica máxima do crescimento microbiano)	g SSV/(g SSV.d)	8,0	3 – 13,3
Y (rendimento da biomassa formada por S consumido)	kg SSV/kg CQO	0,4	0,28 – 0,67
K_{sN} (constante de saturação igual à concentração de N-NH ₄ ⁺ quando $(dN/dt)/X = \frac{1}{2} k_N$)	g NH ₄ /m ³	0,07	0,01 – 0,1
$\mu_{max,N}$ (taxa específica máxima do crescimento microbiano)	g SSV/(g SSV.d)	0,7	0,2 – 2,21
Y _N (rendimento da biomassa formada por N – NH ₄ ⁺ consumido)	kg SSV/kg NH ₄	0,13	0,1 – 0,15

(Adaptado de Judd & Judd, 2006 e Metcalf & Eddy, 2003)

Quadro 6.7 Critérios de dimensionamento das membranas em reatores biológicos de membranas

Parâmetro	Unidades	Valor típico	Intervalo de variação
PTM	kPa	–	150 – 180
PTM sucção	kPa	10	4 – 35
J	L/(m ² .h)	20	15 – 45
SAD _m	Nm ³ de ar/(m ² .h)*	–	0,3 – 0,8

* Nm³ representa o volume em m³ medido em condições PTN (secção 6.2.2.4).(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2003 e Park *et al.*, 2015)

Quadro 6.8 Critérios de dimensionamento do sistema de lavagem das membranas

	Ge Zenon	Kubota	Mitsubishi	Siemens	Hubber
Tratamento preliminar (mm)	1 – 2	≤ 3	1 – 2	1 – 2	≤ 3
Tipo de arejamento	Bolha grossa	Bolha grossa	Bolha grossa	Arejamento por jato	Bolha grossa
Limpeza de manutenção					
Ar on / off (s/s)	10/10	Constante	Constante	Constante	Constante
Filtração on / off (min/ min)	9,5/0,5	9/1	9/1	9/1	Constante
Lavagem em contracorrente com permeado	Sim	Não	Sim	Sim	Não
Lavagem em contracorrente com cloro	1 a 2 /sem	Não	Não	1 a 2 /sem	Não
Lavagem em contracorrente com ácido cítrico	1 /sem	Não	Não	Não	Não
Limpeza de recuperação					
Frequência	2 a 3 /ano	2 a 3	3 a 4	3 a 4	Quando necessário
Reagentes	Hipoclorito e/ou ácido cítrico	Hipoclorito e/ou ácido cítrico	Hipoclorito e/ou ácido cítrico	Hipoclorito e/ou ácido cítrico	Hipoclorito e/ou ácido cítrico

(Adaptado de Metcalf & Eddy, 2014)

Os MBR permitem obter um efluente de elevada qualidade, com elevada eficiência de remoção em MO (CQO e CBO₅), nutrientes, microrganismos e sólidos em suspensão, como apresentado no Quadro 6.9.

Quadro 6.9 Eficiência de tratamento em reatores biológicos de membranas e características do efluente

Parâmetros	Eficiência de remoção (%)	Caraterísticas do efluente
SST (mg/L)	> 90	< 1
Turvação (NTU)	98,8 – 100	< 0,2
CQO (mg/L O ₂)	89 – 95	10 – 30
CBO ₅ (mg/L O ₂)	> 97	< 5
N-tot (mg/L N)	36 – 86	< 10
P-tot (mg/L P)	62 – 97	0,3 – 2,8
Coliformes totais (UFC/100 mL)	5 – 8 log	< 100
Coliformes fecais (UFC/100 mL)	nd	< 20
Vírus	4 log	nd

nd – não disponível.

(Adaptado de Melin *et al.*, 2006; Hai *et al.*, 2014 e Park *et al.*, 2015)

6.6. Requisitos de O&M dos reatores biológicos de membranas

6.6.1. Operação dos reatores biológicos de membranas

A operação de um MBR visa dois grandes objetivos: por um lado, manter a eficiência pretendida para a estabilização da MO e/ou dos nutrientes sob condições operativas variáveis em função do caudal afluente, da temperatura e da própria composição das AR a tratar; e por outro, assegurar o bom desempenho do sistema de membranas que separa a biomassa do efluente tratado, de modo a proporcionar um fluxo de permeado elevado e estável.

Os parâmetros operacionais a considerar para o controlo do reator biológico são idênticos aos de um reator de LA: razão de recirculação (no caso em que existe recirculação), concentração de OD e caudal de purga das lamas em excesso. A razão de recirculação permite controlar o t_{RS} e consequentemente, a concentração de biomassa pretendida e a razão F/M desejada. A monitorização do OD no reator, por meio de sondas de medição de OD mergulhadas no ML, permite controlar o adequado fornecimento de ar. O caudal de purga de lamas (Q_w) é operado em função da medição da concentração de MLSS ou MLVSS no ML, ou seja, quando baixar a concentração de biomassa no ML deve-se reduzir o Q_w e vice-versa.

Na operação do sistema de membranas há que considerar que esta se processa, em geral, por uma sucessão de ciclos, com duração de aproximadamente 10 minutos, que inclui o período de filtração através da membrana e o período de lavagem de manutenção. A sucessão dos referidos ciclos termina com a lavagem de recuperação da membrana ou pela paragem do sistema para substituição das membranas, caso a lavagem de recuperação já não consiga recuperar o fluxo do permeado.

Em geral, a lavagem de manutenção consiste na passagem de permeado e/ou de ar em contracorrente, durante curtos períodos de tempo, por meio da inversão do sentido do fluxo de permeado. Quando a colmatção é mais recalcitrante, pode ser necessário efetuar a lavagem com substâncias químicas.

A lavagem de recuperação é efetuada quando o fluxo de permeado diminui cerca de 80 % do valor inicial, durante 6 a 24 horas. Esta lavagem emprega diferentes reagentes químicos, dependendo do tipo de colmatção. No caso do tipo de iMBR cujas membranas estão no próprio reator biológico, é necessário colocá-lo fora de serviço para efetuar a lavagem, de modo a impedir a contaminação da biomassa com os produtos de limpeza (Davis, 2010).

As variáveis de controlo operacional do sistema de membranas são: o fluxo de permeado, a PTM, a duração do ciclo entre limpezas. As especificações do ciclo de filtração e de lavagem dependem do tipo de MBR e do fornecedor (Quadro 6.8).

O arranque dos MBR é semelhante ao descrito na secção 2.6.1.7, começando por uma inspeção destinada a verificar o bom estado da estrutura

do reator (nomeadamente a sua estanquidade), das membranas e dos equipamentos eletromecânicos, seguindo-se o seu enchimento com água limpa, a fim de serem realizados os ensaios de avaliação da capacidade de arejamento dos equipamentos, após o que se inicia a admissão da AR proveniente da decantação primária e/ou do tratamento preliminar para estabelecimento da biomassa.

Uma das vantagens dos MBR comparativamente aos sistemas de LA reside em não serem afetados por fenómenos de sedimentabilidade, e. g. *bulking*. Os problemas operacionais dos MBR limitam-se aos problemas de operação das membranas (secção 15.6.1 do Curso Técnico 5), ao ajustamento da razão de recirculação, de modo a manter a concentração de biomassa no valor pretendido e ao controlo do arejamento. No Quadro 6.10 sistematizam-se alguns dos problemas operacionais mais frequentes em MBR em termos das suas causas e possíveis soluções.

Quadro 6.10 Problemas operacionais em reatores biológicos de membranas e soluções

Problema operacional	Solução
Concentração de OD insuficiente	Aumentar o arejamento até obter 2 – 3 mg/L O ₂ no ML. Limpar os difusores de ar. Reduzir a concentração de MLSS.
Mistura insuficiente	Aumentar o arejamento.
Excesso de biomassa no reator	Aumentar o caudal de purga de lamas (Q _w). Diminuir o caudal de recirculação.
Razão F/M baixa	Baixar o t _{RS} aumentando o caudal de purga de lamas (Q _w). Diminuir o caudal de recirculação.
Colmatação reversível das membranas	Lavagem de manutenção com permeado e/ou ar, sem ou com substâncias químicas. Lavagem de recuperação com substâncias químicas. Aumentar o caudal de arejamento por bolha grossa.
Colmatação irrecuperável das membranas	Substituição de membranas.

6.6.2. Manutenção dos reatores biológicos de membranas

Os cuidados de manutenção dos MBR consistem essencialmente na manutenção do equipamento de arejamento, das bombas de recirculação e de purga de lamas e do sistema de membranas.

Assim, a manutenção dos MBR inclui tarefas de limpeza e lubrificação dos diversos equipamentos, com pelo menos a frequência recomendada pelos fornecedores. É importante efetuar as lubrificações das bombas, das caixas de rolamentos, mudar o óleo dos redutores de velocidade dos arejadores. Particular atenção deve ser prestada à limpeza periódica dos componentes dos arejadores e seus acessórios, nomeadamente filtros de ar, compressores e tubagens (secção 13.6 do Curso Técnico 5).

Além das tarefas de limpeza e lubrificação dos componentes eletromecânicos, a manutenção do sistema de membranas requer ainda a realização de testes de integridade das membranas quando existe uma variação repentina do fluxo de permeado ou da PTM, destinados a identificar e isolar problemas na instalação e/ou nas membranas (Curso Técnico 5, secção 15.6.2).

A manutenção de MBR deve incluir uma inspeção diária, com o objetivo de verificar o caudal de permeado, o caudal de purga de lamas, o caudal de recirculação (caso exista), o estado e eventuais fugas em válvulas e tubagens e outras deteriorações dos equipamentos.

Trimestralmente, deve ser efetuada uma revisão geral, acompanhada de substituição de membranas deterioradas e de rolamentos, verificação dos bujins e dos componentes elétricos.

6.7. Exercícios

Exercício 6.7.1 – Dimensionamento de um iMBR

Dimensionar um iMBR em que as membranas estão imersas no tanque biológico, com base nos seguintes dados:

- caudal médio de AR afluente $Q_{\text{méd}} = 1\,500 \text{ m}^3/\text{d}$;
- fator de ponta do fluxo de permeado $f_{\text{pta}} = 1,8$;
- características do afluente ao reator:

- concentração de matéria orgânica CQO (S_0) = 150 mg /L;
- concentração de SST (SST_0) = 55 g/m³;
- concentração de SSV (SSV_0) = 46 g/m³;
- concentração de biomassa inativa (X_{0i}) = 15 g SSV/m³.

As constantes cinéticas foram determinadas experimentalmente e têm o seguinte valor:

- $\mu_{m\acute{a}x} = 8$ g SSV/(g SSV.d);
- $K_s = 10$ g CQO/m³;
- $Y = 0,5$ g SSV/g CQO;
- $k = \mu_{m\acute{a}x} / Y = 16$ g CQO/(g SSV.d);
- $K_d = 0,1$ g SSV / (g SSV.d);
- $f_d = 0,15$ g SSV/g SSV.

Os módulos de membranas escolhidos têm uma área de 35 m² e uma área específica de 160 m²/m³. O fornecedor recomenda os seguintes parâmetros de operação da membrana:

- fluxo de permeado máximo a que as membranas podem ser operadas: $J_{max} = 35$ L/(m².h);
- tempo de filtração: 12 min;
- tempo de lavagem em contracorrente: 0,4 min;
- lavagem de manutenção: com uma frequência de 2 vezes por semana, durante 60 min;
- arejamento de bolha grossa: $SAD_m = 0,65$ m³/(m².h);
- arejamento/pausa = 10 s/11 s.

Determinar:

- o volume do reator, que se prevê operar com tempo de retenção de sólidos (t_{RS}) de 25 d e concentração de sólidos (MLSS) no reator de 8 500 mg SST/L;
- o caudal de purga de lamas;
- o t_{RH} ;
- o fluxo de permeado a que deve ser operado o sistema de membranas;
- a área de membranas necessária;
- o número de módulos;
- o volume ocupado pelos módulos de membranas;

- h) o caudal de ar necessário para a lavagem da membrana;
 i) o volume total do iMBR.

Resolução:

- a) Determinação do volume do reator necessário para que ocorra a remoção da matéria orgânica.

O volume do reator é determinado tendo em conta a expressão 6.11.

$$P_{X_T} = \frac{(X + X_i) V}{t_{RS}} \quad (6.11)$$

A quantidade total de lamas P_{X_T} formada é determinada pela expressão 6.12, para o caudal médio diário.

$$P_{X_{SSV}} = \frac{QY(S_0 - S)}{1 + K_d t_{RS}} + QX_{0i} + f_d k_d \frac{QY(S_0 - S)}{1 + K_d t_{RS}} t_{RS} \quad (6.12)$$

A concentração de substrato orgânico é determinada pela expressão 2.22.

$$S = \frac{K_s (1 + k_d t_{RS})}{t_{RS} (Y k - k_d) - 1} \quad (2.22)$$

$$S = \frac{10 \text{ g CQO/m}^3 \times (1 + 0,1 \text{ g SSV}/(\text{g SSV} \cdot \text{d}) \times 25 \text{ d})}{25 \text{ d} \times [0,5 \text{ g SSV}/\text{g CQO} \times 16 \text{ g CQO}/(\text{g SSV} \cdot \text{d}) - 0,1 \text{ g SSV}/(\text{g SSV} \cdot \text{d})] - 1} =$$

$$= 0,178 \text{ g CQO/m}^3$$

$$P_{X_{SSV}} = \frac{1500 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,5 \text{ g SSV}/\text{g CQO} \times (150 - 0,178) \text{ g CQO/m}^3}{1 + 0,1 \text{ g SSV}/(\text{g SSV} \cdot \text{d}) \times 25 \text{ d}} +$$

$$+ 1500 \text{ m}^3/\text{d} \times 15 \text{ g SSV/m}^3 + 0,15 \text{ g SSV}/\text{g SSV} \times 0,1 \text{ g SSV}/(\text{g SSV} \cdot \text{d}) \times$$

$$\times \left[\frac{1500 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,5 \text{ g SSV}/\text{g CQO} \times (150 - 0,178) \text{ g CQO/m}^3}{1 + 0,1 \text{ g SSV}/(\text{g SSV} \cdot \text{d}) \times 25 \text{ d}} \times 25 \text{ d} \right]$$

$$P_{X_{SSV}} = 32 \ 105 + 22 \ 500 + 12 \ 039 \text{ g SSV/d} = 66,64 \text{ kg SSV/d}$$

Considerando que cerca de 85 % dos SST nas lammas em excesso são SSV, a quantidade total de lammas expressa em SST é calculada pela expressão 6.13.

$$P_{X_T} = 32\,105 \text{ g SSV/d} \times \frac{1}{0,85} + 1\,500 \text{ m}^3/\text{d} \times 15 \text{ g SSV/m}^3 + 1\,500 \text{ m}^3/\text{d} \times \\ \times (55 - 46) \text{ g/m}^3 + 12\,039 \text{ g SSV/d} \times \frac{1}{0,85}$$

$$P_{X_T} = 87,93 \text{ kg SST/d}$$

O volume do reator é:

$$V = \frac{P_{X_T} t_{RS}}{X_T} = \frac{87,93 \text{ kg SST/d} \times 25 \text{ d}}{(8\,500/1000) \text{ kg/m}^3} = 258,6 \text{ m}^3$$

Resposta: $V = 258,6 \text{ m}^3$.

b) Determinação do caudal de purga de lammas

O caudal de purga de lammas é calculado tendo em conta a expressão 2.11.

$$t_{RS} = \frac{VX}{Q_W X_R} \quad (2.11)$$

Como a concentração do ML (X) é igual à concentração de purga lammas (X_R) o caudal de purga Q_W é obtida por:

$$Q_W = \frac{V}{t_{RS}} = \frac{258,6 \text{ m}^3}{25 \text{ d}} = 10,34 \text{ m}^3/\text{d}$$

Resposta: $Q_W = 10,3 \text{ m}^3/\text{d}$.

c) Determinação do t_{RH}

O t_{RH} é calculado pela expressão

$$t_{RH} = \frac{V}{Q} = \frac{258,62}{1\,500} = 0,172 \text{ d} = 4,14 \text{ h}$$

Comparando o valor obtido com os valores recomendados do Quadro 6.5 verifica-se que está dentro do intervalo.

Resposta: $t_{RH} = 4,1 \text{ h}$.

d) Determinação do fluxo de permeado a que deve ser operado o sistema de membranas

O fluxo de permeado é determinado de acordo com a expressão 6.14, em que a razão de filtração (T_F) e a razão de operação (T_O) são determinadas de acordo com as expressões 6.15 e 6.16 respectivamente.

$$J = \frac{J_{\max} T_F T_O}{f_{pta}} \quad (6.14)$$

$$T_F = \frac{t_F}{t_F + t_L} \quad (6.15)$$

$$T_F = \frac{12 \text{ min}}{12 \text{ min} + 0,4 \text{ min}} = 0,968$$

$$T_O = \frac{t_o}{t_o + t_{LM}} \quad (6.16)$$

$$T_O = \frac{1 \text{ semana} - 2 \times 60 \text{ min}}{1 \text{ semana}} = \frac{10\,080 \text{ min} - 2 \times 60 \text{ min}}{10\,080 \text{ min}} = 0,988$$

Assim, o fluxo de permeado é obtido por:

$$J = \frac{36 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) \times 0,968 \times 0,988}{1,8} = 19,13 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$$

Resposta: o fluxo de permeado a que deve ser operado o sistema de membranas é $J = 19,13 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$.

e) Determinação da área de membrana

A área da membrana necessária é determinada tendo em conta o caudal médio, pela seguinte expressão:

$$A_T = \frac{Q_{\text{méd}}}{J} = \frac{(1500 \text{ m}^3/\text{d}) \times (1000 \text{ L}/\text{m}^3) \times (1\text{d}/24\text{h})}{19,13 \text{ L}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})} = 3\,267,12 \text{ m}^2$$

Resposta: A área de membrana necessária é $A_T = 3\,267,1 \text{ m}^2$

f) Determinação o número de módulos

O número de módulos necessários é determinado com base na área por módulo especificada pelo fornecedor. Sabendo que a área cada módulo é de 35 m^2 , o número de módulos necessário é $3\,267,1 \text{ m}^2 / 35 \text{ m}^2 = 93,35$ módulos.

Resposta: São necessários 94 módulos.

g) Determinação do volume ocupado pelos módulos de membranas

O volume ocupado pelas membranas dos módulos é calculado considerando que a área específica é $160 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

$$V = \frac{94 \times 35 \text{ m}^2}{160 \text{ m}^2/\text{m}^3} = 20,56 \text{ m}^3$$

Resposta: O volume ocupado pelas membranas é $20,6 \text{ m}^3$.

h) Determinação do caudal de ar necessário para a lavagem da membrana

O caudal de ar necessário fornecer à membrana é determinado pela expressão 6.18.

$$Q_{\text{ar, mem}} = \text{SAD}_m \times N \times A_{\text{mód}} \times \frac{t_a}{t_a \times t_p} \quad (6.18)$$

$$Q_{\text{ar, mem}} = 0,65 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h}) \times 94 \times 35 \text{ m}^2 \times \frac{10 \text{ s}}{10 \text{ s} \times 11 \text{ s}} = 1\,018,3 \text{ m}^3/\text{h}$$

Resposta: O caudal de ar necessário para a lavagem da membrana é $1\,018,3 \text{ m}^3/\text{h}$ ou seja $17,0 \text{ m}^3/\text{min}$.

i) Determinação do volume total do iMBR

O volume total do iMBR (V_T) é igual ao somatório do volume do reator necessário para a reação bioquímica mais o volume ocupado pelos módulos das membranas.

$$V_T = 258,62 \text{ m}^3 + 20,56 \text{ m}^3 = 279,18 \text{ m}^3$$

Resposta: O volume total do iMBR é $V_T = 279,2 \text{ m}^3$.

7.1. Objetivo

Um leito de macrófitas (*constructed wetlands* na terminologia inglesa) é uma zona húmida artificial (ZHA), constituída por uma bacia em terra, em alvenaria ou em betão, geralmente preenchida por um meio de enchimento natural ou artificial, colonizado com plantas macrófitas. O processo de tratamento de AR em leitos de macrófitas (LM) tem como objetivo a remoção de poluentes, por ação de transformações físicas, químicas e biológicas, das quais se destacam a filtração e sedimentação de SS e a sorção e degradação bioquímica de poluentes dissolvidos e em suspensão nas AR, transformações em que as plantas macrófitas desempenham um papel essencial, razão pela qual este processo de tratamento também pode ser conhecido como **fitorremediação**.

É considerado um processo de tratamento de baixo custo e aplicável a aglomerados de dimensão inferior a 2 000 e. p., sendo normalmente colocado a jusante de fossas sépticas ou de tanques Imhoff, funcionando ao nível do tratamento secundário, embora também existam exemplos de aplicação na afinação de efluentes secundários, mais para redução de CBO₅ e de SST e algum azoto do que de outros poluentes.

A primeira ETAR baseada em LM foi construída na década de 50 na Alemanha (Stefanakis *et al.*, 2014), tendo surgido em Portugal no final da década de 70 (Vymazal & Kröpfelová, 2008), existindo atualmente cerca de três centenas de instalações (informação recolhida pela ERSAR, no âmbito da avaliação da qualidade de serviço, em 2016), de que as ETAR de Zibreira de Fetais (Sobral de Monte Agraço) e das Taipadas (Montijo) são exemplo.

7.2. Mecanismos de remoção de poluentes em leitos de macrófitas

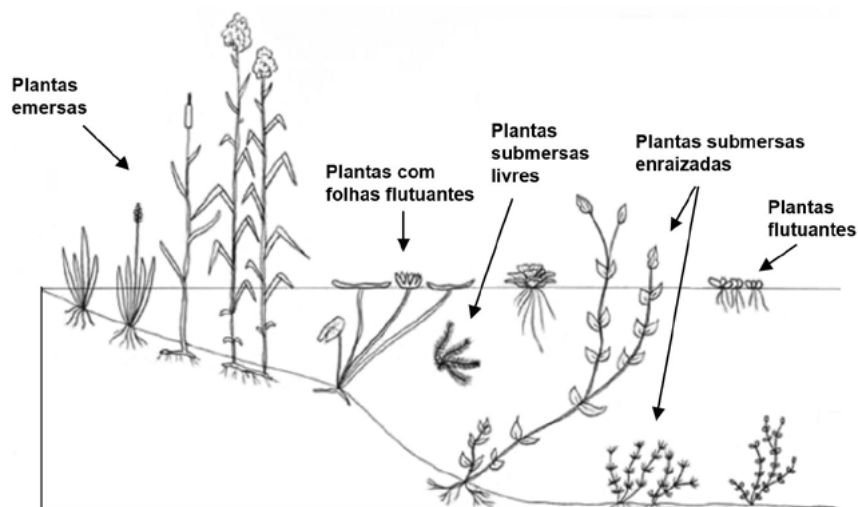
7.2.1. Descrição do processo

Algumas plantas macrófitas são utilizadas na depuração de AR em LM, por serem espécies de elevada produtividade, que podem contribuir para os mecanismos físicos, químicos e bioquímicos de remoção de poluentes. Efetivamente, as macrófitas contribuem para:

- a remoção de constituintes das AR, que se transformam em biomassa vegetal;
- as suas raízes e caules, juntamente com o substrato de enchimento (quando existe), proporcionam suportes para o desenvolvimento de biofilme, onde se processam transformações bioquímicas de poluentes típicas de reatores biológicos de biomassa fixa (análogos aos descritos no Capítulo 3 para os leitos percoladores);
- fornecer oxigénio ao meio líquido, por fotossíntese;
- reduzir a turbulência na coluna líquida, diminuindo os fenómenos de res-suspensão de partículas e potenciando a sedimentação;
- interceptar partículas em suspensão através das suas raízes e caules, contribuindo para a sua remoção por filtração;
- reduzir o crescimento de micrófitas através do efeito de sombra;
- promover a floculação de pequenas partículas coloidais, permitindo a formação de partículas sedimentáveis de maiores dimensões.

As macrófitas utilizadas para depurar AR podem ser: enraizadas num substrato, flutuantes ou emersas (com parte imersa e parte emersa). A Figura 7.1 ilustra os diversos tipos de plantas utilizadas em LM.

Figura 7.1 Tipologia de plantas utilizadas em leitos de macrófitas



(Adaptada de Probio, 2017)

As macrófitas podem desenvolver-se apenas no meio aquático, sem material de enchimento, embora este seja o caso menos frequente. A grande maioria dos LM contém um enchimento geralmente constituído por material natural (e. g. areão grosso, seixo rolado, areia ou brita) ou sintético (e. g. esferas de poliestireno ou PEAD) ou artificial (e. g. LECA). A matriz composta pelo material de enchimento, raízes e caules constitui o suporte do biofilme, onde coabita uma grande variedade de microrganismos, que utilizam a MO e os nutrientes presentes nas AR para os seus processos metabólicos, nomeadamente bactérias, microalgas (micrófitas), fungos, protozoários.

O escoamento da AR pelo LM pode processar-se vertical ou horizontalmente através do enchimento granular e das raízes e caules nele ancorados ou superficialmente sobre o enchimento, criando uma altura de água da ordem de 0,5 m.

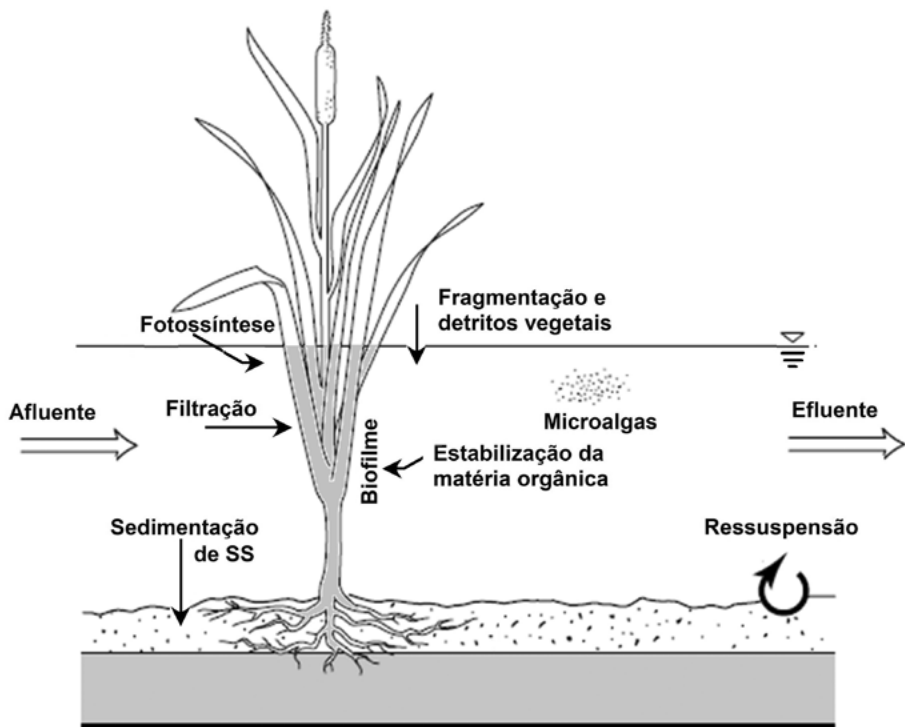
A degradação dos poluentes orgânicos processa-se predominantemente por reações de oxidação bioquímica em ambiente aeróbio, mas também ocorre em condições anaeróbias e anóxicas, que permitem a remoção de azoto. Certos mecanismos físicos, como a adsorção e a volatilização, também concorrem, embora em menor escala, para a remoção de MO das AR. A assimilação de matéria orgânica pelas plantas macrófitas é negligenciável quando comparada com a remoção por degradação biológica (Vymazal & Kröpfelová, 2008).

