

## **Tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> aplicada à ETAR de Frielas**

Por

Joana Raquel Claudino Doutor

Dissertação apresentada na Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade Nova de Lisboa para obtenção do grau de Mestre em Engenharia do Ambiente – Perfil Sanitária

Orientador: Professora Doutora Leonor Amaral

Lisboa  
2008



## DEDICATÓRIA

Aos meus pais, por tudo...



## AGRADECIMENTOS

Tendo consciência da importância deste trabalho na minha evolução profissional e pessoal, assim como de todo o esforço, dedicação, empenho e perseverança que nele coloquei, não posso deixar de referir um vasto conjunto de pessoas que contribuíram com os seus conhecimentos para a sua realização.

Gostaria de agradecer à Professora Doutora Leonor Amaral pelas boas orientações e incentivos ao longo de todo o tempo dedicado à realização deste trabalho.

À Empresa DHV pela possibilidade que me foi dada de poder utilizar como tema de dissertação a Aplicação da Tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> na ETAR de Frielas, apesar de todos os condicionalismos resultantes do facto de esta ser uma tecnologia patenteada e envolta na necessária confidencialidade.

Dentro da organização DHV gostaria de deixar uma palavra de forte agradecimento ao meu colega Eng.º Fernando Coelho por toda a disponibilidade, partilha de conhecimentos e incentivo ao longo dos muitos meses de trabalho.

Saliento ainda a colaboração de mais alguns elementos da organização DHV, nomeadamente o Eng.º Andreas Giesen e o Eng.º Garth Gademan, pelas informações disponibilizadas.

Sendo este um trabalho sobre a ETAR de Frielas, não posso deixar de agradecer à SIMTEJO, na pessoa do Eng.º Paulo Inocêncio, por toda a disponibilidade, atenção e colaboração prestada.

Um agradecimento aos meus colegas e amigos Vera Lopes, Luis Santos, Ana Faustino e Miguel Vaz pela paciência e ajuda na melhoria do meu trabalho.



## RESUMO

Desde o final do século XIX até aos dias de hoje verificou-se uma forte evolução nos sistemas de tratamento de águas residuais. Esta evolução foi fundamental para dar resposta às maiores exigências de qualidade do efluente tratado, pela necessidade de minimização do espaço ocupado pelas ETAR, pela simplificação da operação e pela redução dos custos de investimento e de exploração. Assim, face às dificuldades de cumprimento da actual licença de descarga atribuída à ETAR de Frielas e aos muitos problemas operacionais relacionados com os tanques de arejamento, decantadores secundários e biofiltros, surgiu a possibilidade de estabelecimento de uma parceria entre a SIMTEJO e a empresa DHV que consistiu na conversão de um dos tanques de arejamento existentes na ETAR num reactor baseado numa nova tecnologia designada por *Nereda*<sup>TM</sup>, patenteada pela DHV. Esta tecnologia baseia-se no princípio SBR, com a vantagem de utilizar biomassa na forma de grânulos aeróbios o que permite que as sequências de enchimento e de descarga de efluente tratado sejam simultâneas no tempo, para além de garantir a remoção de carbono, azoto e fósforo num único reactor devido à elevada diversidade microbiana que constitui os grânulos, ao contrário das tecnologias clássicas de lamas activadas. Com recurso a um conjunto de adaptações físicas e operacionais comprovou-se ser possível a adaptação de um tanque de arejamento convencional num reactor *Nereda*<sup>TM</sup>. De modo a comprovar de forma mais concreta as vantagens associadas a esta nova tecnologia, realizou-se uma comparação técnico-económica entre a mesma e uma solução de lamas activadas do tipo A<sub>2</sub>O, ambas aplicadas à ETAR de Frielas. Este estudo teve em consideração objectivos de qualidade mais restritivos, como a necessidade de remoção de N e P, de acordo com o estabelecido no Decreto-Lei n.º 152/97, de 19 Junho. Assim, concluiu-se que uma solução baseada na tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> permite uma economia de cerca de 40 % nos custos de 1º investimento, 40 % nos custos de exploração actualizados e 30 % nos custos totais actualizados a 30 anos. Para além das claras vantagens económicas, esta nova tecnologia oferece também vantagens técnicas, que se relacionam com a maior estabilidade de operação, resultante da maior concentração da biomassa, menores SVI, que se traduzem na inexistência de problemas de sedimentabilidade das lamas, e ainda numa clara economia da área necessária para a ampliação do actual tratamento biológico, isto é, cerca de 25 % face a uma solução clássica de lamas activadas. Como principal ónus, salienta-se o maior período de arranque, relacionado com o processo de granulação, que, no entanto, poderá ser minimizado quando as primeiras instalações à escala industrial estiverem em funcionamento, uma vez que será possível proceder à inoculação dos novos reactores com grânulos existentes.

## ABSTRACT

From the late 19<sup>th</sup> century to the present day, a strong improvement in wastewater treatment systems has occurred. This improvement has been essential to comply with more stringent effluent requirements, to reduce the WWTP footprint, to make the operation simpler and to reduce investment and operation costs. Thus, due to the difficulties of the Frielas WWTP in complying with the present discharge permit and many operational problems related with the aeration tanks, secondary clarifiers and biofilters, the possibility to establish a partnership between SIMTEJO and DHV came up, consisting in the conversion of one of the present aeration tanks into a reactor based in a new technology called *Nereda*<sup>TM</sup>, a DHV patent. This technology is based on the SBR principle, with the advantage of using biomass in aerobic granules, allowing the filling and effluent discharge to occur simultaneously, and moreover enabling the carbon, nitrogen and phosphorus removal in one reactor, due to the bigger microbial diversity in granules, quite the opposite of the classic activated sludge systems. By making the necessary physical and operational adaptations it was proved that the conversion of a conventional tank into a *Nereda*<sup>TM</sup> reactor was possible. In order to verify the advantages of this new technology, a technical and economical comparison was made between this and a solution based in an A<sub>2</sub>O activated sludge system, both applied to the Frielas WWTP. This study took into account more stringent effluent requirements, such as N and P removal, in accordance with the Portuguese Rule nº 152/97. Therefore, it was concluded that a *Nereda*<sup>TM</sup> based solution would allow a 40 % saving in investment costs, 40 % in operation costs and 30 % in total costs in 30 years. In addition to economical advantages, this new technology offers obvious technical advantages, related with better operation stability that result from greater biomass concentration, lower SVI that minimizes the settleability problems, and an apparent reduction in the necessary footprint for the extension of the present biological treatment, i. e., approximately 25 % in comparison with classic activated sludge systems. The main disadvantage is a longer start-up period, which has to do with the granulation process. However, this situation can be minimized once the first industrial installations become fully operational, because at that moment the inoculation of new reactors with existing granules would be possible.

## SIMBOLOGIA E NOTAÇÕES

AB	Afluente bruto
AGV	Ácidos gordos voláteis
$\alpha$	Factor Alfa
CBO <sub>5</sub>	Carência Bioquímica de Oxigénio
CQO	Carência Química de Oxigénio
CCDR	Comissão de Coordenação de Desenvolvimento Regional
ET	Efluente tratado
ETAR	Estação de Tratamento de Águas Residuais
EUA	Estados Unidos da América
F	Amostra filtrada
FeCl <sub>3</sub>	Cloreto férrico
GSBR	Granular Sequencing Batch Reactor
N	Azoto
NF	Amostra não filtrada
N <sub>kj</sub>	Azoto Kjeldhal
N <sub>total</sub>	Azoto total
MBR	Reactores Biológicos de Membranas
OD	Oxigénio Dissolvido
P	Fósforo
P&ID	Diagrama de Instrumentação e Tubagens
P <sub>total</sub>	Fósforo total
PHB	Polihidroxibutiratos
rpm	Rotações por minuto
SBR	Sequencing Batch Reactor
SBAR	Sequencing Batch Airlift Reactor
SBBC	Sequencing Batch Bubble Column Reactor
SST	Sólidos Suspensos Totais
SVI	Índice de Molhman
SVI5	Índice de Molhman ao fim de 5 minutos de sedimentação
SVI30	Índice de Molhman ao fim de 30 minutos de sedimentação
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactors
VL	Volume de lamas



# ÍNDICE DE MATÉRIAS

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO .....</b>	<b>1</b>
<b>2</b>	<b>DEFINIÇÃO DO PROBLEMA.....</b>	<b>7</b>
<b>3</b>	<b>REVISÃO DA LITERATURA .....</b>	<b>11</b>
<b>3.1</b>	<b><i>Enquadramento geral.....</i></b>	<b>11</b>
<b>3.2</b>	<b><i>Sistemas de lamas activadas .....</i></b>	<b>11</b>
3.2.1	Remoção de carbono orgânico.....	13
3.2.2	Remoção de azoto: nitrificação e desnitrificação .....	14
3.2.3	Remoção biológica de fósforo .....	16
3.2.4	Decantação secundária .....	18
<b>3.3</b>	<b><i>Outros sistemas aeróbios de tratamento de águas residuais .....</i></b>	<b>19</b>
3.3.1	Reactores biológicos de membranas .....	19
3.3.2	Reactores de biomassa fixa .....	21
3.3.2.1	<b>Leitos percoladores.....</b>	<b>22</b>
3.3.2.2	<b>Discos biológicos .....</b>	<b>24</b>
3.3.2.3	<b>Biofiltros .....</b>	<b>25</b>
3.3.3	Sequencing Batch Reactors .....	26
3.3.4	Sistemas com lamas granulares.....	30
3.3.4.1	<b>Génese dos sistemas granulares.....</b>	<b>30</b>
	<b>Reactores do tipo upflow anaerobic sludge blanket (UASB): convencionais e variantes.....</b>	<b>30</b>
	<b>Reactores UASB convencionais .....</b>	<b>32</b>
	<b>Reactores UASB sem decantador interno .....</b>	<b>33</b>
	<b>Reactores EGSB .....</b>	<b>34</b>
3.3.4.2	<b>Grânulos anaeróbios .....</b>	<b>35</b>
3.3.4.3	<b>Grânulos aeróbios .....</b>	<b>47</b>
3.3.5	Tecnologia <i>Nereda</i> <sup>TM</sup> .....	70
3.3.6	Exemplos de aplicações de sistemas de lamas activadas granulares .....	75
3.3.6.1	<b>Efluente duma indústria de processamento de sementes de soja .....</b>	<b>76</b>
3.3.6.2	<b>Efluente duma indústria de produção de uísque de malte .....</b>	<b>77</b>
3.3.6.3	<b>Instalação piloto na ETAR de Ede.....</b>	<b>77</b>
3.3.6.4	<b>Instalação piloto na ETAR de Epe.....</b>	<b>81</b>
<b>4</b>	<b>METODOLOGIA .....</b>	<b>85</b>

<b>5</b>	<b>CASO DE ESTUDO: ETAR DE FRIELAS</b> .....	<b>89</b>
<b>5.1</b>	<b><i>Caracterização geral da ETAR de Frielas</i></b> .....	<b>89</b>
5.1.1	Dados de base de dimensionamento da instalação .....	90
5.1.2	Objectivos de qualidade .....	92
5.1.3	Linha de tratamento.....	92
<b>5.2</b>	<b><i>Diagnóstico do tratamento secundário e da etapa de biofiltração</i></b> .....	<b>95</b>
5.2.1	Avaliação das condições de operação do tratamento secundário e da etapa de biofiltração .....	95
5.2.2	Avaliação dos parâmetros de funcionamento do tratamento secundário e da etapa de biofiltração .....	98
5.2.2.1	<b>Caracterização da afluência à ETAR</b> .....	<b>99</b>
5.2.2.2	<b>Caracterização da descarga da ETAR</b> .....	<b>103</b>
5.2.2.3	<b>Caracterização da etapa de tratamento secundário</b> .....	<b>106</b>
5.2.2.4	<b>Caracterização da etapa de biofiltração</b> .....	<b>110</b>
<b>6</b>	<b>APLICAÇÃO DA TECNOLOGIA <i>NEREDA</i><sup>TM</sup> NA ETAR DE FRIELAS</b> .....	<b>113</b>
<b>6.1</b>	<b><i>Enquadramento geral</i></b> .....	<b>113</b>
<b>6.2</b>	<b><i>Dados de base</i></b> .....	<b>115</b>
<b>6.3</b>	<b><i>Adaptações físicas</i></b> .....	<b>116</b>
6.3.1	Dimensões.....	116
6.3.2	Equipamento.....	116
6.3.3	Instrumentação .....	118
6.3.4	Intervenções executadas.....	119
6.3.4.1	<b>Construção civil</b> .....	<b>119</b>
6.3.4.2	<b>Equipamento</b> .....	<b>120</b>
6.3.4.3	<b>Instalações Eléctricas e Automação</b> .....	<b>120</b>
6.3.5	Custos de investimento .....	121
<b>6.4</b>	<b><i>Operação e controlo do reactor <i>Nereda</i><sup>TM</sup></i></b> .....	<b>122</b>
6.4.1	Principais parâmetros de controlo .....	122
6.4.1.1	<b>Duração das sequências de cada ciclo batch</b> .....	<b>123</b>
6.4.1.2	<b>Concentração de OD</b> .....	<b>124</b>
6.4.1.3	<b>Características da biomassa</b> .....	<b>124</b>
6.4.2	Operação da instalação piloto .....	125
6.4.2.1	<b>Enchimento/Descarga de efluente tratado</b> .....	<b>125</b>
6.4.2.2	<b>Arejamento</b> .....	<b>126</b>

6.4.2.3	Sedimentação.....	127
7	COMPARAÇÃO TÉCNICO-ECONÓMICA DE SOLUÇÕES DE TRATAMENTO BIOLÓGICO DA ETAR DE FRIELAS .....	131
7.1	<i>Enquadramento geral</i> .....	131
7.2	<i>Comparação técnica</i> .....	133
7.2.1	Alternativa 1 – Sistema clássico de lamas activadas “A <sub>2</sub> O” .....	133
7.2.2	Alternativa 2 – Tecnologia <i>Nereda</i> <sup>TM</sup> .....	137
7.3	<i>Comparação económica</i> .....	139
7.3.1	Estimativa dos custos de investimento .....	139
7.3.2	Estimativa dos custos de exploração .....	141
7.3.2.1	<b>Encargos fixos de exploração</b> .....	141
7.3.2.2	<b>Encargos variáveis de exploração</b> .....	142
7.3.3	Estimativa dos custos totais actualizados .....	143
8	CONCLUSÕES .....	147
9	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	153
10	ANEXOS .....	159
	<i>Anexo I – Principais características das operações unitárias existentes na ETAR de Frielas</i> .....	159
	<i>Anexo II – Resultados de dimensionamento da Alternativa 1 – Lamas activadas</i> .....	169
	<i>Anexo III – Resultados de dimensionamento da Alternativa 2 – Tecnologia <i>Nereda</i><sup>TM</sup></i>	171



## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 3.1 – Esquema de tratamento de um sistema de lamas activadas.....	13
Figura 3.2 – Nitrificação e desnitrificação biológica .....	16
Figura 3.3 – Esquema de tratamento com remoção biológica de fósforo.....	17
Figura 3.4 – MBR: Princípio de funcionamento.....	20
Figura 3.5 – Exemplo de um leito percolador com enchimento de plástico .....	24
Figura 3.6 – Discos biológicos: (a) Exemplo de uma bateria de discos e (b) Esquema simplificado de um reactor de discos biológicos .....	25
Figura 3.7 – Configuração de um ciclo típico de um reactor SBR .....	26
Figura 3.8 – Representação esquemática de um reactor UASB .....	33
Figura 3.9 – Reactor UASB sem decantador integrado e com a fase de separação modificada. Dimensões em centímetros.....	34
Figura 3.10 – Modelo de distribuição da dimensão dos grânulos metanogénicos.....	38
Figura 3.11 – Representação esquemática da teoria baseada na formação de pontes de ligação entre microflocos e filamentos <i>Methanothrix</i> .....	41
Figura 3.12 – Composição de um grânulo anaeróbio segundo McLeod.....	42
Figura 3.13 – Fotografias microscópicas da superfície de um grânulo anaeróbio, (a) superfície topográfica do grânulo (barra: 100 $\mu\text{m}$ ), (b) superfície do grânulo colonizada por uma mistura de populações incluindo cocos, cadeias de cocos e filamentos (barra: 5,0 $\mu\text{m}$ ) .....	43
Figura 3.14 – Diferentes mecanismos de transporte da célula para o substrato .....	45
Figura 3.15 – Formação de grânulos: a) associação reversível de duas bactérias até à adesão irreversível, b) divisão celular, c) formação de uma microcolónia e d) formação de um grânulo .....	45
Figura 3.16 – Representação esquemática da estrutura de um grânulo aeróbio e da concentração de substrato e de oxigénio no interior do grânulo durante a fase de “fome” .....	49
Figura 3.17 – Decréscimo da zona anaeróbia ou anóxica com o decréscimo do diâmetro do grânulo para concentrações de OD constantes .....	50
Figura 3.18 – Eficiência de remoção de azoto com grânulos de diferentes diâmetros a 20 % OD num SBAR e num SBBC.....	50
Figura 3.19 – Formação de grânulos em diferentes circunstâncias: tipo de reactor: A, B e C: SBAR, D: SBBC; concentração de oxigénio: A – 100 %, B – 20 %, C – 20 % (sem alimentação de fósforo) e D – 40 % .....	53
Figura 3.20 – Morfologia dos grânulos aeróbios desenvolvidos nos reactores R1 (A), R2 (B), R3 (C) e R4 (D).....	55
Figura 3.21 – Fracção de grânulos aeróbios para diferentes tempos de sedimentação .....	55