O oxigénio necessário para as reações de biodegradação aeróbia é fornecido por difusão da atmosfera para o meio líquido, bem como libertado por fotossíntese, através dos caules e folhas das plantas (Vymazal & Kröpfelová, 2008).

Os LM – com e sem meio de enchimento – removem SS, embora também os produzam ao longo do processo de tratamento (USEPA, 2000 b). A remoção da matéria particulada ocorre principalmente por sedimentação, em consequência de a velocidade de escoamento ser baixa e do tempo de retenção hidráulico ser elevado, da ordem de dias (Kadlec & Wallace, 2009; Vymazal & Kröpfelová, 2008). A ocorrência de uma flocculação natural, por agregação das partículas entre si, contribui para aumentar a eficiência do mecanismo de sedimentação. Observa-se ainda que a remoção de SS se dá também por filtração, a qual ocorre predominantemente na zona da matriz porosa próxima da admissão do afluente. Com a remoção dos SS ocorre

também a remoção de parte da matéria orgânica, dos nutrientes e até dos microrganismos patogênicos. A produção de SS é devida principalmente à morte de invertebrados, à fragmentação e detritos das plantas e ao crescimento de plâncton e microrganismos na coluna de água (Figura 7.2). Porém, o balanço é positivo, ou seja, são mais os sólidos removidos do que os produzidos (USEPA, 2000 b; Kadlec & Wallace, 2009).

Figura 7.2 Mecanismos de remoção de sólidos suspensos em leitos de macrófitas



(Adaptada de Kadlec & Wallace, 2009)

A remoção de nutrientes em LM ocorre fundamentalmente por via biológica. O azoto é removido por nitrificação/desnitrificação (secção 1.3.1.2) e por assimilação de nitrato pelas plantas, através das raízes, o que pode representar cerca de 15 % do total de azoto removido (Vymazal & Kröpfelová, 2008).

A conversão do azoto orgânico em azoto amoniacal ocorre predominantemente junto à zona de alimentação do LM, sendo o azoto amoniacal nitrificado por ação de bactérias nitrificantes desenvolvidas em zonas próximas das raízes e rizomas onde existe OD, enquanto o nitrato é essencialmente removido por desnitrificação em ambiente anóxico (USEPA, 2000 b; Kadlec & Wallace, 2009).

O azoto amoniacal também pode ser removido por volatilização de NH_3 , se o pH for superior a 7,5 (USEPA, 2000 b). Contudo, estudos realizados por Paredes *et al.* (2007) referem, para os sistemas de escoamento superficial limitados em oxigénio dissolvido, a possibilidade de ocorrerem mecanismos de remoção biológica não convencional, devido à sobreposição de ambientes aeróbios, anaeróbios e anóxicos, facilitando o crescimento de bactérias do grupo Anammox, responsáveis pela oxidação autotrófica anaeróbia de amónio (secção 1.3.1.2).

O fósforo sob a forma de ortofosfatos (PO_4^{3-} , HPO_4^{2-} , H_2PO_4^- e H_3PO_4) é essencialmente removido por assimilação pelas plantas e uma pequena parte através de assimilação microbiológica, por microrganismos acumuladores de fósforo. Em LM com enchimento de material reativo (e. g. zeólitos naturais ou artificiais), aniões como o PO_4^{3-} e o NO_3^- podem ser removidos por adsorção e por precipitação, na forma de compostos metálicos, em ambiente ácido, ou de hidróxidos, em ambiente alcalino (Vohla *et al.*, 2011; Kadlec & Wallace, 2009).

A libertação de oxigénio e a formação de CO_2 por degradação de carbono orgânico podem levar à subida do pH e à consequente criação de condições para a volatilização de azoto amoniacal e a precipitação química de fósforo.

Os LM permitem uma certa remoção de microrganismos patogénicos, que pode atingir cerca de 3 Log_{10} UFC/100 mL de coliformes fecais e até 4 Log_{10} UFC/100 mL de coliformes totais (Dotro *et al.*, 2017). A remoção dos microrganismos patogénicos é devida à sua filtração pelo meio de enchimento, fixação nas plantas, sedimentação, adsorção nos SS e inativação pela radiação UV proveniente da luz solar, sendo a sedimentação o mecanismo predominante.

O Quadro 7.1 resume os diversos mecanismos físicos, químicos e biológicos envolvidos no tratamento de AR por LM. Os mecanismos de remoção de poluentes predominantes dependem essencialmente do tipo de LM.

Quadro 7.1 Principais mecanismos de depuração em leitos de macrófitas

Poluente	Mecanismo de remoção		
	Físico	Químico	Biológico
Matéria orgânica	Filtração e sedimentação.	Oxidação.	Degradação e assimilação.
SST	Filtração e sedimentação.	–	Decomposição bacteriana.
Azoto	Volatilização.	Permuta iônica.	Nitrificação. Desnitrificação. Assimilação microbológica e pelas plantas.
Fósforo	Filtração.	Adsorção e precipitação.	Assimilação microbológica e pelas plantas.
Microrganismos patogênicos	Filtração.	Radiação UV e adsorção.	Predação e decaimento natural.
Metais pesados	Sedimentação.	Adsorção e precipitação.	Degradação. Assimilação pelas plantas.

(Adaptado de Stefanakis *et al.*, 2014)

7.2.2. Fatores condicionantes da eficiência de tratamento em leitos de macrófitas

7.2.2.1. Nota introdutória

O tratamento de AR em LM pode atingir elevados valores de eficiência de remoção de poluentes, como evidenciado no Quadro 7.2, sendo porém, tal eficiência muito dependente de fatores ambientais (temperatura e precipitação) e ainda condicionada por outros fatores, designadamente as características do enchimento, as cargas hidráulica, orgânica e de sólidos em suspensão aplicadas, o balanço hídrico, a cinética de remoção e até as próprias práticas de O&M.

Nas secções 7.2.2.2 a 7.2.2.5 descrevem-se os principais fatores que influenciam a eficiência de remoção. As práticas de O&M são descritas na secção 7.6.

Quadro 7.2 Eficiência de remoção de poluentes dos leitos de macrófitas

Eficiência de remoção	LMSSH	LMSSV	LMS	ETAR em Portugal
SST (%)	> 80	> 90	> 80	70 – 95
CBO ₅ (%)	> 80	> 90	> 80	55 – 97
N-NH ₄ ⁺ (%)	20 – 30	> 90	> 80	34 – 72
N-tot (%)	30 – 50	< 20	30 – 50	27 – 95
P-tot (%)	10 – 20	10 – 20	10 – 20	nd
Coliformes totais	2 log ₁₀	2 – 4 log ₁₀	1 log ₁₀	nd

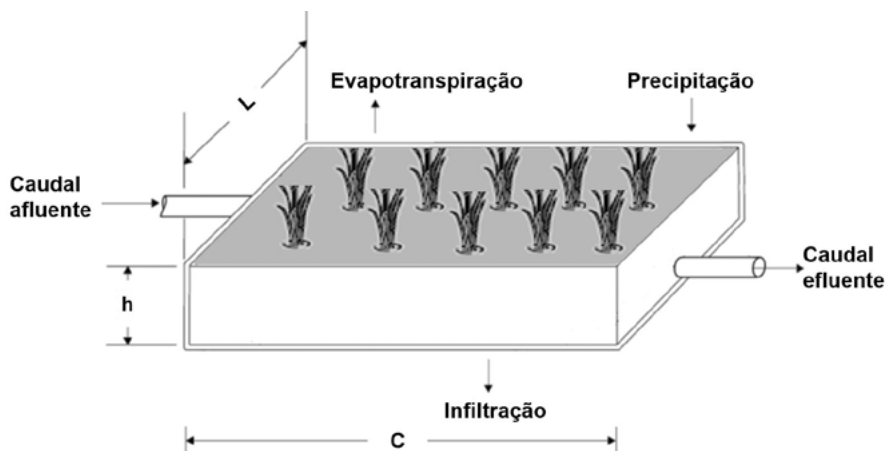
nd – não disponível.

(Adaptado de USEPA, 2000 b; Kadlec & Wallace, 2009; Seco *et al.*, 2008; Vohla *et al.*, 2011; Vymazal & Kröpfelová, 2008 e Dotro *et al.*, 2017)

7.2.2.2. Balanço hídrico

A quantidade de água no LM é afetada pela precipitação e evapotranspiração do local, conforme esquematizado na Figura 7.3, podendo ocorrer ainda infiltração no solo, através da base e dos taludes, se estes não estiverem devidamente impermeabilizados.

Figura 7.3 Balanço hídrico num leito de macrófitas



(Adaptada de Kadlec & Wallace, 2009)

O balanço hídrico do LM é determinado tendo em conta a diferença entre o volume das principais origens de água (caudal afluyente e precipitação) e das saídas (caudal efluyente, evapotranspiração e infiltração), podendo ser representado pela expressão 7.1.

$$\frac{dV}{dt} = Q_0 + (P - E - I) A - Q_E \quad (7.1)$$

Em que:

- V – volume de água retido no LM;
- Q_0 – caudal afluyente;
- Q_E – caudal efluyente;
- P – precipitação;
- E – evapotranspiração;
- I – infiltração;
- A – área do LM.

Quando a bacia e os taludes são devidamente impermeabilizados, as perdas por infiltração (I) podem ser desprezadas.

A precipitação (P) contribui para o aumento do volume de água, promovendo um efeito de diluição da concentração das substâncias dissolvidas, o aumento da velocidade de escoamento e a diminuição do t_{RH} .

A evapotranspiração (E) promove um efeito oposto à precipitação, contribuindo para a perda de água. A evapotranspiração tem duas origens: a evaporação da água proveniente do solo e a transpiração da vegetação. Segundo Galvão (2009) a taxa de evapotranspiração é tão elevada nos meses de verão em alguns LM em Portugal, que o caudal efluente pode ser nulo durante parte do dia. Este facto pode ser um problema, uma vez que a evapotranspiração não elimina os poluentes.

7.2.2.3. Caraterísticas do enchimento

O meio de enchimento de um LM desempenha várias funções, nomeadamente (USEPA, 2000 b; Vymazal & Kröpfelová, 2008):

- suporte das plantas;
- auxílio na desejada uniformidade de distribuição do afluente e de recolha do efluente, nas zonas de entrada e saída, respetivamente;
- disponibilização de superfície para o crescimento de biofilme, para além da superfície proporcionada pelas raízes;
- remoção de SS por filtração;
- garantia de adequada condutividade hidráulica, essencial para o escoamento regular.

O escoamento através de um meio de enchimento granular depende das caraterísticas do material, nomeadamente, a sua distribuição granulométrica, porosidade, área específica e condutividade hidráulica. O meio de enchimento deve ter as seguintes caraterísticas:

- elevada área específica (área superficial por unidade de volume), para permitir uma maior superfície de contacto;
- elevada porosidade, para assegurar elevada condutividade hidráulica, minimizar a colmatação e maximizar a ventilação;
- baixo custo de aquisição.

A condutividade hidráulica varia ao longo do tempo de vida útil de um LM, devido à progressiva colmatação do leito por sedimentos, biofilme, rizomas e raízes. De acordo com Kadlec *et al.* (2000), uma redução de um terço

dos vazios existentes no leito pode conduzir à redução da condutividade hidráulica para cerca de 10 % do valor inicial.

Em geral, considera-se que o escoamento da AR no meio de enchimento de um LM é laminar e que a velocidade de escoamento é proporcional ao gradiente da profundidade do líquido (USEPA, 2000 b). Esta relação de proporcionalidade é baseada na Lei de Darcy²³ e pode ser representada de acordo com a expressão 7.2, através da qual é possível determinar a área da secção transversal ao escoamento, conforme a expressão 7.3.

$$Q = \frac{K A_t \Delta h}{C} \quad (7.2)$$

Em que:

- Q – caudal médio diário no LM (m³/d)
- K – condutividade hidráulica (m³/(m²d));
- C – comprimento do escoamento (m);
- A_t – secção transversal do escoamento da AR (m²);
- Δh/C – gradiente hidráulico da altura da superfície líquida no LM.

A área da secção transversal é calculada pelo produto da largura da bacia (L) pela altura da água (h), conforme expressão 7.3.

$$A_t = L \times h \quad (7.3)$$

Em que:

- h – altura de água no LM (m);
- L – largura (m).

Num LMSS horizontal o volume do líquido não ocupa todo o volume de vazios do enchimento, situando-se a cerca de 30 a 45 % desse volume (Kadlec & Wallace, 2009).

²³ A lei de Darcy permite calcular o caudal que passa num meio poroso com um dado comprimento (C) e área de secção transversal (A_t) através da relação entre a condutividade hidráulica do meio (K), a queda de pressão (ΔP) e a viscosidade do fluido (μ).

7.2.2.4. Cinética de remoção

Tem sido considerado que os LM superficiais e subsuperficiais de escoamento horizontal têm um comportamento semelhante a um reator de escoamento tipo pistão, com uma cinética de remoção de MO de 1.^a ordem (USEPA, 1993), cujo balanço de massa é apresentado pela expressão 1.26.

$$\frac{1}{k} \left[\ln \left(\frac{S_0}{S_e} \right) \right] = \frac{L}{v} = \frac{LA}{vA} = \frac{V}{Q} = t_{RH} \quad (1.26)$$

Em que:

- k – constante de velocidade da reação de 1.^a ordem de degradação do substrato (1/d);
- S_0 – concentração de substrato no afluente;
- S_e – concentração de substrato no efluente;
- v – velocidade de escoamento das AR ao longo do reator;
- L – comprimento do reator;
- A – área da secção transversal ao escoamento (equivalente a A_t num LM);
- Q – caudal;
- V – volume do reator.

O t_{RH} de LM com enchimento poroso é calculado com base na porosidade do meio, através da expressão 7.4 (USEPA, 2000 b).

$$t_{RH} = \frac{\epsilon V}{Q} = \frac{\epsilon A h}{Q} \quad (7.4)$$

Em que:

- ϵ – porosidade do meio (m^3 vazios/ m^3 leito);
- V – volume do LM (m^3).

De acordo com as expressões 1.26 e 7.4, o volume de um LM é calculado pela expressão 7.5.

$$V = \frac{Q (\ln S_0 - \ln S_e)}{k \epsilon} \quad (7.5)$$

Deste modo, a área da superfície de um LM é calculada pela expressão 7.6.

$$A = \frac{Q (\ln S_0 - \ln S_e)}{k \varepsilon h} \quad (7.6)$$

Porém, verifica-se que a hidráulica de LM está longe dos modelos teóricos ideais de escoamento em pistão ou de mistura completa, pelo que o desempenho depurativo de LM está mais próximo do escoamento não ideal de reatores de mistura completa em série, com uma cinética de remoção de MO de 1.^a ordem, traduzido pela expressão 7.7 (Dotro *et al.*, 2017).

$$S_e = \frac{S_0}{(1 + k t_{RH}/N)^N} = \frac{S_0}{(1 + k_A/N C_H)^N} \quad (7.7)$$

Em que:

N – número de reatores em série;

C_H – carga hidráulica;

k_A – constante cinética de degradação da MO.

A constante cinética da reação de primeira ordem de remoção de MO (k) é geralmente determinada tendo em conta a variação de concentração de MO (massa por unidade de volume) no tempo ($dC/dt = -k C$), sendo expressa por unidade de tempo (1/d). No entanto, o estudo da variação da massa de MO nos LM é efetuado por unidade de área superficial de LM, pelo que, neste caso, a constante cinética pode ser expressa em função da altura por unidade de tempo e representa-se por k_A . A relação entre as duas constantes é representada pela expressão 7.8 (Korkusuz, 2005 e Dotro *et al.*, 2017).

$$k = \frac{k_A}{\varepsilon h} \quad (7.8)$$

Em qualquer dos modelos é necessário compreender o significado da constante k ou k_A , visto que na maioria dos LM existe um enchimento granular com raízes e caules das macrófitas. A constante cinética da reação (k ou k_A) depende da temperatura ambiente, do tipo de LM, do tipo de plantas utilizadas e do tipo de enchimento, apresentando uma vasta gama de valores a 20 °C: por exemplo, k pode variar entre 0,0057 a 1,839 1/d (Crites *et al.*, 2014; USEPA, 1988 e 2000 b). Consequentemente, o cálculo da área do LM com base na expressão 7.7 deve ser efetuado uti-

lizando um valor de k ou de k_A determinado para condições semelhantes ao do LM que se pretende dimensionar e para as condições mais desfavoráveis, ou seja, para a temperatura média do mês mais frio, que em Portugal é da ordem de 10 °C.

7.2.2.5. Cargas hidráulica, orgânica e de sólidos em suspensão

As condições hidráulicas – tempo de retenção e carga hidráulica aplicada – influenciam muitíssimo a composição da comunidade biótica e todos os processos biogeoquímicos que ocorrem num LM.

O período de tempo durante o qual os poluentes estão em contacto com o substrato e com as plantas macrófitas – tempo de retenção hidráulico (t_{RH}) – é um fator crucial no controlo do seu crescimento e na eficiência de remoção dos diferentes contaminantes, pois um t_{RH} longo permite uma maior interação entre as plantas macrófitas, o enchimento (caso exista) e a AR.

A carga hidráulica (C_H), definida como a razão entre o caudal e a área superficial do LM, varia inversamente ao t_{RH} . Quando a carga hidráulica é elevada, a AR escoia rapidamente para a saída, reduzindo o tempo de contacto entre a AR, as plantas macrófitas e o enchimento (quando existe).

Também a carga orgânica excessiva tem impacto negativo sobre a eficiência do processo, na medida em que favorece condições de anaerobiose nos leitos, com os indesejáveis maus odores e o efluente não consegue atingir a qualidade pretendida.

A carga de SST assume uma importância determinante na eficiência depurativa do processo, pelo risco de colmatção do material de enchimento, o que pode limitar significativamente a vida útil do LM. Para minimizar este problema é necessário assegurar o bom funcionamento do tratamento primário, escolher bem o material granular do enchimento e atender algumas disposições construtivas na zona de admissão do afluente, que facilitem a substituição do enchimento nessa zona quando o mesmo se encontrar colmatado, conforme apresentado na secção 7.4.4.

7.2.3. Vantagens e desvantagens de leitos de macrófitas

Entre as principais vantagens dos leitos de macrófitas destacam-se (USEPA, 2000 b e Dotro *et al.*, 2017):

- custos de construção e operação relativamente baixos comparativamente com os sistemas convencionais (e. g. lamas ativadas ou leitos percoladores);
- fácil operação e manutenção;
- elevada eficiência de remoção de matéria orgânica, nutrientes e sólidos em suspensão;
- tolerância a variações de cargas hidráulica, orgânica e inorgânica;
- dispensam o tratamento de lamas, as quais ficam incorporadas no próprio LM;
- providenciam habitat para varias espécies locais contribuindo para uma maior dinâmica dos ecossistemas;
- bom enquadramento paisagístico;
- baixo ou mesmo nulo consumo de energia.

Como principais desvantagens destacam-se (USEPA, 2000 b e Dotro *et al.*, 2017):

- necessidade de maior área para implantação do que os sistemas convencionais, como as lamas ativadas ou leitos percoladores;
- a eficiência de tratamento só atinge valores elevados após um bom desenvolvimento das plantas, ou seja, dois a três anos após o início da exploração;
- a eficiência varia sazonalmente, em função da época vegetativa e não vegetativa;
- plantas não autóctones na região podem tornar-se uma praga dos cursos de água recetores, caso o dispositivo de saída não retenha eficazmente plantas eventualmente arrastadas com o efluente.

Atualmente, os LMSS são mais utilizados no tratamento secundário e os LMS no tratamento terciário.

7.3. Tipologia dos leitos de macrófitas

7.3.1. Nota introdutória

O critério de classificação mais usual dos LM baseia-se no modo como o escoamento da AR se efetua: através do meio de enchimento (subsuperficial) ou sobre a superfície do enchimento (superficial). Segundo este critério, existem dois grandes tipos de LM:

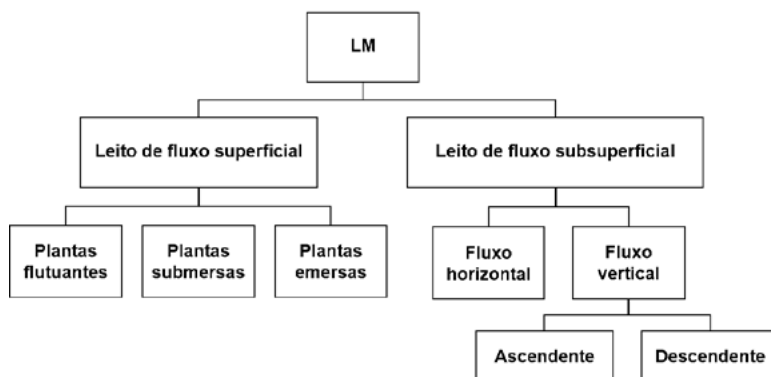
- **Leito de Macrófitas de Fluxo Superficial (LMS)** – escoamento que origina uma camada de água com superfície livre exposta ao ar, sobre o enchimento (caso este exista), de profundidade variável ou constante, consoante existe ou não um dispositivo de controlo do nível à saída;
- **Leito de Macrófitas de Fluxo Subsuperficial (LMSS)** – escoamento subsuperficial, através do material poroso.

Os LMS podem ainda ser subdivididos tendo em conta o tipo de plantas – submersas, emersas e flutuantes. Por sua vez, os LMSS podem classificar-se tendo em conta a direção do escoamento em:

- **Leito de Macrófitas de Fluxo Subsuperficial Horizontal (LMSSH);**
- **Leito de Macrófitas de Fluxo Subsuperficial Vertical (LMSSV)** – de fluxo ascendente e descendente.

Existem ainda os sistemas híbridos, que combinam o escoamento horizontal e vertical, normalmente subsuperficial, que são adequados para a remoção de elevadas cargas de azoto (e. g. para o tratamento de lixiviados de aterro sanitário). De acordo com Vymazal & Kröpfelová (2008), este tipo de LM é, normalmente, constituído por um LMSS vertical (onde ocorre, nomeadamente, a nitrificação) seguido de um leito de escoamento subsuperficial horizontal (onde ocorre, nomeadamente a desnitrificação). A Figura 7.4 sumaria os tipos de LM à luz dos critérios de classificação apresentados.

Figura 7.4 Classificação dos leitos de macrófitas



(Adaptada de Kadlec & Wallace, 2009)

Nas secções 7.3.2 a 7.3.4 descrevem-se aspetos específicos dos diversos tipos de LM.

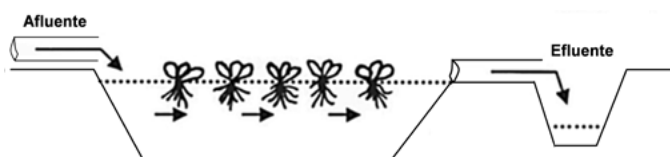
7.3.2. Leito de macrófitas de fluxo superficial

A baixa velocidade de escoamento da AR nos LMS e a presença das plantas macrófitas proporcionam um escoamento tipo pistão, com baixa profundidade de água e superfície livre exposta ao ar. As macrófitas utilizadas nos LMS podem ser flutuantes, submersas ou emersas.

Os LMS são eficientes na degradação biológica da MO suspensa e coloidal e na remoção de SS. A remoção de azoto dá-se na coluna de água através da nitrificação seguida de desnitrificação. A remoção da amónia é efetuada principalmente por volatilização, favorecida pela subida do pH devido à fotossíntese algal, que estimula a formação de NH_3 . A remoção do fósforo é, em geral, baixa, devido ao contacto limitado da água com o solo, a remoção que ocorre é devida a absorção e precipitação (Vymazal, 2010).

Os LM com **plantas flutuantes** (Figura 7.5) não têm meio de enchimento, e as suas raízes estão mergulhadas na AR, possibilitando, desta forma, uma maior superfície de contacto entre as raízes e os poluentes. A superfície do líquido está em contacto com a atmosfera, o que possibilita a dissolução de oxigénio por difusão atmosférica (Kadlec & Wallace, 2009).

Figura 7.5 Leito de macrófitas de fluxo superficial com macrófitas flutuantes



(Adaptada de Vymazal & Kröpfelová, 2008)

As espécies de plantas mais utilizadas nos LM com plantas flutuantes são: lótus branca – *Nymphaea alba*; jacinto-de-água – *Eichhornia crassipes*; alface-da-água – *Pistia stratiotes*; azola – *Azolla filiculoides* e nenúfares – *Victoria regia* (Kadlec & Wallace, 2009; Vymazal & Kröpfelová, 2008). A Figura 7.6 mostra algumas destas macrófitas flutuantes.

Figura 7.6 Exemplos de macrófitas flutuantes



(Adaptada de Zell, 2009; Aqua Anímania, 2012; Pardo, 2005 e Danin, 2018)

Os LM com macrófitas flutuantes são mais indicados para zonas de clima quente, pois a sua atividade vegetativa é praticamente nula em clima frio.

Nos LM com plantas submersas (Figura 7.7) ocorre a absorção de formas inorgânicas de carbono (e. g. CO_2), nutrientes (essencialmente N e P) e metais pesados, bem como a liberação de oxigênio para a fase aquosa através da fotossíntese e de compostos alelopáticos²⁴ que inibem o crescimento do fitoplâncton (Dias *et al.*, 2000). A transformação do carbono orgânico (CBO_5) em CO_2 pode levar à subida de pH, pelo aumento de HCO_3^- , com a consequente criação de condições para a volatilização de amônia e a precipitação química de fósforo.

²⁴ Compostos alelopáticos são substâncias produzidas por uma planta que têm a capacidade de afetar o desenvolvimento de outra(s) planta(s).

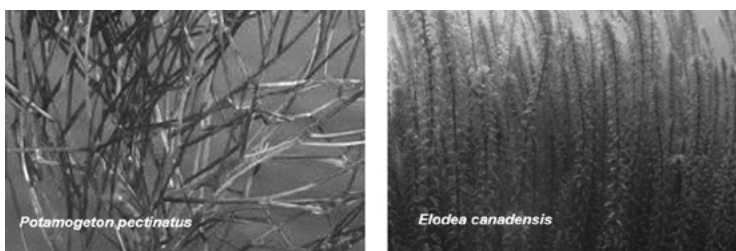
Figura 7.7 Leito de macrófitas submersas



(Adaptada de Vymazal & Kröpfelová, 2008)

Segundo Vymazal & Kröpfelová (2008), as espécies de plantas mais utilizadas são o limo – *Potamogeton pectinatus* e a elódea – *Elodea canadensis*, representadas na Figura 7.8.