Figura 3.22 – Efeito do tempo de sedimentação no SVI e na superfície hidrofóbica da célula ..	56
Figura 3.23 – Acumulação de catiões poli-valentes na formação de grânulos aeróbios para diferentes tempos de sedimentação, Ca e Mg, Fe e Al .....	56
Figura 3.24 – SVI antes e depois da redução do tempo de sedimentação; Superfície hidrofóbica da célula antes e depois da redução do tempo de sedimentação .....	57
Figura 3.25 – Estrutura de um grânulo aeróbio.....	69
Figura 3.26 – Princípio de funcionamento da tecnologia <i>Nereda</i> <sup>TM</sup> : modo de operação .....	74
Figura 3.27 - Princípio de funcionamento <i>Nereda</i> <sup>TM</sup> : remoção de nutrientes.....	74
Figura 3.28 – Características das lamas no processo de granulação: (A) diâmetro médio; (B) velocidade de sedimentação e (C) SVI .....	76
Figura 3.29 – Instalação piloto de Ede .....	79
Figura 3.30 – Formação de grânulos .....	80
Figura 3.31 – Concentração de amónia e de nitratos no efluente tratado .....	81
Figura 3.32 – Instalação piloto da ETAR de Epe .....	82
Figura 3.33 – Remoção de CQO na instalação piloto da ETAR de Epe .....	82
Figura 3.34 – Remoção de azoto na instalação piloto da ETAR de Epe .....	83
Figura 3.35 – Remoção de ortofosfatos na instalação piloto da ETAR de Epe .....	83
Figura 4.1 – Metodologia de elaboração do trabalho.....	85
Figura 4.2 – Metodologia utilizada no diagnóstico da ETAR de Frielas.....	86
Figura 5.1 – ETAR de Frielas.....	90
Figura 5.2 – Diagrama simplificado da fase líquida da ETAR de Frielas .....	94
Figura 5.3 – Diagrama simplificado da fase sólida da ETAR de Frielas .....	95
Figura 5.4 – Evolução do caudal médio diário afluente à ETAR de Frielas .....	100
Figura 5.5 – Evolução da carga de CBO <sub>5</sub> afluente à ETAR de Frielas .....	101
Figura 5.6 – Evolução da concentração de SST e de CBO <sub>5</sub> à saída da decantação secundária .....	109
Figura 6.1 – Representação esquemática dos circuitos hidráulicos da instalação piloto .....	114
Figura 6.2 – Sequências de tratamento da tecnologia <i>Nereda</i> <sup>TM</sup> .....	123
Figura 6.3 – P&ID do controlo da afluência do reactor piloto.....	128
Figura 6.4 – P&ID do reactor piloto .....	129
Figura 7.1 – Área necessária para ampliação do tratamento biológico recorrendo à Alternativa 1 .....	137
Figura 7.2 – Área necessária para ampliação do tratamento biológico recorrendo à Alternativa 2 .....	139

## ÍNDICE DE QUADROS

Quadro 2.1 – Resumo dos períodos de demonstração e possíveis impactos dos seus resultados na actual ETAR de Frielas .....	8
Quadro 3.1 – Características dos grânulos em diferentes reactores e com diferentes concentrações de oxigénio.....	53
Quadro 3.2 – Resumo dos resultados laboratoriais com diferentes concentrações de oxigénio num reactor operado em estado estacionário.....	60
Quadro 3.3 – Coeficientes de temperatura para as taxas de conversão de amónia e de ortofosfatos e de produção de nitrito e nitrato num sistema adaptado a baixas temperaturas e num sistema adaptado a 20 °C .....	64
Quadro 3.4 – Parâmetros de dimensionamento .....	75
Quadro 4.1 – Informação solicitada a cada entidade.....	86
Quadro 5.1 – Características das águas residuais afluentes à ETAR de Frielas (caudais, cargas e concentrações).....	91
Quadro 5.2 – Objectivos de qualidade do efluente tratado da ETAR de Frielas.....	92
Quadro 5.3 – Caudais e cargas afluentes à ETAR de Frielas .....	102
Quadro 5.4 – Relações calculadas para o afluente à ETAR de Frielas e relações típicas de efluentes domésticos.....	103
Quadro 5.5 – Valores de concentração de SST, CQO, CBO <sub>5</sub> , Azoto total e Fósforo total à entrada e à saída da ETAR de Frielas e respectivas eficiências de remoção .....	106
Quadro 5.6 – Concentrações de SST e SSV nas lamas biológicas nos tanques de arejamento .....	108
Quadro 5.7 – Capacidade de nitrificação e de desnitrificação no tratamento secundário .....	110
Quadro 5.8 – Objectivos de qualidade do efluente tratado após a biofiltração segundo dimensionamento do projecto .....	110
Quadro 5.9 – Caracterização da eficiência de remoção no sistema de biofiltração entre Outubro de 2007 e Maio de 2008.....	111
Quadro 5.10 – Capacidade de nitrificação dos biofiltros.....	112
Quadro 6.1 – Dados de base da instalação piloto .....	115
Quadro 6.2 – Custos de execução da construção civil, de fornecimento e montagem do equipamento electromecânico e instalações eléctricas .....	121
Quadro 6.3 – Objectivos a atingir no período de demonstração da 1ª fase da instalação piloto .....	122
Quadro 7.1 – Dados de base para o estudo comparativo.....	132

Quadro 7.2 – Objectivos de qualidade do efluente tratado .....	133
Quadro 7.3 - Custos de execução da construção civil e de fornecimento e montagem do equipamento electromecânico e instalações eléctricas .....	141
Quadro 7.4 - Encargos de exploração .....	143
Quadro 7.5 – Custos actualizados .....	144
Quadro 7.6 – Custos específicos actualizados .....	145

# 1 INTRODUÇÃO

As primeiras experiências na área do tratamento de águas residuais utilizando sistemas de arejamento datam de meados de 1882. Nas duas últimas décadas do século XIX os sistemas mais testados baseavam-se em teorias de filtração biológica (Cooper, 2001).

Na sequência de uma visita aos EUA, em Novembro de 1912, o Dr. Gilbert Fowler, da Universidade de Manchester, relatou aos seus colegas, Edward Arden e William Lockett as experiências que tinha presenciado na Estação Experimental Lawrence, no Ministério da Saúde do Estado de Massachusetts. Nestas experiências a água residual era colocada em frascos, revestidos interiormente por algas verdes, e arejada. O Dr. Fowler sugeriu aos seus colegas a realização de um trabalho idêntico. Entre 1913 e 1914 eles arejaram continuamente a água residual durante várias semanas e conseguiram atingir a nitrificação completa do efluente. Após o arejamento, a água residual era deixada a repousar de modo a permitir a decantação dos sólidos, que mais tarde passaram a designar-se por lamas. Os frascos estavam cobertos de forma a impedir a penetração da luz solar prevenindo a proliferação de algas. Ao contrário de outros cientistas que não utilizavam as lamas resultantes do processo de tratamento em operações subsequentes, Arden e Lockett resolveram colocar uma nova fracção de água residual bruta em contacto com as lamas formadas na experiência anterior (Wanner, 1994). Como resultado dessa opção, eles verificaram que depois de cada período de arejamento existia uma quantidade cada vez maior de sólidos e que o tempo necessário para a oxidação da matéria orgânica era cada vez menor, sendo necessário apenas 24 horas para esse efeito (Cooper, 2001). Assim, surgiu o conceito de lamas activadas, isto é, os sólidos que se formavam eram biologicamente activos e permitiam aumentar o grau de depuração da água residual.

Durante o ano de 1914, o processo realizado por Arden e Lockett, foi desenvolvido à escala de uma Estação de Tratamento de Águas Residuais (ETAR) piloto em Davyhulme. Alguns testes foram realizados com sistemas contínuos e outros através de técnicas sequenciais descontínuas, actualmente conhecidas como *Sequencing Batch Reactors* (SBR). Inicialmente o sistema de arejamento instalado no piloto consistia num sistema por bolhas grossas de ar sendo mais tarde alterado para um sistema de bolha fina. Dois anos mais tarde, foi instalado em Worcester, o primeiro reactor com funcionamento contínuo (Cooper, 2001).

Ainda em 1914, em Salford, foram realizados testes em grande escala utilizando técnicas sequenciais. Com estas experiências foi possível verificar que estes sistemas de tratamento permitiam a nitrificação completa do efluente e que não existiam problemas de sedimentação de lamas nem problemas de *bulking*. Perante os resultados satisfatórios destas experiências, iniciou-se a implementação destes reactores em diversos países, nomeadamente EUA, Dinamarca, Alemanha, Canadá, Holanda e Índia (Cooper, 2001).

A primeira cidade no Reino Unido a aplicar o sistema de lamas activadas, no tratamento de águas residuais, desenvolvido por Arden e Lockett, foi Sheffield em 1920. Em contraste, a aplicação deste sistema de tratamento nos EUA foi bastante mais rápido. O principal motivo do atraso no Reino Unido esteve relacionado com a 1ª Guerra Mundial, que provocou uma redução drástica na capacidade de investimento deste país. Para além disso, a grande maioria das cidades inglesas tinham investido em processos de tratamento por filtração biológica durante o período de 1890 a 1910. No continente europeu os sistemas de lamas activadas foram, primeiramente, aplicados na Dinamarca em 1922, seguindo-se posteriormente a Alemanha e a Holanda (Cooper, 2001).

O fim da 2ª Guerra Mundial permitiu que se retomasse o trabalho no desenvolvimento dos sistemas de tratamento de águas residuais, contribuindo para o avanço dos conhecimentos nesta área. O processo de lamas activadas é, actualmente, o principal processo de tratamento secundário de efluentes e, provavelmente, foi o processo que mais fortemente contribuiu para o progresso ambiental no século XX.

A partir da segunda metade do século passado começaram a existir maiores exigências em relação à qualidade do efluente tratado. Como tal, foi necessário o aperfeiçoamento do processo de lamas activadas de modo a permitir a remoção de nutrientes por via biológica. No período de 1965 a 2000 passaram a ter maior ênfase (Cooper, 2001):

- Os conhecimentos técnicos para remoção de  $\text{CBO}_5$  e de SST;
- A protecção ambiental e os progressos nas técnicas de remoção de azoto e fósforo;
- A desinfecção do efluente tratado.

Como resultado desta maior exigência começaram a desenvolver-se variantes ao processo de lamas activadas convencionais, como sucedeu por exemplo na Holanda, onde Pasveer Ditch, em 1950 concebeu a ideia de um reactor de circuito orbital no qual, o sistema de arejamento de

superfície garantia também a circulação do líquido. A ideia base consistia em reduzir para apenas um, o número de tanques necessários para o tratamento do efluente, e utilizava a alimentação intermitente do efluente bruto. Contudo, Pasveer verificou que se desenvolviam frequentemente filamentos no reactor e que a separação da biomassa não era eficiente. Na sequência das experiências de Pasveer, começou a operar-se o reactor que ele propôs, mas de forma contínua e sem etapa de separação de biomassa incorporada. Este sistema passou a designar-se por *Carousel* e teve a sua primeira aplicação em Oosterwolde, na Holanda, e depois desta milhares de instalações deste tipo foram aplicadas em todo o mundo (De Kreuk, 2006).

Contudo, a ideia de concepção de um único reactor que permitisse a oxidação da matéria orgânica e separação da biomassa não foi abandonada. Actualmente, estes reactores são conhecidos por SBR (*Sequencing Batch Reactors*).

Uma das mais recentes tecnologias designa-se por GSBR (*Granular Sequencing Batch Reactor*), assentando no desenvolvimento de grânulos aeróbios que permitem, através de formação de um gradiente de oxigénio no seu interior, a remoção simultânea de carbono, azoto e fósforo. Tal como num reactor SBR convencional a biomassa, neste caso na forma de grânulos, é separada do efluente tratado no próprio reactor. Este sistema de tratamento tem sido alvo de vários trabalhos à escala laboratorial e recentemente surgiram as primeiras aplicações à escala piloto e industrial. A empresa de consultoria DHV juntamente com a Universidade de Delft são os grandes responsáveis pelos avanços mais significativos desta tecnologia, a qual designaram por *Nereda*<sup>TM</sup> e que será alvo de apresentação e discussão nesta dissertação.

Na sequência dos sucessivos incumprimentos da qualidade do efluente tratado da ETAR de Frielas surgiu a possibilidade de desenvolver uma parceria entre a SIMTEJO, S.A., entidade que explora a ETAR, e a DHV, S.A., entidade detentora da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>, cujo objectivo consiste na aplicação da mesma tecnologia na referida ETAR. Para tal, prevê-se a instalação de um piloto numa parte de um dos actuais tanques de arejamento existentes na ETAR. Este piloto terá como principal objectivo avaliar a eficiência de tratamento da presente tecnologia, a uma escala industrial, e caso este apresente resultados satisfatórios, prevê-se a conversão total do tanque, deixando, em aberto, para um futuro próximo, a possibilidade da conversão total da ETAR baseada neste novo sistema de tratamento de água residuais.

Atendendo ao facto de a ETAR de Frielas ser uma das maiores instalações de tratamento de águas residuais domésticas existente em Portugal (com uma capacidade aproximadamente igual a 700 000 hab.eq. em horizonte de projecto), associada à possibilidade de sucesso de uma nova tecnologia, confere ao presente trabalho uma enorme importância e relevância no âmbito dos sistemas de tratamento de águas residuais domésticas.

Tendo em conta alguns atrasos na execução do piloto e no arranque da instalação, não foi possível realizar, no âmbito da presente dissertação, o acompanhamento dos resultados deste piloto, como seria desejável de modo a verificar a operacionalidade e capacidade de resposta da mesma tecnologia. Deste modo, o principal objectivo da presente dissertação consiste na demonstração da conversão de um sistema de lamas activadas convencionais num rector *Nereda*<sup>TM</sup> aplicada ao caso concreto da ETAR de Frielas. Este documento encontra-se organizado na seguinte divisão de capítulos de acordo com as temáticas abordadas:

- No **capítulo 2** apresenta-se a definição do problema em estudo;
- A revisão literária encontra-se no **capítulo 3**, dando-se especial ênfase aos sistemas de tratamento que estão na base da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>, nomeadamente os sistemas de lamas activadas, os reactores UASB, os reactores SBR e os sistemas com grânulos anaeróbios e aeróbios. Neste capítulo descreve-se a tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>, principal tema deste estudo;
- No **capítulo 4** apresenta-se a metodologia definida para a elaboração do presente trabalho;
- O caso de estudo: ETAR de Frielas é apresentado no **capítulo 5**, onde se realiza a caracterização geral da ETAR de Frielas e se analisa em detalhe o funcionamento do actual tratamento secundário e da etapa de biofiltração;
- No **capítulo 6** efectua-se a descrição da conversão do actual tanque de arejamento para um rector *Nereda*<sup>TM</sup>, indicando-se os dados de base que presidiram ao dimensionamento do rector piloto, o conjunto de intervenções executadas, assim como os custos de investimento necessários, para além das características de operação;
- No **capítulo 7** efectua-se uma análise técnica e económica comparativa entre um sistema de lamas activadas clássico e a tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>, tendo em conta uma

futura remodelação da ETAR de Frielas que passe pela necessidade de remoção de nutrientes;

- As principais conclusões sobre a viabilidade associada a conversões de reactores convencionais em reactores *Nereda*<sup>TM</sup> descrevem-se no **capítulo 8**, no qual se apresentam também as principais conclusões resultantes da comparação técnico-económica realizada.



## 2 DEFINIÇÃO DO PROBLEMA

A ETAR de Frielas foi dimensionada para tratar aproximadamente 700 000 hab.eq. e um caudal médio diário de cerca de 70 000 m<sup>3</sup>/dia, em horizonte de projecto (ano 2001). O sistema de tratamento implementado na ETAR corresponde a um sistema de lamas activadas, operado em regime de média carga.

A ETAR de Frielas, desde a sua entrada em funcionamento em 1997, raramente conseguiu cumprir os objectivos de qualidade do efluente tratado definidos pela Comissão de Coordenação e Desenvolvimento Regional de Lisboa e Vale do Tejo (CCDR-LVT). Este facto associado a um provável aumento das restrições da qualidade do efluente tratado e à necessidade de despoluição da ribeira da Póvoa conduz a uma necessidade urgente de encontrar a resolução para o problema em questão.

A aplicação da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> na ETAR de Frielas surgiu na sequência de várias apresentações realizadas pela empresa de consultoria DHV, S.A. sobre esta nova tecnologia e do interesse manifestado pela SIMTEJO, S.A. sobre o desenvolvimento de um projecto de demonstração da mesma para o tratamento das águas residuais da ETAR de Frielas.

A demonstração da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> na ETAR de Frielas apresenta como principais objectivos:

- Implementação da nova tecnologia de tratamento na ETAR de Frielas, fazendo-se uso de um dos reactores biológicos actualmente fora de serviço;
- Optimização dos parâmetros de funcionamento do novo tipo de tratamento biológico em função das características das águas residuais afluentes à ETAR;
- Estudo da sua aplicabilidade (1) na melhoria da actual eficiência de tratamento, (2) na melhoria das condições de operação e (3) na redução dos custos operacionais da actual instalação dispensando em última análise as etapas de decantação secundária e de biofiltração, assim como todo o conjunto de equipamentos associados às mesmas;
- Demonstrar a aplicabilidade da tecnologia no tratamento de águas residuais de origem urbana em Portugal.

O projecto de aplicação de um reactor *Nereda*<sup>TM</sup> na ETAR de Frielas foi concebido tendo em conta a passagem por diversos períodos de demonstração, isto é, numa primeira fase utilizando

apenas 25 % do volume do reactor, onde se pretendia demonstrar a formação e estabilização das lamas granulares aeróbias, otimizando as suas condições operacionais face às características das águas residuais afluentes. Após a estabilização do processo, numa segunda fase, considera-se a realização de um *scale-up* do reactor utilizando 100 % do volume disponível. O período total de demonstração ocupará cerca de 16 meses, divididos em 7 períodos de demonstração, sintetizados no Quadro 2.1.