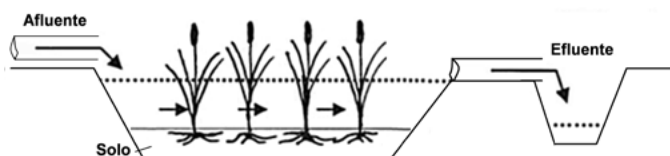
Figura 7.8 Exemplos de macrófitas submersas



(Adaptada de Biopix, 2003 e Vale do Neiva, 2017)

Tal como os LM com plantas flutuantes, estes leitos podem apresentar menor eficiência em climas frios, dada a mais baixa atividade vegetativa e menor difusão de oxigénio a temperaturas baixas (Vymazal & Kröpfelová, 2008). Os LM com plantas emersas (Figura 7.9) são os mais utilizados. O LM com plantas emersas pode ser dos tipos LMS ou LMSS.

Figura 7.9 Leito de macrófitas emersas



(Adaptada de Vymazal & Kröpfelová, 2008)

As espécies de macrófitas aquáticas emersas mais utilizadas são: juncos – *Juncus effusus*; caniços – diversas espécies de *Phragmites*; espadanas ou foguetes – *Typha latifolia*; bunho – *Schoenoplectus lacustris*; lírio amarelo do pântano – *Iris pseudacorus* (Kadlec & Wallace, 2009; Vymazal & Kröpfelová, 2008). Na Figura 7.10 apresentam-se alguns tipos de macrófitas emersas aplicadas em LM.

Figura 7.10 Exemplos de macrófitas emersas



(Adaptada de Tysto, 2005; Fischer, 2007 e Slichter, 2013)

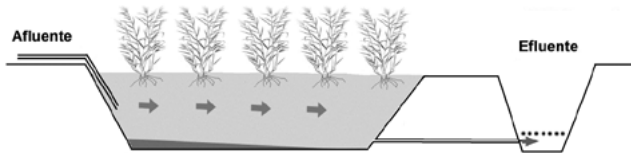
7.3.3. Leito de macrófitas de fluxo subsuperficial horizontal

Nos LMSSH a água circula cerca de 20 a 50 % abaixo da superfície do leito, fluindo entre os rizomas e as raízes até à saída para uma bacia impermeabilizada, estando a superfície do leito seca (Armstrong & Armstrong, 2005), como ilustrado na Figura 7.11. Deste modo evita-se a exposição de água residual à superfície, reduzindo o risco de exposição de pessoas ou ani-

mais a organismos patogénicos. Quando estes sistemas são concebidos e operados adequadamente não providenciam habitat para mosquitos. No entanto, a colmatção do leito ocorre facilmente neste tipo de LM, provocando a diminuição da condutividade hidráulica e o consequente aparecimento de escoamento superficial (Kadlec & Wallace, 2009).

Os LMSS adaptam-se bem a qualquer clima, uma vez que a zona onde ocorre a remoção de poluentes está protegida pela parte superior seca do meio de enchimento.

Figura 7.11 Leito de macrófitas emersas de escoamento subsuperficial horizontal

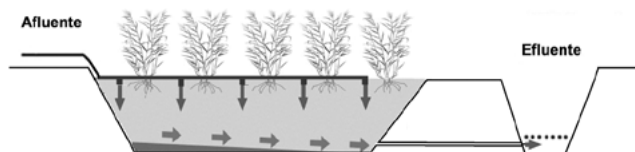


A entrada de oxigénio ocorre quer por difusão atmosférica, quer através do sistema radicular das plantas. Num LMSSH existem zonas aeróbias, anóxicas e anaeróbias, predominando estas duas últimas zonas. As zonas aeróbias só ocorrem na superfície e junto às raízes e rizomas. A degradação da MO ocorre, assim, principalmente por degradação anaeróbia e anóxica, devido à baixa concentração de oxigénio, sendo por isso considerados reatores anóxicos e anaeróbios (Kadlec & Wallace, 2009; Vymazal & Kröpfelová, 2008). A remoção de SS é muito elevada, sendo removidos principalmente por filtração. Nos LMSSH a nitrificação é reduzida, devido à baixa concentração de oxigénio, ocorrendo apenas remoção de azoto por desnitrificação (Vymazal, 2010).

7.3.4. Leito de macrófitas de fluxo subsuperficial vertical

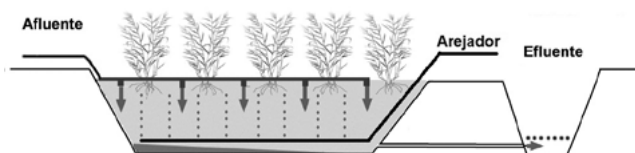
Nos LM com escoamento vertical a AR é distribuída à superfície do enchimento e percola pelo leito, sendo recolhida no fundo, como ilustrado na Figura 7.12. Os LMSSV apresentam maior concentração de OD e permitem um melhor desenvolvimento de mecanismos aeróbios de remoção biológica, consequentemente degradação aeróbia da MO mais eficiente e ainda nitrificação.

Figura 7.12 Leito de macrófitas emergsas de escoamento subsuperficial vertical



Nos últimos anos apareceram LMSS com escoamento vertical, que utilizam um sistema de arejamento artificial, normalmente com introdução de ar através de compressor e difusores na sua base, conforme representado na Figura 7.13. Este tipo de LM é adequado para o tratamento de AR com elevadas cargas orgânica e de azoto (Dotro *et al.*, 2017).

Figura 7.13 Leito de macrófitas de escoamento subsuperficial vertical com plantas aquáticas emergsas



7.4. Disposições construtivas de leitos de macrófitas

7.4.1. Nota introdutória

Os aspetos mais importantes a considerar na construção de LM são:

- a seleção e colocação das plantas;
- a construção e impermeabilização da bacia;
- a seleção e colocação do meio de enchimento (caso exista);
- a colocação dos dispositivos de entrada e saída.

As ETAR com LM não podem deixar de ser vedadas, não só para impedir o acesso de crianças e de adultos, por razões de segurança, mas também de animais selvagens atraídos pela vegetação ou de predadores de animais de menor porte.

A recirculação do efluente não é comum em LM, e poderá aumentar consideravelmente os custos de operação. Contudo, em casos onde a afluência é marcadamente sazonal em termos de cargas hidráulica, orgânica e inorgânica, ou quando a sua variação entre o ano de arranque e o de horizonte do projeto é significativa, a recirculação pode ajudar a manter a afluência de caudal que permita um bom desempenho do leito. Nestes casos, pode incluir-se um sistema elevatório para recircular o efluente final para a entrada. O aumento da carga hidráulica através da recirculação melhora a distribuição do afluente, reduzindo a possibilidade de ocorrência de zonas mortas ou a morte de plantas.

Tipicamente, um sistema de LM para pequenos aglomerados deve incluir pelo menos duas bacias em série, aumentando o número com o aumento do caudal a tratar. Uma ETAR de LM deve sempre incluir duas fileiras de tratamento biológico em paralelo, para assegurar o tratamento quando uma ou mais bacias se encontram fora de serviço. Poderá ser necessário considerar mais linhas em paralelo, caso as cargas hidráulica, orgânica e de sólidos ultrapassem os valores recomendados (Quadro 7.6 da secção 7.5.3).

7.4.2. Plantas macrófitas

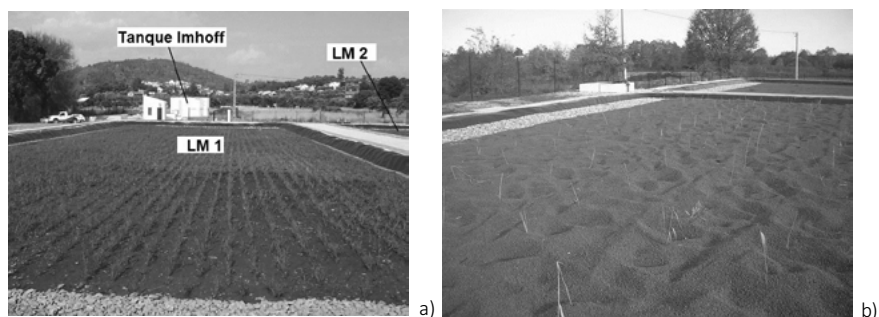
As macrófitas utilizadas em LM são plantas macroscópicas aquáticas que se desenvolvem em ambientes húmidos ou encharcados.

A seleção das plantas depende do tipo de escoamento utilizado, mas também das características da AR afluente e do clima do local. As plantas devem ser tolerantes a inundações e a variações de cargas poluentes afluentes, devendo, sempre que possível, recorrer-se a espécies locais (secção 7.3).

A densidade inicial das plantas influencia a área de cobertura e o custo da plantação. Quando se pretende estabelecer uma elevada cobertura de plantas (maior que 60 % da área superficial) durante a primeira época vegetativa (entre fevereiro e julho), a densidade mínima deve ser de cerca de 1 planta por m², com 1 m de espaçamento entre caules (Kadlec & Knight, 1996). Uma menor densidade leva a menor cobertura da área do leito e aumenta o risco de invasão de espécies indesejáveis. A vegetação deve cobrir mais de 50 % da área superficial dos leitos (USEPA, 2000 b). A plantação dos LM é normalmente manual, sendo os métodos mais utilizados a estacaria (Figura 7.14), pulverização de sementes, divisão do rizoma e divisão do caule (Kadlec *et al.*, 2009).

Previamente à plantação, os leitos devem ser inundados com água pouco profunda, para regularizar e nivelar o meio de enchimento. Deve proporcionar-se, se possível, um período de ajustamento de um ano ou até à próxima estação de crescimento. Os LM devem ser preferencialmente construídos no outono e inundados durante o inverno, para serem plantados na primavera (USEPA, 2000 b). Inundar a superfície do leito é um método eficaz para reduzir as infestações de ervas daninhas.

Figura 7.14 Plantação de leitos de macrófitas por estacaria em enchimento à base de: a) brita e b) LECA



7.4.3. Bacia do leito de macrófitas

A bacia do LM é normalmente uma obra de terra (Figura 7.15), constituída pelos taludes e fundo impermeabilizados, de modo a impedir a contaminação das águas subterrâneas. A forma da bacia depende do espaço disponível e da topografia do local, sendo usualmente retangular ou quadrangular, devendo assegurar uma boa distribuição de caudal, sem ocorrência de escoamentos preferenciais e zonas mortas (USEPA, 2000 b).

Um solo com permeabilidade inferior a 10^{-6} cm/s (Anexo III) é considerado um solo impermeável, dispensando qualquer tipo de tratamento ou de colocação de revestimento. Nos casos em que a permeabilidade do solo é elevada torna-se necessário impermeabilizar a bacia e os diques, através de qualquer dos seguintes meios (USEPA, 2000 b):

- compactação dos solos existentes;

- aplicação de um tratamento químico no solo, de modo a diminuir a sua permeabilidade;
- revestimento com telas sintéticas, e. g. asfalto, borracha, PVC, PEAD ou PP.

Figura 7.15 Construção de um leito de macrófitas



A forma como é efetuada a impermeabilização deve garantir uma superfície lisa e resistente para que não ocorra perfuração pelas raízes das plantas (Galvão, 2009).

O fundo da bacia deve ser ligeiramente inclinado, com uma inclinação uniforme no sentido da entrada para a saída, de modo a facilitar a drenagem da AR (USEPA, 2000 b).

No que se refere à inclinação dos taludes externos e internos, a construção dos diques de LM orienta-se por critérios semelhantes aos das lagoas de estabilização (secção 8.4.5).

O Quadro 7.3 apresenta recomendações relativas à configuração geométrica dos LM, as quais devem ser ajustadas tendo em atenção as características das plantas utilizadas, nomeadamente o tamanho das suas raízes.

Quadro 7.3 Configuração geométrica de leitos de macrófitas

Parâmetro	Valor
Largura (m)	3 a 20
Comprimento (m)	30 a 50
Altura (m)	≤ 1,2
Razão comprimento/largura (C/L)	1/1 a 4/1
Rebordo livre (m)	0,2 – 0,5
Inclinação do fundo (%)	0,5 a 5

(Adaptado de USEPA, 2000 b; Kadlec & Wallace, 2009 e Vymazal & Kröpfelová, 2008)

7.4.4. Meio de enchimento

Nos LM com meio de enchimento, este é normalmente constituído por:

- material natural (e. g. areão grosso, seixo rolado, areia ou brita);
- sintético (e. g. esferas de poliestireno ou PEAD);
- artificial (e. g. argila expandida LECA).

A escolha da granulometria na zona de tratamento deve ser um compromisso entre proporcionar uma elevada área específica e evitar a colmatação do meio. Quanto menores forem as partículas, maior é a área específica das mesmas, mas a probabilidade de ocorrência de colmatação aumenta. A baixa granulometria favorece a remoção de SS e de microrganismos, enquanto granulometria mais grosseira permite aplicar carga hidráulica mais elevada e controlar melhor a colmatação, aspeto importante principalmente nos dois primeiros anos de funcionamento (USEPA, 2000 b e Relvão, 1999).

O escoamento vertical requer maior condutividade hidráulica do meio (Relvão, 1999 e USEPA, 2000 b) e, portanto, a porosidade do meio de enchimento deve ser superior à de leitos de escoamento subsuperficial horizontal.

No Quadro 7.4 apresentam-se algumas propriedades dos materiais de enchimento mais utilizados em leitos de macrófitas. Chama-se a atenção para o facto de os valores de condutividade hidráulica constantes na literatura da especialidade serem muito variáveis, não só em função do material como de os valores serem determinados em ensaios com água limpa ou com águas sujas, pelo que devem ser seleccionados criteriosamente.

Quadro 7.4 Características de alguns materiais de enchimento utilizados em leitos de macrófitas

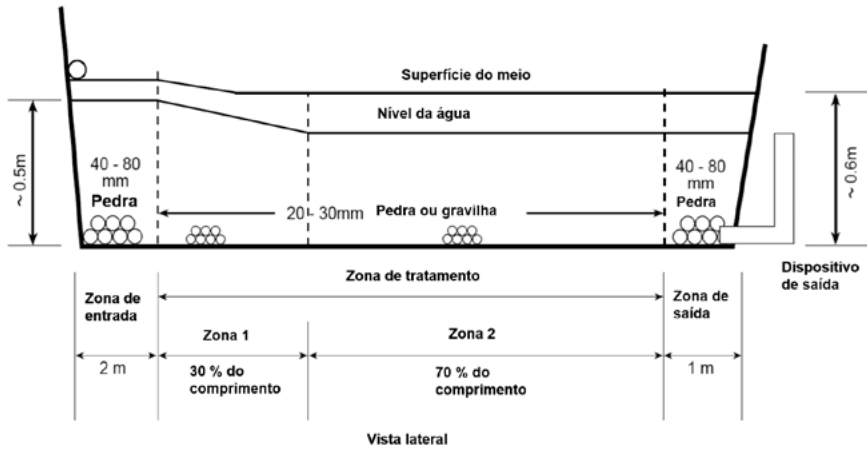
Material	Diâmetro efetivo D_{10} (mm)	Porosidade ϵ	Superfície específica (m^2/m^3)	Condutividade hidráulica ($m^3/(m^2 \cdot d)$)
Areia grossa	2 – 3	0,35 – 0,50	200 – 500	1000
Areão	8	0,35	nd	5000
Gravilha fina	16	0,38	nd	7500
Gravilha média	31	0,40	nd	10 000
Filtralite P	< 4	0,60	nd	25
Filtralite MR	3 – 10	0,40 – 0,50	2500 – 3000	nd
Esferas de poliestireno	3 – 6	0,30 – 0,35	1200	nd
Brita	10 – 100	0,38-0,45	300 – 700	nd
Calhau	128	0,45	nd	100 000

nd – não disponível.

(Adaptado de USEPA, 1993 e 2000 b; Vymazal & Kröpfelová, 2008 e Leca Norge AS, 2018)

O material pode ser colocado por camadas de dimensões granulométricas diferentes ou em camadas homogéneas (Relvão, 1999). Tendo em conta estes factos, a USEPA (2000 b) sugere a divisão do LM em 3 zonas distintas, com granulometria diferente – zona de entrada, zona de tratamento e zona de saída-, de modo a minimizar a ocorrência de colmatção sem comprometer a eficiência dos processos. Nas zonas da entrada e de saída a granulometria deve variar entre 40 a 80 mm, para assegurar uma rápida distribuição e recolha do afluente e efluente, respetivamente. A granulometria do enchimento na zona intermédia varia entre 20 e 30 mm, conforme ilustrado na Figura 7.16.

Figura 7.16 Zonas de diferente granulometria no enchimento de leito de macrófitas subsuperficial



(Adaptada de USEPA, 2000 b)

Quanto à altura das camadas de diferente granulometria são usuais os valores indicados no Quadro 7.5.

Quadro 7.5 Altura do enchimento do leito de macrófitas

Camada	Altura (m)
Terra vegetal	0,10
Areão	0,30 – 0,60
Gravilha	0,15 – 0,25

(Adaptada de AdP, 2002)

A monitorização da qualidade da AR que flui pelo LM é importante para detetar eventuais problemas no funcionamento, e. g. colmatção, pelo que é aconselhável instalar uma malha de pontos de amostragem em todo o leito, constituída por segmentos de tubagem de PVC perfurada instalada verticalmente. A malha dos pontos de amostragem deve corresponder grosso modo a 3 linhas no sentido da largura, sendo o espaçamento ao longo do comprimento da ordem de 0,1 do comprimento (AdP, 2002).

7.4.5. Dispositivos de entrada e saída

Os dispositivos de entrada e saída devem ser projetados de modo a (USEPA, 2000 b):

- assegurar uma distribuição uniforme do escoamento evitando os caminhos preferenciais e zonas mortas;
- evitar o seu entupimento.

A distribuição de AR à entrada é normalmente efetuada por uma tubagem horizontal em “T”, perfurada a meia cana e instalada perpendicularmente à direção do escoamento, como exemplificado na Figura 7.17. Estas tubagens devem ter tampas laterais, por forma a permitir a sua inspeção e limpeza, podendo ser instaladas à superfície ou enterradas.

Podem ser utilizados outro tipo de dispositivos de entrada, nomeadamente caixa com descarregador, trincheira aberta perpendicularmente à direção do escoamento e preenchida apenas por gabiões²⁵, trincheira transversal com uma tubagem munida de “T” ou canal transversal com descarregadores (Kadlec & Knight, 1996 e USEPA, 2000 b).

Figura 7.17 Exemplo de dispositivo de entrada, meio de enchimento de LECA e impermeabilização num leito de macrófitas



²⁵ Gabião é uma estrutura armada, geralmente fabricada em aço galvanizado, preenchida com seixos ou brita utilizada em estabilizações de taludes e obras hidráulicas.

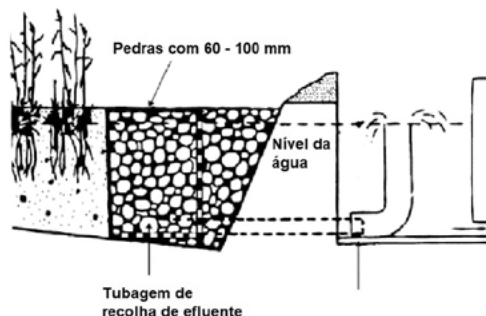
Os dispositivos de saída para recolha do efluente tratado incluem normalmente: uma tubagem de recolha do efluente, normalmente em “T”, perfurada a meia cana e colocada transversalmente à direção do escoamento, como ilustrado na Figura 7.18; uma tubagem ou ponto de descarga de fundo; um sistema sifonado, para controlo de nível e uma caixa de receção do efluente final antes da sua descarga no meio recetor. Como a tubagem é enterrada, ficando inacessível após a construção, é necessário estar bem nivelada e provida de acesso para limpeza a partir das extremidades (USEPA, 1993).

Figura 7.18 Exemplo de dispositivo de saída num leito de macrófitas



É recomendado instalar um dispositivo simples para ajustar o nível de líquido no leito, e que também pode ser utilizado para esvaziar o leito e para regular a variação do gradiente hidráulico ao longo do tempo, compensando a progressiva colmatação do leito. A regulação do nível do líquido deve ser cuidadosa, a fim de não reduzir excessivamente o tempo de retenção. O dispositivo de regulação do nível é colocado na caixa de receção do efluente do LM, podendo ser constituído por um tubo flexível, como esquematizado na Figura 7.19.

Figura 7.19 Exemplo de dispositivo de controlo do nível do líquido num leito de macrófitas



(Adaptada de USEPA, 2000 b)

7.5. Dimensionamento de leitos de macrófitas

7.5.1. Nota introdutória

A conceitualização de um sistema de tratamento biológico por LM começa pela definição do tipo de LM (com ou sem enchimento, tipo de escoamento, tipo de macrófitas), tendo em atenção os seguintes aspetos:

- as condições climáticas do local (temperatura média anual do local e regime de pluviosidade);
- a disponibilidade, topografia e tipo de terreno;
- as características da AR – caudal médio e cargas de MO (CBO_5 e/ou CQO), SST e N;
- os objetivos de qualidade do efluente.

O dimensionamento de um sistema de LM consiste essencialmente na determinação do seu volume, área, número e geometria dos LM, altura do enchimento, profundidade da coluna de água e t_{RH} .

O dimensionamento de LM baseado numa equação cinética de primeira ordem torna-se num exercício em que a realidade do tipo de escoamento hidráulico dificilmente se consegue traduzir num modelo matemático, como descrito na secção 7.2.2.3. Outra grande dificuldade para aplicação deste método de dimensionamento reside na disponibilidade de valores utilizados para a constante cinética, visto os LM serem um processo de depuração quase natural, com variação sazonal dos complexos mecanismos envolvidos.

Apesar de o desenvolvimento de modelos matemáticos que traduzam o comportamento de uma ZHA ter vindo a registar um progresso significativo, com o aparecimento de diversos modelos de complexidade variável, que procuram refletir os fenómenos, os LM são praticamente dimensionados apenas com base em critérios empíricos (Almeida, 2017). Os critérios empíricos recomendam valores de área de LM necessária por e. p. ou de tempo de retenção, cargas hidráulica, orgânica e de SS que resultaram em boa eficiência depurativa nas condições ambientais em que foram estudados.

7.5.2. Metodologia

O dimensionamento de LM consiste, essencialmente, na estimativa da área (superficial e transversal) considerando uma determinada altura (de água nos LMS ou do enchimento nos LMSS), podendo seguir-se critérios empíricos ou baseados na cinética de remoção de MO. A metodologia de dimensionamento de LM difere consoante o tipo de LM.

Um critério empírico frequentemente adotado pela sua simplicidade, principalmente em alguns países europeus, baseia-se na consideração da área necessária por e. p., a qual naturalmente, depende do tipo de LM, como se apresenta no Quadro 7.6.

Outro critério empírico aplicado no dimensionamento de LMS baseia-se nas cargas mássicas de MO (CBO₅ ou de CQO) e de SS aplicáveis, seguindo a seguinte metodologia:

1. Determinação da área superficial global – a partir das cargas orgânica (de CBO₅ e de CQO) e de SST recomendáveis como valores de boa prática (Quadro 7.7) para Q_{med} e $Q_{máx}$ e seleção da maior área das determinadas;
2. Determinação do t_{RH} para Q_{med} e para $Q_{máx}$ através da expressão 7.4, considerando a altura média do líquido adequada e a porosidade média do enchimento do LM;
3. Se os valores obtidos não satisfizerem os valores recomendados (Quadro 7.7) deve selecionar-se um valor de t_{RH} adequado e determinar novamente a área superficial, de acordo com a expressão 7.4.

Determinada a área global dos LM e a profundidade do líquido, a configuração do sistema de LM é definida considerando um mínimo de 2 linhas em

paralelo, de modo a dividir a carga afluyente e evitar curto-circuito hidráulico. Cada linha pode conter vários LM em série. A geometria de cada LM é definida tendo em atenção os critérios recomendados para a configuração de leitos de macrófitas (Quadro 7.3) e os fatores condicionantes do local de implantação.

O procedimento de dimensionamento de LM baseado em modelos cinéticos compreende as seguintes etapas (USEPA 1993):

1. Seleção do valor da constante cinética k à temperatura de referência de 20 °C em função do tipo de LM e do meio de enchimento (Quadro 7.8) e sua correção para a temperatura média do mês mais frio, através da equação de Arrhenius (expressão 3.9 do Curso Técnico 5);
2. Determinação da área superficial global através da expressão 7.6 e verificação do t_{RH} pela expressão 7.4; caso não verifique os valores recomendados, os cálculos devem ser repetidos para outro tipo de enchimento (com a inerente alteração da porosidade ϵ) e/ou modificando a altura do líquido.
3. Determinação do comprimento e largura, em função de uma razão C/L adequada (Quadro 7.3);
4. Determinação da área transversal através da expressão 7.3 e verificação de se esta área é suficiente para o caudal afluyente, aplicando a expressão 7.2 (Lei de Darcy) e considerando uma perda de carga (gradiente hidráulico) inferior a 10 %.

7.5.3. Critérios de dimensionamento

A literatura da especialidade evidencia grande discrepância nos critérios de dimensionamento, o que é compreensível se se atender à variedade de condições climáticas e de tipologia dos LM e das macrófitas utilizadas. Por essa razão, os valores de critérios empíricos apresentados nos Quadros 7.6 e 7.7 para os diferentes tipos de LM, devem ser considerados no âmbito de uma comparação crítica entre as condições em que foram desenvolvidos e as do caso em estudo.

Quadro 7.6 Critérios empíricos de dimensionamento de leitos de macrófitas baseados na área necessária por e. p.

País	Tipo de LM	Área /e. p. (m ² /e. p.)
Áustria	LMSSV	4
Alemanha	LMSSH	≥ 5
	LMSSV	≥ 2,5
Dinamarca	LMSSH	5
	LMSSV	3
França	LMSSV	2
Clima temperado	LMS	3 – 7

(Adaptado de Dotro *et al.*, 2017 e Korkusuz, 2005)

Quadro 7.7 Critérios empíricos de dimensionamento baseados nas cargas orgânica, hidráulica e de SST

Parâmetro	Tipo de LM		
	LMS	LMSSV	LMSSH
t_{RH} (d)	3 – 20	3 – 10	3 – 15
C_H (cm/d)	1,5 – 5	3 – 140	2 – 20
$C_{org\ sup}$ (g CBO ₅ /(m ² .d))	0,25 – 20	3 – 60	2 – 30
$C_{org\ sup}$ (g CQO/(m ² .d))	1 – 25	20 – 100	5 – 50
$C_{SST\ sup}$ (g SST/(m ² .d))	1 – 20	20	8,3
Porosidade média	0,65 – 1	–	–
Profundidade do líquido (m)	0,3 – 0,5		0,4 – 1,6
Altura do enchimento (m)	0,5 – 0,6	0,5 – 0,6	0,5 – 0,6
Gradiente hidráulico da altura da superfície do líquido (m/m)	0,005	–	0,015
C_H no descarregador de saída (m ³ /(m.d))	≤ 200	–	–

(Adaptado de USEPA, 1999 e 2000 b; Vymazal, 2010; Korkusuz, 2005; Kadlec & Wallace, 2009; Vymazal & Kröpfelová, 2008; Stefanakis *et al.*, 2014 e Wu *et al.*, 2015).

Salienta-se ainda que os valores mais elevados de profundidade do líquido são aplicáveis apenas a LM sem enchimento, pois para os LMS com enchimento a altura do líquido deve ser apenas de 0,4 a 0,5 m (AdP, 2002).

No Quadro 7.8 apresentam-se vários valores da constante cinética (k e k_A) à temperatura de referência de 20 °C, bem como valores para o coeficiente de Arrhenius (θ) para diferentes condições.

Quadro 7.8 Valores de constantes cinéticas para remoção de CBO₅

Tipo de LM	k (1/d)	k _A (m/d)	θ	Referência
LMS	0,0057	–	1,1	USEPA, 1988
	0,25	–	–	USEPA, 1993
	0,15		1,04	Crites & Tchobanoglous, 1998 citado por USEPA, 2000 b
	0,678		1,06	Crites <i>et al.</i> , 2014
	0,093		1	Vymazal & Kröpfelová, 2008
		0,068	0,981	Kadlec & Wallace, 2009
LMSS	1,84			Para areia com $\epsilon = 0,42$; USEPA, 1988
	1,35			Para areia com $\epsilon = 0,39$; USEPA, 1988
	0,86			Para areia com $\epsilon = 0,35$; USEPA, 1988
	1,104		1,06	USEPA, 1993
	0,1			USEPA, 2000 b
	1,839			Vymazal & Kröpfelová, 2008
		0,09	0,985	Kadlec & Wallace, 2009
		0,083 ± 0,017		Schierup <i>et al.</i> , 1990, citado por Vymazal & Kröpfelová, 2008
	0,118 ± 0,022		Brix, 1998 citado por Vymazal & Kröpfelová, 2008	

7.6. Requisitos de O&M de leitos de macrófitas

Uma das vantagens dos LM é que requerem procedimentos de O&M simples e pouco frequentes, o que contribui significativamente para a economia do processo.

No que respeita à operação, e visto que, tratando-se de um processo de tratamento natural, não é possível atuar sobre os fatores ambientais, a intervenção do operador deve incidir sobre os seguintes aspetos:

- operar e manter o tratamento preliminar e o tratamento primário antecedentes do LM em condições de boa eficiência, para que as cargas de SS e de MO afluente ao LM não sejam excessivas;
- manter os dispositivos de entrada do afluente e de recolha do efluente limpos e em condições de assegurar a uniforme distribuição e escoamento do líquido ao longo do LM;
- monitorizar o funcionamento do LM através da colheita de amostras nos pontos de amostragem instalados para o efeito (secção 7.4.4);
- gerir as plantas macrófitas e as infestantes;
- controlar a proliferação de mosquitos;
- controlar o desenvolvimento de odores desagradáveis.

As plantas podem ser cortadas antes da senescência, normalmente no final da época vegetativa, geralmente no outono. A não remoção destas plantas representa uma carga adicional de matéria orgânica e pode favorecer a proliferação de mosquitos. No entanto, esta remoção também implica alguns inconvenientes, desde logo a dificuldade da tarefa e seu custo, bem como o destino a dar à biomassa removida, razão pela qual em muitas instalações de LM o corte das macrófitas não é, simplesmente, praticado.

A remoção de infestantes é importante para a eficiência do processo, devendo ser prioritária nos primeiros meses de funcionamento, pois tendem a proliferar imediatamente a seguir à preparação do solo. O controlo das espécies infestantes pode ser feito através da inundação temporária dos leitos. Não devem ser utilizados herbicidas, a não ser em casos extremos, e com as devidas precauções, dado que pode danificar severamente a vegetação existente (Seco *et al.*, 2008).

A proliferação de mosquitos pode representar o principal inconveniente do tratamento de AR em LM. A melhor forma de controlar este problema

é conseguir manter uma população de predadores naturais das larvas dos mosquitos, como alguns peixes facilmente introduzíveis neste habitat (e. g. *Gambusia affinis* ou peixe-mosquito).

O controlo do nível de água num LM é importante para evitar que, a despeito das naturais variações de caudal afluente, as raízes e caules das macrófitas nunca fiquem a seco, o que prejudicaria o seu desenvolvimento e levaria à morte das plantas. Por este motivo, o operador deve inspecionar o dispositivo de controlo de nível na saída do LM e mantê-lo limpo de detritos.

A manutenção de instalações de leitos de macrófitas consiste essencialmente na manutenção dos diques em boas condições de estanquidade.

7.7. Exercícios

Exercício 7.7.1 – Dimensionamento de LMS com base na carga mássica

Considere um sistema de LMS para tratar as AR de um aglomerado com 900 hab, produzindo diariamente 170 L de AR por habitante. O fator de ponta do caudal produzido é 3. Considere que a AR afluente ao tratamento biológico é proveniente de um tanque Imhoff e tem a composição apresentada no Quadro 7.7.1. A altura do líquido nos LM é $h = 0,7$ m e a porosidade média do enchimento é $\epsilon = 0,9$.

Quadro 7.7.1 Caracterização do afluente e efluente

Parâmetro	Afluente Q _{méd}	Afluente Q _{máx}	Efluente
CBO ₅ (mg O ₂ /L)	50	40	25
SST (mg/L)	70	35	30

Determinar:

- a área superficial;
- o t_{RH} ;
- o número de LM;
- a configuração da associação dos LM em paralelo e em série.

Resolução:

a) Determinação da área total de LM

De acordo como Quadro 7.7 pode admitir-se que o LM poderá ser eficiente se receber as seguintes cargas de CBO₅ e de SST, que são valores bastantes conservativos, atendendo à amplitude dos critérios do Quadro 7.7:

$$C_{\text{org sup}} = 7 \text{ g CBO}_5/(\text{m}^2.\text{d}) \text{ e } C_{\text{SST sup}} = 8 \text{ g SST}/(\text{m}^2.\text{d}).$$

Com base nas cargas de CBO₅ e SST aconselháveis determinam-se as áreas requeridas para caudal médio e máximo. Os caudais médio e máximo são determinados pelas seguintes expressões:

$$Q_{\text{méd}} = \text{Pop} \times \text{cap}_{\text{AR}} = 900 \text{ hab} \times 0,170 \text{ m}^3 / (\text{hab}.\text{d}) = 153 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$Q_{\text{máx}} = Q_{\text{méd}} \times f_{\text{pta}} = 153 \text{ m}^3/\text{d} \times 3 = 459 \text{ m}^3/\text{d}$$

Assim, para carga de CBO₅ de 7 g/(m².d) calculam-se as áreas para Q_{méd} e Q_{máx} afluentes.

$$A_{Q_{\text{méd}}} = \frac{Q_{\text{méd}} \times \text{CBO}_5}{C_{\text{org sup}}} = \frac{153 \text{ m}^3/\text{d} \times 50 \text{ g}/\text{m}^3}{7 \text{ g}/(\text{m}^2.\text{d})} = 1\,093 \text{ m}^2$$

$$A_{Q_{\text{máx}}} = \frac{Q_{\text{máx}} \times \text{CBO}_5}{C_{\text{org sup}}} = \frac{459 \text{ m}^3/\text{d} \times 40 \text{ g}/\text{m}^3}{7 \text{ g}/(\text{m}^2.\text{d})} = 2\,623 \text{ m}^2$$

Para a carga de SST de 8 g/(m².d) calculam-se as áreas para Q_{méd} e Q_{máx} afluentes.

$$A_{Q_{\text{méd}}} = \frac{Q_{\text{méd}} \times \text{SST}}{C_{\text{SST sup}}} = \frac{153 \text{ m}^3/\text{d} \times 70 \text{ g}/\text{m}^3}{8 \text{ g}/(\text{m}^2.\text{d})} = 1\,339 \text{ m}^2$$

$$A_{Q_{\text{máx}}} = \frac{Q_{\text{máx}} \times \text{SST}}{C_{\text{SST sup}}} = \frac{459 \text{ m}^3/\text{d} \times 35 \text{ g}/\text{m}^3}{8 \text{ g}/(\text{m}^2.\text{d})} = 2\,008 \text{ m}^2$$

Resposta: A condição limitante é a carga de CBO₅, que requer área mais elevada (A = 2 623 m²).

b) Determinação do t_{RH} .

A determinação do t_{RH} é efetuada com base na expressão 7.4, para $Q_{méd}$ e $Q_{máx}$, considerando a profundidade e porosidade médias de $h = 0,7$ m e $\varepsilon = 0,9$.

$$t_{RHQ_{méd}} = \frac{A \times h \times \varepsilon}{Q_{méd}} = \frac{2\,623 \text{ m}^2 \times 0,7 \text{ m} \times 0,9}{153 \text{ m}^3/\text{d}} = 10,8 \text{ d}$$

$$t_{RHQ_{máx}} = \frac{A \times h \times \varepsilon}{Q_{máx}} = \frac{2\,623 \text{ m}^2 \times 0,7 \text{ m} \times 0,9}{459 \text{ m}^3/\text{d}} = 3,6 \text{ d}$$

Resposta: Os valores de t_{RH} obtidos para $Q_{méd}$ e $Q_{máx}$ estão dentro do intervalo recomendado (Quadro 7.6) para LMS pelo que o sistema dimensionado funcionará adequadamente para remover matéria orgânica e sólidos.

c) Determinação do número de LM.

De acordo com as recomendações relativas à configuração geométrica dos LM (Quadro 7.3) o comprimento e a largura dos LM devem estar compreendidos entre 3 a 20 m e 30 a 50 m, respetivamente. Considerando um LM com $L = 15$ m e $C = 45$ m, que corresponde a uma razão C/L de 2,3 (aceitável de acordo com o Quadro 7.3) o número de LM é obtido por:

$$N.º \text{ LM} = \frac{2\,623 \text{ m}^2}{15 \times 45 \text{ m}^2/\text{LM}} = 3,9 \text{ LM}$$

Resposta: São necessários 4 LM.

d) Determinação da configuração da associação dos LM em paralelo e em série.

De acordo com a secção 7.5.2., deve de ser considerando um mínimo de 2 linhas em paralelo, de modo a dividir a carga de SST e evitar curtos circuitos. Assim, para o total de LM calculados na alínea anterior e de modo a obter um efluente com a qualidade desejada, são consideradas duas linhas em paralelo, cada uma constituída por 2 LM ligados em série.

Resposta: Duas linhas em paralelo, cada uma constituída por 2 LM ligados em série.

Exercício 7.7.2 – Dimensionamento de LMSSH com base no critério de área/e. p.

Pretende-se construir um sistema de LMSSH com enchimento de areia grossa para tratar as AR produzidas por um aglomerado com 550 hab, considerando a área necessária por e. p.. A captação de produção de AR é de 180 L/(hab.d).

Determinar:

- a) a área superficial global;
- b) o número de LM;
- c) o t_{RH} .

Resolução:

- a) Determinação da área superficial global de LM

A área da superfície global de um sistema de LM é calculada pelo produto da população com a área necessária por e. p..

Assim, considerando que o LM é construído num país de clima temperado e que a área necessária é de 5 m²/e. p. (Quadro 7.6), a área global é calculada por:

$$A = 550 \text{ hab} \times 5 \text{ m}^2 / \text{e. p.} = 2\,750 \text{ m}^2$$

Resposta: A área global é 2 750 m².

- b) Determinação do número de LM.

De acordo com as recomendações relativas à configuração geométrica dos LM (Quadro 7.3) o comprimento e a largura dos LM devem estar compreendidos entre 3 a 20 m e 30 a 50 m, respetivamente. Considerando um LM com L = 17 m e C = 45 m, que corresponde a uma razão C/L de 2,3 (aceitável de acordo com o Quadro 7.3) o número de LM é obtido por:

$$N.^{\circ} \text{ LM} = \frac{2\,750 \text{ m}^2}{17 \times 45 \text{ m}^2 / \text{LM}} = 3,6 \text{ LM}$$

Resposta: São necessários 4 LM.

c) Determinação do t_{RH} .

A determinação do t_{RH} é efetuada com base na expressão 7.4, para $Q_{méd}$ e $Q_{máx}$.

Assim o caudal médio é determinado por:

$$Q_{méd} = \text{Pop} \times \text{cap}_{AR} = 550 \text{ hab} \times 0,180 \text{ m}^3 / (\text{hab.d}) = 99 \text{ m}^3/\text{d}$$

O caudal de ponta é calculado, considerando um fator de ponta de 3.

$$Q_{máx} = Q_{méd} \times f_{pta} = 99 \text{ m}^3/\text{d} \times 3 = 297 \text{ m}^3/\text{d}$$

Considerando a porosidade de 1.

$$t_{RH_{Q_{méd}}} = \frac{A \times h}{Q_{méd}} = \frac{2\,750 \text{ m}^2 \times 0,5}{99 \text{ m}^3/\text{d}} = 13,9 \text{ d}$$

$$t_{RH_{Q_{máx}}} = \frac{A \times h}{Q_{máx}} = \frac{2\,750 \text{ m}^2 \times 0,5}{297 \text{ m}^3/\text{d}} = 4,6 \text{ d}$$

Resposta: Os valores de t_{RH} de 13,9 e 4,6 d para $Q_{méd}$ e $Q_{máx}$, respetivamente, estão dentro do intervalo recomendado (Quadro 7.7) para LMSSH pelo que o sistema dimensionado funcionará adequadamente para remover matéria orgânica e sólidos.

8.1. Objetivo

O processo de tratamento de AR em lagoas de estabilização (*waste stabilization ponds* na terminologia inglesa) tem como objetivo a depuração biológica das AR por ação de mecanismos naturais, dos quais os mais relevantes neste processo são a sedimentação de SS, a degradação bioquímica de poluentes dissolvidos e em suspensão e mesmo a inativação de microrganismos patogénicos (secção 8.2).

Uma lagoa de estabilização de AR é constituída por uma bacia limitada por diques de terra compactada, na qual as AR ficam retidas durante o tempo suficiente para a sua depuração. Geralmente, a instalação de tratamento é constituída por mais do que uma lagoa, constituindo o que se designa por sistema de lagoas de estabilização ou sistema de lagunagem natural²⁶.

O presente capítulo trata de lagoas de estabilização naturais, não abordando as lagoas arejadas, não só por a aplicação destas ser de interesse mais reduzido, devido à desvantagem que apresentam de consumirem energia eléctrica, como por serem de natureza mais próxima de um reator de lamas ativadas do que de lagoas naturais.

8.2. Mecanismos de depuração em lagoas de estabilização

8.2.1. Sistemas de lagunagem

As populações microbianas que se desenvolvem em lagoas de estabilização variam em função das condições ambientais e consoante a carga poluente do afluente a tratar, a qual é progressivamente mais reduzida à medida que a lagoa é antecedida por outras lagoas que “desbastaram” parte da carga poluente.

Uma ETAR baseada no processo de lagoas de estabilização não deve ser constituída por uma única lagoa, podendo ser demonstrado matematicamente que a eficiência do tratamento aumenta com o número de lagoas

²⁶ “Lagunagem natural” por oposição a “lagunagem arejada”.

(Marais, 1974 citado por Mara & Pearson, 1987). Geralmente, é aconselhável o mínimo de 3 lagoas ligadas em série.

A ecologia microbiana de lagoas de estabilização torna-se assim, muito complexa, e conseqüentemente, complexos são os mecanismos de depuração deste processo de tratamento, os quais não podem ser descritos de uma forma única e global, sendo mais vantajoso do ponto de vista da compreensão dos fenômenos, a descrição dos mecanismos consoante o tipo de lagoa (secção 8.3).

8.2.2. Lagoa primária

8.2.2.1. Nota introdutória

Um sistema de lagunagem é sempre antecedido de tratamento preliminar (reduzido a gradagem), a fim de impedir a entrada de sólidos grosseiros na primeira lagoa do sistema, a qual por isso é designada **lagoa primária**²⁷. A lagoa primária pode receber AR já submetidas a tratamento primário ou, mais frequentemente, recebe AR brutas, isentas apenas de sólidos grosseiros.

No primeiro caso, o afluente já pode permitir condições aeróbias à superfície do líquido, enquanto a anaerobiose predomina nas camadas inferiores da coluna de líquido. A concentração de OD na camada intermédia determina a fronteira entre a zona aeróbia e a zona anaeróbia, podendo chamar-se **lagoa facultativa primária** a esta lagoa. O mecanismo depurativo de uma lagoa facultativa primária é análogo ao de uma lagoa facultativa secundária (assim designada por a sua ordem no sistema não ser a primeira), pelo que é descrito em 8.2.2.3.

No caso em que a lagoa primária recebe ARB que apenas passaram por uma operação de gradagem, o ambiente no líquido é totalmente anaeróbio e esta lagoa primária é uma lagoa anaeróbia, cujo mecanismo é descrito em 8.2.2.2.

8.2.2.2. Lagoa anaeróbia

A afluência à lagoa primária de AR submetidas apenas a gradagem significa a afluência de elevada carga orgânica e de SS num líquido que pra-

²⁷ A denominação de “lagoa primária” refere-se exclusivamente à sua ordem no sistema, nada tendo a ver com o nível de tratamento.

ticamente não contém OD, na medida em que o oxigênio que transitar da atmosfera para o líquido na lagoa é imediatamente consumido. Deste modo, predominam condições anaeróbias na AR da primeira lagoa do sistema. A degradação da MO dissolvida e em suspensão coloidal é efetuada por processos anaeróbios, sendo estas lagoas conhecidas como **lagoas anaeróbias**. Mas este não é o único mecanismo depurativo destas lagoas, sendo também muito importante a remoção de SS que ocorre nas mesmas por sedimentação, segundo o mecanismo descrito no Capítulo 9 do Curso Técnico 5. As lamas acumuladas no fundo de uma lagoa anaeróbia são estabilizadas anaerobiamente. Ao longo do tempo, a superfície de uma lagoa anaeróbia vai-se cobrindo com uma camada de escumas, formada pela ascensão de flocos de lamas arrastadas pelos gases libertados na sua digestão, a qual não necessita de ser removida, na medida em que ajuda a conservar a temperatura na lagoa e dificulta a libertação de odores. Uma lagoa anaeróbia, precedida apenas de gradagem, assegura assim três funções, à semelhança de uma fossa séptica descoberta: decantador primário, reator biológico (anaeróbio) e digestor de lamas.

Na degradação ou estabilização anaeróbia da MO distinguem-se três fases, cada uma das quais caracterizada por populações bacterianas distintas, produção de diferentes compostos, pH e odores. Na primeira fase, os compostos orgânicos de mais fácil biodegradabilidade (polissacáridos, lípidos, proteínas) são metabolizados por bactérias acidogênicas e convertidos em aminoácidos, ácidos orgânicos e monossacáridos, com o conseqüente abaixamento de pH do meio.

Na segunda fase, outro tipo de bactérias anaeróbias mais adaptadas a meio ácido, transformam os produtos da primeira fase em ácidos orgânicos voláteis (principalmente ácido acético e ácido butírico) e em gases, como o CO_2 , H_2 , N_2 e algum H_2S .

Na terceira fase, proliferam as chamadas bactérias metanogênicas, responsáveis pela conversão do substrato, com elevado teor de ácidos, em produtos gasosos, principalmente CH_4 e CO_2 .

Em resultado da conversão do substrato ácido em produtos finais gasosos, dá-se uma subida do pH do meio até valores da ordem de 7,4

e a tamponização²⁸ do meio. Após a fase de arranque de uma lagoa anaeróbia, em que as três fases ocorrem sequencialmente, estas passarão a ocorrer simultaneamente, mantendo-se o pH estável, em resultado da tamponização do meio.

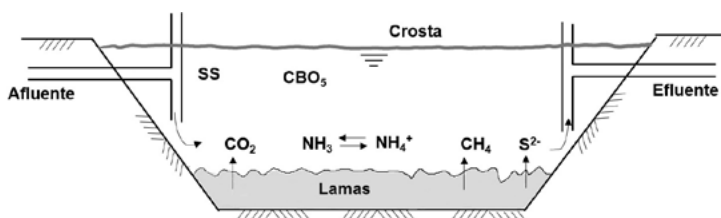
O pH constitui, assim, um importante fator no desempenho de uma lagoa anaeróbia, sendo desejável que não atinja valores inibidores da proliferação de bactérias metanogénicas (pH \approx 6), o que tem como consequência a libertação de odores desagradáveis, causados por ácidos orgânicos e H₂S. Para assegurar a não ocorrência do indesejável abaixamento do pH é necessário que a alcalinidade do meio seja da ordem de 2 000 mg/L CaCO₃ (Angelakis *et al.*, 2001).

A temperatura é outro importante fator no desempenho de lagoas anaeróbias, visto afetar a atividade dos microrganismos, designadamente das bactérias acidogénicas e metanogénicas, cuja atividade é praticamente nula quando a temperatura é inferior a 10 °C e a 15 °C, respetivamente.

Naturalmente que o tempo de retenção constitui um fator muito importante na eficiência de uma lagoa anaeróbia, pois é o tempo disponibilizado aos microrganismos para metabolizarem a MO.

Na Figura 8.1 mostra-se um esquema do mecanismo de funcionamento de uma lagoa anaeróbia.

Figura 8.1 Esquema de lagoa anaeróbia



²⁸ A tamponização do meio significa que o seu pH não se altera significativamente por adição de pequenas quantidades de um ácido ou de uma base.

8.2.2.3. Lagoa facultativa

Uma lagoa facultativa é assim denominada devido ao seu biota incluir bactérias capazes de adaptarem o seu metabolismo a condições aeróbias ou anaeróbias, consoante a disponibilidade de OD no meio. A zona superficial de uma lagoa facultativa apresenta um ambiente aeróbio, devido à transferência de O_2 da atmosfera em contacto com a superfície livre do líquido. A zona do fundo, onde se acumulamos sólidos sedimentados, encontra-se em condições anaeróbias. A zona intermédia é povoada por bactérias facultativas.

A lagoa pode receber AR apenas submetida a tratamento preliminar – **lagoa facultativa primária** (referida em 8.2.2.1) ou AR pré-tratadas numa lagoa anaeróbia, situação em que se pode designar por **lagoa facultativa secundária**.

Os mecanismos de depuração são os mesmos, quer se trate de uma lagoa facultativa primária, quer secundária, havendo apenas maior quantidade de SS que sedimentam numa lagoa facultativa primária do que numa secundária. Os sólidos sedimentados no fundo da lagoa incluem não só os SS do afluente à lagoa, mas também os microrganismos que proliferam no líquido e que vão morrendo (microalgas, bactérias, etc.) e sofrem degradação anaeróbia, conforme descrito em 8.2.2.2, transformando-se em:

- produtos gasosos (CH_4 , CO_2 , NH_3 , H_2S), que se difundem pela massa líquida;
- resíduos mineralizados, que se acumulam no fundo.

A altura da zona anaeróbia de uma lagoa facultativa diminui à medida que aumenta o nível de tratamento das AR afluentes à lagoa.

Nas lagoas facultativas, o arejamento necessário à degradação aeróbia dos poluentes orgânicos é fornecido por dois mecanismos inteiramente naturais, sem recurso a equipamento eletromecânico:

- transferência de massa de O_2 da atmosfera para o líquido da lagoa, conforme mecanismo descrito em 13.2.2 (Capítulo 13 do Curso Técnico 5);
- produção de O_2 por fotossíntese de microalgas clorófitas, que proliferam espontaneamente no líquido da lagoa exposto à radiação solar.

A produção de O_2 por fotossíntese algal depende da insolação do local²⁹, e naturalmente, não ocorre durante a noite, período durante o qual a concentração de OD na lagoa diminui acentuadamente, pois não só não há produção por fotossíntese como continua a haver consumo, devido à degradação aeróbia da MO. A profundidade da zona aeróbia de uma lagoa facultativa varia assim ao longo do dia, sendo mais reduzida no período noturno. A penetração da luz solar no líquido da lagoa depende da profundidade do mesmo, pelo que as lagoas facultativas não devem ser muito profundas, embora a altura do líquido também não deva ser tão baixa que favoreça a proliferação de vegetação enraizada.

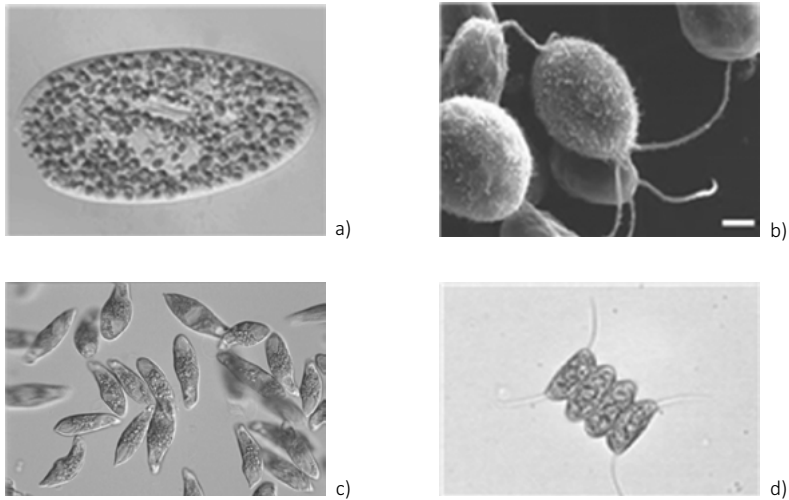
As microalgas funcionam como arejadores naturais e conseqüentemente assumem um papel fundamental no mecanismo depurativo de lagoas facultativas. São microrganismos aquáticos uni ou pluricelulares, providos ou não de mobilidade, que incorporam o pigmento fotossintético conhecido por clorofila. Das cinco variedades de clorofila (a, b, c, d, e) apenas a clorofila a está presente em todas as algas, pelo que a quantificação de clorofila a presente na água serve para determinar a massa algal presente numa lagoa facultativa. Tipicamente, a concentração algal em lagoas varia entre 1 000 a 3 000 mg/L de clorofila a, dependendo de fatores como a época do ano (do seu efeito sobre a insolação), da presença de zooplâncton predador de algas, como a espécie *Daphnia* e da carga orgânica aplicada. No Quadro II.1 do Anexo II apresentam-se alguns géneros de microalgas dos quatro grupos de algas que se podem encontrar em lagoas facultativas – algas verdes, fitoflagelados, algas azuis e diatomáceas – algumas das quais se apresentam na Figura 8.2. Além do fornecimento de oxigénio, as algas, como organismos autotróficos que são, também contribuem para a remoção de CO_2 e em menor extensão, de compostos inorgânicos de N (NH_4^+ , NO_3^-) e de P (PO_4^{3-}).

A estabilização da MO dissolvida é realizada por populações de bactérias heterotróficas aeróbias e facultativas, segundo os mecanismos descritos em 1.3.1. As bactérias aeróbias atuam em simbiose com as microalgas, utilizando o O_2 fornecido pela fotossíntese algal e o transferido da atmosfera para o líquido, e fornecendo às algas os produtos finais da sua ação de esta-

²⁹ A insolação do local é o número de horas durante o período considerado (dia, mês, ano) em que ocorre radiação solar direta, isto é, proveniente do disco solar, sem sofrer nem reflexão nem absorção, e que varia sazonalmente.

bilização da MO, principalmente o CO_2 de que estas necessitam como fonte de carbono e ainda o azoto amoniacal e nítrico (NH_4^+ e NO_3^-) e fosfatos (PO_4^{3-}) como nutrientes necessários para o seu metabolismo autotrófico.