**Quadro 2.1 – Resumo dos períodos de demonstração e possíveis impactos dos seus resultados na actual ETAR de Frielas**

<b>Período de demonstração</b>	<b>Duração (meses)</b>	<b>Objectivo</b>
1	3	Formação de grânulos
2	2	Tratamento secundário
3	2	Tratamento secundário com nitrificação e remoção de fósforo
4	3	Tratamento secundário com nitrificação/desnitrificação e remoção de fósforo
5	2	Aplicação de uma taxa de alimentação de 3,0 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> .dia; com nitrificação/desnitrificação e remoção de fósforo
6	2	Conversão global reactor com 3,0 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> .dia; com nitrificação e remoção de fósforo
7	2	Conversão global reactor com 3,0 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> /d e com tratamento terciário completo

Deste modo, a presente dissertação tem como objectivo apresentar a aplicação da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> na ETAR de Frielas, realizando primeiro um diagnóstico à etapa de tratamento secundário, incluindo a etapa de biofiltração, actualmente existentes na ETAR, e discutir esta nova tecnologia, descrevendo as adaptações necessárias para a conversão de um sistema convencional de lamas activadas num reactor *Nereda*<sup>TM</sup>. De forma a compreender e demonstrar de forma mais concreta o conjunto de vantagens associadas a esta nova tecnologia, efectuou-se uma comparação técnica e económica entre esta nova solução e uma baseada num sistema clássico de lamas activadas.

Ressalva-se que, ao contrário do inicialmente previsto, o acompanhamento dos resultados analíticos ao longo dos diferentes períodos de demonstração da instalação piloto não serão

objecto de estudo na presente dissertação devido aos sucessivos atrasos na execução da obra e no arranque da instalação.



## **3 Revisão da literatura**

### **3.1 Enquadramento geral**

O presente capítulo pretende realizar uma revisão da literatura no âmbito dos sistemas de tratamento de águas residuais. De modo a enquadrar o tema principal desta dissertação apresentam-se os principais sistemas de tratamento de águas residuais domésticas, nomeadamente os sistemas de lamas activadas e outros sistemas aeróbios. Os primeiros são, ainda hoje, os sistemas mais utilizados em todo o mundo, contudo por questões relacionadas com a necessidade de minimização do espaço ocupado pela estação de tratamento, com a simplicidade de operação e sobretudo com questões económicas, foram surgindo novos sistemas alternativos, entre os quais se salientam os reactores biológicos de membranas (MBR), UASB, reactores de biomassa fixa, os SBR e os sistemas com grânulos anaeróbios e aeróbios.

Uma vez que o tema da presente dissertação corresponde a uma tecnologia baseada em grânulos, com aplicação num reactor do tipo SBR efectua-se uma descrição mais pormenorizada dos sistemas de lamas activadas, reactores UASB, SBR e sistemas de grânulos.

### **3.2 Sistemas de lamas activadas**

Os sistemas de lamas activadas são, actualmente, os sistemas mais comuns no tratamento biológico de águas residuais. O princípio aplicado neste sistema corresponde ao desenvolvimento de uma cultura de biomassa suspensa, bem adaptada às condições do meio evolvente, que se desenvolve e permite a remoção do carbono orgânico e, eventualmente, de nutrientes presentes no efluente (Spellman, 2003). A quantidade de biomassa presente no sistema de lamas activadas é regulada através da recirculação de lamas e pela extracção das designadas lamas em excesso (Arvin *et al*, 1997).

O processo de depuração da água residual por lamas activadas baseia-se, fundamentalmente, em duas etapas de tratamento, que ocorrem em dois órgãos distintos. Inicialmente num reactor aeróbio, designado por tanque de arejamento, no qual se realizam os processos bioquímicos necessários à oxidação da matéria orgânica, e por fim num tanque de decantação, vulgarmente designado por decantador secundário, no qual o efluente tratado é separado, por acção da

gravidade, da biomassa (Gray, 2004). A eficiência do tratamento biológico da água residual depende fundamentalmente de dois factores:

1. selecção e crescimento dos microrganismos metabolicamente capazes de converter os agentes poluentes;
2. eficiência da fase de separação da biomassa e do efluente tratado.

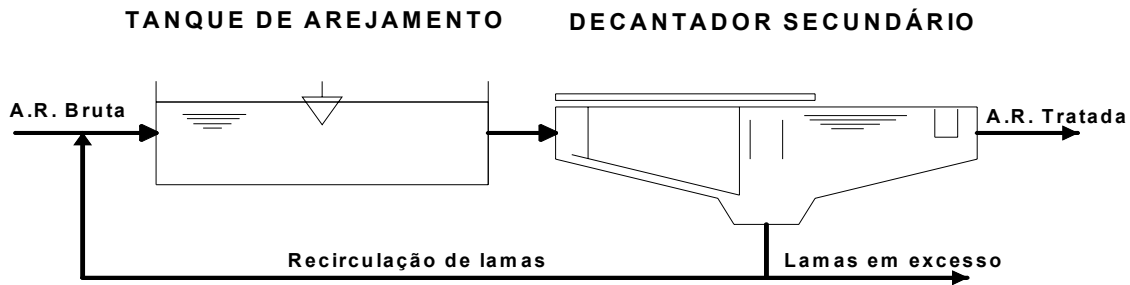
Os sistemas de lamas activadas são processos de depuração biológicos, isto é, o tratamento da água residual é realizado por um conjunto de microrganismos aeróbios, que, em certas circunstâncias, removem, para além do carbono orgânico, nutrientes, como o azoto total e o fósforo total presentes nos efluentes domésticos. A comunidade microbiana responsável pela depuração da água residual é bastante diversa, sendo constituída por bactérias, fungos, algas, protozoários e metozoários (Arvin *et al*, 1997). Contudo, as bactérias são o grupo microbiano mais comum nos sistemas de lamas activadas.

A manutenção das condições aeróbias na água residual é o factor principal para conseguir-se o desenvolvimento e crescimento da comunidade microbiana responsável pela eliminação da matéria orgânica.

O processo de tratamento de uma ETAR recorrendo a lamas activadas, pode encontrar-se dividido em diferentes etapas, nomeadamente:

- uma etapa aeróbia, onde é promovida a oxidação do carbono orgânico e da amónia;
- uma etapa anóxica, onde ocorre a desnitrificação para remoção completa do azoto total,;
- e ainda uma etapa anaeróbia, que permite a selecção dos microrganismos acumuladores de fósforo (PAO's), que são capazes de remover o fósforo presente no efluente bruto.

A escolha destas etapas de processo e a configuração do tanque de arejamento relacionam-se directamente com qualidade do efluente tratado que é exigida. Na Figura 3.1 apresenta-se o esquema de tratamento clássico associado aos sistemas de lamas activadas, que podem ser de mistura completa ou de fluxo-pistão.



**Figura 3.1 – Esquema de tratamento de um sistema de lamas activadas**  
**Adaptado de (Gray, 2004)**

### 3.2.1 Remoção de carbono orgânico

A matéria orgânica solúvel presente na água residual pode dividir-se em hidratos de carbono, gorduras e proteínas. A maioria dos microrganismos consegue oxidar directamente o carbono orgânico a  $\text{CO}_2$ , utilizando oxigénio, nitritos ou nitratos (no caso da desnitrificação) como receptores finais de electrões (Gray, 2004). Parte do carbono orgânico será assimilado pela biomassa que se multiplica no reactor biológico. Por outro lado, o carbono orgânico particulado e coloidal deve ser hidrolisado antes de os microrganismos o utilizarem no seu próprio metabolismo (Gray, 2004). A fracção de carbono biologicamente não-biodegradável será incorporada nos flocos de lamas activadas e removida do sistema na forma de lamas em excesso.

Através da utilização de um tanque de contacto (selector), em sistemas operados de modo contínuo, ou com alimentação sequencial, no caso de reactores do tipo SBR, a biomassa fica sujeita a situações de elevadas concentrações de substrato orgânico. Estes produtos são essencialmente, glicogénio, lípidos, polihidroxialcanos (PHA). Deste modo, ocorre um aumento artificial da carga mássica aplicada no tanque de contacto, permitindo que uma fracção de microrganismos acumule, nas suas células, elevadas quantidades de substrato, presente no efluente bruto, como produtos de armazenamento interno. Assim, os flocos bacterianos utilizam o substrato armazenado durante os períodos de “fome”, garantindo desta forma capacidade

para regularem o seu crescimento, e evitarem o predomínio de espécies filamentosas. Deste modo, evita-se a ocorrência de fenómenos de bulking em tanques de arejamento e em decantadores secundários, que são caracterizados por uma elevada predominância de microrganismos filamentosos, uma vez que estes apresentam uma capacidade de sobrevivência superior em condições de alimentação deficiente, pelo facto de apresentarem uma maior superfície específica que os flocos bacterianos (Wanner, 1994).

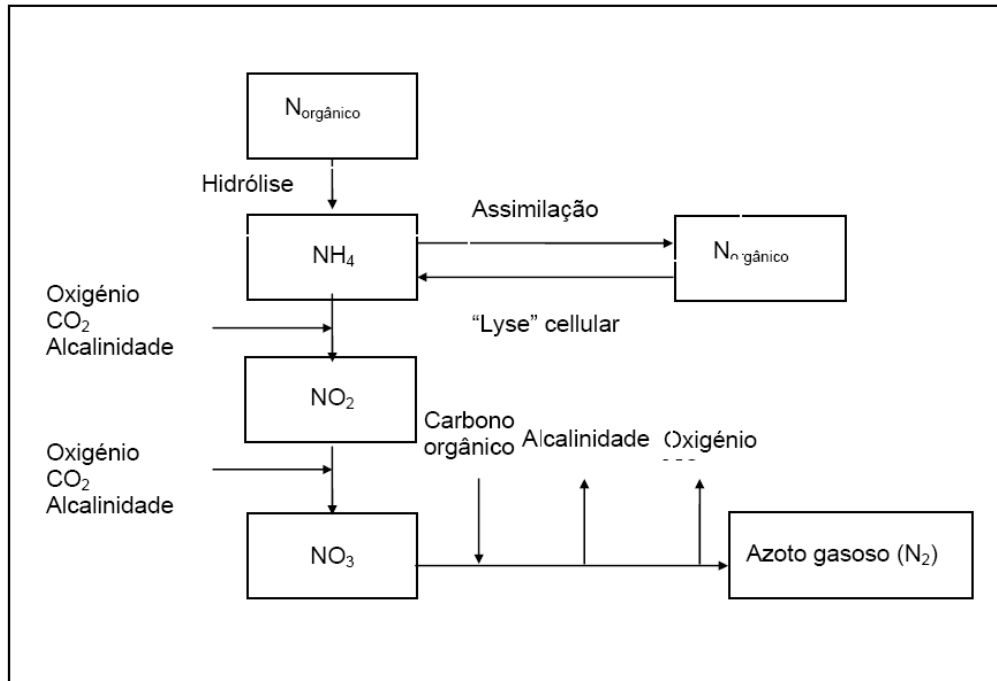
### 3.2.2 Remoção de azoto: nitrificação e desnitrificação

A nitrificação biológica é o processo pelo qual as formas reduzidas de azoto, presentes numa água residual não tratada ou simplesmente decantada, são parcialmente convertidas a nitrato. Isto é, corresponde à oxidação do azoto amoniacal em nitrito e do nitrito em nitrato (Gray, 2004). Este é um processo autotrófico, ou seja, a energia necessária para o crescimento bacteriano é obtida através da oxidação dos compostos de azoto (particularmente do azoto amoniacal), utilizando o carbono inorgânico (CO<sub>2</sub>) para a síntese de novas células. As bactérias nitrificantes são estritamente aeróbias, sendo o azoto orgânico decomposto (hidrolisado) através da actividade biológica com libertação de azoto amoniacal. Poderá ser considerada a etapa suficiente, pelo facto de obstar ao consumo de oxigénio no meio receptor e limitar a toxicidade pela amónia. A conversão de azoto amoniacal a nitritos é levada a cabo por um conjunto de bactérias designadas por *Nitrosomonas* enquanto que a conversão de nitrito a nitrato é realizada pelas bactérias *Nitrobacter*. As reacções de hidrólise são mediadas por uma vasta gama de bactérias heterotróficas que raramente limitam a taxa de nitrificação. A oxidação do azoto amoniacal a nitrato é sequencial e, pelo facto da taxa máxima de crescimento dos organismos que oxidam o nitrito a nitrato ser superior à dos organismos que oxidam o azoto amoniacal a nitrito, praticamente não se acumula nitrito no processo. Por outro lado, a razão entre a taxa máxima de crescimento dos organismos heterotróficos (que removem carbono) e dos autotróficos é da ordem de 15 pelo que, a idade de lamas do sistema deverá ser suficientemente elevada para que não ocorra o washout dos microrganismos autotróficos do sistema (uma idade de lamas de, pelo menos, 10 dias é considerada como um valor de referência, para águas residuais urbanas sem factores de inibição e temperaturas da ordem dos 15°C) (Mano, 2006).

A segunda etapa da remoção de azoto corresponde ao processo de desnitrificação, no qual o nitrito ou o nitrato são utilizados como receptores finais de electrões, em condições anóxicas, para a oxidação do carbono orgânico e para a conversão do nitrato em azoto gasoso, que é um gás inerte e que, ao contrário das restantes formas de azoto, não é utilizado para o crescimento

biológico (Dapena e Ronzano, 2002). A desnitrificação biológica desassimilativa é o processo através do qual as formas oxidadas de azoto são reduzidas a azoto molecular que, ao contrário de outros compostos azotados, se apresenta relativamente indisponível para o crescimento biológico. A quantidade de substrato consumido na redução de nitrato a nitrito e, posteriormente a azoto molecular, depende quer da energia disponibilizada pelo composto orgânico que serve de fonte de carbono, quer da quantidade de azoto a ser reduzido. Na generalidade dos sistemas que contemplam a remoção de azoto com utilização de uma fonte externa de carbono, o metanol tem sido o substrato mais utilizado. No entanto, devido à sua toxicidade tem vindo a ser progressivamente substituído por outras fontes de carbono (etanol, acetato, ou qualquer outro substrato carbonado, variando a sua escolha com a disponibilidade no mercado, preço, velocidade de reacção, etc.). Actualmente, privilegia-se a utilização do carbono presente na própria água residual e, ou o carbono disponível através da respiração endógena (Mano, 2006).

Na Figura 3.2 apresentam-se as principais etapas envolvidas no processo de nitrificação-desnitrificação. No tratamento biológico de uma ETAR que não necessite de remoção de azoto total, ocorre apenas o processo de nitrificação. Porém, caso os objectivos de qualidade do efluente tratado sejam mais restritivos e obriguem à remoção deste nutriente será necessário dotar o sistema de tratamento de uma etapa de desnitrificação. Contudo, o processo de nitrificação-desnitrificação pode ocorrer simultaneamente dentro de um floco de lama, desde que a profundidade de penetração do oxigénio seja limitada e desde que exista uma elevada quantidade de substrato disponível durante a etapa de desnitrificação (Mano, 2006).



**Figura 3.2 – Nitrificação e desnitrificação biológica**  
(Mano, 2006)

### 3.2.3 Remoção biológica de fósforo

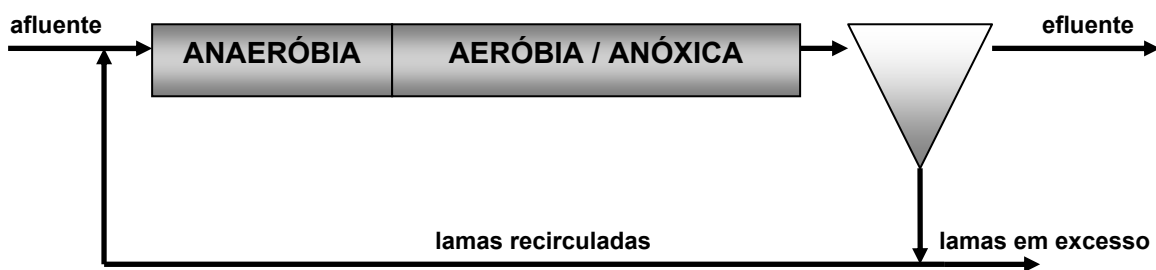
A remoção biológica de fósforo baseia-se no princípio de alguns tipos de bactérias serem capazes de armazenar nas suas células quantidades elevadas de ortofosfatos solúveis na forma de polifosfatos insolúveis. Isto significa que a capacidade de remoção biológica de fósforo relaciona-se directamente com a fracção de bactérias acumuladoras de fósforo (PAO's) presentes no processo de lamas activadas ou com a capacidade dessa fracção de PAO's se desenvolverem e multiplicarem nas lamas (Janssen, *et al*, 2002).

A remoção de fósforo por via biológica necessita que os microrganismos sejam expostos a uma sequência que compreende uma zona anaeróbia seguida de uma zona aeróbia. Esta alternância permite a selecção de uma população capaz de acumular fósforo (PAO's) em quantidade muito superior às necessidades estequiométricas, variando aquele valor de 4 a 12% em peso da biomassa celular. Os microrganismos normalmente associados a esta acumulação acrescida ("luxuriante") de fósforo pertencem ao género *Acinetobacter* (Mano, 2006).

Na zona anaeróbia, sem nitratos nem oxigénio, os ácidos gordos voláteis (AGV), principalmente o ácido acético, cuja presença é consequência de reacções de fermentação, são absorvidos e

armazenados intracelularmente na forma de polihidroxibutirato (PHB). Os AGV encontram-se presentes na água residual bruta ou formam-se através de reacções de hidrólise ou de acidificação durante a fase anaeróbia (Janssen *et al*, 2002). Neste processo de remoção de substrato orgânico solúvel e formação de produtos intracelulares de armazenamento, os microrganismos consomem energia, que é obtida através da clivagem das pontes fosfatadas (altamente energéticas) das cadeias polifosfatadas inorgânicas, que fazem parte do tecido celular. Este processo produz ortofosfatos que são libertados pelas células e vão ficar em solução e, conseqüentemente, na zona anaeróbia ocorre remoção da matéria orgânica e uma libertação concomitante de fósforo. A libertação de fósforo associada à remoção e armazenamento de AGV é referida como libertação primária e, a libertação de fósforo que não está associada à remoção e armazenamento de AGV, é referida como secundária (Mano, 2006).

Sequencialmente, na zona aeróbia ocorre uma absorção rápida de ortofosfatos solúveis para que seja possível sintetizar novamente polifosfatos intracelulares (ATP), para armazenamento de energia. Esta remoção de ortofosfatos é acompanhada pela oxidação aeróbia dos PHB previamente armazenados, para obtenção de energia e carbono, ocorrendo também a oxidação biológica de carbono solúvel residual. A remoção de fósforo verifica-se quando as células enriquecidas em fósforo são retiradas do sistema na forma de lamas. No caso dos microrganismos expostos a condições anaeróbias mas em que houve apenas uma libertação secundária de fósforo, não ocorrerá qualquer remoção de fósforo na zona aeróbia (Mano, 2006). A configuração típica de um sistema de tratamento com remoção biológica de fósforo e as diferentes fases do processo são apresentados na Figura 3.3.



**Figura 3.3 – Esquema de tratamento com remoção biológica de fósforo**

**Adaptado de (Janssen et al, 2002)**

Em alguns casos, a remoção biológica de fósforo não é suficiente para atingir os objectivos de qualidade pretendidos, e como tal é necessário recorrer à adição de sais metálicos, como o

sulfato de alumínio ou o cloreto férrico, que podem ser combinados com polieletrólitos para completar a remoção de fósforo. Esta técnica baseia-se na remoção por precipitação físico-química, e a adição do coagulante pode ocorrer quer no tratamento primário quer a montante ou a jusante do tratamento biológico (Janssen *et al*, 2002).

### 3.2.4 Decantação secundária

Num sistema de lamas activadas convencional é fundamental a existência de uma operação de sedimentação/decantação de modo a proceder-se à separação da biomassa do efluente tratado, antes deste último ser enviado para o meio receptor (Barnard *et al*, 1997). Para tal, é absolutamente necessária a existência de um decantador secundário cujas principais funções são as seguintes:

- Separação da água residual tratada da biomassa que foi mineralizada e floculada nos reactores biológicos da água residual tratada;
- espessamento e constituição de um ponto privilegiado de extracção das lamas biológicas sedimentadas;
- concentração das lamas activadas, de forma a diminuir os caudais associados à recirculação de lamas aos tanques de arejamento.

A eficiência do tratamento biológico por lamas activadas é em larga medida controlada pelo bom desempenho do decantador secundário, isto é, caso existam alguns problemas neste órgão, como por exemplo fenómenos de *bulking* e/ou perdas excessivas de lamas com o efluente tratado, verifica-se a deterioração da qualidade do mesmo e o controlo da idade de lamas no tanque de arejamento torna-se difícil (Jenkins *et al*, 2006).

O decantador secundário é caracterizado pela ausência de mecanismos de agitação, o que lhe confere a estabilidade necessária para permitir a agregação dos flocos de biomassa à medida que estes vão sedimentando e formando flocos de peso sucessivamente crescente, facilitando a sua decantação e arraste para o fundo do órgão. Os flocos de lama têm velocidades de decantação relativamente baixas (< 1 m/h) o que justifica a necessidade de um tempo de retenção hidráulico, entre as 2 horas e as 4 horas e a aplicação duma carga hidráulica máxima igual a  $1 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ .

O índice volumétrico de lamas (SVI), que representa o volume ocupado por 1 grama de biomassa ao fim de 30 minutos de sedimentação, determina a dimensão do decantador

secundário (Spellman, 2003). Normalmente, as lamas resultantes de sistemas de lamas activadas convencionais apresentam SVI entre 80 a 120 ml/g, variando de forma inversamente proporcional à concentração de lamas activadas (Gray, 2004). De acordo com as regras determinadas por STOWa a dimensão do decantador deve ser baseada numa carga hidráulica compreendida entre 0,4 – 0,5 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h, embora seja razoável que este parâmetro possa apresentar um valor máximo da ordem dos 0,8 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h a 1,0 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h.

### **3.3 Outros sistemas aeróbios de tratamento de águas residuais**

Actualmente, por questões económicas, no que se refere a custos de investimento inicial e de exploração de uma solução de tratamento, tende-se a apostar/valorizar soluções alternativas, ao sistema convencional de lamas activadas, mais compactas, isto é, que necessitem de áreas de implantação reduzidas assim como de um número reduzido de equipamentos associados.

Apresentam-se em seguida alguns exemplos desses sistemas alternativos desde os reactores biológicos de membranas, reactores UASB, reactores de biomassa fixa, SBR até aos sistemas de lamas activadas em grânulos. Estes sistemas alternativos, na generalidade, cumprem os objectivos pretendidos. Salienta-se que entre os vários sistemas que serão apresentados, desenvolver-se-ão com maior detalhe os sistemas UASB, SBR e os sistemas de lamas activadas em grânulos, visto que os seus princípios de funcionamento estão na base da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> em estudo no presente dissertação.

#### **3.3.1 Reactores biológicos de membranas**

Os Reactores Biológicos de Membranas (MBR) combinam numa única etapa de tratamento o processo de lamas activadas e a filtração em membranas cujo objectivo consiste na separação das lamas do efluente tratado (Lawrence *et al*, 2002). Este sistema torna dispensável a operação convencional de sedimentação gravítica, para além de permitir a operação do sistema de lamas activadas com concentrações significativamente mais elevadas do que nos sistemas mais clássicos, tipicamente 12 kg/m<sup>3</sup>, para águas residuais domésticas. As membranas podem ser instaladas directamente no reactor biológico (com uma configuração submersa) ou num reactor separado através de recirculação.

A possibilidade de operar com elevadas concentrações de lamas activadas confere a esta tecnologia as seguintes vantagens (Brindle *et al*, 2000):

- área de implantação muito reduzida

- devido às maiores concentrações de lamas activadas e também ao facto de dispensar a etapa de decantação secundária;
- estabilidade de tratamento
  - previne qualquer tipo de *washout* devido a fenómenos de *bulking*;
  - minimização da produção de lamas biológicas;
- efluente final de elevada qualidade
  - combina a remoção de CQO, SST e de nutrientes;
  - garante a produção de efluente pronto para reutilização (filtrado e desinfectado).

O principal ónus deste tipo de tecnologia reside no investimento inicial sobretudo com a aquisição das membranas (Brindle *et al*, 2000). Actualmente, a energia associada ao processo não é significativamente superior aos sistemas mais clássicos, já que para as novas gerações de membranas tubulares, a sub-pressão que se tem de aplicar no interior das membranas é relativamente baixa e a prevenção de *fouling* é garantida com um arejamento com bolha grossa. (Lawrence *et al*, 2002). Na Figura 3.4 apresenta-se o princípio de funcionamento de um MBR.

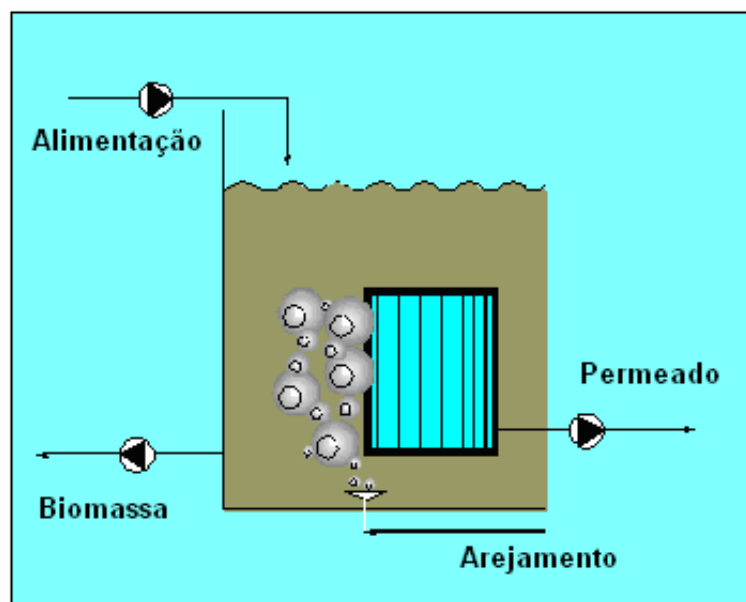


Figura 3.4 – MBR: Princípio de funcionamento  
(DVH, 2006)

### 3.3.2 Reactores de biomassa fixa

Os sistemas de tratamento de águas residuais baseados em reactores de biomassa fixa mais utilizados são os leitos percoladores, os discos biológicos e os biofiltros. Os três sistemas de tratamento baseiam-se em processos biológicos de fixação do biofilme no meio de enchimento. Após este processo é necessária a existência de uma etapa de decantação secundária, no caso dos dois primeiros sistemas, para separar o efluente clarificado do biofilme que entretanto se desprende do meio de enchimento. No caso dos biofiltros, realiza-se a lavagem periódica do material filtrante.

Os leitos percoladores com meio de enchimento de pedra começaram a ser utilizados no início do século XX, correspondendo ao tipo de leito mais comum, devido à sua simplicidade e pelo baixo consumo energético que lhe é associado. Os leitos percoladores são sistemas de tratamento biológicos aeróbios em que o biofilme aderente ao meio de enchimento não está submerso. Porém, é fundamental existir uma distribuição contínua de efluente a tratar (MetCalf e Eddy, 2003).

Nos anos 50, o meio de enchimento de pedra começou a ser substituído por um material de plástico, cuja superfície específica é superior, permitindo um aumento da carga orgânica aplicada. Deste modo, regista-se uma melhoria da eficiência de depuração da água residual, assim como uma diminuição da área ocupada pelo leito percolador (MetCalf e Eddy, 2003).

Os discos biológicos surgiram na década de 60 como uma evolução natural dos leitos percoladores. Num sistema de discos biológicos tal como nos leitos percoladores, o biofilme fixa-se num meio de suporte, que neste caso é de plástico e rotativo, encontrando-se alternadamente em contacto com a água residual e com o ar.

Relativamente aos biofiltros, o material filtrante ou de suporte é normalmente areia ou um poliéster com uma elevada área específica. Os biofiltros arejados podem apresentar uma alimentação com fluxo ascendente ou descendente e são por norma lavados em contra-corrente.

Os sistemas de biomassa fixa, sobretudo no que concerne aos leitos percoladores e discos biológicos, são utilizados em processos aeróbios, removendo apenas  $CBO_5$ , combinando a remoção de  $CBO_5$  com a nitrificação do efluente ou promovendo uma nitrificação terciária depois do tratamento secundário (processado em sistemas de biomassa suspensa ou de

biomassa fixa). As principais vantagens associadas a processos de biomassa fixa, quando comparadas com sistemas típicos de lamas activadas, são as seguintes (MetCalf e Eddy, 2003):

- Menor consumo energético;
- Operação mais simples, pela ausência de sistemas de agitação nos reactores biológicos;
- Ausência de problemas de bulking nos decantadores secundários;
- Lamas espessadas com menor teor de humidade;
- Menores necessidades de manutenção do equipamento;
- Melhor recuperação quando sujeitos a cargas tóxicas elevadas.

Porém, os sistemas de biomassa fixa apresentam também algumas desvantagens, quando comparados com os sistemas de lamas activadas, nomeadamente uma menor qualidade do efluente tratado em termos de concentração de  $\text{CBO}_5$  e de SST, uma maior sensibilidade a temperaturas baixas e uma maior produção de odores. De modo geral, as limitações actuais destes processos relacionam-se com (1) impossibilidade de remoção biológica de azoto e fósforo e (2) produção de efluente com elevada turvação (MetCalf e Eddy, 2003).

### **3.3.2.1 Leitos percoladores**

Os leitos percoladores são utilizados no tratamento biológico de água residual doméstica e industrial desde o início do século XX. Estes fazem parte dos reactores de biomassa fixa, não submersos, onde o material que constitui o meio de enchimento pode ser de pedra ou de plástico e a água residual é distribuída de forma contínua a partir do topo do reactor (MetCalf e Eddy, 2003).

Os leitos de pedra têm uma altura que varia entre 0,90 m e 2,5 m, com um valor médio de 1,8 m, cuja configuração é normalmente circular e a distribuição da água residual é realizada por intermédio de um distribuidor rotativo. Muitos leitos percoladores existentes, e cujo meio de enchimento é de pedra, são convertidos, através da substituição do meio para um material plástico, de modo a aumentar a sua capacidade de tratamento (MetCalf e Eddy, 2003).

A altura dos leitos percoladores com enchimento de plástico varia entre os 4 m e os 12 m, e podem ter uma configuração circular, quadrada ou outra (MetCalf e Eddy, 2003). Para além do meio de enchimento, existem outras estruturas importantes num leito percolador, como é o caso da estrutura que contém o meio de enchimento, normalmente construída em betão, e o sistema de recolha de efluente tratado, uma vez que desempenha não só essa função como também garante a entrada e circulação natural do ar, necessária para a manutenção das condições de aeróbiose no meio de enchimento.

Após a recolha do efluente tratado, este é encaminhado para a etapa de decantação secundária, onde se processa a separação dos sólidos do efluente clarificado. Contudo, uma fracção do efluente tratado, recolhido directamente do leito percolador ou do decantador secundário, é recirculado para o início do tratamento biológico com os seguintes objectivos (MetCalf e Eddy, 2003).:

- diluir o efluente primário;
- manter um caudal constante na afluência ao leito percolador, garantindo a sobrevivência do biofilme,
- e porque uma única passagem da água residual pelo leito não é, normalmente, suficiente para atingir o grau de depuração pretendido

A montante do tratamento biológico é fundamental a presença da etapa de decantação primária, sobretudo se o meio de enchimento do leito for de pedra, para conferir uma diminuição da concentração de SST e de CBO<sub>5</sub> à entrada do leito. Este desbaste inicial é fundamental para evitar o entupimento frequente do leito e, por outro lado, para melhorar a eficiência global de tratamento (MetCalf e Eddy, 2003).

A comunidade microbiológica que constitui o biofilme e promove a depuração da água residual é formada por bactérias aeróbias e facultativas, fungos, algas e protozoários. Alguns animais, como vermes, larvas de insectos e caracóis, também estão presentes, detendo um papel fundamental no controlo do crescimento do biofilme (MetCalf e Eddy, 2003).

Os leitos percoladores são classificados em três tipos, nomeadamente baixa, média e alta carga, consoante o tipo de enchimento que apresenta e de acordo com as cargas orgânica e hidráulica aplicadas. Na Figura 3.5 apresenta-se um exemplo de um leito percolador com enchimento de plástico.



**Figura 3.5 – Exemplo de um leito percolador com enchimento de plástico**

### **3.3.2.2 Discos biológicos**

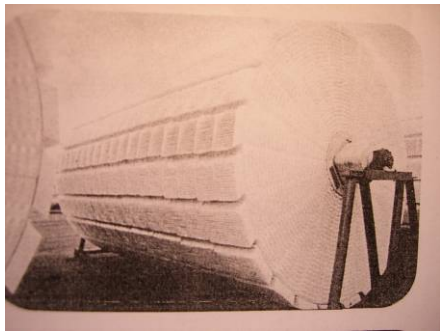
Os discos biológicos foram instalados pela primeira vez no Oeste da Alemanha em 1960. Este equipamento é constituído por um conjunto de discos de plástico que estão parcialmente submersos na água residual, e que são dotados de um movimento rotativo. Normalmente, uma bateria de discos tem um diâmetro médio de 3,5 m e um comprimento aproximadamente igual a 7,5 m (MetCalf e Eddy, 2003). A biomassa que se fixa na superfície dos discos é idêntica à mencionada no caso dos leitos percoladores.

Os discos encontram-se parcialmente submersos (normalmente a 40 %) num tanque com água residual, rodando a uma velocidade que varia entre 1,0 rpm a 1,6 rpm (MetCalf e Eddy, 2003). As velocidades de rotação reduzidas dos discos evitam a necessidade de recirculação do efluente tratado, uma vez que o tempo de contacto entre a água residual e a biomassa, fixada na superfície dos discos, é suficiente para atingir os níveis de depuração pretendidos.

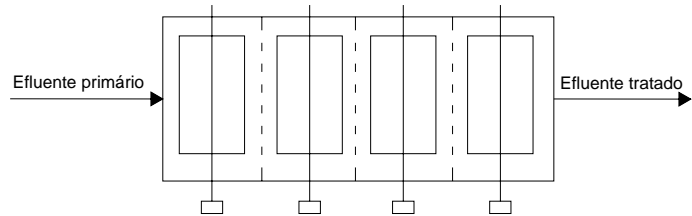
Tal como no caso dos leitos percoladores é fundamental a presença de decantação primária a montante da etapa de tratamento biológico, recorrendo a discos biológicos, de modo a diminuir as concentrações quer de CBO<sub>5</sub> quer de SST afluentes ao reactor biológico (MetCalf e Eddy, 2003).

Na Figura 3.6 apresenta-se um exemplo de uma bateria de discos biológicos e de um esquema simplificado de funcionamento de um reactor com este tipo de equipamento. Normalmente é

necessário colocar um conjunto de baterias de discos biológicos de modo a existir área específica suficiente para a fixação do biofilme. Os discos são colocados em série, podendo cingir-se a um único estágio ou a vários, dependendo das características da água residual afluyente e do grau de qualidade estabelecido para o efluente tratado.