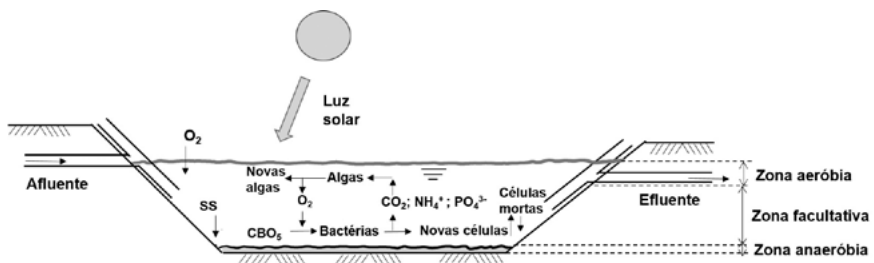
Figura 8.2 Algas abundantes em lagoas facultativas: a) *Chlorella*; b) *Chlamydomonas*; c) *Euglena* e d) *Scenedesmus*



(Adaptada de IOP, 2015; Uniprot, 2018 e Morgan, 2005)

Na Figura 8.3 ilustra-se o esquema dos mecanismos de depuração de uma lagoa facultativa.

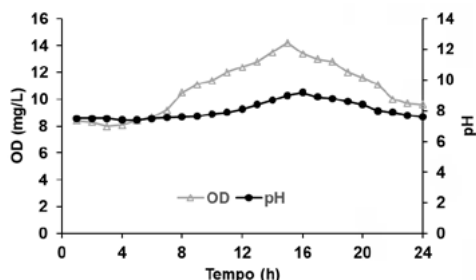
Figura 8.3 Esquema dos mecanismos depurativos numa lagoa facultativa



O consumo de CO_2 pelas algas provoca uma subida do pH do líquido (visto baixar o ácido carbónico H_2CO_3 em equilíbrio com o CO_2). Se o CO_2 presente no líquido não for suficiente, as algas procurarão utilizar hidrogenocarbonatos (HCO_3^-) dissolvidos no líquido como fonte de carbono para o seu metabolismo, contribuindo para a subida do pH. O aumento do pH tem importantes consequências na ecologia da lagoa, pois quando ultrapassa $\text{pH} = 9$ inibe a atividade de algas e de bactérias e contribui para a inativação de microrganismos patogénicos.

Tanto a concentração de OD como o valor de pH do líquido de uma lagoa facultativa apresentam acentuada variação ao longo do dia, como ilustrado na Figura 8.4, por resultarem da atividade fotossintética de algas.

Figura 8.4 Variação diária de OD e de pH em lagoas facultativas



Os fatores climatéricos, designadamente a temperatura ambiente, a insolação e o vento, são fatores com influência no desempenho de lagoas facultativas, já que influenciam, respetivamente, a velocidade das reações bioquímicas, a fotossíntese e a homogeneização do arejamento do líquido realizada pelo vento, ao promover a mistura vertical das camadas superiores (mais oxigenadas) com as camadas inferiores. Embora a ação de ventos fortes possa ser deletéria, pela possível erosão dos taludes causada pela ondulação devida ao vento, a ausência de vento pode induzir um acentuado decréscimo da eficiência do tratamento, pela conseqüente ocorrência de estratificação térmica do líquido na lagoa, mais frequente no verão (Angelakis *et al.*, 2001).

Em condições de estratificação térmica, caracterizada por uma brusca variação de temperatura ao longo de uma fina camada, denominada **termoclina**, localizada geralmente entre 20 a 50 cm abaixo da superfície livre,

as algas móveis, atraídas pela luz, concentram-se numa faixa de cerca de 20 cm de altura acima da termoclina e impedem a penetração da luz solar abaixo da termoclina, assim reduzindo a atividade fotossintética das algas sem mobilidade, o que resulta em perda de eficiência por menor produção de O₂ para o metabolismo das bactérias.

O tempo de retenção constitui, obviamente, um importante fator na eficiência de lagoas facultativas, devendo ser suficientemente longo para assegurar a degradação da MO até ao nível pretendido, o que num processo de tratamento natural deste tipo depende fundamentalmente da temperatura. A ocorrência de curto-circuito hidráulico³⁰ pode ser a causa de o tempo de retenção real diferir por vezes muito acentuadamente do tempo de retenção teórico (Marecos do Monte & Mara, 1987), pelo que a configuração da lagoa também influencia o tempo de retenção (secção 8.4).

A composição das AR afluentes a uma lagoa facultativa afeta naturalmente o desempenho da mesma. A carga orgânica afluyente não deve ser excessiva, a fim de prevalecerem condições aeróbias em toda a massa líquida (com exceção da camada das lamas sedimentadas no fundo da lagoa, que estão em condições anaeróbias).

Algumas substâncias presentes nas AR podem constituir fatores de toxicidade, principalmente para as microalgas, contribuindo para a diminuição da eficiência do processo. É o caso do azoto amoniacal, que se torna tóxico quando a concentração de NH₄⁺ ultrapassa 28 mg/L e muito tóxico quando o pH > 8 (Mara & Pearson, 1987) e do sulfureto de hidrogénio, que em concentração superior a 8 mg/L inibe fortemente a atividade fotossintética. Ao contrário do que acontece com a amónia, a toxicidade do H₂S diminui com o aumento do pH. As lagoas não são especialmente afetadas pela presença de metais pesados, evidenciando uma certa capacidade tampão para estes poluentes, tolerando até 30 mg/L sem perda de eficiência (Mara & Pearson, 1987).

8.2.3. Lagoa secundária

A segunda lagoa de um sistema de lagunagem pode ser uma lagoa facultativa primária, caso esta seja antecedida por uma lagoa anaeróbia, ou uma

³⁰ O curto-circuito hidráulico caracteriza-se pela ocorrência de zonas onde o líquido praticamente não tem escoamento e de outras em que escoo rapidamente da entrada para a saída, não permanecendo o tempo desejado.

lagoa facultativa secundária, se esta for precedida por uma lagoa facultativa primária. Em qualquer dos casos, a lagoa secundária é uma lagoa facultativa, cujo mecanismo de depuração é descrito na secção 8.2.2.3.

8.2.4. Lagoa terciária e seguintes

8.2.4.1. Nota introdutória

Sendo um sistema de lagunagem tão mais eficiente quanto maior o número de lagoas associadas em série, não é fisicamente praticável distribuir a área necessária por um grande número de bacias, pelo que se recomenda que o sistema não tenha menos de 3 lagoas. A terceira lagoa do sistema recebe o efluente da lagoa secundária e embora contribua ainda para a redução dos poluentes dissolvidos, apresenta um desempenho mais significativo no que respeita à eliminação de microrganismos patogénicos. É, por isso, designada por lagoa de maturação, cujos mecanismos de depuração são descritos em 8.2.4.2.

8.2.4.2. Lagoa de maturação

As chamadas “lagoas de maturação” são lagoas que se localizam na terceira ou posterior posição no sistema de lagunagem e que diferem das lagoas facultativas por receberem um afluente mais tratado, o que determina que as condições aeróbias ocupam praticamente toda a profundidade do líquido, com exceção da estreita camada de lamas no fundo. De notar que uma lagoa de maturação não tem necessariamente que fazer parte de um sistema de lagunagem, pode estar incluída noutro tipo de fileira de tratamento, nomeadamente a jusante de um tratamento secundário convencional, pois o seu objetivo é a redução da carga de microrganismos patogénicos.

Nas lagoas de maturação continuam a ocorrer os mesmos mecanismos depurativos das lagoas facultativas, a carga da biomassa de algas e de bactérias, designadamente a sedimentação de SS (constituídos aqui principalmente por biomassa morta), a degradação de MO e a estabilização anaeróbia dos sedimentos. Porém, o facto de o afluente ser já bastante pré-tratado, faz com que a atividade fotossintética seja bastante intensa, com acentuada subida do pH do líquido (secção 8.2.2.3), o que conjugado com o poder germicida da radiação UV do espectro solar expõe os patogénicos a condições adversas e diferentes do seu habitat intestinal, poten-

ciando o decaimento de microrganismos patogênicos, sendo esta função de desinfecção a principal característica das lagoas de maturação.

A eficiência de remoção de microrganismos patogênicos em lagoas de maturação aumenta com a temperatura e com o tempo de retenção e baixa com a carga orgânica (Mara & Pearson, 1987). O tempo de retenção elevado e a temperatura alta significam que os patogênicos ficam expostos, durante muito tempo, a condições adversas (diferentes das do trato intestinal, seu habitat natural), tornando-se incapazes de competir ecologicamente com a flora natural da lagoa e ainda sujeitos a produtos tóxicos produzidos pelas algas (OH^-). A isto acresce a ação germicida da radiação UV do espectro solar, o elevado pH do líquido e a sedimentação de protozoários e de ovos de helmintas, que são ligeiramente mais densos que a água e a adsorção de vírus aos SS.

As lagoas de maturação constituem, indubitavelmente, o processo de tratamento biológico mais eficiente na remoção de patogênicos, podendo remover bactérias quase completamente e conseguindo ainda elevados níveis de remoção de helmintas, protozoários e vírus (Angelakis *et al*, 2001).

O número e capacidade das lagoas de maturação de um sistema de lagunagem depende da qualidade microbiológica pretendida para o efluente.

8.2.5. Vantagens e desvantagens do processo de lagoas de estabilização

O tratamento de AR em sistemas de lagunagem natural oferece vantagens muito significativas, designadamente as seguintes:

- consumo energético nulo, pois apenas necessita de energia solar;
- custos de O&M muito baixos, dada a simplicidade e baixa frequência dos cuidados de O&M;
- baixo custo de investimento;
- elevada eficiência de remoção de microrganismos patogênicos (até 6 unidades logarítmicas de coliformes fecais, i. e., de 10^8 para $10^2/100$ mL), completa remoção de helmintas e de protozoários;
- capacidade para acolher picos de caudal e de carga poluente, que ocorrem em zonas turísticas, por exemplo, sem perda de eficiência significativa;
- capacidade para tratar diversos tipos de ARI, dada a pouca sensibilidade do processo aos metais pesados.

A desvantagem mais significativa do processo de tratamento de AR reside na necessidade de extensa área, por oposição aos processos intensivos, de arejamento mecanizado, que requerem muito menos área para implantação. As lagoas de estabilização não são, pois, aplicáveis em zonas onde os terrenos são caros. Além disso, o solo deve possuir determinadas características de impermeabilidade (secção 8.4.3), de contrário terá que ser impermeabilizado.

8.3. Tipologia das lagoas de estabilização

O tratamento de AR em lagoas de estabilização aparenta ser um processo biológico de biomassa suspensa simples, porém a ecologia da sua biomassa é mais complexa do que de outros processos de tratamento biológico convencionais (e. g. lamas ativadas). Daí a dificuldade de encontrar um único critério de classificação para definir a tipologia das lagoas de estabilização. A consideração dos diferentes critérios permite cobrir todos os tipos de lagoas, conforme seguidamente listado:

O critério mais usual classifica as lagoas de estabilização segundo a natureza predominante das reações de degradação da MO em:

- **Lagoas anaeróbias** – a elevada carga orgânica é estabilizada por processos anaeróbios e as lamas formadas pela sedimentação dos SS são estabilizadas anaerobiamente.
- **Lagoas aeróbias** – contêm OD ao longo de toda a profundidade do líquido (produzido, em grande parte, pelas microalgas) e onde os poluentes orgânicos são estabilizados aerobiamente³¹.
- **Lagoas facultativas** – onde se distingue uma zona superior aeróbia, uma zona anaeróbia no fundo e a zona intermédia, povoada por bactérias facultativas, em que a concentração de OD determina a fronteira entre as condições aeróbias e as anaeróbias. De entre as lagoas facultativas é possível distinguir dois tipos:
 - **Lagoas facultativas primárias** – recebem AR brutas, submetidas apenas a gradagem;
 - **Lagoas facultativas secundárias** – o afluente já passou por uma decantação dos SS, geralmente numa lagoa anaeróbia precedente.

³¹ Alguns autores consideram que, em rigor, não existem lagoas aeróbias, pois sempre existe a camada de sedimentos no fundo em anaerobiose.

- a) **Lagoas de maturação** – são um tipo de lagoa facultativa que produz um efluente de elevada qualidade microbiológica.

Outro critério, muito seguido em França (Alexandre *et al.*, 1998), classifica as lagoas consoante a dimensão da flora em:

- b) **Lagoas de micrófitas** – lagoas facultativas “normais”, com microalgas, suficientemente profundas para evitar o crescimento de plantas macrófitas.
- c) **Lagoas de macrófitas** – lagoas pouco profundas (profundidade do líquido inferior a 0,5 m), assim projetadas para promover o crescimento de plantas flutuantes e/ou enraizadas. Este tipo de lagoas também pode ser designado por leito de macrófitas e são abordadas no Capítulo 7.
- d) **Lagoas compostas** – resultam da inclusão na mesma bacia de uma zona de micrófitas e outra de macrófitas, próxima da saída do efluente, destinando-se esta a filtrar as microalgas, assim reduzindo a concentração de SS no efluente.

O regime hidráulico de descarga do efluente da lagoa constitui outro critério de classificação de lagoas, praticado nos EUA (Marecos do Monte, 1985):

- e) **Lagoas de descarga contínua** – o efluente sai contínua ou intermitentemente, consoante o balanço entre a variação de caudal afluente e a evaporação.
- f) **Lagoas de descarga controlada** – são projetadas de modo a descarregar o seu efluente no meio recetor apenas num período compatível com boas condições hidrológicas do mesmo (e. g. não descarregam quando o caudal do meio recetor é praticamente nulo).
- g) **Lagoas de retenção completa** – são dimensionadas com base num balanço entre o caudal afluente e a evaporação, de modo a não haver necessidade de descarregar o efluente no meio recetor.

Há ainda quem classifique as lagoas consoante o nível de tratamento proporcionado:

- h) **Lagoas primárias** – proporcionam um tratamento primário. Porém, alguns autores consideram que são a primeira lagoa do sistema.

- i) **Lagoas secundárias** – classificadas por assegurarem tratamento secundário, embora seja mais corrente ser assim designadas por ocuparem a segunda posição no sistema de lagunagem.
- j) **Lagoas terciárias** – proporcionam tratamento terciário (principalmente remoção de nutrientes), chamando-se também lagoas de afinação. Porém, lagoas terciárias podem ser entendidas as que ocupam o terceiro lugar na fileira de tratamento.

Há ainda a referir as **Lagoas de alta carga de algas**, muito utilizadas em Israel, projetadas com profundidade reduzida, mais com o objetivo de maximizar a produção de algas para obtenção de proteína do que de tratar as AR.

8.4. Disposições construtivas das lagoas de estabilização

8.4.1. Aspetos relevantes

A eficiência do tratamento em sistemas de lagoas de estabilização depende não só do dimensionamento dos reatores do processo (as lagoas), mas também, em larga medida, de alguns aspetos relevantes que não podem deixar de ser considerados na conceptualização de uma ETAR de lagoas de estabilização, nomeadamente os seguintes, que são abordados de per si nas secções dedicadas:

- localização;
- caracterização geotécnica;
- balanço hídrico;
- geometria das lagoas;
- dispositivos de admissão do afluente e de saída do efluente;
- dispositivos de segurança.

Outros aspetos construtivos, mais gerais, a considerar, incluem a vedação do recinto, os coletores de *by-pass* e o tipo de tratamento preliminar antecedendo o sistema de lagunagem.

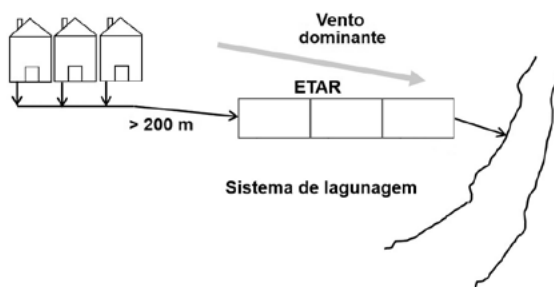
8.4.2. Localização do sistema de lagunagem

Como qualquer ETAR, um sistema de lagunagem deve localizar-se fora do aglomerado populacional, pelo menos a 200 m no sentido dos ventos dominantes (NP EN 1255-5, 2008), a fim de minimizar o incómodo originado pela potencial libertação de odores desagradáveis e para desen-

corajar visitas de pessoas estranhas, atraídas pelo espelho de água, que também atrai aves, pelo que não se deve implantar lagoas de estabilização nas proximidades (menos de 2 km) de aeroportos.

A Figura 8.5 ilustra a localização da ETAR relativamente ao sentido dos ventos dominantes.

Figura 8.5 Localização da ETAR relativamente ao sentido dos ventos dominantes



Um ligeiro declive do local será benéfico no que concerne aos movimentos de terra, pois na construção dos diques poderá haver uma certa compensação entre o volume de escavação e o volume de aterro, conforme ilustrado na Figura 8.6 .

Figura 8.6 Compensação do volume de escavação com o volume de aterro



A existência de vias de acesso rodoviário à instalação é, naturalmente, importante.

8.4.3. Estudo geotécnico do local

Sendo uma lagoa de estabilização uma bacia limitada por diques de terra compactada, torna-se muito importante a determinação do nível freático

máximo e a realização de um estudo geotécnico do local que determine se a permeabilidade do solo requer ou não a impermeabilização do fundo e dos taludes internos dos diques, e que defina os parâmetros de compactação dos diques. Solos com elevado teor de matéria orgânica, muito plásticos, bem como solos muito arenosos, não oferecem boas condições para a construção de lagoas.

Segundo Mara & Pearson (1987), o estudo geotécnico deve basear-se em amostras de solo representativas do perfil do solo até uma profundidade superior em 1 m à profundidade da lagoa, devendo ser colhidas 4 amostras por ha, as quais devem ser analisadas para as determinações seguintes:

- distribuição granulométrica;
- densidade máxima do solo seco e teor de humidade ótimo (informação fornecida pelo ensaio Proctor modificado);
- limites de Atterberg;
- coeficiente de permeabilidade.

Estas determinações são efetuadas em laboratório, embora o coeficiente de permeabilidade também possa ser determinado em ensaios de campo expeditos, conforme descrito no Anexo III.

O solo utilizado para a construção dos diques deve ser compactado em camadas de 150 – 250 mm até 90 % da máxima densidade do solo seco. Após compactação, a permeabilidade do solo deve ser inferior a 10^{-7} m/s (determinação *in situ*).

8.4.4. Balanço hídrico

A manutenção do nível do líquido numa lagoa obriga a que o caudal afluente seja sempre superior à soma do volume de água evaporada e infiltrada pelo fundo e taludes, conforme a expressão 8.1.

$$Q_a > 0,001 A (E + I) \quad (8.1)$$

Em que:

Q_a – caudal afluente (m^3/d);

A – área total do sistema de lagunagem (m^2);

E – evaporação líquida = evaporação – precipitação (mm/d);

I – infiltração (mm/d).

A máxima permeabilidade admissível para o solo constitutivo da lagoa pode ser determinada com base na lei de Darcy, pela expressão 8.2 (Mara & Pearson, 1987).

$$k_p = \frac{Q_i}{86\,400 A_{\text{fund}}} \times \frac{\Delta l}{\Delta h} \quad (8.2)$$

Em que:

k_p – permeabilidade máxima admissível (m/s);

Q_i – máximo caudal de infiltração admissível ($Q_i = Q_a - 0,001AE$);

A_{fund} – área do fundo da lagoa (m²);

Δl – profundidade da camada do solo entre o fundo da lagoa e o nível freático ou do estrato mais permeável (m);

Δh – carga hidráulica ($\Delta h =$ profundidade da lagoa + Δl).

Caso a permeabilidade do solo exceda a permeabilidade máxima admissível, será necessário recorrer à impermeabilização da lagoa. O Quadro 8.1 resume os critérios de interpretação dos valores determinados para o coeficiente de permeabilidade do solo.

Quadro 8.1 Critérios de interpretação dos resultados da determinação do coeficiente de permeabilidade do solo

Coefficiente de permeabilidade (m/s)	Critério de interpretação
> 10 ⁻⁶	O solo é demasiado permeável e as lagoas devem ser impermeabilizadas.
> 10 ⁻⁷	Pode ocorrer alguma infiltração, mas não suficiente para impedir o enchimento das lagoas.
> 10 ⁻⁸	As lagoas impermeabilizam naturalmente (pelos SS sedimentados no fundo).
> 10 ⁻⁹	Não há risco de contaminação das águas subterrâneas.

(Adaptado de Mara & Pearson, 1987)

Quando necessária, a impermeabilização das lagoas pode recorrer a materiais diversos, como camadas de argila com 150 mm de espessura, cimento

Portland de 8 kg/m^2 , sendo mais vulgares as membranas plásticas e asfálticas. Na Figura 8.7 mostra-se um sistema de lagunagem impermeabilizado com tela plástica.

Figura 8.7 Lagoas impermeabilizadas com tela plástica



8.4.5. Geometria das lagoas

A configuração da geometria das lagoas visa, por um lado, a adaptação à configuração do local, no sentido de otimizar os movimentos de terra, e por outro, a minimização de curto-circuitos hidráulicos, que reduzam o tempo de retenção projetado. A forma retangular (não necessariamente regular, podendo ter vértices arredondados) é a que melhor responde a este objetivo, mas a localização dos dispositivos de admissão do afluente e de saída do efluente é crucial na minimização do curto-circuito hidráulico, devendo ser instalados preferencialmente nos vértices opostos da diagonal do retângulo, a qual deve estar orientada na direção do vento dominante, devendo o dispositivo de entrada situar-se de forma que o escoamento da AR se processe contra o sentido do vento dominante, para fomentar a mistura do líquido induzida pelo vento. A Figura 8.8 ilustra a adaptação da forma geométrica das lagoas ao bom aproveitamento do espaço disponível.

Sendo desejável a forma retangular, a relação comprimento/largura deve ser mais elevada nas lagoas secundárias e terciárias (facultativas secundárias e de maturação), da ordem de $10 - 20/1$, com o objetivo de aproximar a lagoa a um reator de escoamento em êmbolo, ao passo que em lagoas primárias (anaeróbias e facultativas primárias) essa relação pode ser de

3/1, sendo o principal objetivo o de evitar a formação de bancos de sedimentos junto do dispositivo de entrada (Mara & Pearson, 1987).

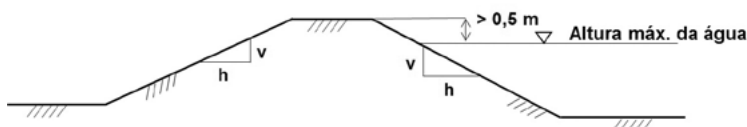
Figura 8.8 Exemplo de adaptação da geometria das lagoas à configuração do terreno



(Adaptada de AFB, 2011)

A estabilidade dos taludes dos diques depende não só da compactação durante a sua construção, mas também da inclinação dos mesmos. Geralmente o talude interior do dique apresenta uma inclinação mais suave que o talude externo: 1:3 para o talude interno e 1,5:2 (v:h) para o talude externo, conforme indicado na Figura 8.9. Em lagoas de grande dimensão, o coroamento dos diques constitui uma via rodoviária onde podem circular veículos para O&M das mesmas.

Figura 8.9 Esquema da inclinação dos taludes



A altura dos diques limitantes de uma lagoa deve assegurar um rebordo livre de pelo menos 0,5 m em lagoas de pequena dimensão (área inferior a 1 ha), de 0,5 a 1 m para lagoas com 1 a 3 ha de área. O rebordo livre de

lagoas de área superior a 3 ha pode ser calculado pela expressão 8.3 (Mara & Pearson, 1987).

$$R_i = \sqrt{\log A} - 1 \quad (8.3)$$

Em que:

- R_i – altura do rebordo livre (m);
- A – área da lagoa a meia profundidade (m²).

A ação do vento dá origem a ondas, que tendem a erodir a parte emersa do talude interior dos diques, enquanto o talude externo sofre a erosão das águas da chuva. Por consequência, haverá que proteger os diques dessa erosão, o que se torna indispensável em lagoas de grande dimensão. Os métodos de proteção contra a erosão mais utilizados são lajetas de cimento pré-fabricadas e enrocamento, ilustrados na Figura 8.10.

Quanto à profundidade total das lagoas, depende essencialmente do tipo de lagoa e dos constrangimentos devidos à presença de rocha e à necessidade de minimizar movimentos de terra:

- as lagoas anaeróbias são mais profundas, com a altura do líquido entre 2 a 5 m;
- as lagoas facultativas e de maturação adjacentes têm geralmente a mesma profundidade, entre 1,2 a 2 m.

Figura 8.10 Proteção de taludes: a) lajetas pré-fabricadas e relva e b) enrocamento.



a)



b)

8.4.6. Dispositivos de entrada do afluyente e de saída do efluente

A localização dos dispositivos de entrada e de saída das AR da lagoa é muito importante, tanto pela prevenção de curto-circuito hidráulico, como pela indução da ação de mistura vertical do vento, quer ainda pela oposição ao transporte de cheiros da lagoa para o aglomerado populacional, conforme referido em 8.4.5.

Existem diversos tipos de dispositivos de admissão de AR na lagoa e de saída do efluente, sendo preferível considerar dispositivos simples e pouco onerosos, que permitam a colheita de amostras do efluente da lagoa com facilidade. Raramente é necessário dividir a entrada e a saída por mais do que um dispositivo, porém tal é essencial em lagoas de grande dimensão.

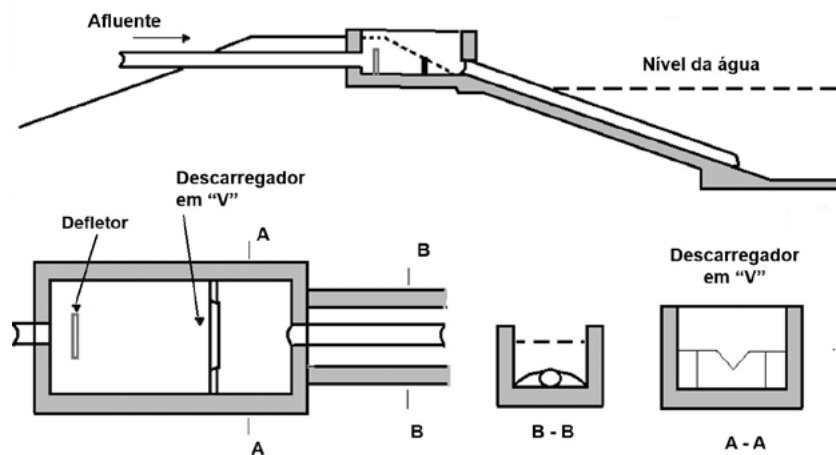
A entrada pode fazer-se por descarga sobre a superfície livre da lagoa ou submersa a uma certa profundidade. Nas lagoas anaeróbias e facultativas é preferível a entrada submersa, que contribui para reduzir a formação de escumas superficiais.

O dispositivo de saída dispõe geralmente de um deflector, que permite a saída do efluente a uma pequena profundidade, evitando assim a saída de escumas flutuantes com o efluente. A profundidade de recolha do efluente da lagoa deve corresponder à zona abaixo da faixa de levada concentração de algas.

A medição do caudal tratado é uma necessidade em qualquer ETAR (Capítulo 5 do Curso Técnico 5), que pode ser concretizada por meio de um descarregador em “V” inserido numa caixa ligada ao dispositivo de saída do efluente da última lagoa do sistema, conforme representado na Figura 8.11 (para este tipo de instalações não são aconselháveis medidores de caudal sofisticados, pouco coerentes com a simplicidade da mesma).

A facilidade de desentupimento dos dispositivos de admissão e de saída é um fator a considerar na configuração dos mesmos.

Figura 8.11 Medição de caudal num sistema de lagunagem

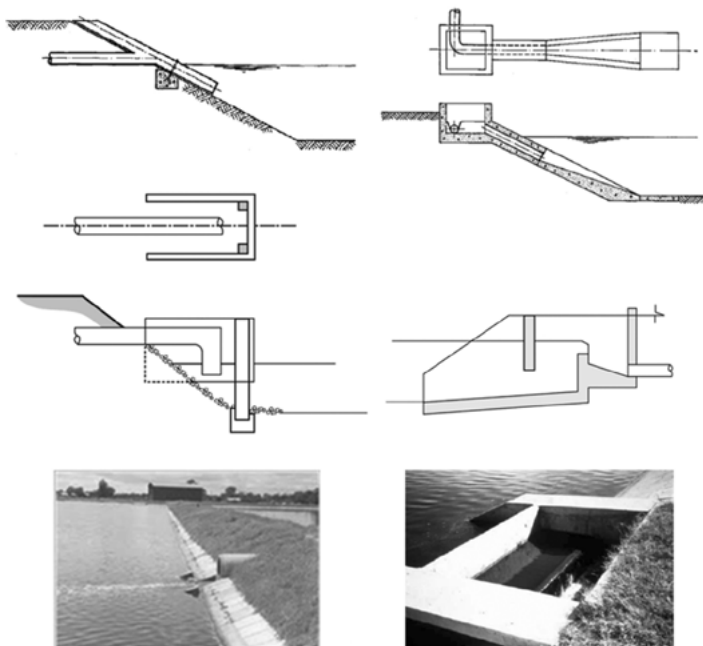


(Adaptada de Mara & Pearson, 1987)

A Figura 8.12 apresenta diversos tipos de dispositivos de entrada e de saída em lagoas de estabilização, caracterizados pela sua simplicidade e eficiência: tubos de PVC soldados; admissão com placa de proteção contra erosão do jato de entrada; com defletor de retenção de sólidos flutuantes; saída submersa; admissão por descarga superficial; defletor em dispositivo de saída.

As ETAR de sistemas de lagoas de estabilização não podem prescindir de uma vedação, que impeça o acesso de pessoas atraídas por “lagos” (WHO EMRO, 1987). Letreiros colocados no portão e na vedação devem indicar a proibição de banhos. Devem existir boias de salvação em cada lagoa e até mesmo um pequeno barco, utilizável também para colheita de amostras.

Figura 8.12 Dispositivos de entrada e de saída na lagoa

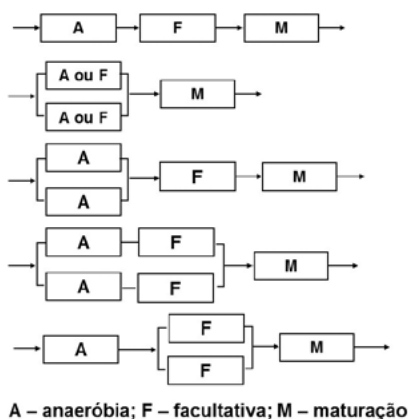


(Adaptada de Mara & Pearson, 1987; Mara, 2003 e Varón & Mara, 2004)

8.4.7. Associação de lagoas

Tipicamente, um sistema de lagunagem para pequenos aglomerados (menos de 2 000 e. p.) compõe-se de 3 lagoas associadas em série: lagoa anaeróbia, seguida de lagoa facultativa e de lagoa de maturação. Para aglomerados de maior dimensão ou quando é requerido um efluente de melhor qualidade microbiológica, o sistema de lagunagem deve incluir mais lagoas de maturação, ligadas em série. Associações de lagoas em paralelo são indicadas para situações de grande variação de caudal afluente, como é o caso de zonas turísticas com assinaláveis variações sazonais de caudal afluente. Na Figura 8.13 representam-se tipos de associação de lagoas de estabilização.

Figura 8.13 Tipos de associação de lagoas de estabilização



(Adaptada de Pescod & Mara, 1988)

8.5. Dimensionamento de sistemas de lagoas de estabilização

8.5.1. Desenvolvimento do tratamento de AR em lagoas de estabilização

O conhecimento mais antigo sobre lagoas de tratamento de AR data da Idade Média, na Europa, quando já era reconhecida a capacidade de auto-depuração de AR de origem humana e animal em lagoas. Porém, a construção da primeira ETAR de lagoas de estabilização ocorreu no início do século XX, nos EUA, em San Antonio, Texas, tendo o número deste tipo de ETAR aumentado significativamente por todo o mundo, nomeadamente em 19 países europeus, de entre os quais se destacam a França, Portugal e a Alemanha (Marecos do Monte, 1992), nos EUA (incluindo o Alasca), Brasil, Venezuela e outros países da América latina, Israel e países muçulmanos do Médio Oriente, quase todos os países africanos, Índia, China e Austrália. Esta prática mostra que as lagoas de estabilização podem depurar eficientemente AR de características bastante variadas, desde AR domésticas a ARI, sob condições climáticas distintas, dos trópicos às regiões árticas. Em Portugal existe uma vintena de ETAR de lagunagem natural, localizadas principalmente no Alentejo, embora o seu número tenda a diminuir, sendo substituídas, sem vantagem, por ETAR mecanizadas (Marecos do Monte, 1992).

8.5.2. Eficiência do tratamento de AR em sistemas de lagunagem

Sendo um processo de tratamento natural, dependente da temperatura e da insolação locais, a eficiência do tratamento de AR em lagoas de estabilização é variável consoante o local e a época do ano. Não obstante, um sistema de lagunagem bem dimensionado atinge facilmente elevados valores de remoção de poluentes (Mara & Pearson, 1998):

- eficiência de remoção de CBO_5 superior a 90 %;
- a remoção de SS é aparentemente mais baixa, visto o efluente conter elevada concentração de microalgas. Por esta razão, a legislação contempla requisitos de qualidade particulares para o efluente de uma ETAR de lagoas de estabilização. Assim, o Decreto-lei n.º 152/97, de 19 de junho estabelece que “As análises das descargas provenientes de lagoas serão efectuadas com amostras filtradas; no entanto, a concentração do total de partículas sólidas em suspensão em descargas de águas não filtradas não poderá exceder 150 mg/L.”;
- a remoção de nutrientes pode atingir 70 – 90 % para o azoto total e 30 – 45 % para o fósforo total;
- a redução de 10^8 CF/100 mL para 10^3 CF/100 mL é de fácil obtenção.

8.5.3. Critérios de dimensionamento de lagoas de estabilização

8.5.3.1. Critérios empíricos *versus* cinéticos

O processo de tratamento de AR em lagoas de estabilização é um processo natural, o que retira capacidade de manobra à operação deste tipo de ETAR sobre os fatores que afetam o seu mecanismo, nomeadamente o fornecimento de OD, e sendo a temperatura um fator de primordial importância, compreende-se que os critérios de dimensionamento válidos no Alasca não sejam os mesmos que no Quénia, por exemplo. As primeiras tentativas de desenvolvimento de critérios de dimensionamento de lagoas de estabilização datam do início da década de 40 do século passado.

O facto de se tratar de um processo natural, condicionado por múltiplos fatores interrelacionados – diversas variáveis climatológicas (e. g. temperatura, insolação, vento), composição das AR – faz com que as tentativas de desenvolvimento de critérios de dimensionamento baseados na teoria cinética dos reatores biológicos (Capítulo 1) não passem de tentativas. Consequentemente, o dimensionamento baseia-se em critérios empíricos, de aplicação válida para condições semelhantes. Nas secções

seguintes apresentam-se os critérios de dimensionamento apropriados às condições climáticas do nosso país.

8.5.3.2. Dimensionamento de lagoas anaeróbias

A principal função de uma lagoa anaeróbia consiste na sedimentação de SS, na degradação anaeróbia de MO dissolvida e particulada em suspensão coloidal e na estabilização anaeróbia das lamas sedimentadas (secção 8.2.2). A temperatura é o principal fator a considerar no dimensionamento de lagoas anaeróbias, pois abaixo de 10 °C as bactérias acidogénicas inibem a sua atividade, o mesmo sucedendo abaixo de 15 °C para as bactérias metanogénicas (secção 8.2.2). O dimensionamento deve ser conservativo, ou seja, deve ser válido para as condições mais desfavoráveis, o que em termos de temperatura, corresponde á temperatura média do mês mais frio. A inibição da atividade microbiana a baixa temperatura faz com que a depuração se deva apenas a sedimentação, sendo a eficiência do tratamento mais reduzida (Quadro 8.2).

O tempo de retenção é curto, geralmente inferior a 5 dias, o que conjugado com o facto de as lagoas anaeróbias serem bastante profundas (da ordem de 3 a 5 m), faz com que uma boa parte da carga poluente seja removida neste tipo de lagoas, a primeira do sistema, possibilitando assim uma minimização da área necessária para a implantação do sistema de lagunagem. A Figura 8.14 ilustra uma lagoa anaeróbia.

A libertação de odores desagradáveis tem sido a razão impeditiva de inclusão de lagoas anaeróbias em sistemas de lagunagem. Porém, a libertação de gás sulfídrico ou sulfureto de hidrogénio (H_2S), que é a principal origem dos maus odores, apenas ocorre se for excedida a carga orgânica recomendada (Quadro 8.2) e se as AR afluentes contiverem uma concentração de sulfatos superior a 500 mg/L SO_4^{2-} (Angelakis *et al.*, 2001). Quando o pH do líquido se mantém em valores normais (pH > 6) predomina o ião S^{2-} , que é inodoro.

Figura 8.14 Lagoa anaeróbia



As lagoas anaeróbias são tanques profundos e de baixa relação C:L, dado que uma lagoa anaeróbia é não só um reator biológico, mas também um decantador e um digestor de lamas. Sendo um tanque profundo, o seu dimensionamento baseia-se na determinação da carga orgânica por unidade de volume, enquanto que nas lagoas facultativas, muito menos profundas, o dimensionamento assenta na carga orgânica aplicada por unidade de superfície. O Quadro 8.2 apresenta expressões para calcular o valor da carga orgânica volúmica que pode ser depurada numa lagoa anaeróbia em função da temperatura.

Quadro 8.2 Carga orgânica em lagoas anaeróbias

Temperatura de dimensionamento (°C)	Eficiência de remoção de CBO_5 (%)	Carga orgânica volúmica ($\text{g CBO}_5/(\text{m}^3 \cdot \text{d})$)	
$T \leq 10$	40	100	(8.4)
$10 \leq T < 20$	$2T + 20$	$20T - 100$	(8.5)
$T > 20$	60	300	(8.6)

(Adaptado de Mara & Pearson, 1987)

O volume da lagoa é calculado de acordo com a expressão 8.7, a partir da qual, e escolhido um valor para a profundidade do líquido, se calcula a área útil.

$$V_{an} = \frac{S_0 Q}{C_{org\ vol}} \quad (8.7)$$

Em que:

V_{an} – volume útil da lagoa anaeróbia (m^3);

S_0 – concentração das AR afluentes em CBO_5 (g/m^3);

Q – caudal afluente (m^3/d);

$C_{org\ vol}$ – carga orgânica volúmica ($g\ CBO_5/(m^3.d)$).

8.5.3.3. Dimensionamento de lagoas facultativas

O tempo de retenção é a variável mais importante no dimensionamento de lagoas facultativas, devendo ser suficiente para possibilitar a degradação biológica da matéria orgânica até ao nível pretendido, o que depende principalmente da temperatura ambiente. Assim, sendo a lagoa dimensionada para a temperatura média do mês mais frio, conseguirá maior eficiência na época mais quente, o que pode constituir um aspeto muito útil em zonas de veraneio estival, em que aumenta a carga poluente afluente (Mara & Marecos do Monte, 1990).

Diversas expressões empíricas têm sido apresentadas para correlacionar a carga orgânica superficial ($C_{org\ sup}$) que pode ser tratada numa lagoa facultativa em função da temperatura T . No Quadro 8.3 apresentam-se algumas das expressões mais recomendadas, destacando-se a expressão 8.11, por ser mais abrangente quanto à temperatura a considerar (Angelakis *et al.*, 2001).

Quadro 8.3 Carga orgânica superficial em lagoas facultativas

Temperatura de dimensionamento (°C)	Carga orgânica superficial (kg CBO ₅ /(ha.d))	Expressão n.º
$T < 10$	$C_{org\ sup} = 100$	(8.8)
$10 \leq T < 20$	$C_{org\ sup} = 10 T$	(8.9)
$T \geq 20$	$C_{org\ sup} = 50 (1,072)^T$	(8.10)
$T > 10$	$C_{org\ sup} = 350 (1,107 - 0,002T)^{T-25}$	(8.11)

(Adaptado de Mara & Pearson, 1987 e de Mara, 1987)

A profundidade de uma lagoa facultativa deve permitir a penetração da luz solar, para melhorar o arejamento da lagoa por fotossíntese, variando geralmente entre 1,2 a 1,5 m. A proliferação de microalgas em toda a extensão da profundidade da lagoa confere-lhe um intenso tom verde, conforme ilustrado na Figura 8.15.

Figura 8.15 Lagoa facultativa

Uma vez determinada a carga orgânica superficial, a área da lagoa pode ser calculada pela expressão 8.12.

$$A_f = \frac{Q S_0}{C_{org\ sup}} \quad (8.12)$$

Em que:

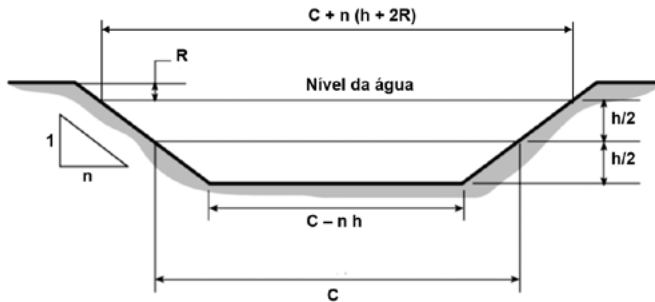
A_f – área (útil) da lagoa facultativa (m^2);

S_0 – concentração da AR afluente ($g\ CBO_5/m^3$);

$C_{org\ sup}$ – carga orgânica superficial ($g\ CBO_5/(m^2.d)$).

Chama-se a atenção para o facto de a área útil calculada corresponder à área a meia altura do líquido, devendo as dimensões do fundo, da superfície livre e do coroamento ser calculadas conforme a Figura 8.16.

Figura 8.16 Esquema das dimensões de lagoas retangulares



(Adaptada de Mara, 2003)

O volume útil da lagoa é naturalmente calculado pelo produto da área a meia profundidade pela altura do líquido.

8.5.3.4. Dimensionamento de lagoas de maturação

As lagoas de maturação recebem um afluente pré-tratado em lagoas primárias e secundárias, pelo que a sua remoção de MO não é muito significativa, e a remoção de microrganismos patogénicos passa a ser o seu principal objetivo (secção 8.2.4.2).

O dimensionamento consiste na determinação do número de lagoas de maturação necessário para se obter a qualidade microbiológica pretendida (avaliada pelo parâmetro indicador CF /100 mL) e das suas dimensões. A expressão 8.13, baseada na fórmula proposta por Marais em 1974 (citado por Mara & Pearson, 1987) para uma única lagoa de maturação, determina o número de lagoas e o tempo de retenção.

$$N_e = \frac{N_a}{(1 + k_T t_{RH_a}) (1 + k_T t_{RH_f}) (1 + k_T t_{RH_m})^N} \quad (8.13)$$

Em que:

N_e – n.º de CF/100 mL pretendido no efluente final;

N_a – n.º de CF/100 mL no afluente ao sistema de lagunagem;

k_T – constante de 1.ª ordem para a remoção de coliformes fecais (1/d);

t_{RH_a} , t_{RH_f} e t_{RH_m} – tempo de retenção nas lagoas anaeróbia, facultativa e de maturação, respetivamente (d);

N – n.º de lagoas de maturação (de igual volume).

O N_e é determinado pela qualidade requerida para reutilização do efluente (Marecos do Monte & Albuquerque, 2014) ou pelos critérios de descarga no meio recetor. N_a pode ser medido em amostras ou, na falta de resultados laboratoriais, pode ser tomado como 10^8 CF/100 mL, que é um valor conservativo. A expressão 8.13 contém 2 incógnitas, pelo que tem que ser resolvida por tentativas. Uma vez determinado N e t_{RH_m} , seleciona-se um valor para a profundidade da lagoa e a sua área (a meia profundidade) pode ser calculada segundo a expressão 8.14. A profundidade das lagoas de maturação pode ser elevada, visto que recebem um afluente com baixa carga orgânica e são bem oxigenadas, mas em geral, por facilidade de construção, opta-se por uma profundidade idêntica à da lagoa facultativa precedente.

$$A = \frac{Qt_{RH_m}}{h} \quad (8.14)$$

Em que:

h – profundidade do líquido (m);

Q – caudal de dimensionamento (m^3/d).

8.6. Requisitos de O&M das lagoas de estabilização

8.6.1. Operação de sistemas de lagunagem

A simplicidade dos procedimentos de O&M de sistemas de lagunagem constitui uma das suas grandes e indubitáveis vantagens, a par com o não consumo de energia elétrica. A operação reduz-se a espaçadas operações de remoção de lamas acumuladas no fundo das lagoas ou a eventuais alterações do nível dos dispositivos de saída do efluente (quando estes tal pos-

sibilitam), como forma de controlar o tempo de retenção hidráulico. Pode ser necessário aumentar o tempo de retenção, por meio da subida da profundidade do líquido, quando a carga orgânica afluyente excede o previsto, o que se manifesta por amortecimento da cor verde e por vezes, exalação de mau cheiro.

Por vezes, quando o pH nas lagoas anaeróbias desce a valores inibitórios da metanogénese, é necessário adicionar cal ao líquido na lagoa, deste modo evitando o desenvolvimento de odores desagradáveis.

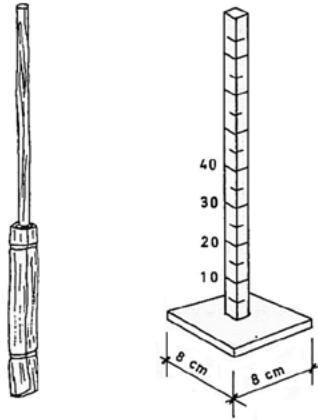
A remoção de lamas é necessária nas lagoas primárias, sejam elas anaeróbias ou facultativas. A lagoa deve ser esvaziada e aguardado que as lamas se desidratem, para facilitar a sua remoção, com o auxílio de um dumper ou manualmente, com um rodo. Deve ser prevista uma rampa, como ilustrado pela Figura 8.17, para o acesso da máquina ao fundo da lagoa.

Figura 8.17 Rampa de acesso à lagoa para remoção de lamas



Em princípio, uma lagoa deve ser limpa quando a altura das lamas atinge $1/3$ da profundidade do líquido, o que pode ser verificado mergulhando na água qualquer dos instrumentos representados na Figura 8.18 e observando a marca escura deixada pelas lamas no tecido ou na régua.

Figura 8.18 Instrumentos de medição da altura de lamas na lagoa



Numa lagoa aeróbia, a frequência de remoção de lamas pode ser estimada pela expressão 8.15.

$$n = \frac{V}{3\text{Pop } a_1} \quad (8.15)$$

Em que:

- n – intervalo entre remoções de lamas (ano);
- V – volume da lagoa anaeróbia (m³);
- Pop – população servida (e. p.);
- a₁ – taxa de acumulação de lamas (m³/(e. p.ano)).

Geralmente assume-se que a taxa de acumulação de lamas tem o valor de 0,04 – 0,1 m³/e. p. por ano (Mara & Pearson, 1987). As lamas extraídas podem ser dispostas no solo ou numa lagoa de lamas.

O arranque do funcionamento de lagoas de estabilização constitui uma fase da operação que, embora inicial e única, é importante, sendo desejável que se proceda ao arranque da instalação na primavera ou no início do verão, a fim de facilitar o rápido estabelecimento das populações de algas e de bactérias. Com o mesmo objetivo, as lagoas facultativas e de maturação devem ser primeiro alimentadas com água doce (do rio ou do poço mais próximo) e gradualmente alimentadas com AR. Antes do enchimento com água, as lagoas devem ser limpas de qualquer vegetação. Para acelerar o

arranque das lagoas anaeróbias é aconselhável inocular lamas provenientes de um digestor anaeróbio de uma ETAR próxima.

8.6.2. Manutenção de sistemas de lagunagem

Os procedimentos de manutenção são simples e relativamente pouco frequentes, não devendo, no entanto, ser negligenciados, para prevenir problemas de odor e de mosquitos. As tarefas de manutenção de rotina incluem as seguintes:

- remoção de ervas dos taludes, para desencorajar os roedores, que escavam cavernas nos diques;
- remoção de escumas e de plantas macrófitas da superfície de lagoas facultativas e de maturação;
- limpeza dos dispositivos de entrada e de saída;
- aspersão do capacete de escumas das lagoas anaeróbias com água limpa ou efluente do sistema para combater a proliferação de mosquitos;
- reparação de danos nos diques e na vedação.

As atividades de O&M de sistemas de lagoas de estabilização, embora simples, devem ser efetuadas por pessoal formado para o efeito e que pode ser responsável por vários sistemas.

8.7. Exercícios

Exercício 8.7.1 – Dimensionamento de um sistema de lagunagem

Dimensionar um sistema de lagunagem para um aglomerado populacional com 2 000 e. p. no inverno e 10 000 e. p. no verão, cuja captação de CBO_5 é de 60 g/(e. p. d) e 180 L/ (e. p. d) para a captação de produção de águas residuais. O Quadro 8.7.1 apresenta os valores da temperatura média mensal do ar. A evaporação líquida (evaporação – precipitação) é de 0 mm por dia no inverno e de 7 mm por dia no verão.

O efluente é reutilizado para rega no verão, pelo que se pretende que o efluente final contenha $\leq 10\,000$ CF/100 mL no inverno e ≤ 1000 CF/100 mL no verão.

Quadro 8.7.1 Temperatura média mensal no local proposto para o sistema de lagunagem

Mês	Temperatura média mensal (°C)	Mês	Temperatura média mensal (°C)
Jan	10,2	Jul	24,2
Fev	11,3	Ago	25,7
Mar	12,6	Set	24,3
Abr	14,5	Out	19,7
Mai	18,8	Nov	13,9
Jun	21,4	Dez	11,8

Resolução:

Com os dados do problema, pode determinar-se o caudal médio diário afluente no verão e no inverno, bem como a concentração da AR afluente, cujos valores se apresentam no Quadro 8.7.2.

Quadro 8.7.2 Valores de caudal médio e concentração da água residual

Época	$Q_{med} = Pop \times Cap_{AR}$ (m ³ /d)	$S_0 = \frac{Cap_{CBO_5}}{Cap_{AR}}$ (g/m ³)
Verão	1800	333,3
Inverno	360	333,3

Q_{med} – caudal médio diário afluente à ETAR; Pop – população; Cap_{AR} – capitação de AR; S_0 – concentração em CBO₅ da AR afluente; Cap_{CBO_5} – capitação de CBO₅.

O sistema lagunagem é composto por uma lagoa anaeróbia seguida do número de lagoas (facultativas e de maturação) necessário para atingir a qualidade do efluente pretendida. Deste modo é necessário dimensionar cada tipo de lagoa.

Dimensionamento da lagoa anaeróbia

O volume desta é calculado para as condições de verão, em que aflui mais caudal, com base na expressão 8.7.

$$V_{an} = \frac{S_0 Q}{C_{org\ vol}} \quad (8.7)$$

Para temperatura média superior a 20 °C, como é o caso da época estival deste exercício, a carga orgânica volúmica recomendada para uma lagoa anaeróbia é, de acordo com o Quadro 8.2, expressão 8.6: $C_{org\ vol} = 300 \text{ g CBO}_5/(\text{m}^3.\text{d})$. O volume da lagoa anaeróbia é:

$$V_{an} = \frac{333,3 \text{ g CBO}_5/\text{m}^3 \times 1\,800 \text{ m}^3/\text{d}}{300 \text{ g CBO}_5/(\text{m}^3.\text{d})} = 1\,999,8 \text{ m}^3$$
$$\approx 2\,000 \text{ m}^3$$

O tempo de retenção t_{RHan} é:

$$t_{RHan} = \frac{V}{Q} = \frac{2\,000 \text{ m}^3}{1\,800 \text{ m}^3/\text{d}} = 1,1 \text{ d}$$

Considerando que a profundidade do líquido na lagoa anaeróbia é $h_{an} = 3 \text{ m}$, a área da superfície (a meia profundidade) é:

$$A_{an} = \frac{2\,000 \text{ m}^3}{3 \text{ m}} = 666,7 \text{ m}^2$$

Dimensionamento da lagoa facultativa

Do Quadro 8.2 pode admitir-se que o rendimento de remoção de CBO_5 na lagoa anaeróbia no verão será de 60 %, pelo que a carga de CBO_5 afluyente à 1.ª lagoa facultativa é de:

$$0,4 \times 333 \text{ g CBO}_5/\text{m}^3 \times 1800 \text{ m}^3/\text{d} = 239\,760 \text{ g CBO}_5 = 240 \text{ kg CBO}_5/\text{d}$$

A carga orgânica superficial recomendada para uma lagoa facultativa é calculada tendo em conta a temperatura média dos meses de verão (jun,

jul, ago e set) do Quadro 8.7.1, ou seja, $T = 23,9 \text{ }^\circ\text{C}$ e a expressão 8.11 do Quadro 8.3.

$$C_{\text{org sup}} = 350 (1,107 - 0,002T)^{(T-25)} = 328,54 \text{ kg CBO}_5/(\text{ha.d})$$

Assim, a $C_{\text{org sup}}$ não deverá exceder $328,54 \text{ kg CBO}_5/(\text{ha.d})$.

A área (a meia profundidade) da lagoa facultativa é calculada tendo em conta a expressão 8.12:

$$A_f = \frac{240 \text{ kg CBO}_5/\text{d}}{328,54 \text{ kg CBO}_5/(\text{ha.d})} = 0,7305 \text{ ha} = 7305 \text{ m}^2$$

Admitindo que a altura de líquido na lagoa facultativa é $h_f = 1,2 \text{ m}$ e que as perdas por evaporação na lagoa anterior são desprezáveis, o volume útil da lagoa facultativa é calculado pela expressão $t_{\text{RHf}} = V_f/Q_i$, sendo $Q_i = Q_a - 0,001A_fE$:

$$V_f = 7305 \text{ m}^2 \times 1,2 \text{ m} = 8766 \text{ m}^3$$

O tempo de retenção na lagoa facultativa t_{RHf} é calculado pela expressão $t_{\text{RHf}} = V_f/Q_i$, sendo $Q_i = Q_a - 0,001A_fE$:

$$t_{\text{RHf}} = \frac{V_f}{Q_a - 0,001 A_f E}$$

$$t_{\text{RHf}} = \frac{8766 \text{ m}^3}{1800 \text{ m}^3/\text{d} - 0,001 \times 7305 \text{ m}^2 \times 7 \text{ mm}} = 5 \text{ d}$$

Dimensionamento das lagoas de maturação

O tempo de retenção nas lagoas de maturação t_{rm} e o seu número N é calculado pela expressão 8.13, para a qual é necessário determinar o valor de k_T (constante de 1.ª ordem para a remoção de coliformes fecais), sendo calculada pela equação de Arrhenius (expressão 3.9 do Curso Técnico 5) sendo $k_{20} = 2,6 / \text{d}$ e $\theta = 1,19$.

$$k_T = k_{20} \theta^{(T-20)} \quad (\text{CT5 - 3.9})$$

$$k_T = 2,6 \times 1,19^{(23,9-20)} = 5,12/\text{d}$$

À temperatura de 23,9 °C a constante é igual a 5,12 /d.

$$N_e = \frac{N_a}{(1 + k_T t_{RH_a}) (1 + k_T t_{RH_f}) (1 + k_T t_{RH_m})^N} \quad (8.13)$$

Determinação do número de lagoas de maturação pela expressão 8.13 com $N_e = 1000$ CF/100 mL e considerando um dimensionamento conservativo, pode admitir-se $N_a = 10^8$ CF/100 mL.

$$1000 = \frac{10^8}{(1 + 5,12 \times 1,1) (1 + 5,12 \times 5) (1 + 5,12 \times t_{RH_m})^N}$$

$$1000 = \frac{10^8}{176,41 \times (1 + 5,12 \times t_{RH_m})^N}$$

Assim, o t_{RH_m} é calculado por tentativas, fazendo $N = 1$, $N = 2$, $N = 3$, etc. e verificando se t_{RH_m} não é inferior a 3 d, conforme recomendado por Marais (1974) citado por Mara & Pearson (1987) como fator preventivo de curto-circuito hidráulico.