(a)



(b)

**Figura 3.6 – Discos biológicos: (a) Exemplo de uma bateria de discos e (b) Esquema simplificado de um reactor de discos biológicos (MetCalf e Eddy, 2003)**

### 3.3.2.3 Biofiltros

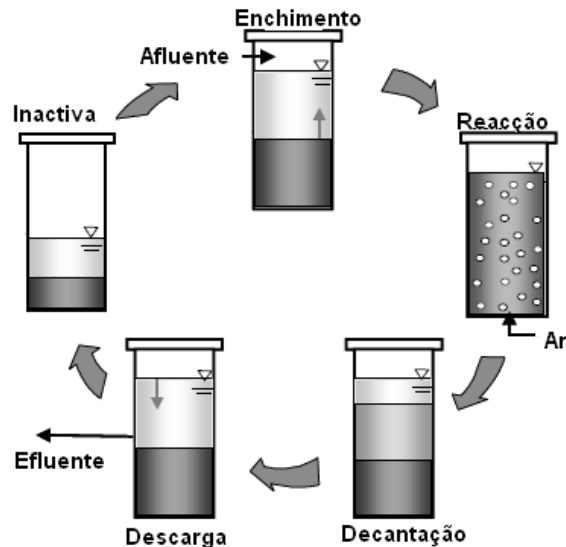
Os sistemas de biofiltração, utilizados em processos aeróbios de lamas activadas, necessitam, ao contrário dos sistemas mais simples como os leitos percoladores e discos biológicos, de fornecimento de oxigénio através de um sistema de arejamento por ar difuso instalado no interior do biofiltro ou através da dissolução de oxigénio na água residual a tratar. Um biofiltro pode ser alimentado em fluxo ascendente, com ou sem fluidização do material de suporte, ou em fluxo descendente (MetCalf e Eddy, 2003).

O tipo e dimensão do material de suporte detêm um papel crucial na qualidade do efluente tratado e nas características de operação do sistema de biofiltração. A sua concepção difere pela configuração do material de suporte, assim como pela rede de distribuição do afluyente e pelo sistema de recolha de efluente tratado (MetCalf e Eddy, 2003). A utilização de decantadores secundários é suprimida, uma vez que o material de suporte permite a fixação da biomassa e pelo facto de se realizarem lavagens periódicas destes sistemas, com o objectivo de remover lamas em excesso e conseqüentemente descolmatar o meio de enchimento do biofiltro.

As principais vantagens associadas aos sistemas de biofiltração relacionam-se com a reduzida área de implantação, a elevada capacidade de tratamento de efluentes diluídos e a ausência de decantação secundária. Como desvantagens incluem-se a maior complexidade em termos de instrumentação e de equipamentos de controlo, assim como os elevados custos de 1º investimentos quando comparados com os sistemas clássicos de lamas activadas (MetCalf e Eddy, 2003).

### 3.3.3 Sequencing Batch Reactors

Os Sequencing Batch Reactors (SBR) são simples e compactos, nos quais a alimentação é efectuada de modo descontínuo. É um processo caracterizado por ciclos temporais, com o objectivo de simular o fluxo contínuo convencional dos sistemas de lamas activadas. De uma forma simples, um SBR é um tanque cuja operação é efectuada alternando diferentes fases, nomeadamente, enchimento, reacção (aeróbia, anóxica ou anaeróbia), decantação e descarga do efluente tratado (Goronszy *et al*, 2001). Como exemplo apresenta-se, Figura 3.7, um ciclo de operação de um SBR. Nestes reactores pode prever-se também uma fase inactiva cuja finalidade consiste no controlo da capacidade de um SBR (Goronszy *et al*, 2001).



**Figura 3.7 – Configuração de um ciclo típico de um reactor SBR**

Como todas as etapas de tratamento ocorrem num único reactor, não é necessária a utilização de decantadores secundários, para promover a separação da biomassa do efluente tratado, assim como são dispensáveis os equipamentos de recirculação de lamas. Apesar da área

ocupada pelo SBR poder ser superior à área ocupada por um tanque de arejamento convencional, a área total necessária para o tratamento biológico numa ETAR baseada na tecnologia SBR é bastante menor. Caso a afluência de água residual ultrapasse a capacidade do SBR, será necessário prever-se um tanque de equalização ou a construção de várias linhas paralelas de SBR, com ciclos de funcionamento alternados.

Este sistema biológico combina as vantagens de um sistema de lamas activadas convencional com as características de um sistema descontínuo. Tem as vantagens da introdução do efeito selector, bem como a possibilidade de remoção de nutrientes, funcionando globalmente como um sistema contínuo 24 horas sobre 24 horas:

- (1) Efeito selector: o ciclo de funcionamento de cada reactor inclui as fases de enchimento, arejamento (parcialmente ou totalmente sobrepostas), sedimentação e descarga (parcialmente sobrepostas). Devido à elevada concentração inicial de substrato durante esta fase de alimentação favorece-se a absorção de substratos e nutrientes por parte de bactérias não-filamentosas (floculantes), inibindo-se a proliferação de bactérias filamentosas. Após a fase de enchimento, o substrato absorvido é oxidado com o arejamento. O processo global em que se alterna, em ciclos sucessivos, a fase de acumulação de substrato, com a fase de oxidação, pode ser comparada com a função de um *selector* externo, no qual elevadas cargas iniciais de substrato são obtidas num reactor independente em que a biomassa recirculada é misturada com as águas residuais afluentes em condições de elevada carga mássica. O presente efeito concorre, naturalmente, para a estabilidade e fiabilidade do tratamento biológico;
- (2) Possibilidade de remoção de nutrientes: para além da remoção da fracção carbonácea das águas residuais, este sistema de tratamento biológico permite igualmente realizar a remoção de azoto, se se revelar necessário, caso as condições de afluência assim o permitam e minimizando o consumo energético associado ao arejamento. Com o objectivo de garantir a necessária eficiência de tratamento, o sistema de lamas activadas garante a ocorrência da nitrificação das águas residuais. O processo de desnitrificação é introduzido pela simples programação de fases anóxicas nos ciclos de funcionamento dos *SBR* (isto é, funcionamento dos agitadores submersíveis sem arejamento, durante a fase de enchimento e/ou fase originalmente dedicada a arejamento com tanque cheio), permitindo que a desnitrificação ocorra antes das fases de

sedimentação/descarga e com isso garantindo uma elevada qualidade do efluente final.

Pela elevada flexibilidade destes sistemas, a sua grande aplicação é efectuada em situações onde a área disponível para implantação da ETAR é limitada. Adicionalmente, é possível alterar facilmente os ciclos de funcionamento dos SBR, de modo a garantir a remoção de nutrientes, caso esta venha a ser necessário no futuro. A capacidade de fácil adaptação torna os SBR extremamente flexíveis, e para além disso, são sistemas bastante eficazes no tratamento de águas residuais, o que torna esta tecnologia bastante interessante do ponto de vista operacional e económico (EPA, 1999).

As principais vantagens associadas aos reactores SBR são as seguintes:

- A equalização, a decantação primária (em alguns casos), o tratamento biológico e a decantação secundária efectuam-se num único reactor (EPA, 1999);
- Permite um controlo e uma operação flexíveis (EPA, 1999);
- Área de implantação reduzida (EPA, 1999);
- Menores custos de investimento, promovidos pela ausência de decantadores secundários e outros equipamentos (EPA, 1999);
- Podem ser operados como selectores, numa fase inicial do processo de tratamento, de modo a minimizar a potencial ocorrência de bulking (MetCalf e Eddy, 2003).

Como desvantagens, os sistemas SBR apresentam as seguintes (EPA, 1999):

- Requerem um nível de sofisticação mais elevado, quando comparado com sistemas convencionais, sobretudo a nível da programação e controlo dos ciclos de funcionamento, em ETAR de grandes dimensões;
- Maior exigência de manutenção (comparada com os sistemas convencionais) devido à utilização de sistemas mais sofisticados de controlo, interruptores automáticos e válvulas automáticas;
- Potencial descarga de flutuantes ou lamas que deviam decantar, durante a fase de recolha de efluente tratado;

- Potencial obstrução dos dispositivos de arejamento durante ciclos de operação específicos;
- Eventual necessidade de equalização da água residual tratada, dependendo dos processos de tratamento seguintes.

O sistema SBR é constituído por um tanque, um sistema de arejamento, mistura, recolha de efluente tratado e um sistema de controlo. As características centrais de um sistema SBR incluem uma unidade de controlo, interruptores e válvulas automáticas, que garantem a sequência e o tempo de operação das diferentes fases (Goronszy *et al*, 2001).

De modo a criar condições de mistura e arejamento, os sistemas mais frequentemente utilizados são os de arejamento por jacto, uma vez que garantem condições de mistura com ou sem arejamento simultâneo, contudo podem aplicar-se outros sistemas de arejamento como é o caso de arejamento de bolha fina (através de difusores) ou arejamento de superfície, dependendo da profundidade do tanque (Goronszy *et al*, 2001).

Os sistemas de recolha de efluente tratado podem ser fixos ou flutuantes. Estes últimos oferecem a vantagem de manter o orifício de entrada de água ligeiramente abaixo da superfície líquida, evitando o arraste de sólidos durante a fase de recolha de efluente tratado. Para além disso, este tipo de sistema de recolha de efluente permite uma maior flexibilidade de operação quando existem variações de nível, durante as fases de enchimento e de recolha de efluente tratado. Os sistemas fixos de recolha de efluente tratado são construídos no interior do tanque SBR, e podem ser usados se a etapa de sedimentação for prolongada. O prolongamento da etapa de sedimentação permite minimizar a possibilidade de arrastamento de lamas flutuantes com o efluente tratado. Em alguns casos, os sistemas fixos de recolha de efluente tratado têm menores custos de investimento, e permitem que o operador levante ou baixe o dispositivo de recolha de efluente tratado, consoante o nível do líquido dentro do SBR. No entanto, os sistemas fixos, não garantem a mesma flexibilidade que os sistemas flutuantes (EPA, 1999).

A *performance* associada a um sistema SBR é em tudo semelhante à de um sistema de lamas activadas clássico, dependendo da concepção adoptada e dos critérios de dimensionamento. Ajustando o modo de operação do SBR, é possível obter uma boa remoção quer de matéria orgânica quer de nutrientes sobretudo de azoto.

### 3.3.4 Sistemas com lamas granulares

Os sistemas de tratamento de águas residuais recorrendo a grânulos começaram por ser aplicados primeiro em processos anaeróbios. No entanto, com a constante evolução das técnicas de tratamento de águas residuais, iniciou-se o estudo sobre a possibilidade de aplicação de grânulos em processos aeróbios.

A génese da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>, em estudo na presente dissertação, consiste na aplicação de grânulos aeróbios em reactores do tipo SBR. Como tal, de modo a permitir uma adequada compreensão dos fenómenos intrínsecos à mesma, apresenta-se no presente capítulo uma descrição mais pormenorizada sobre os mecanismos e factores que contribuem para a formação dos grânulos anaeróbios e aeróbios.

#### 3.3.4.1 Génese dos sistemas granulares

##### **Reactores do tipo upflow anaerobic sludge blanket (UASB): convencionais e variantes**

Os reactores do tipo upflow anaerobic sludge blanket (UASB) foram desenvolvidos nos anos setenta pelo investigador Lettinga, com a colaboração do seu grupo de trabalho na Universidade de Wageningen na Holanda (Lettinga e Van Haandel, 1994). Originalmente, os reactores UASB aplicaram-se no tratamento de águas residuais concentradas provenientes de agro-indústrias, e tiveram uma forte aplicação sobretudo em regiões com climas quentes (Cavalcanti *et al*, 2006). Os reactores UASB apresentam-se como a tecnologia mais utilizada no tratamento biológico anaeróbio de águas residuais, existindo um número elevado de reactores em funcionamento em todo o mundo. A implementação destes reactores teve um enorme sucesso, tanto em tratamento de efluentes industriais como efluentes domésticos (Ahring e Schmidt, 1996).

Os sistemas anaeróbios, desde que bem dimensionados, apresentam uma boa capacidade e eficiência de tratamento. Contudo, geralmente, uma única etapa de tratamento recorrendo a estes sistemas não permite a obtenção de um efluente tratado, compatível com as normas regulamentares de descarga. Por esse facto, é usual combinar-se uma etapa de pré-tratamento, essencialmente para remoção de sólidos, com um processo de digestão anaeróbia, em reactores de alta carga com lamas activadas anaeróbias, para remoção da matéria orgânica solúvel. De forma a adequar o efluente final às exigências regulamentares, nomeadamente, à concentração de matéria orgânica residual, à ausência de microrganismos patogénicos e às concentrações de nutrientes, é recorrente utilizar-se uma etapa de afinação a

jusante do tratamento anaeróbio. Esses processos podem ser etapas aeróbias ou processos físico-químicos (Cavalcanti *et al*, 2006).

Os reactores UASB convencionais são eficientes para remover matéria orgânica de água residual, desde que a temperatura de processo seja favorável, isto é, superior a 18-20 °C. Para temperaturas inferiores os sistemas de tratamento anaeróbios são eficientes desde que se introduzam algumas modificações na concepção dos mesmos reactores (Lettinga e Van Haandel, 1994).

Actualmente, a grande maioria das referências publicadas sobre os reactores UASB, relaciona-os com a presença de lamas granulares anaeróbias e não com lamas floculentas. Esse facto relaciona-se com a formação espontânea de grânulos com elevada capacidade de sedimentação nestes processos anaeróbios (Colleran *et al*, 2003). O processo de granulação permite a aplicação de cargas elevadas em reactores UASB, conduzindo a uma redução na dimensão do reactor e na área de implantação, o que significa obviamente menores custos de investimento e de exploração uma vez que estes reactores não requerem arejamento (De Castro Lopes *et al*, 2004). De acordo com De Castro Lopes *et al*, (2004) os dois principais factores que permitem a aplicação de cargas elevadas relacionam-se com:

- a excelente capacidade de sedimentação dos grânulos, isto é, com velocidades de sedimentação de 60 m/h ao invés dos 2 m/h em reactores UASB convencionais (com lamas floculentas). Tal facto permite que o tempo de retenção hidráulico seja de apenas 6 horas enquanto que o tempo de permanência dos grânulos no interior do reactor seja aproximadamente igual a 200 dias;
- a elevada actividade metanogénica dos grânulos. Uma carga de 50 kg CQO/m<sup>3</sup>.dia poder ser facilmente tratada através de um regime mesofílico com uma actividade metanogénica específica de 2 kg CQO/kg SSV.dia.

A principal desvantagem associada aos reactores UASB prende-se com a sua sensibilidade à presença de óleos e gorduras. O teor de óleos e gorduras na água residual deve ser inferior a 50 mg/l, caso contrário a eficiência deste sistema é diminuta. Assim, no caso de se optar por um reactor UASB é fundamental prever-se a instalação de uma operação de flotação por ar dissolvido de forma a remover eficazmente estas substâncias a montante do reactor anaeróbio. Por outro lado, a principal vantagem deste processo consiste na possibilidade de formação de lamas granulares, que permitem uma rápida reactivação da biomassa após um mês de

paragem da operação e a venda dos grânulos para inoculação de outros reactores (European Commission, 2006).

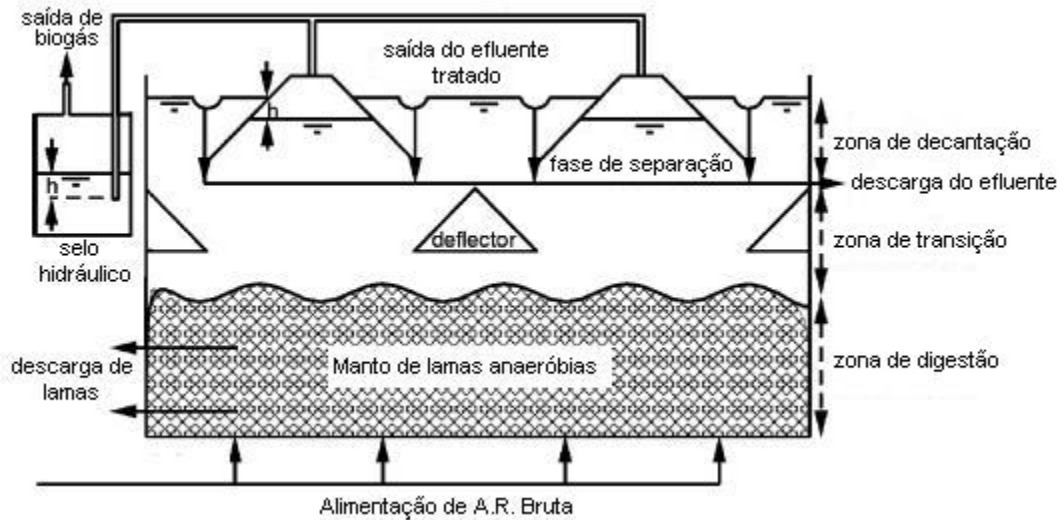
Nos pontos seguintes apresenta-se uma descrição dos reactores UASB convencionais, dos reactores sem decantador interno (RALF) e dos reactores designados por expanded granular sludge bed (EGSB).

### **Reactores UASB convencionais**

Na Figura 3.8 apresenta-se uma representação esquemática típica dos reactores UASB. A principal característica destes reactores concentra-se na fase ou zona de separação. Esta fase encontra-se no topo do reactor e divide-o em duas zonas: uma zona inferior, designada por zona de digestão, e uma zona superior, isto é, zona de decantação (Lettinga e Van Haandel, 1994). A água residual é introduzida uniformemente pelo fundo do reactor, de modo a atravessar o leito de lamas e entrar na zona de decantação através da abertura entre as fases de separação (Lettinga e Van Haandel, 1994).

Pelo facto de as paredes da zona de separação serem inclinadas, a área de circulação do fluído aumenta à medida que este se aproxima da superfície do reactor. Deste modo, a velocidade ascensional do líquido decresce à medida que este se aproxima da zona de descarga do efluente. Devido a esta diminuição da velocidade do líquido, os flocos de lama sedimentam formando aglomerados, impedindo-os desta forma de serem arrastados juntamente com o efluente tratado. A presença de um decantador acima da zona de digestão permite que se mantenha uma quantidade elevada de lama no reactor UASB (Lettinga e Van Haandel, 1994).

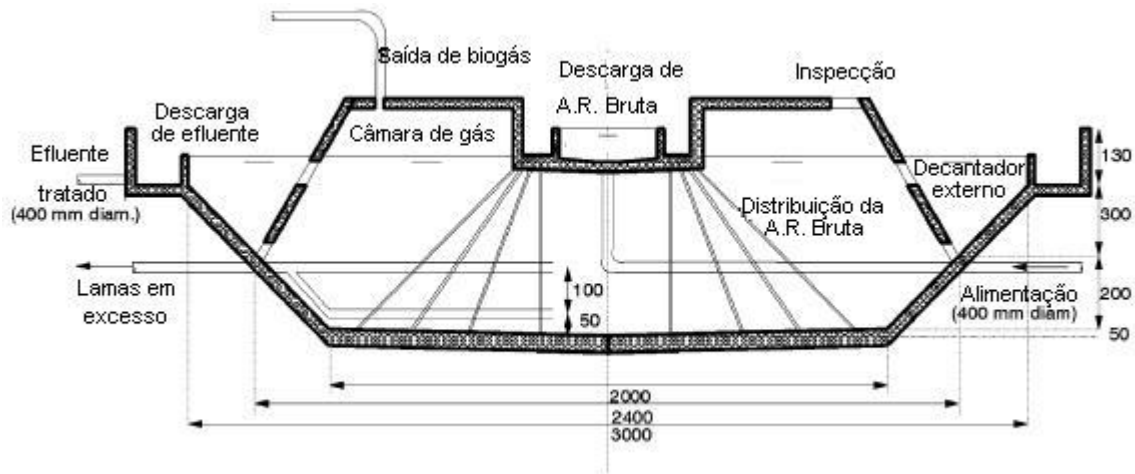
As bolhas de biogás produzidas durante o processo de digestão anaeróbia elevam-se até à interface líquido-gás, que se encontra abaixo da zona da fase de separação. Esta interface pode estar ao mesmo nível da interface água-ar, na zona de decantação, ou num nível inferior caso exista um mecanismo de selo hidráulico que pressurize o biogás. Alguns flocos de lama podem ser arrastados pelas bolhas de gás até à interface no sistema de recolha de gás. Contudo, estes acabam por decantar quando as bolhas de gás são libertadas para a fase gasosa da interface (Lettinga e Van Haandel, 1994). A colocação de deflectores debaixo dos sistemas de recolha do gás, impedem que as bolhas de biogás entrem na zona de decantação, onde provocariam uma elevada turbulência e conseqüentemente o arraste de partículas de lama com o efluente tratado (Lettinga e Van Haandel, 1994).



**Figura 3.8 – Representação esquemática de um reator UASB**  
Adaptado de (Lettinga e Van Haandel, 1994)

### Reactores UASB sem decantador interno

Em muitas regiões com clima subtropical, como por exemplo no Paraná, no Brasil, foram instaladas vários reactores UASB com pequenas dimensões. Estes reactores designam-se por RALF, segundo Cavalcanti *et al*, 2006, e a grande diferença face aos reactores UASB convencionais prende-se com a ausência da fase de separação, construindo-se apenas pequenas zonas de decantação na periferia dos reactores (Figura 3.9). A fase de separação é omitida para simplificar a construção e reduzir os custos de 1º investimento (Cavalcanti *et al*, 2006).



**Figura 3.9 – Reactor UASB sem decantador integrado e com a fase de separação modificada. Dimensões em centímetros.**

**Adaptado de (Cavalcanti *et al*, 2006)**

### Reactores EGSB

Os reactores do tipo expanded granular sludge bed (EGSB) resultaram de uma modificação dos UASB convencionais, isto é, com lamas floculentas, e desenvolveram-se com o objectivo de aumentar o contacto entre o substrato e a biomassa através de (1) sistemas de tratamento com expansão do leito de lamas e (2) com a intensificação da mistura hidráulica (Colleran *et al*, 2003).

Os reactores UASB apresentam como uma importante e interessante característica o facto de permitirem o desenvolvimento de lamas granulares (1 mm a 5mm de diâmetro) (Lettinga e Van Haandel, 1994). Estes grânulos têm uma elevada densidade, assim como uma elevada velocidade de sedimentação, excelente resistência mecânica e uma elevada actividade metanogénica (Cavalcanti *et al*, 2006).

Tal como na tecnologia UASB, nos reactores EGSB a água residual é alimentada pelo fundo do reactor de modo a atravessar o leito de lamas anaeróbias, onde tem lugar a conversão da matéria orgânica em biogás (Colleran *et al*, 2003).

Se os grânulos apresentarem uma boa capacidade de sedimentação e a água residual apresentar concentrações baixas de matéria orgânica (que conduz a uma produção reduzida de biogás) podem ocorrer alguns problemas quando se operam reactores UASB convencionais com lamas granulares, tais como: circuitos preferenciais, curto-circuitos hidráulicos e existência

de zonas mortas (Cavalcanti *et al*, 2006). Os reactores EGSB desenvolveram-se com o intuito de resolver esses problemas através da aplicação de elevadas velocidades ascensionais que são conseguidas por (1) intermédio de um rácio altura/diâmetro adequado ou (2) através da recirculação do efluente (Cavalcanti *et al*, 2006). A velocidade ascensional aplicada nos reactores EGSB varia entre 6 m/h a 12 m/h, portanto bastante superior à velocidade aplicada nos reactores UASB convencionais, isto é, 1 m/h a 2 m/h (Cavalcanti *et al*, 2006). Para além disso, os reactores EGSB são operados com tempos de retenção extremamente reduzidos, isto é, podendo atingir valores mínimos da ordem de 1,5 horas (Colleran *et al*, 2003).

Os reactores EGSB são particularmente utilizados em zonas de baixas temperaturas, quando a produção de biogás e a intensidade da mistura introduzida pelo mesmo são reduzidas. De acordo com essas condições, a elevada energia cinética contida no efluente e a elevada expansão do leito de grânulos contribui para uma melhor eficiência deste sistema quando comparada com os reactores UASB convencionais (Lettinga e Van Haandel, 1994).

A presença de um bom decantador ou a recirculação do efluente permite a agregação de pequenas partículas suspensas inactivas ao leito de lamas. Consequentemente, os reactores EGSB não são afectados negativamente pela presença de elevados teores de sólidos suspensos (Colleran *et al*, 2003). Quanto à matéria coloidal é parcialmente eliminada pela absorção pelos flocos de lama (Lettinga e Van Haandel, 1994).

O arranque dos reactores EGSB, normalmente, é realizado com recurso a lamas floculentas provenientes de UASB convencionais. (Lettinga e Van Haandel, 1994). E, de acordo, com as sucessivas experiências, têm-se verificado excelentes eficiências de remoção de  $\text{CBO}_5$  e de SST através de reactores UASB convencionais (Lettinga e Van Haandel, 1994).

#### **3.3.4.2 Grânulos anaeróbios**

Actualmente, os grânulos anaeróbios estão fortemente associados à tecnologia UASB, uma vez que para além de aumentarem a performance destes sistemas, permitem, por outro lado, uma economia substancial em termos em área de implantação necessária (Colleran *et al*, 2003). O desenvolvimento de lamas granulares anaeróbias pode ser considerado como o principal motivo para o sucesso da concepção dos reactores UASB no tratamento anaeróbio de efluentes industriais (De Castro Lopes *et al*, 2004).

Usualmente associam-se os grânulos a aglomerados com uma estrutura forte e densa, que depois de decantados têm uma aparência bem definida. O diâmetro dos grânulos varia entre

0,14 mm a 5 mm, dependendo do tipo de água residual a tratar, das condições de operação no interior do reactor e dos métodos de análise dos grânulos. A forma destas partículas é bastante variável dependendo das condições no interior do reactor, contudo, a forma mais usual é a esférica (Ahring e Schmidt, 1996).

Os grânulos podem dividir-se em três grupos: (1) grânulos de reduzida capacidade de sedimentação, (2) de capacidade de sedimentação satisfatória e (3) de boa capacidade de sedimentação; isto é, com velocidades de sedimentação, (1) inferior a 20 m/h, (2) entre 20 a 50 m/h e (3) superior a 50 m/h. A lama granular deve ser constituída principalmente pelas duas últimas fracções, e apresentar uma densidade entre 1,03 g/ml e 1,08 g/ml. Este intervalo de densidade das células bacterianas indica que os grânulos apresentam uma boa capacidade de sedimentação (Ahring e Schmidt, 1996).

Os grânulos anaeróbios são partículas de biofilme formadas espontaneamente por auto-imobilização das bactérias anaeróbias na ausência de um material de suporte. Estas partículas densas consistem numa mistura de microrganismos simbióticos anaeróbios que trabalham em conjunto na fermentação do metano. Cada grânulo corresponde a uma unidade funcional, constituído por um número necessário de microrganismos, de modo a promover a degradação da matéria orgânica em metano. Cada grânulo inclui milhões de organismos por grama de biomassa, estabelecendo-se entre eles relações de competição e de cooperação (Colleran *et al*, 2003).

Na Holanda as lamas granulares foram descobertas, em 1976, através de uma instalação piloto numa fábrica de açúcar em Breda. Nessa época era perceptível a importância associada ao processo de granulação, no entanto, o mecanismo que conduzia à formação de grânulos não era compreendido. Após trinta anos e depois de realizados diversos estudos sobre os processos de granulação ainda não existe um consenso sobre os factores determinantes neste processo (De Castro Lopes *et al*, 2004). Deste modo, apresentam-se de seguida diferentes teorias sobre o processo de granulação que se desenvolveram e os principais factores que estão na sua origem. Estas teorias organizam-se segundo De Castro Lopes *et al* (2004) em três grupos, designadamente: teorias físicas, microbiológicas e termodinâmicas, embora de acordo com os outros autores esta divisão seja diferente.

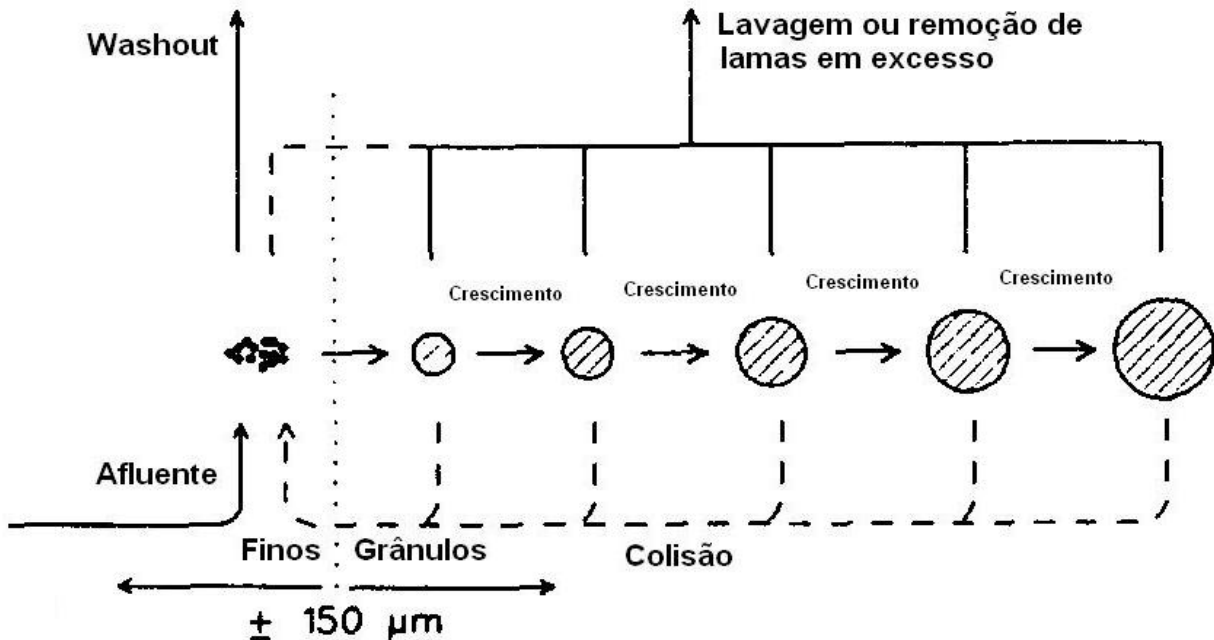
### Teorias físicas

As teorias físicas explicam o processo de granulação através de condições físicas que ocorrem no interior do reactor anaeróbio. De acordo com estas teorias os principais factores

responsáveis pela granulação consistem na velocidade ascensional do líquido e do gás, a quantidade de sólidos suspensos na água residual, a produção de lamas e a remoção de lamas em excesso do reactor (De Castro Lopes, 2004). Estas teorias são sustentadas por duas vertentes, designadamente a teoria da pressão de selecção, desenvolvida em 1983, e pela teoria baseada no crescimento de colónias de sólidos suspensos, desenvolvida em 1994.

A pressão de selecção considera-se como a soma das cargas hidráulica e de gás aplicadas. Estes dois factores são importantes na selecção de lamas com diferentes características de sedimentação (De Castro Lopes, 2004). Durante o processo de selecção as partículas mais leves encontram-se suspensas devido às condições de mistura e ao aumento da carga hidráulica aplicada, sendo, eventualmente, removidas do reactor, enquanto que as partículas mais densas mantêm-se no mesmo (Colleran *et al*, 2003). Segundo Hulshoff Pol citado por Colleran *et al* (2003) a velocidade ascensional do líquido representa o factor mais importante no processo de granulação, podendo atingir valores da ordem dos 10 m/h, contribuindo para a permanência das partículas precursoras dos grânulos no interior do reactor. Deste modo, o crescimento de lamas pouco densas é minimizado e o crescimento bacteriano é entregue a um número limitado de organismos, que se desenvolvem a partir da fracção orgânica inerte, de materiais de suporte inorgânicos ou a partir de pequenos agregados de bactérias presentes na lama. O crescimento do grânulo ocorre até uma dimensão máxima, após a qual ocorre o desprendimento de partes do mesmo, produzindo-se uma nova geração de grânulos (De Castro Lopes, 2004). A primeira geração de grânulos consiste em agregados volumosos, que se tornam gradualmente mais densos devido ao crescimento bacteriano quer no exterior quer no interior dos agregados. Além disso, o crescimento bacteriano é estimulado nos agregados granulares pela penetração em profundidade do substrato (De Castro Lopes, 2004).

Por outro lado, segundo Pereboom (1994) o processo de granulação explica-se por intermédio do crescimento de colónias de sólidos suspensos, isto é, através de partículas finas de lama, que colidem umas com as outras, que colonizam os sólidos suspensos presentes na água residual (Figura 3.10). Para além disso, segundo o mesmo autor, o crescimento microbiano resulta na formação de grânulos cuja estrutura está dividida em diferentes camadas. A dimensão máxima do grânulo é limitada por descargas regulares de biomassa.



**Figura 3.10 – Modelo de distribuição da dimensão dos grânulos metanogénicos**  
 Adaptado de (Pereboom, 1994)

Pereboom (1994) verificou que a distribuição da dimensão das lamas granulares não é afectada pela presença de turbulência no reactor nem pela produção interna de gás. Estas forças de ruptura não são responsáveis pela quebra ou desintegração dos grânulos, provocando apenas a colisão de pequenas partículas que originam os grânulos.

Assim, de acordo com o trabalho realizado por este autor conclui-se que a distribuição de grânulos em reactores UASB resulta do crescimento de pequenas partículas, que inicialmente são removidas do reactor juntamente com o efluente tratado, contudo, à medida que estas colidem desenvolvem-se e originam lamas granulares.

### Teorias microbiológicas

As teorias microbiológicas explicam o processo de granulação através das características de certos microrganismos. Os factores físicos apresentados nas teorias anteriores estão normalmente integrados nas presentes. A observação das características granulares, nomeadamente, a estrutura granular e a correspondente microbiologia juntamente com as condições de operação do reactor são as bases das teorias que a seguir se descrevem, nomeadamente:

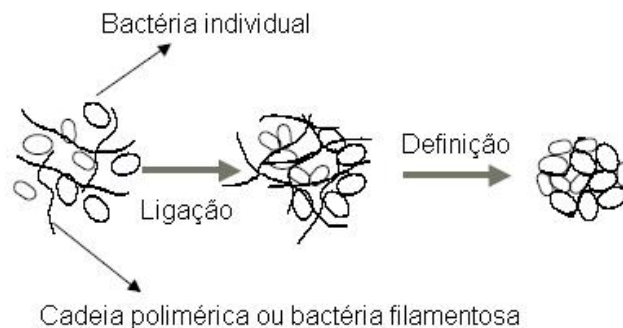
- teoria fisiológica, onde se distingue a “hipótese de Cape Town”;
- teoria do crescimento do núcleo microbiano, com especial enfoque para a “teoria do esparguete”;
- teoria ecológica, salientando-se as vertentes baseadas em: (1) pontes de ligação de microflocos a filamentos de bactérias *Methanothrix*, (2) agregados de bactérias *Methanothrix* rodeadas por polímeros extracelulares e (3) grânulos com multi-camadas com agregados *Methanothrix* como núcleos centrais.