Fazendo $N = 1$, $N = 2$ e $N = 3$, obtém-se as seguintes expressões:

Para $N = 1$

$$10,24 t_{RH_m} - 565,86 = 0$$

Para $N = 2$

$$26,21 t_{RH_m}^2 + 10,24 t_{RH_m} - 565,86 = 0$$

Para $N = 3$

$$134,22 t_{RH_m}^3 + 78,63 t_{RH_m}^2 + 15,36 t_{RH_m} - 565,86 = 0$$

O resultado de t_{RH_m} para as diferentes expressões é apresentado no Quadro 8.7.2.

Quadro 8.7.2 Valores t_{RH_m} para N lagoas

N	t_{RH_m} (d)
1	110,5
2	4,5
3	1,4

Uma só lagoa de maturação requer um t_{RH_m} muito elevado, pelo que esta opção é descartada. O mesmo se conclui relativamente à opção de 3 lagoas de maturação, mas por motivo inverso: t_{RH_m} demasiado curto implicaria curto-circuito hidráulico. Conclui-se que o sistema deverá incluir 2 lagoas de maturação, com $t_{RH_m} = 4,5$ d.

Admitindo, de forma conservativa, que a eficiência de remoção de CBO_5 na lagoa facultativa será de apenas 60 % e considerando que a profundidade do líquido nas lagoas de maturação é a mesma da lagoa facultativa ($h_m = 1,2$ m), a carga orgânica superficial aplicada à primeira lagoa de maturação é calculada pela expressão 8.14.

$$A_m = \frac{Q t_{RH_m}}{h} \quad (8.14)$$

Sendo:

$$A_m = \frac{V_m}{h_m} = 8100 \text{ m}^3 / 1,2 \text{ m} = 6750 \text{ m}^2 \quad \text{e} \quad V_m = Q t_{RH_m} = 1800 \text{ m}^3/\text{d} \times 4,5 \text{ d} = 8100 \text{ m}^3$$

Calcula-se a carga orgânica superficial da lagoa de maturação pela expressão:

$$C_{org\ sup_m} = \frac{0,4 S_0 h_m}{t_{RH_m}}$$
$$C_{org\ sup_m} = \frac{0,4 \times 0,4 \times 333 \text{ g } CBO_5/\text{m}^3 \times 1,2 \text{ m}}{4,5}$$
$$= 14,2 \text{ g } CBO_5/(\text{m}^2 \cdot \text{d}) \approx 142 \text{ kg } CBO_5/(\text{ha} \cdot \text{d})$$

Este valor é aceitável, pois é inferior à $C_{org\ supf}$ considerada para a lagoa facultativa ($C_{org\ supf} = 328,54\text{ kg CBO}_5/(\text{ha.d})$).

Verificação para as condições da época baixa, em que o caudal afluyente é 5 vezes mais baixo e o tempo de retenção 5 vezes mais elevado:

- Lagoa anaeróbia

Carga orgânica volúmica

$$C_{org\ vol} = \frac{Q S_0}{V_a}$$
$$C_{org\ vol} = \frac{360\text{ m}^3/\text{d} \times 333\text{ g CBO}_5/\text{m}^3}{2000\text{ m}^3} = 60\text{ g CBO}_5/(\text{m}^3.\text{d})$$

Este valor da $C_{org\ vol}$ é aceitável, pois é inferior à que pode ser aplicada no mês mais frio, que é de $100\text{ g CBO}_5/(\text{m}^3.\text{d})$.

Tempo de retenção t_{RHa} :

$$t_{RHa} = \frac{2000\text{ m}^3}{360\text{ m}^3/\text{d}} = 5,5\text{ d}$$

Este valor é aceitável.

- Lagoa facultativa

Carga orgânica superficial

Considerando que a eficiência de remoção de CBO_5 da lagoa anaeróbia no inverno é apenas de 40 %, a carga orgânica superficial sobre a lagoa facultativa será:

$$C_{org\ supf} = \frac{0,6 Q S_0}{A_f}$$
$$C_{org\ supf} = \frac{0,6 \times 360\text{ m}^3/\text{d} \times 333\text{ g CBO}_5/\text{m}^3}{7305\text{ m}^2} = 9,847\text{ g CBO}_5/(\text{m}^2.\text{d}) =$$
$$= 98,5\text{ g CBO}_5/(\text{ha.d})$$

Que é um valor aceitável, pois é menor que o valor de 102,4 g CBO₅/(ha.d) obtido a partir da expressão 8.11 para T = 10,2 °C.

Tempo de retenção t_{RHf} :

$$t_{RHf} = \frac{7305 \text{ m}^2 \times 1,2 \text{ m}}{360 \text{ m}^3/\text{d}} = 24,4 \text{ d}$$

• Lagoa de maturação

$$t_{RH_{m,inv}} = \frac{V_m}{Q_{inv}}$$

$$t_{RH_{m,inv}} = \frac{1800 \text{ m}^3/\text{d} \times 4,5 \text{ d}}{360 \text{ m}^3/\text{d}} = 22,5 \text{ d}$$

No mês mais frio (T = 10,2 °C, Quadro 8.7.1) k é obtido pela expressão:

$$k_{10,2} = 2,6 \times 1,19^{(10,2-20)} = 0,472/\text{d}$$

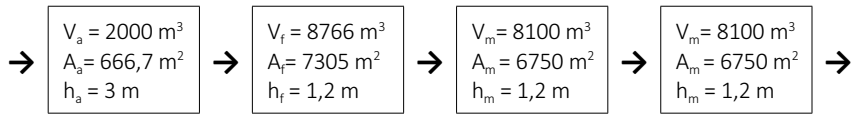
$$N_e = \frac{10^8 \text{ CF}/100 \text{ mL}}{(1 + 0,472/\text{d} \times 5,5 \text{ d}) (1 + 0,472/\text{d} \times 24,4 \text{ d}) (1 + 0,472/\text{d} \times 22,5 \text{ d})^2}$$

$$N_e = 1,6 \times 10^4 \text{ CF}/100 \text{ mL}$$

Este valor satisfaz ao requisito de 10⁴ CF/mL no inverno, tanto mais quanto todo o dimensionamento é conservativo, assegurando, por isso, que N_e será inferior ao pretendido, mesmo na época baixa do horizonte do projeto.

O volume útil, a área a meia altura do líquido e a profundidade do líquido estão bem calculados, pelo que a forma geométrica das lagoas deverá ser determinada considerando os declives dos taludes e o rebordo livre aconselháveis (secção 8.4.5), como exemplificado na Figura 8.16.

Resposta: O sistema de lagunagem constituído por 4 lagoas em série – uma anaeróbia, uma facultativa e duas de maturação – com as dimensões indicadas no esquema seguinte, produz um efluente com a qualidade requerida.



REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AdP – Soluções tipo para pequenas instalações de tratamento de águas residuais. DT AdP – 04.01-00. Águas de Portugal, 2002.
- AFB – Station de Rochefort. Espaces Naturels n.º 35, juillet 2011. [consult. 18/02/2018]. Disponível em <http://www.espaces-naturels.info/station-lagunage-s-est-averee-favorable-biodiversite>.
- ALEXANDRE, O.; BOUTIN, C.; DUCHÊNE, P.; LAGRANGE, C.; LAKEL, A.; LIÉNARD, A.; ORDITZ, D. – *Filières d'Épuration Adaptées aux Petites Collectivités*. Document Technique FNDAE n.º 22. CEMAGREF & CSTB, 1 ed. Technique et Documentation Lavoisier, Cachon, 1998. ISBN: 2-85362-495-1.
- ALMEIDA, M. A. A. – *Fitoremediação: uma tecnologia sustentável para remoção de compostos de azoto em águas residuais*. Lição apresentada no âmbito das Provas Públicas de Avaliação da Competência Pedagógica e Técnico-científica na área disciplinar de Tecnologia do Ambiente. Instituto Politécnico de Beja, junho 2017.
- ANGELAKIS, A.; TSAGARAKIS, K. P.; SALGOT, M.; MARECOS DO MONTE, M. H.; DIALYNAS, G. – *Advanced Wastewater Treatment and Reuse – Design, Operation and Maintenance*. NARF, Iraklio, Greece, 2001.
- AQUA ANIMANIA – Water Hyacinth. 2012. [consult.12/01/2018]. Disponível em <http://aquaanimania.com/aquariums/aquarium-plants/water-hyacinth-eichornia-crassipes-2/>.
- ARMSTRONG, W.; ARMSTRONG, J. – Stem photosynthesis not pressurized ventilation is responsible for light-enhanced oxygen supply to submerged roots of alder (*Alnus glutinosa*). *Annals of Botany*, 96, 4, 591–612, 2005. <https://doi.org/10.1093/aob/mci213>.
- BENEFIELD, L. D.; RANDALL, C. W. – *Biological Process Design for Wastewater Treatment*. Charlottesville, Virginia, 1985. ISBN: 0-935005-02-1.
- BIOPIX – Stuckenia pectinata Photo. 2003. [consult. 12/01/2018]. Disponível em http://www.biopix.com/fennel-pondweed-stuckenia-pectinata_photo-26617.aspx.
- BSDW – *Rotating Biological Contactors – Module 21*. Wastewater Treatment Plant Operator Training. Bureau of Safe Drinking Water, Department of Environmental Protection, Revised 2016. [consult. 14/12/2017]. Disponível em http://files.dep.state.pa.us/Water/BSDW/OperatorCertification/TrainingModules/ww21_rbc_wb.pdf.

- CANION *et al.* – Temperature response of denitrification and anaerobic ammonium oxidation rates and microbial community structure in Arctic fjord sediments. *Environmental Microbiology*, 16, 10, 3331–3344, 2014. doi: 10.1111/1462-2920.12593.
- CORTEZ, S.; TEIXEIRA, P.; OLIVEIRA, R.; MOTA, M. – Rotating biological contactors: a review on main factor affecting performance. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, 7, 155-172, 2008. doi: 10.1007/s11157-008-9127-x.
- CRITES, R. W.; MIDDLEBROOKS, E. J.; BASTIAN, R. K.; REED, S. C. – **Natural Wastewater Treatment Systems**. 2nd Ed. CRC Press Taylor & Francis Group, 2014. ISBN13: 978-1-4665-8327-6.
- DAIGGER, G. T.; BOLTZ, J. P. – Trickling filter and trickling filter suspended growth process – design and operation: a state-of-the-art review. *Water Environment Research*, 83, 5, 388–404, 2011. doi: 10.2175/106143010X12681059117210.
- DANIN, A. – Flora of Israel online. 2018. [consult. 12/01/2018]. Disponível em <http://flora.org.il/en/plants/azofil/>.
- DAVIS, M. L. – **Water and Wastewater Engineering – Design Principles and Practice**. McGraw-Hill Companies, 2010. ISBN: 978-0-07-171385-6.
- DECRETO-LEI n.º 152/97 de 19 de junho. D. R. I Série A. 139, 2959. [consult. 7/7/2017]. Disponível em <https://dre.pt/application/file/365412>.
- DIAS, V; INÁCIO, M.; PACHECO, P.; LOPES, J.; CORREIA, P.; SOUTINHO, E. – **FitoETAR's: pressupostos teóricos de funcionamento e tipos**. Actas do 9.º ENaSB, Ed. APESB, Lisboa, 2000.
- DIRETIVA n.º 91/271/CEE de 21 de maio. [consult. 7/7/2017]. Disponível em <http://eur-lex.europa.eu/legal-content/PT/TXT/PDF/?uri=CELEX:31991L0271&from=PT>.
- DONGEN, L. G.; JETTEN, M. S. M.; LOOSDRECHT, M. C. M. – **The Combined Sharon/Anammox Process**, Water and Wastewater Practitioner Series: STOWA Report, 2001. ISBN: 1 84339 000 0.
- DORAN, P. – **Bioprocess Engineering Principles**. 2nd ed. Academic Press, Oxford, 2012. ISBN: 978-0-12-220851-5.
- DOTRO, G.; LANGERGRABER, G.; MOLLE, P.; NIVALA, J.; PUIGAGUT, J.; STEIN, O.; SPERLING, O. – **Treatment Wetlands**. Biological Wastewater Treatment Series. IWA Publishing, Chennai, India, 2017. ISBN: 9781780408774, Vol 7.
- FISCHER, C. – Wikimedia Commons. 2007. [consult. 12/01/2018]. Disponível em <https://commons.wikimedia.org/wiki/File:JuncusEffusus.jpg>.

- FOMEKOV, A; GRABOVICH, M. Y. – Life on sulfur. Why we need complete genomes. Atlas of Science. 2016. [consult. 27/12/2017]. Disponível em <https://atlasofscience.org/life-on-sulfur-why-we-need-complete-genomes/>.
- FUTSELAAR, H.; SCHONEWILLE, H.; DE VENTE, D.; BROENS, L. – NORIT airlift MBR: sidestream system for municipal waste water treatment. *Desalination*, 204, 1-7, 2007. doi.org/10.1016/j.desal.2006.02.027.
- GALVÃO, A. F. – **Comportamento hidráulico e ambiental de zonas húmidas construídas para o tratamento de águas residuais**. Dissertação de doutoramento, IST/UTL, Lisboa, 2009.
- GONDIM, J.C. – **Valos de Oxidação Aplicados a Esgotos Domésticos**. CETESB, São Paulo, 1976.
- GRADY Jr., C. P. L.; DAIGGER, G. T.; LIM, H. C.- **Biological Wastewater Treatment**, 2nd ed., Marcel Dekker, Basel, 1999. ISBN: 0-8247-8919-9.
- GRADY Jr., C. P. L.; DAIGGER, G. T.; LOVE, N. G.; FILIPE, C. D. M. – **Biological Wastewater Treatment**, 3rd ed; CRC Press, IWA, Taylor & Francis Group, 2011. ISBN: 978-1-4200-0963-7.
- GRAY, N. – **Water Science and Technology – An Introduction**. 4th ed., CRC Press, London, 2017. ISBN: 9781315213194.
- GRAY, N. F. – **Biology of Wastewater Treatment**. 2nd ed., Imperial College Press, London, 2004. ISBN: 1-86094-328-4.
- GUARINO, C.; NELSON, M.; LOZANOFF, M.; WILSON, T. – Upgrading activated sludge plants using rotary biological contactors. *Water Pollution Control*, 79, 255-267, 1980.
- HAI, F. I.; YAMAMOTO, K. – Membrane Biological Reactors. P. Wilderer (Eds.), **Treatise on Water Science**, 571-613. UK: Elsevier, 2011. ISBN: 978-0-444-53199-5.
- HAI, F. I.; YAMAMOTO, K.; LEE, C-H – **Membrane Biological Reactors: Theory, Modelling, Design. Management and Applications to Wastewater Reuse**. IWA Publishing, London, 2014. ISBN: 9781780401331.
- HENZE, M.; GUJER, W.; MINO, T.; LOOSDRECHT, W. – **Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d AND ASM3**, IWA, London, 2000. ISBN: 1 900222 24 8.
- HENZE, M.; HARREMOËS, P.; ARVIN, E.; JANSEN, J.C. – **Wastewater Treatment – Biological and Chemical Process**; 2nd ed., Springer, Basel, 1997.
- HUANG, Y. – Kunming Underground MBR: a Chinese case study. 2017. [consult. 10/12/2017]. Disponível em <http://www.thembrsite.com/features/kunming-underground-mbr-a-chinese-case-study/>.

- HUG, T. – **Characterization and controlling of foam and scum in activated sludge systems**. Doctoral Thesis, Eidgenössische Technische Hochschule, Zürich, 2006.
- HYDROMANTIS Environmental Software Solutions, Inc. – **GPS-X**, Hamilton, Ontario, Canada, 2017. [consult. 27/12/2017]. Disponível em <http://www.hydomantis.com/GPS-X.html>.
- IEPA – **Wastewater Treatment Manuals – Primary, Secondary and Tertiary Treatment**. Environmental Protection Agency, Ardcahan, Ireland, 1997. ISBN: 1 899965 46 7.
- INFILCO – **BIOFOR® Biological Aerated Filtration System**. Infilco Degremont Inc., Degremont Technologies, 2011. [consult. 17/12/2017]. Disponível em http://www.degremont-technologies.com/cms_medias/pdf/BIOFOR_US_Infilco.pdf.
- IOP – **Algae ‘breaststroke’ is synchronized from within**. Physics World. 2015. [consult. 17/12/2017]. Disponível em <http://physicsworld.com/cws/article/news/2015/dec/07/algae-breaststroke-is-synchronized-from-within>.
- JUDD, S.; JUDD, C. – **The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment**. 2nd ed., Elsevier, Amsterdam, 2011. ISBN: 978-0-08-096682-3.
- JUDD, S.; JUDD, C. – **The MBR Book: Principles and Applications of Membrane Bioreactors in Water and Wastewater Treatment**. 1st ed., Elsevier, Amsterdam, 2006. ISBN-13: 978-1-85-617481-7.
- JUDD, S.; JUDD, C. – **The MBR site Membrane Bioreactor**, 2017. [consult. 18/12/2017]. Disponível em <http://www.thembrsite.com/>.
- KADLEC, R. H.; KNIGHT, R. L. – **Treatment Wetlands**. Lewis Publishers, New York, NY, USA, 1996.
- KADLEC, R. H.; KNIGHT, R. L.; VYMAZAL, J.; BRIX, H.; COOPER, P.; HABERL, R. – **Constructed Wetlands for Pollution Control – Processes, performance, design and operation**. IWA Publishing, London, 2000.
- KADLEC, R. H.; WALLACE, S. D. – **Treatment Wetlands**. 2nd ed. CRC Press, Taylor & Francis Group, 2009. ISBN: 978-1-56670-526-4.
- KELLNER, E.; PIRES, E. C., – **Lagoas de Estabilização: Projeto e Operação**. ABES, Rio de Janeiro, 1998.
- KORKUSUZ, E. A. – **Manual of practice on constructed wetlands for wastewater treatment and reuse in Mediterranean countries**. AVKR 5 Technical report. Technical University of Crete, Greece, 2005.
- LECA NORGE – **Filtralite® Nature P 0-4**. 2018. [consult. 12/01/2018]. Disponível em <https://www.filtralite.com/sites/default/files/pdfs/Product%20Data%20Sheet%20Filtralite%20Nature%20P%20%200-4.pdf>.

- LEVENSPIEL, O. – **Chemical Reaction Engineering**. 2nd ed., New York, John Wiley, 1972.
- MACDONALD – MacDonald Environmental Services. [consult. 27/12/2017]. Disponível em <https://macenvironmentalmicro.weebly.com/gallery.html>.
- MARA, D. D. – Waste stabilization ponds: problems and controversies. *Water Quality International*, 1, 20-22, 1987.
- MARA, D. D.; HORAN, N. – **Handbook of Water and Wastewater Microbiology**. Academic Press, London, 2003. ISBN: 0-12-470100-0.
- MARA, D. D.; MARECOS DO MONTE, M. H. – The design and operation of waste stabilization ponds in tourist areas of Mediterranean Europe. *Water Science and Technology*, 22, 3-4, 73-76, 1990.
- MARA, D. D.; PEARSON, H. W. – **Waste Stabilization Ponds. Design Manual for Mediterranean Europe**. World Health Organization, Regional Office for Europe, Copenhagen, 1987.
- MARECOS DO MONTE, M. H. – **Hydraulic Dispersion in Waste Stabilization Ponds in Portugal**. MSc(Eng.) dissertation. The University of Leeds, Leeds (UK), 1985.
- MARECOS DO MONTE, M. H. – Waste stabilization ponds in Europe. *Journal of the Institution of Water and Environmental Management*, 6, 73-79, 1992. doi/10.1111/j.1747-6593.1992.tb00708.x.
- MARECOS DO MONTE, M. H.; RODRIGUES DOS SANTOS, A. – **Estudo do tratamento complementar da ETAR de Seixalinho (Montijo)**. Relatório 225/98 – NES, Lisboa, LNEC, 1997.
- MARECOS DO MONTE, M. H.; MARA, D. D. – The hydraulic performance of waste stabilization ponds in Portugal. *Water Science and Technology*, 19, 12, 219-228, 1987.
- MARTINS, A. M. P. – **Bulking sludge control: kinetics, substrate storage, and process design aspects**. PhD dissertation. Delft University of Technology, NL, Fundação para a Ciência e Tecnologia, 2004. ISBN: 972-9098-07-7.
- MELIN, T.; JEFFERSON, B.; BIXIO, D.; THOEYE, C.; DE WILDEC, W.; KONING, J.; VAN DER GRAAF, J.; WINTGENS, T. – Membrane Bioreactor Technology for Wastewater Treatment and Reuse. *Desalination*, 187, 271–282, 2006. doi.org/10.1016/j.desal.2005.04.086.
- METCALF & EDDY – **Wastewater Engineering Treatment and Reuse**. TCHOBANOUGLOS, G.; BURTON, F. L.; STENSEL, H. D. 3rd ed., McGraw Hill, 1991. ISBN-10: 0070416907, ISBN-13: 978-0070416901.
- METCALF & EDDY – **Wastewater Engineering Treatment and Resource Recovery**. TCHOBANOUGLOS, G.; STENSEL, H. D.; TSUCHIHASHI, R.; BUR-

- TON, F.; ABU-ORF, M.; BOWDEN, G.; PFRANG, W., 5th ed., McGraw Hill (Vol 1 & 2), 2014. ISBN: 978-1-259-01079-8.
- METCALF & EDDY – **Wastewater Engineering Treatment and Reuse**. TCHOBANOUGLOS, G.; BURTON, F. L.; STENSEL, H. D. 4th ed., McGraw Hill, 2003. ISBN-10: 0070418780, ISBN-13: 978-0071122508.
- MONOD, J. – The growth of bacterial cultures. *Annual Review of Microbiology*, 3, 371-394, 1947. <https://doi.org/10.1146/annurev.mi.03.100149.002103>.
- MORGAN, M. – **Images of desmids from the genus *Scenedesmus***. 2005 [consult. 27/12/2017]. Disponível em <http://www.microscopy-uk.org.uk/mag/indexmag.html?http://www.microscopy-uk.org.uk/mag/artoct05/mmdesmid.html>.
- MORSE, G. K.; BRETT, S. W.; GUY, J. N.; LESTER, J. N. – Review: phosphorus removal and recovery technologies. *The Science of the Total Environment*, 212, 69-81, 1998. doi.org/10.1016/S0048-9697(97)00332-X.
- NICOLAU, A.; MARTINS, M. J.; MOTA, M.; LIMA, N. – **Importância da identificação das espécies responsáveis pelo crescimento filamentososo nas ETAR**. 10.º Encontro Nacional de Saneamento Básico; Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental (ENaSB/SILUBESA), 1 – 18 de setembro, Braga, Portugal, 2002.
- NP EN 12255-1: 2006 – Estações de tratamento de águas residuais: Princípios gerais de construção. Caparica, IPQ, 25 p.
- NP EN 12255-5: 2008 – Estações de tratamento de águas residuais: Lagunagem. Caparica, IPQ, 11 p.
- NP EN 12255-6: 2008 – Estações de tratamento de águas residuais: Tratamento por lamas activadas. Caparica, IPQ, 16 p.
- NP EN 12255-7: 2008 – Estações de tratamento de águas residuais: Reatores de biomassa fixa. Caparica, IPQ, 18 p.
- OPTKAEN, E. J. – An alternative RBC design – second order kinetics. *Environmental Progress & Sustainable Energy*, 5, 1, 51 – 56, 1986. doi.org/10.1002/ep.670050113.
- OVIVO – Worldwide Experts in Water Treatment – Carrousel® Systems, 2017 a. [consult. 18/12/2017]. Disponível em <https://www.ovivowater.com/carrousel-overview/>.
- OVIVO – Worldwide Experts in Water Treatment – OVIVO® MBR, 2017 b. [consult. 18/12/2017]. Disponível em <https://www.ovivowater.com/product/municipal/municipal-wastewater/aerobic-treatment-nutrient-removal/mbr/ovivo-mbr/>.

- PARDO, E. S. – Wikimedia Commons, 2005. [consult. 12/01/2018]. Disponível em <https://commons.wikimedia.org/wiki/File:Vitregias02.jpg>.
- PAREDES, D; KUSCHK, P; KÖSER, H. – Influence of plants and organic matter on the nitrogen removal in laboratory-scale model subsurface flow constructed wetlands inoculated with anaerobic ammonium oxidizing bacteria. *Engineering in Life Sciences*, 7, 6, 565–576, 2007. doi.org/10.1002/elsc.200700030.
- PARK, H. D.; CHANG, I. S.; LEE, K. J. – **Principles of Membrane Bioreactors for Wastewater Treatment**. CRC Press, London, 2015. ISBN: 1466590386.
- PEARCE, G. – Introduction to membranes – MBRs: Manufacturers’ comparison: part 1. *Filtration+Separation*, 28-31, 2008.
- PESCOD M. B.; MARA D. D. – Design, operation and maintenance of wastewater stabilization ponds. In **Treatment and Use of Sewage Effluent for Irrigation**, M.B. Pescod and A. Arar, Ed., Butterworths, London, 1988. ISBN: 0-408-00771-0.
- PROBIO – O que são macrófitas aquáticas. 2017. [consult. 12/01/2018]. Disponível em http://www.ufscar.br/~probio/perfil_m.jpg.
- RAMALHO, R. S. – **Introduction to Wastewater Treatment Processes**. Academic Press, 2nd ed., 1983.
- RELVÃO, A. M. – **Sistemas de Tratamento de Efluentes em Aglomerados Urbanos por Leitos de Macrófitas Emergentes**. Comissão de Coordenação da Região Centro – Ministério do Equipamento, do Planeamento e da Administração do Território. Coimbra, 1999.
- RONZANO, E.; DAPENA, J. L. – **Tratamiento Biologico de las Aguas Residuales**. Diaz de los Santos Ediciones, Madrid, 2002.
- SECO, T. C.; DUARTE, A. A. L. S.; PERES, J. A.; BENTES, I. – Avaliação do desempenho de sistemas de leitos de macrófitas no tratamento de águas residuais domésticas. *Engenharia Civil, Universidade do Minho*, 33, 163-174, 2008.
- SEDLAK, R. I. – **Phosphorus and Nitrogen Removal from Municipal Wastewater: Principles and Practice**. 2nd ed., Lewis Publishers, New York, USA, 1991.
- SLICHTER – *Phragmites australis ssp. Australis*, 2013. [consult. 12/01/2018]. Disponível em <http://science.halleyhosting.com/nature/basin/poaceae/phragmites/australis/australis4a.jpg>.
- SMAS de Sintra – **Estações de tratamento de águas residuais**. 2017. [consult. 12/1/2017]. Disponível em https://www.smas-sintra.pt/index.php?option=com_wrapper&Itemid=193.