Segundo a teoria fisiológica, a produção de polímeros extracelulares por alguns microrganismos é considerado como o factor responsável pelo processo de granulação anaeróbia. A hipótese de Cape Town, desenvolvida em 1987, de acordo com Sam-Soon *et al*, citado por De Castro Lopes *et al*, (2004), refere que a granulação depende da presença da bactéria *Methanobacterium* classe AZ, que é um organismo que utiliza como única fonte de energia o hidrogénio e pode produzir todos os tipos de aminoácidos com excepção da cisteína. Desta forma, quando estes organismos estão na presença de elevados teores de hidrogénio, isto é, elevados teores de substrato, ocorre o crescimento celular e a produção de aminoácidos é estimulada. Contudo, uma vez que a *Methanobacterium* classe AZ não produz o aminoácido cisteína, a síntese celular é limitada pelo fornecimento deste aminoácido. Adicionalmente, se existir amónia disponível, ocorre uma elevada produção e secreção de outros aminoácidos pela *Methanobacterium* classe AZ na forma de polipéptidos que conduzem à formação de grânulos. De acordo com esta hipótese as condições que favorecem esta teoria são as seguintes: (1) ambiente com elevadas pressões de hidrogénio, (2) reactores fluxo-pistão ou semi-pistão (de forma a atingir uma fase de separação) com pH próximo de 7, (3) ausência de limitações na fonte de azoto (na forma de amónia) e (4) produção limitada de cisteína. Assim, é muito provável que a granulação ocorra durante a conversão dos substratos num sistema de fluxo-pistão. O hidrogénio é libertado durante a conversão dos hidratos de carbono em ácidos gordos voláteis. Com cargas de substrato elevadas, a taxa de hidrogénio utilizada pelos microrganismos é inferior à taxa de hidrogénio que é produzida, desenvolvendo-se uma região com elevada pressão parcial de hidrogénio. Através de um reactor de fluxo-pistão é possível manter esta zona, criando-se condições para o desenvolvimento das bactérias *Methanobacterium* classe AZ. Também de acordo com esta hipótese, os motivos que desfavorecem o processo de granulação prendem-se com: (1) sistemas onde o substrato não produz hidrogénio durante o processo de fermentação (por exemplo o ácido acético) ou quando a degradação do substrato ocorre apenas em condições de pressões de hidrogénio reduzidas e

(2) em sistemas de mistura completa, devido à diluição da pressão parcial de hidrogénio. Contudo, em alguns reactores UASB que tratam ácido acético, como principal substrato, ocorre o processo de granulação, o que indica que esta teoria não está totalmente correcta. Além disso, o comportamento hidrodinâmico dos reactores UASB aproxima-se de sistemas de mistura completa, o que significa que não existe um gradiente de hidrogénio ao longo da altura do reactor (De Castro Lopes, 2004). Para além disso, segundo Moosbrugger *et al*, citado por De Castro Lopes *et al* (2004) o processo de granulação é facilmente atingido em reactores UASB com a presença do aminoácido caseína.

A teoria do esparguete, desenvolvida em 1987 por Wiegant, relaciona-se com o crescimento microbiano a partir de um núcleo. Esta teoria surgiu a partir da formação de lamas granulares num reactor UASB que tratava águas residuais ácidas, soluções de ácido acético misturadas com ácidos gordos voláteis, onde predominavam as bactérias *Methanothrix*. Embora seja possível obter granulações espontâneas em reactores UASB, onde predominam as espécies *Methanosarcina*, estes grânulos têm uma importância prática menor, uma vez que causam alguns problemas de operação. Consequentemente, quando a concentração relativa de bactérias *Methanothrix* não é suficientemente elevada, é necessário impor-se uma forte selecção sobre estas bactérias. Tal pode ser conseguido utilizando reduzidas concentrações de ácido acético durante a fase de arranque, uma vez que as bactérias *Methanothrix* apresentam uma maior afinidade para esse substrato comparativamente com as bactérias *Methanosarcina*. Segundo Wiegant, citado por De Castro Lopes *et al* (2004) o processo de granulação divide-se em duas fases: (1) formação dos percursores e (2) crescimento dos grânulos a partir dos percursores. A primeira etapa é considerada como crucial para o desenvolvimento dos grânulos. Inicialmente, as bactérias *Methanothrix* formam pequenos agregados, devido à turbulência gerada pela produção de gás. É importante que a concentração de sólidos suspensos não seja demasiado elevada, caso contrário o aumento da dimensão dos grânulos é bastante lento. A selecção dos agregados é conseguida através do controlo da velocidade ascensional do líquido. Depois de formados os percursores e de estabelecida uma rotina a granulação é quase inevitável. Nesta primeira etapa desenvolvem-se filamentos, como uma bola de esparguete constituída por longos filamentos de bactérias *Methanothrix*, sendo uma parte perdida enquanto que a outra forma pequenos aglomerados. Com o tempo, desenvolvem-se grânulos com uma forma próxima da esférica com idades de lamas elevadas, devido ao crescimento microbiológico que ocorre. Durante a segunda etapa, os núcleos ou pequenos aglomerados desenvolvem-se dando origem a grânulos, constituídos por diversos tipos de bactérias.

A teoria baseada na formação de pontes de ligação entre os microflocos e os filamentos de bactérias *Methanotrix* foi desenvolvida em 1987 por Dubougier *et al*, a qual segundo De Castro Lopes *et al* (2004) sugere que o mecanismo de granulação inicia-se com a convergência dos filamentos de *Methanotrix* com colónias de cocos (bactérias acidogénicas) formando microflocos de 10 µm a 15 µm de dimensão. A seguir, os filamentos *Methanotrix*, devido à sua morfologia particular, estabilizam as pontes de ligação entre os diversos microflocos formando grânulos de dimensão superior a 200 µm. Posteriormente, o desenvolvimento de bactérias acidogénicas favorece o crescimento dos grânulos (Figura 3.11). Portanto, segundo esta teoria as bactérias *Methanotrix* têm um papel importante na formação dos grânulos, uma vez que constituem o núcleo central em torno do qual se estabiliza a estrutura dos grânulos. Para além disso, esta teoria também atribui um papel importante aos polímeros extracelulares e às paredes das células.

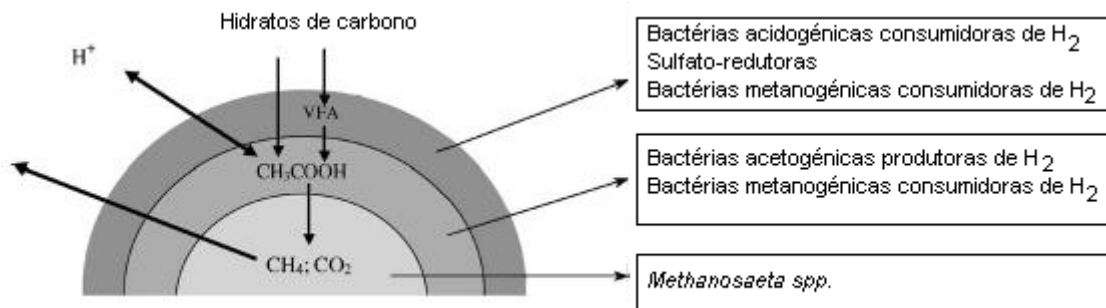


**Figura 3.11 – Representação esquemática da teoria baseada na formação de pontes de ligação entre microflocos e filamentos *Methanotrix***  
**Adaptado de (Liu *et al*, 2003)**

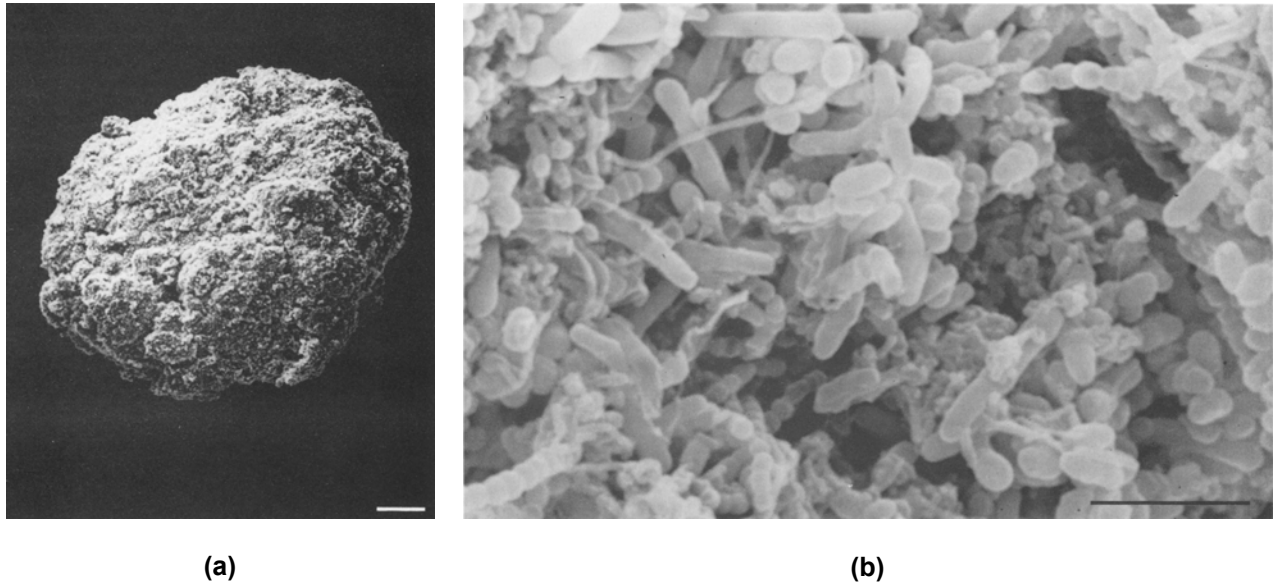
A teoria designada por agregados de bactérias *Methanotrix* rodeados por polímeros extracelulares, desenvolvida em 1991 por Morgan *et al*, assenta em dois factores: (1) o envolvimento de polímeros bacterianos e (2) a presença de bactérias *Methanotrix* (Evison *et al*, 1991). Segundo esta teoria o desenvolvimento dos grânulos anaeróbios ocorre a partir de um precursor que consiste num pequeno agregado de bactérias *Methanotrix* entre outras. O crescimento dos filamentos *Methanotrix* forma agregados separados que são rodeados por uma matriz constituída por bactérias metanogénicas e não metanogénicas. À medida que a matriz aumenta de dimensão, a zona central da mesma é constituída exclusivamente por filamentos compactos de bactérias *Methanotrix* (De Castro Lopes, 2004). Os polímeros

extracelulares permitem os fenómenos de coesão e de adesão entre as células e têm um papel fundamental na manutenção da integridade estrutural da matriz microbiológica (Liu *et al*, 2003).

Uma das teorias ecológicas mais recentes, designada por grânulos com multi-camadas com agregados *Methanothrix* como núcleos centrais, foi desenvolvida em 1991 por McLeod *et al*, no seguimento de um trabalho com um reactor UASB híbrido (De Castro Lopes, 2004). Esta teoria sugere que os agregados de bactérias *Methanothrix* funcionam como núcleos centrais a partir dos quais se inicia o desenvolvimento dos grânulos anaeróbios com diferentes camadas (Liu *et al*, 2003). A camada interior é constituída essencialmente por organismos metanogénicos que se comportam como núcleos centrais necessários para o desenvolvimento dos grânulos (Liu *et al*, 2003). Os produtores de acetato, incluindo os produtores de hidrogénio acetogénicos unem-se às bactérias *Methanothrix* e juntamente com os organismos consumidores de hidrogénio formam uma segunda camada em torno das bactérias *Methanothrix*. De seguida as bactérias fermentativas aderem a este pequeno aglomerado formando a camada exterior do grânulo onde estão em contacto com os substratos presentes no seio do líquido (Figura 3.12 e Figura 3.13) (De Castro Lopes, 2004).



**Figura 3.12 – Composição de um grânulo anaeróbio segundo McLeod**  
**Adaptado de (Liu *et al*, 2003)**



**Figura 3.13 – Fotografias microscópicas da superfície de um grânulo anaeróbio, (a) superfície topográfica do grânulo (barra: 100 µm), (b) superfície do grânulo colonizada por uma mistura de populações incluindo cocos, cadeias de cocos e filamentos (barra: 5,0 µm) (Costerton *et al*, 1990)**

### Teorias termodinâmicas

Alguns autores analisaram os mecanismos de granulação em termos da energia envolvida nos fenómenos de adesão, devido às interações físico-químicas entre as paredes das células. Entre estas teorias salientam-se:

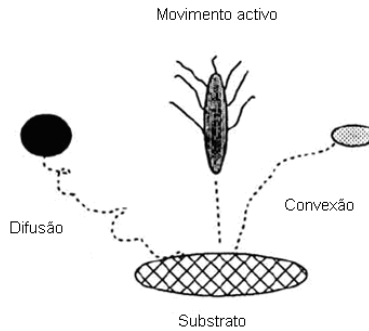
- o modelo de formação de grânulos em quatro etapas desenvolvida por Ahring e Schmidt em 1996;
- o modelo de tensão superficial desenvolvida por Daffonchio *et al* em 1995;
- a teoria da desidratação e translocação de protões proposta por Tay *et al* no ano 2000.

Segundo Ahring e Schmidt (1996) a adesão microbiológica ou granulação ocorre quando uma célula se une à superfície de outra célula, podendo definir-se em termos da energia envolvida no processo de formação dos grânulos. Por outras palavras, uma célula para se agregar a outra

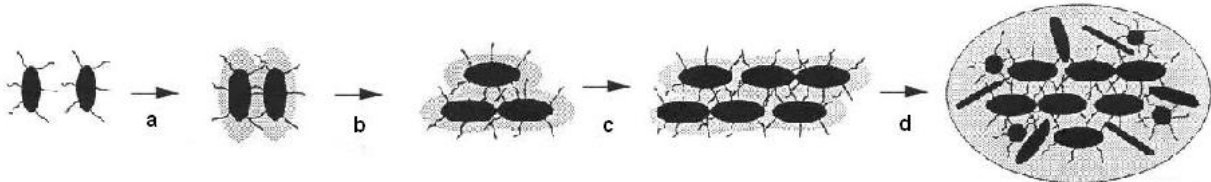
necessita de energia para sair do seu estado de isolamento original. O desenvolvimento inicial dos grânulos pode ser dividido em quatro etapas (Figura 3.14 e na Figura 3.15):

- 1 – Transporte de células para a superfície de materiais não colonizados ou para a superfície de outras células;
- 2 – Adsorção reversível ao substrato por intermédio de forças físico-químicas;
- 3 – Adesão irreversível das células ao substrato através de apêndices microbiológicos ou da anexação de polímeros das células ao substrato;
- 4 – Multiplicação das células e desenvolvimento dos grânulos.

As células podem ser transportadas para o substrato por qualquer um dos seguintes mecanismos ou através de uma combinação dos mesmos: difusão ou convexão, transporte por fluidos, flutuação de gás, sedimentação ou transporte activo. A adsorção inicial efectua-se por colisões entre as células e a superfície das macromoléculas. Os substratos podem ser agregados bacterianos presentes nas lamas, mas também materiais inertes, orgânicos ou inorgânicos (Ahring e Schmidt, 1996). A adsorção inicial é usualmente um processo físico-químico e que conduz à imobilização das bactérias. A força de adsorção depende de diferentes forças físico-químicas, tais como, força iónica, dipolar, ligações de hidrogénio ou interacções hidrofóbicas. A força e o número de interacções variam consideravelmente com os microrganismos e com os substratos envolvidos. Por outro lado, a adesão das bactérias ao substrato requer ligações mais específicas. A adesão irreversível é estabilizada por ligações fortes entre o substrato e as células microbianas através de polímeros, ou outras estruturas. Quando ocorre a adesão da bactéria ao substrato, inicia-se a colonização. As células imobilizadas começam a dividir-se de modo a reter as células progenitoras dentro da estrutura do grânulo. Como resultado formam-se microcolónias de células idênticas. O processo de formação do grânulo depende da divisão celular e do recrutamento de novas células provenientes da fase líquida. A organização das bactérias em grânulos facilita a transferência de substratos e de produtos. A forma dos grânulos depende de vários factores, tais como da hidrofobicidade, da presença de polímeros ou da geometria das células (Ahring e Schmidt, 1996).



**Figura 3.14 – Diferentes mecanismos de transporte da célula para o substrato**  
Adaptado de (Ahring e Schmidt, 1996)



**Figura 3.15 – Formação de grânulos: a) associação reversível de duas bactérias até à adesão irreversível, b) divisão celular, c) formação de uma microcolónia e d) formação de um grânulo**  
Adaptado de (Ahring e Schmidt, 1996)

Daffonchio *et al* (1995) foram os precursores de mais uma teoria sobre o processo de granulação anaeróbia. Esta designa-se por modelo de tensão superficial e relaciona a adesão de bactérias envolvidas no tratamento anaeróbio, em reactores UASB, com os processos termodinâmicos superficiais. Segundo estes autores os grânulos formam-se para reduzidos valores de tensão superficial, com bactérias acidogénicas como emulsionantes da fase sólida em redor da associação metanogénica, permitindo uma performance mais estável do reactor. A operação do sistema com uma elevada tensão superficial pode favorecer a agregação hidrofóbica das bactérias, enquanto que a operação com uma reduzida tensão superficial favorece a agregação hidrofílica das bactérias (Liu *et al*, 2003).