- SPELLMAN, F. R. – **Handbook of Water & Wastewater Treatment Plant Operations**. Lewis Publishers, New York, USA, 2003.
- SPELLMAN, F. R. – **Microbiology for Wastewater Operators**. Technomic Publishing Company, Inc., Lancaster, Pennsylvania, 17604 USA, 2000. ISBN: 1-56676-908-6.
- SPERLING, M. – **Activated Sludge and Aerobic Biofilm Reactor**. Biological Wastewater Treatment Series. IWA Publishing, London, 2007. ISBN13: 9781843391654, Vol V.
- SPERLING, M; CHERNICHARO, C. A. L. – **Biological Wastewater Treatment in Warm Climate Regions**. IWA Publishing, London, 2005. ISBN: 1843391074, Vol II.
- SSWM – **Rotating Biological Contactors**. Compiled by: Dorothee Spuhler, [consult. 14/12/ 2017]. Disponível em <https://www.sswm.info/content/rotating-biological-contactors>.
- STAR, W. R. L.; ABMA, W. R.; BLOMMERS, D.; MULDER, J. W.; TOKUTOMI, T.; STROUS, M.; PICIOREANU, C.; LOOSDRECHT, M. C. M. – Startup of reactors for anoxic ammonium oxidation: Experiences from the first full-scale anammox reactor in Rotterdam. *Water Research*, 41, 4149–4163, 2007. doi:10.1016/j.watres.2007.03.044.
- STEFANAKIS, A.; AKRATOS, C. S.; TSIHRINTZIS, V. A. – **Vertical Flow Constructed Wetlands – Eco-engineering Systems for Wastewater and Sludge Treatment**. Elsevier, Amsterdam, 2014. ISBN: 978-0-12-404612-2.
- THEMIDO, J. S. – **Exploração de estações de tratamento de águas residuais – O&M de discos biológicos**. Fundação para a Formação Contínua em Engenharia Civil. Coimbra, 1992, Vol III.
- TYSTO – Wikimedia Commons, 2005. [consult. 12/01/2018]. Disponível em <https://upload.wikimedia.org/wikipedia/commons/5/59/Typha-cat-tails-in-indiana.jpg>.
- UNIPROT – **Taxonomy – *Euglena viridis* (*Cercaria viridis*) (SPECIES)**. 2018. [consult. 12/01/2018]. Disponível em <https://www.uniprot.org/taxonomy/3040>.
- USEPA – **Constructed wetlands treatment of municipal wastewaters – manual**. EPA/625/R-99/010, Cincinnati, Ohio, United States Environmental Protection Agency, 2000 b.
- USEPA – **Design manual, constructed wetlands and aquatic plant systems for municipal wastewater treatment**. EPA/625/1-88/022, Washington D. C., United States Environmental Protection Agency, 1988.

- USEPA – **Process design manual – wastewater treatment facilities for seweraged small communities**. EPA-625/1-/77-009, Washington D. C., United States Environmental Protection Agency, 1977.
- USEPA – **Subsurface flow constructed wetlands for wastewater treatment – a technology assessment**. EPA 832-R-93-008, Washington D. C., United States Environmental Protection Agency, 1993.
- USEPA – **Summary of design information on rotating biological contactors**. EPA-430/9-84-008, Washington D. C., United States Environmental Protection Agency, 1984.
- USEPA – **Wastewater management, fact sheet membrane bioreactors**. United States Environmental Protection Agency, 2007.
- USEPA – **Wastewater technology – fact sheet trickling filters**. EPA 832-F-00-014, Washington D. C., United States Environmental Protection Agency, 2000 a.
- VACKOVÁ, L.; SRB, M.; STLOUKAL, R.; WANNER, J. – Comparison of denitrification at low temperature using encapsulated *Paracoccus denitrificans*, *Pseudomonas fluorescens* and mixed culture. *Bioresource Technology*, 102, 7, 4661-4666, 2011.
- VALE DO NEIVA – Rio Neiva e a “*Elodea Canadensis*”, 2017. [consult. 12/01/2018]. Disponível em <https://ovaledoneiva.pt/2017/10/03/rio-neiva-elodea-canadensis/>.
- VARÓN, M. P.; MARA, D. D. – **Waste Stabilisation Ponds**. IRC International Water and Sanitation Centre, The Hague (NL), 2004.
- VEOLIA – BIOSTYR® Biologically Active Filter (BAF) BIOSTYR® DUO BAF + MBBR. Veolia Water Technologies, 2016.
- VESILIND, P. A. – **Wastewater Treatment Plant Design**. Water Environment Federation, Alexandria, EUA, 2003.
- VESILIND, P. A.; MORGAN, S. M.; HEINE, L. G. – **Introduction to Environmental Engineering**. 3rd ed. Cengage Learning, Stamford, EUA, 2010. ISBN-13: 978-0-495-29583-9.
- VISVANATHAN, C.; BEN AIM, R.; PARAMESHWARAN, K. – Membrane separation bioreactors for wastewater treatment, critical reviews. *Environmental Science and Technology*, 30, 1, 1-48, 2010. doi: 10.1080/10643380091184165.
- VOHLA, C.; KOIV, M.; BAVOR, H. J.; CHAZARENC, F.; MANDER, U. – Filter materials for phosphorus removal from wastewater in treatment wetlands: A review. *Ecological Engineering*, 37, 70–89, 2011. doi:10.1016/j.ecoleng.2009.08.003.

- VYMAZAL J.; KRÖPFELOVÁ L. – **Wastewater Treatment in Constructed Wetlands with Horizontal Sub-surface Flow**. Series Environmental Pollution, Springer Science, Praha, 2008. ISBN: 978-1-4020-8579-6, Vol 14.
- VYMAZAL, J. – Constructed wetlands for wastewater treatment – review. *Water*, 2, 530-549. 2010. doi:10.3390/w2030530.
- WEF – **Biofilm Reactors. Manual of Practice No. 35**. Water Environment Federation, Alexandria, VA, USA, McGraw-Hill, 2010. ISBN: 978-0-07-173708-1.
- WENTZEL, M. C.; LOEWENTHAL, R. E.; EKAMA, G. A.; MARAIS, G. V. R. – Enhanced polyphosphate organism cultures in activated sludge systems – Part 1: Enhanced culture development. *Water*, South Africa, 14, 81–92, 1989.
- WHO EMRO – **Wastewater Stabilization Ponds. Principles of Planning & Practice**. WHO EMRO Technical Publication n.º 10. World Health Organization, Regional Office for the Eastern Mediterranean, Alexandria, 1987. ISBN: 92-9021-001-X.
- WU, H.; ZHANG, J.; NGO, H. H.; GUO, W.; HU, Z.; LIANG, S., FAN, J.; LIU, H. – A review on the sustainability of constructed wetlands for wastewater treatment: design and operation. *Bioresource Technology*, 175, 594–601, 2015. <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2014.10.068>.
- YAMAMOTO, K.; HIASA, M.; MAHMOOD, T.; MATSUO, T. – Direct solid-liquid separation using hollow fiber membrane in an activated-sludge aeration tank. *Water Science and Technology*, 21, 43–54, 1989.
- ZELL, H. – Wikimedia Commons, 2009. [consult. 12/01/2018]. Disponível em https://commons.wikimedia.org/wiki/File:Nymphaea_alba_0002.JPG.
- ZHANG, L.; ZHENG, P.; TANG, C.; JIN, R. – Anaerobic ammonium oxidation for treatment of ammonium-rich wastewaters: a review. *Journal of Zhejiang University*, 9, 5, 416-426, 2008.

CONSTANTES CINÉTICAS

Quadro I.1 Constantes cinéticas para bactérias heterotróficas a 20 °C

Constantes	Unidade	Metcalf & Eddy, 2003		Davis, 2010		Sperling, 2007		Henze et al., 1997	
		Gama	Valor típico	Gama	Valor típico	Gama	Valor típico	Gama	Valor típico
μ_{\max}	g SSV/(g SSV.d)	3,0 – 13,2	6	1 – 8	3	-	-	4 – 8	-
K_s	g CBO ₅ /m ³	5,0 – 40,0	20,0	25 – 100	60	-	-	5 – 30	-
Y	g SSV/g CBO ₅	0,30 – 0,50	0,4	0,4 – 0,8	0,3	0,4 – 0,8	0,6	0,5 – 0,7	-
k_d	g SSV/(g SSV.d)	0,06 – 0,20	0,12	0 – 0,30	0,10	0,06 – 0,1	0,085	0,1 – 0,2	-
f_d	-	0,08 – 0,20	0,15	-	-	-	0,8	-	-

Quadro I.2 Constantes cinéticas para bactérias nitrificantes a 20 °C

Constantes	Unidade	Metcalf & Eddy, 2003	
		Gama	Valor típico
$\mu_{\text{máx}}$	g SSV / (g SSV.d)	0,20 – 0,90	0,75
K_N	g N – NH ₄ / m ³	0,5 – 1,0	0,74
Y_N	g SSV / g N – NH ₄	0,10 – 0,15	0,12
k_{dN}	g SSV / (g SSV.d)	0,05 – 0,15	0,08

Quadro I.3 Valores de θ para a equação de Arrhenius – bactérias heterotróficas

Constantes	Metcalf & Eddy, 2003		Sperling, 2007	
	Gama	Valor típico	Gama	Valor típico
θ para $\mu_{\text{máx}}$	1,03 – 1,08	1,07	-	-
θ para K_d	1,03 – 1,08	1,04	1,05 – 1,09	1,07
θ para K_s	1,00	1,00	-	-

ANEXO II

MICROALGAS

Quadro II.1 Alguns géneros de microalgas presentes em lagoas facultativas

Algas verdes	Fitoflagelados	Algas azuis	Diatomáceas
<i>Actinastrum</i>	<i>Chlamydomonas</i>	<i>Anabaena</i>	<i>Cyclotella</i>
<i>Chlorella</i>	<i>Chlorogonium</i>	<i>Merispopedia</i>	<i>Navicula</i>
<i>Chlorococcum</i>	<i>Euglena</i>	<i>Microcystis</i>	<i>Nitzschia</i>
<i>Cloteriopsis</i>	<i>Gumnodinium</i>	<i>Oscillatoria</i>	<i>Synedra</i>
<i>Coelastrum</i>	<i>Hemidinium</i>	<i>Spirulina</i>	
<i>Coranastrum</i>	<i>Heteronema</i>	<i>Synechococcus</i>	
<i>Cosmarium</i>	<i>Lepocinalis</i>	<i>Synechocystis</i>	
<i>Crucigenia</i>	<i>Pandorina</i>		
<i>Dictyosphaerium</i>	<i>Pascheriella</i>		
<i>Golenkinia</i>	<i>Paranema</i>		
<i>Micractinium</i>	<i>Peridinium</i>		
<i>Nephrochlamys</i>	<i>Petalomonas</i>		
<i>Planktosphaeria</i>	<i>Phacus</i>		
<i>Scenedesmus</i>	<i>Synura</i>		
<i>Selenastrum</i>	<i>Trachlelomonas</i>		
<i>Sphaerocystis</i>			
<i>Tetraedon</i>			
<i>Tetrastrum</i>			

(Adaptado de Kellner & Pires, 1998)

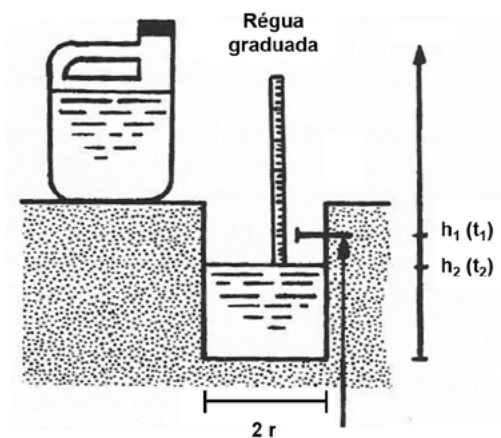
MEDIÇÃO DA PERMEABILIDADE DO SOLO

A determinação experimental da permeabilidade do solo é necessária no projeto de leitos de macrófitas e de sistemas de lagunagem, a fim de a sua construção assegurar que não ocorrerá infiltração de AR, mantendo assim o balanço hídrico e preservando de contaminação as águas subterrâneas próximas do fundo das lagoas.

A determinação da permeabilidade pode ser efetuada em laboratório ou em ensaios de campo. No primeiro caso, os ensaios requerem amostras de coluna de solo intactas. A medição da permeabilidade no próprio local pode fazer-se de forma expedita seguindo a metodologia do chamado ensaio Porchet com nível variável, que embora pouco rigoroso, pode ser útil para avaliar da necessidade de impermeabilizar o fundo da lagoa.

O ensaio começa com a escavação de um buraco cilíndrico no solo, com o auxílio de uma forma de raio r , o qual vai sendo cheio e água até que o solo fique saturado. A partir desse momento, com o auxílio de uma régua e de um cronómetro, regista-se o abaixamento do nível da água por infiltração ao longo do tempo (Figura III.1). A permeabilidade k é determinada segundo a expressão III.1.

Figura III.1 Método Porchet com nível variável



$$k = \frac{r}{2(t_2 - t_1)} \ln \frac{h_1 + r/2}{h_2 + r/2} \quad (\text{III.1})$$

Em que:

k – permeabilidade do solo (m/s);

r – raio do cilindro escavado (m);

h_1 e h_2 – profundidade do líquido (m) ao fim dos instantes t_1 e t_2 (s).

SOBRE AS AUTORAS

Maria Helena F. Marecos do Monte



Instituto Politécnico de Lisboa
Instituto Superior de Engenharia de Lisboa
Área Departamental de Engenharia Civil
Rua Conselheiro Emídio Navarro
1959 – 007 Lisboa
Tel.: +351 21 831 70 02
Fax: +351 21 831 70 21
E-mail: hmarecos@dec.isel.ipl.pt

Professora Coordenadora com Agregação do Instituto Superior de Engenharia de Lisboa (ISEL).

Licenciou-se em Engenharia Química, pelo Instituto Superior Técnico (IST), em 1974. Obteve o diploma de Especialização em Engenharia Sanitária, pela Universidade Nova de Lisboa (UNL), em 1976. Obteve o grau de Master of Science (*Engineering*), pela Universidade de Leeds (UK), em 1986. Em 1994 doutorou-se em Engenharia Civil, pela Universidade Técnica de Lisboa (UTL). A sua tese de doutoramento foi distinguida com o prémio atribuído pela Associação Portuguesa de Recursos Hídricos (APRH) para a área das Engenharias no biénio 1994/95. Em 2011 obteve o grau de agregação em engenharia civil pela Universidade da Beira Interior (UBI).

Iniciou a sua atividade profissional na extinta Direção Geral do Saneamento Básico (DGSB), tendo transitado para o Laboratório Nacional de Engenharia Civil (LNEC), onde atingiu a categoria de Investigadora Principal. Desenvolveu depois funções de Diretora de Estudos e Desenvolvimento na SANEST – Saneamento da Costa do Estoril, S. A. Acumulou funções docentes de 1991 a 1995 na Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade de Coimbra (FCTUC), no ISEL (de 1998 a 2005) e na Universidade de Évora (de 2005 a 2010). Em 2005 tomou posse como professora coordenadora do ISEL. Além da atividade letiva, no ISEL foi presidente da Área Departamental de Engenharia Civil (ADEC) de 2010 a 2014, coordenadora do Curso de

Mestrado em Engenharia Civil e é atualmente coordenadora do Curso de Licenciatura em Tecnologias e Gestão Municipal.

A sua atividade técnico-científica abrange áreas muito diversas, designadamente a participação como: investigadora e/ou coordenadora de 8 projetos de I&D nacionais, 5 comunitários, 2 internacionais e 19 de investigação por contrato; avaliação técnica de dezenas de estudos e projetos de sistemas de abastecimento de água, de saneamento de águas residuais e de impacte ambiental em zonas costeiras; membro de diversos júris de avaliação de projetos de I&D submetidos à Comissão Europeia (CE) e a 2 países europeus; orientação de 2 doutoramentos, cerca de uma vintena de mestrados e de 17 estágios; vogal de júri de prémios da APRH; participação na elaboração de normas técnicas europeias (CEN) e nacionais (IPQ); peritagem de acidentes em ETAR; organização de 11 eventos técnico-científicos nacionais e 11 conferências e simpósios internacionais; avaliação de artigos submetidos para publicação em revistas internacionais; colaboração a diversos níveis com associações técnico-científicas nacionais (APRH, APESB e APDA) e internacionais. Foi membro do Technical and Scientific Committee da International Water Association (IWA), Presidente da European Water Pollution Control Association (atual EWA) entre 1993 e 1996; coordenadora da Comissão Especializada de Água e Águas Residuais da APRH; Presidente da Comissão Técnica de Normalização em Saneamento Básico (CT 90); editora da revista E_WATER, da European Water Association (EWA).

A atividade redatorial desenvolvida encontra-se divulgada em cerca de 150 publicações, incluindo 1 livro, 2 capítulos de livros publicados no UK e nos USA, respetivamente, 14 artigos publicados em revistas internacionais com arbitragem científica, 26 artigos publicados em atas de conferências internacionais com arbitragem científica, 9 artigos publicados em revistas nacionais, 31 artigos publicados em atas de conferências, de seminários e de cursos nacionais, 42 relatórios do LNEC e 1 Memória do LNEC.

Maria Teresa Loureiro dos Santos



Instituto Politécnico de Lisboa
Instituto Superior de Engenharia de Lisboa
Área Departamental de Engenharia Química
Rua Conselheiro Emídio Navarro
1959 – 007 Lisboa
Tel.: +351 21 831 71 78
Fax: +351 21 831 72 67
E-mail: tsantos@deq.isel.ipl.pt

Professora Adjunta do Instituto Superior de Engenharia de Lisboa (ISEL) do Instituto Politécnico de Lisboa (IPL).

Doutorou-se em Engenharia Sanitária em 2010, pela Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade Nova de Lisboa. Obteve o grau Mestre em Engenharia Sanitária em 2001, pela Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade Nova de Lisboa. Licenciou-se em Engenharia Química Industrial em 1994, pelo Instituto Superior de Engenharia de Lisboa do Instituto Politécnico de Lisboa. Tirou o grau de Bacharel em Engenharia Química em 1992, pelo Instituto Superior de Engenharia de Lisboa do Instituto Politécnico de Lisboa.

Ingressou no ISEL do IPL em 1994 onde foi responsável e lecionou diversas unidades curriculares: Poluição I, Engenharia do Ambiente, Sistema de Tratamento de Efluentes e Resíduos Sólidos, Avaliação de Impactes Ambientais, do curso de Engenharia Química; Laboratórios Integrados 3C, 5A, 6B e 6C, Hidrologia, da Licenciatura de Engenharia Química e Biológica; Estações de Tratamento de Águas Residuais, Estações de Tratamento de Águas, do Mestrado de Engenharia Civil.

Atualmente é responsável e leciona diversas unidades curriculares: Poluição, Gestão Integrada de Resíduos, da Licenciatura de Engenharia Química e Biológica; Qualidade da Água e Estações de Tratamento, Modelização Ambiental, Gestão de Resíduos Sólidos, do Mestrado de Engenharia da Qualidade e Ambiente; Avaliação e Controlo de Riscos Ambientais do Mestrado em Análise e Controlo de Riscos Ambientais para a Saúde, Gestão Tratamento e Valorização de Resíduos, Estações de Tratamento de Águas e Estações de Tratamento de Águas Residuais, da Licenciatura de Tecnologias

e Gestão Municipal; Resíduos e Biomassa, da Pós-graduação de Engenharia e Gestão de Energias Renováveis. É membro da Comissão Coordenadora do Mestrado de Engenharia da Qualidade e Ambiente e da Comissão Coordenadora da Licenciatura de Tecnologias e Gestão Municipal.

Frequentou diversos cursos de formação nomeadamente: Gestão de ETAR, Processos com Membranas, Calidad de Aguas Superficiales, Dynamic wastewater treatment modelling and simulation using GPS-X, Water quality – legislation; Quality of waters in the Ebro’s basin, Modelization, Água & Ambiente, Chemical Engineering, Chemometrics.

É formadora dos cursos de “Digestão Anaeróbia” e “Poluentes e Técnicas de Despoluição” do Centro de Estudo de Engenharia Química do ISEL.

Orientou ou co-orientou 13 teses de mestrado, 4 estágios ao abrigo do Programa SOCRATES, 4 estágios formais de admissão à Ordem dos Engenheiros e cerca de uma dezena de estágios de fim de curso.

É membro da equipa de projetos de investigação na área de tratamento de águas residuais, energias renováveis e biocombustíveis: PTDC/EMS-ENE/4865/2014, PORTUGAL 2020 – Projeto 23470 – RENEFUEL, BIOSYN-GAS- IPL, SolkAdFuel- IPL e QREN 38940. Foi responsável pelo projeto de investigação n.º 48/IPL/2003.

Participou ainda na elaboração de vários projetos de I&D submetidos à FCT e ao LIFE, em diversas áreas nomeadamente: digestão anaeróbia, remediação de águas, poluição sonora e biocombustíveis.

Foi arguente ou membro do júri de cerca de uma dezena de provas de mestrado no Instituto Superior de Engenharia de Lisboa, na Faculdade de Ciências Tecnologia e na Escola Superior de Tecnologia de Setúbal.

É co-autora de 1 livro, 1 capítulo de livro, 4 artigos científicos em revista internacional, cerca de 40 proceedings, 30 comunicações em painel, 25 comunicações orais em conferências e encontros nacionais e internacionais com arbitragem científica e de diversos textos pedagógicos. É membro da Ordem dos Engenheiros desde 1995, sendo atualmente Membro Sénior.

Ana Maria Garcia Henriques Barreiros Joanaz de Melo



Instituto Politécnico de Lisboa
Instituto Superior de Engenharia de Lisboa
Área Departamental de Engenharia Química
Rua Conselheiro Emídio Navarro
1959 – 007 Lisboa
Tel.: +351 21 831 70 00 (ext. 1212)
Fax: +351 21 831 72 67
E-mail: abarreiros@deq.isel.ipl.pt

Professora Adjunta do Instituto Superior de Engenharia de Lisboa (ISEL) do Instituto Politécnico de Lisboa (IPL).

Doutorou-se em Engenharia Química, especialidade Engenharia Bioquímica pela Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade Nova de Lisboa (FCT/UNL) em 2002. Obteve o mestrado em Engenharia Química – Processos e Indústria pelo Instituto Superior Técnico da Universidade Técnica de Lisboa em 1993. Licenciou-se em Engenharia Química na FCT/UNL em 1989.

É Professora Adjunta no Instituto Superior de Engenharia de Lisboa do Instituto Politécnico de Lisboa desde setembro de 2011 onde tem orientado várias teses de mestrado, leciona e é responsável da unidade curricular (UC) de Tecnologias Ambientais e Segurança da Licenciatura de Engenharia Química e Biológica, da UC Impactes Ambientais do Mestrado de Engenharia da Qualidade e Ambiente e da UC Avaliação de Impacte Ambiental da Pós-graduação de Engenharia e Gestão de Energias Renováveis. Leciona ainda a UC de Métodos de Análise Ambiental da Licenciatura de Engenharia Química e Biológica e Qualidade da Água e Estações de Tratamento do Mestrado de Engenharia da Qualidade e Ambiente.

Foi Professora Adjunta na Escola Superior de Tecnologia de Setúbal do Instituto Politécnico de Setúbal (ESTSetúbal/IPS) de 1994 a 2010 onde lecionou e foi responsável de diversas UC do Bacharelato em Engenharia da Energia e Ambiente, da Licenciatura em Engenharia do Ambiente e do Mestrado em Tecnologias Ambientais como e. g. Tecnologias de Tratamento de Águas e Efluentes; Remediação de Solos; Análises Ambientais; Tratamento de Águas de Abastecimento; Processos e Tratamentos Biológicos; Tratamento

e Controlo de Águas; Processos e Operações Unitárias. Orientou vários estágios profissionais, projetos de fim de curso e teses de mestrado. Além da atividade letiva na ESTSetúbal/IPS esteve envolvida em várias atividades de gestão das quais se destacam: coordenadora científica do Mestrado de Tecnologia Ambiental (2009 a 2010); coordenadora do curso de Bacharelato em Engenharia da Energia e Ambiente (1998 a 2000).

A sua atividade de investigação desenvolve-se na área do tratamento de água e resíduos. A sua atividade técnico-científica encontra-se divulgada em 1 livro, em artigos publicados em revistas internacionais e em atas de conferências com arbitragem científica, em apresentações orais em congressos nacionais e internacionais.

TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUAIS

PROCESSOS DE TRATAMENTO BIOLÓGICO

A presente publicação enquadra-se nas atribuições da ERSAR de melhoria da qualidade geral nos serviços de águas e resíduos e de promoção da investigação e desenvolvimento neste setor. A ERSAR tem seguido uma estratégia de permanente apoio às entidades gestoras e ao setor em geral para as questões da qualidade na conceção, execução, gestão e exploração dos sistemas multimunicipais e municipais que visa, entre outras, a procura de uma melhor gestão global dos recursos hídricos.

Este sexto número da Série «Cursos Técnicos» resulta de um protocolo de Cooperação Técnica e Científica celebrado entre a ERSAR e o Instituto Superior de Engenharia de Lisboa (ISEL), ao abrigo do qual já foram produzidas outras publicações e trabalhos, e visa preencher uma lacuna relativa à existência em língua portuguesa de uma obra completa sobre o tratamento de águas residuais.

O tratamento de águas residuais não se cinge apenas ao tratamento da chamada fase líquida, mas inclui também o tratamento das lamas e a desodorização da atmosfera de zonas de cheiros mais ofensivos. A panóplia de operações e processos unitários de tratamento de águas residuais é, assim, bastante vasta. Optou-se, deste modo, por organizar esta publicação em três volumes autónomos: um primeiro volume, dedicado a operações unitárias de tratamento, este segundo volume aos processos de tratamento biológico, tanto os mecanizados como os naturais, e o terceiro focado no tratamento de lamas e desodorização de atmosferas com odor desagradável.

A capacitação dos atuais e futuros técnicos do setor em matérias ligadas ao tratamento de águas residuais é fundamental para assegurar uma boa gestão das infraestruturas existentes e dos recursos hídricos, contribuindo para melhorias num setor fulcral para o desenvolvimento ambiental e social em Portugal.



ENTIDADE REGULADORA
DOS SERVIÇOS DE ÁGUAS E RESÍDUOS

Rua Tomás da Fonseca, Torre G – 8º
1600-209 LISBOA PORTUGAL

www.ersar.pt