Uma das mais recentes teorias sobre o mecanismo de granulação foi desenvolvida em 2000 por Tay *et al*, cuja designação corresponde à teoria da desidratação e translocação de protões. Esta teoria baseia-se na actividade de translocação de protões através da superfície das membranas das bactérias (De Castro Lopes, 2004). De acordo com a presente teoria o

processo de granulação desenvolve-se segundo quatro etapas: (1) desidratação da superfície bacteriana, (2) formação de grânulos embrionários, (3) maturação dos grânulos e (4) maturação final (De Castro Lopes, 2004). O factor principal para a promoção do mecanismo de adesão consiste numa interacção hidrofóbica entre as superfícies bacterianas. Contudo, com a diminuição da distância que separa as paredes de duas células, as fortes interacções de hidratação repulsivas entre duas bactérias ocorrem devido à energia requerida para a remoção da água intersticial presente na superfície bacteriana. De acordo com condições fisiológicas normais, a superfície bacteriana tem uma elevada carga negativa, a qual facilita a adesão das moléculas de hidrogénio com as moléculas de água, resultando numa camada hidratada que envolve a superfície bacteriana. Segundo Tay *et al*, citados por De Castro Lopes *et al* (2004), as bactérias acidogénicas durante o processo de acidificação do substrato, bombeiam protões do citoplasma para a superfície exterior da membrana. Esta actividade de translocação de protões fornece energia à superfície da membrana celular provocando uma ruptura nas pontes de hidrogénio entre os grupos carregados negativamente e as moléculas de água. Assim, ocorre a neutralização parcial das cargas negativas das membranas celulares, causando a desidratação da superfície das células. Na segunda fase, as bactérias acidogénicas, acetogénicas e metanogénicas aderem umas às outras formando grânulos embrionários, como consequência da pressão de selecção hidráulica. Nesta etapa desenvolve-se um novo ambiente fisiológico induzido pela secreção de polímeros extracelulares da superfície dos grânulos embrionários. Na terceira etapa da granulação as colónias bacterianas originais prosseguem o seu crescimento recorrendo à adesão de bactérias dispersas aos grânulos embrionários. A transferência de intermediários determina a distribuição das microcolónias nos grânulos. Por outro lado, a multiplicação de células bacterianas é controlada devido a restrições de espaço. Além disso, a produção de polímeros extracelulares em grandes quantidades causa a hidratação da superfície do grânulo e protege-o contra forças de stress e contra a adesão de bolhas de gás, que causam variadas vezes a flotação da biomassa. Na etapa de maturação final a actividade de translocação conserva a superfície bacteriana relativamente hidrofóbica e é a principal responsável pela manutenção da estrutura dos grânulos maduros. Por outro lado, a camada exterior de polímeros extracelulares permite a hidratação da superfície dos grânulos protegendo-os contra a adesão de bolhas de gás e contra forças de stress.

Após a descrição de um vasto conjunto de teorias verifica-se que a grande maioria confirma que as bactérias *Methanotrix* apresentam o papel mais importante em todo o processo de granulação. Paralelamente existe também um consenso sobre o facto de a fase inicial do processo de granulação consistir, essencialmente, em processos de adesão bacteriana

(processos físico-químicos). Contudo, estes processos são limitados para explicar os aspectos mais complexos no mecanismo de adesão. Outro factor importante no processo de granulação consiste na presença de partículas inertes que servem de material de suporte onde as bactérias aderem. Tendo em conta o número considerável de teorias que surgiram ao longo das últimas três décadas, e o elevado número de factores que influenciam o processo de granulação, parece crucial que se pense nestas teorias de forma integrada e não de modo isolado, conseguindo-se dessa forma, compreender melhor o conjunto complexo de factores que afectam este processo.

### **3.3.4.3 Grânulos aeróbios**

A definição de grânulos aeróbios foi estipulada no congresso da IWA designado “aerobic granular sludge”, em 2004, sugerindo que os mesmos são entendidos como agregados de origem microbiológica que não coagulam em reduzidas tensões hidrodinâmicas e que têm uma velocidade de sedimentação superior aos flocos de lamas activadas (Bathe *et al*, 2005). Para que um agregado se possa considerar um grânulo aeróbio é necessário que apresente as seguintes características:

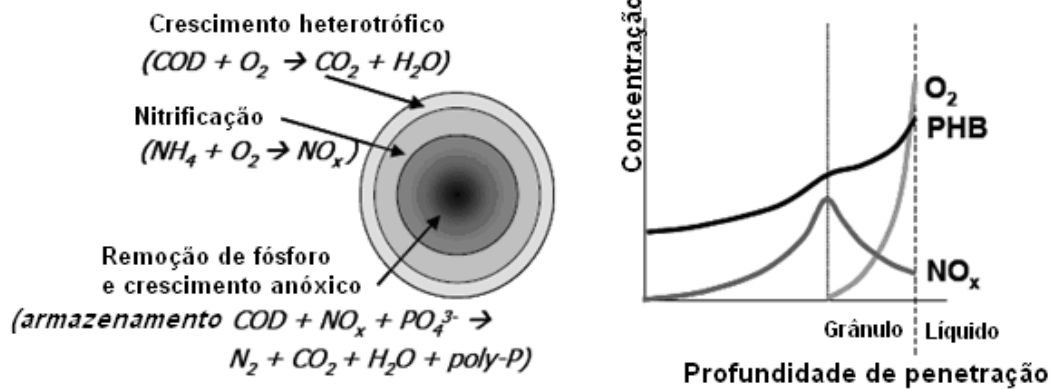
- Agregado onde a posição dos microrganismos não se altera rapidamente como nos flocos de lamas activadas, onde num determinado momento os organismos podem estar no centro e no momento seguinte na zona exterior. A estrutura do grânulo é determinada por uma matriz constituída por biomassa e polímeros extracelulares;
- Ausência de materiais de suporte. O agregado forma-se sem a adição de materiais de suporte;
- Sedimentação rápida dos agregados;
- O diâmetro mínimo dos agregados deve ser aproximadamente 0,2 mm. Os grânulos são classificados por peneiração, a qual determina a resistência necessária da biomassa. Esta técnica pode ser utilizada para expressar a quantidade de grânulos face à quantidade total de biomassa, significando que o processo de granulação está concluído quando a quantidade de grânulos atinge os 80 %.

O tratamento de águas residuais através de tecnologias baseadas em grânulos aeróbios, vulgarmente designadas por GSB (Granular Sequencing Batch Reactor) assenta nos princípios de operação dos reactores SBR. No entanto, nos reactores GSB a biomassa está presente na forma de grânulos e não de flocos de lamas activadas, permitindo a remoção

simultânea de carbono e de nutrientes (N e P) (Beun *et al*, 2001). O mecanismo de remoção de nutrientes através de grânulos é semelhante ao utilizado nos sistemas convencionais de lamas activadas. A principal diferença reside no facto de não ser necessária a utilização de diversos tanques, mas sim, a criação de diferentes zonas do interior do grânulo (De Kreuk, 2006).

A formação de grânulos aeróbios estáveis e densos baseia-se sobretudo na reduzida velocidade de crescimento dos microrganismos envolvidos. O método utilizado consiste em alimentar o reactor com substratos facilmente biodegradáveis, que sejam rapidamente convertidos e armazenados na forma de polímeros, como polihidroxibutiratos (PHB), no interior das células. Por exemplo, a criação de condições que permitam relações F/M elevadas, como acontece em selectores bem operados, pode ser uma forma expedita de alcançar este objectivo. Durante esta fase existe uma elevada quantidade de substrato facilmente biodegradável no líquido, o que permite que os microrganismos criem reservas suficientes de substrato, para lhes permitir sobreviver em condições de ausência de alimento. Quando a relação F/M é elevada numa fase anaeróbia, ocorre a acumulação de fosfatos ou de glicogénio nos microrganismos. Os substratos entretanto armazenados podem ser utilizados durante o período de “fome” (quando não existe substrato externo disponível) para o crescimento e a manutenção das células. O crescimento dos microrganismos durante o período de “fome” é, em geral, inferior ao conseguido quando existe substrato facilmente biodegradável, e portanto, o armazenamento de polímeros é essencial para o desenvolvimento de grânulos aeróbios (De Kreuk, 2006).

A nitrificação/desnitrificação simultânea é um mecanismo importante nos grânulos aeróbios. A distribuição nos grânulos dos microrganismos heterotróficos e autotróficos apresenta um papel fundamental no processo de nitrificação/desnitrificação. Durante a fase com elevadas relações F/M, a concentração de carbono externo é elevada. Este substrato é totalmente difundido para o interior do grânulo e pode ser armazenado na zona anaeróbia, aeróbia ou anóxica. Deste modo, durante o período de “fome”, os substratos armazenados nas células estão disponíveis para serem utilizados (Figura 3.16). Uma vez que os microrganismos autotróficos necessitam de oxigénio, permanecem na camada aeróbia do grânulo. Os nitratos penetram no interior do grânulo, onde são armazenados, sendo, posteriormente, convertidos a azoto molecular na desnitrificação. A remoção de azoto ocorre quando se verifica um equilíbrio entre os volumes aeróbio e o anóxico durante a fase de arejamento (De Kreuk, 2006).



**Figura 3.16 – Representação esquemática da estrutura de um grânulo aeróbio e da concentração de substrato e de oxigênio no interior do grânulo durante a fase de “fome”**  
(De Kreuk, 2006)

Na sequência do trabalho conduzido pela Eng.<sup>a</sup> Merle de Kreuk (Heijnen *et al*, 2005), comprovou-se ser possível a remoção simultânea de nutrientes, devido ao crescimento de bactérias heterotróficas (PAO) no interior dos grânulos. Para concentrações de oxigênio reduzidas, da ordem dos 20 %, obtêm-se elevadas eficiências de remoção, nomeadamente 100 % de CQO, 94 % de fósforo e 94 % de azoto (com 100 % de eficiência de remoção de amónia) (Heijnen *et al*, 2005).

O sistema de tratamento de água residual com grânulos aeróbios baseia-se em conceitos teóricos da morfologia do biofilme ou de lamas floculentas, esperando-se que a selecção de uma população com uma taxa de crescimento reduzida, possibilite o desenvolvimento de grânulos estáveis. Este efeito é conseguido através da uma fase de alimentação em condições de anaerobiose, onde os microrganismos armazenam o substrato, sem o consumir, não se desenvolvendo nessa fase e conduzindo, conseqüentemente, à formação posterior de grânulos estáveis. Neste período ocorre a remoção biológica de fósforo e de azoto. Para que exista um domínio dos microrganismos acumuladores de fósforo é necessário que haja uma quantidade elevada de fósforo na água residual. Na Figura 3.17 mostra-se a diminuição da zona anaeróbia ou anóxica quando existe também uma diminuição do diâmetro do grânulo, para condições de oxigênio dissolvido constantes. O diâmetro dos grânulos é um factor que também influencia a eficiência de remoção de azoto, como pode ser visualizado na Figura 3.18 (Heijnen *et al*, 2005).

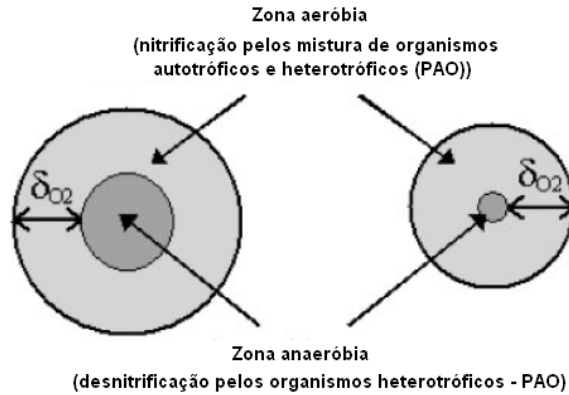


Figura 3.17 – Decréscimo da zona anaeróbia ou anóxica com o decréscimo do diâmetro do grânulo para concentrações de OD constantes (Heijnen *et al*, 2005)

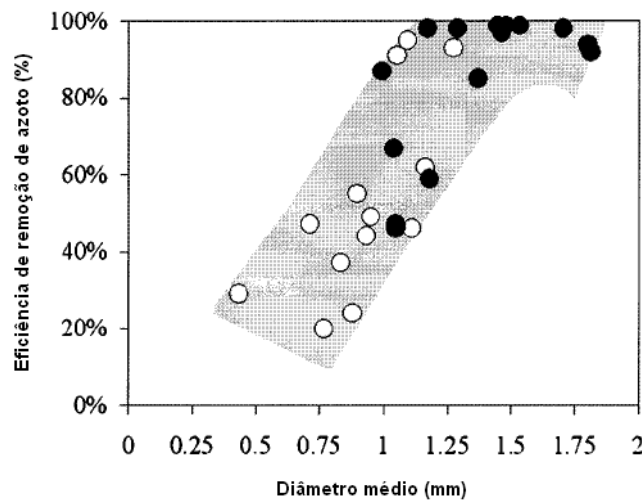


Figura 3.18 – Eficiência de remoção de azoto com grânulos de diferentes diâmetros a 20 % OD num SBAR (●) e num SBBC (○) (Heijnen *et al*, 2005)

#### Factores que afectam a formação de grânulos aeróbios

A formação de grânulos aeróbios e conseqüentemente a eficiência de remoção simultânea de matéria orgânica e de nutrientes são influenciadas por um conjunto de factores que serão detalhados no presente ponto, nomeadamente: (1) selecção de microrganismos com taxas de crescimento lento durante a fase de alimentação, (2) tempo de sedimentação reduzido, (3)

adição de catiões divalentes, (4) concentração de OD, (5) variação da temperatura, (6) velocidade ascensional de ar (7) tipo e configuração do reactor.

*Seleção de microrganismos com taxas de crescimento lentas durante a fase de alimentação*

Algumas pesquisas indicam que a estrutura do biofilme depende da taxa de crescimento dos microrganismos que o constituem, assim como da penetração do substrato no interior do grânulo.

A aplicação de regimes alternados de abundância de alimento e de “fome”, em sistemas SBR, influenciam a formação de grânulos aeróbios e potenciam o crescimento lento dos microrganismos durante a fase de ausência de alimento (Bathe *et al*, 2005). Para além desta alternância, várias pesquisas concluem que a fase de alimentação em condições anaeróbias tem um efeito extremamente positivo na estabilidade dos grânulos aeróbios e que a alimentação de água residual deve ocorrer pelo fundo do reactor (Bathe *et al*, 2005).

O facto de a fase de alimentação ocorrer em condições anaeróbias e de a água residual ser obrigada a atravessar o leito de grânulos criando um fluxo tipo-pistão, em combinação com período aeróbios, necessários para o crescimento dos microrganismos e remoção de amónia, favorece fortemente o desenvolvimento dos organismos acumuladores de fósforo (PAO) ou de glicogénio (GAO), que são fundamentais para a formação de grânulos estáveis (De Bruin e De Kreuk, 2004).

Durante a fase de ausência de substrato externo, os microrganismos absorvem, lentamente, a matéria orgânica armazenada durante a fase de alimentação (De Bruin e De Kreuk, 2004). Este regime de alimentação permite a formação de grânulos estáveis mas não é suficiente para garantir a sustentabilidade dos grânulos quando a concentração de oxigénio é reduzida (De Kreuk, 2006).

De modo a tornar possível a formação de grânulos estáveis, em condições de baixas concentrações de oxigénio, é fundamental a conversão dos substratos facilmente biodegradáveis em substratos que diminuam a taxa de crescimento dos microrganismos. De Kreuk (2006), demonstrou, por intermédio da seu trabalho de investigação, que através do desenvolvimento de microrganismos acumuladores de fósforo e/ou de glicogénio é possível estabelecer as condições ideais para a obtenção de grânulos estáveis. Para além disso a selecção destes microrganismos permitem a remoção de carbono, na forma de CQO, e de nutrientes, azoto e fósforo, da água residual. Uma vez que a taxa de crescimento dos

microrganismos é reduzida, é fundamental que as forças de ruptura sejam também reduzidas de modo a garantir que a superfície do grânulo se mantém regular. Esse objectivo é atingido com maior eficácia, caso o sistema de arejamento utilizado consista num sistema de ar difuso de bolha fina (SBBC), uma vez que não provoca a quebra da estrutura dos grânulos formados. Para além disso, os sistemas de ar difuso, aplicados em instalações à escala industrial, têm outras vantagens, como serem economicamente mais vantajosos do que, por exemplo, os sistemas de airlift (*Sequencing Batch Airlift Reactor* - SBAR) e permitem também uma concepção do sistema de descarga de efluente tratado mais fácil de implementar (De Kreuk, 2006).

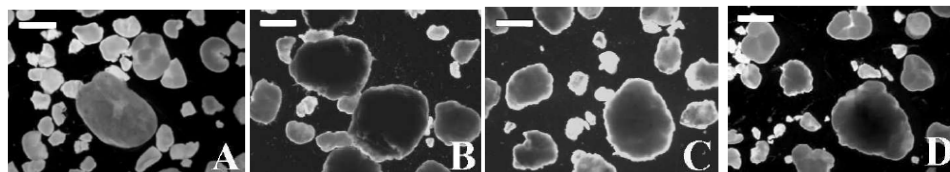
O facto dos reactores SBR serem alimentados em períodos de tempo extensos e em condições anaeróbias, simplifica a operação destes reactores quando são operados com grânulos aeróbios. Existindo  $n$  reactores o tempo de enchimento de cada reactor deve corresponder a  $1/n$  do tempo total do ciclo, isto é, no caso concreto de 3 reactores, o tempo de enchimento de cada um corresponde a  $1/3$  do tempo total do ciclo (De Kreuk, 2006).

No trabalho desenvolvido por De Kreuk e Van Loosdrecht (2004) foram utilizados diferentes concentrações de oxigénio, e diferentes tipos de reactores, produzindo-se os resultados apresentados no Quadro 3.1 e na Figura 3.19, utilizando uma fase de alimentação prolongada. Analisando estes resultados verifica-se que a obtenção de grânulos estáveis e estruturalmente densos ocorre quando existe um domínio de microrganismos acumuladores de fósforo (PAO ou GAO) durante a fase de alimentação (que deve ser prolongada) e quando a concentração de oxigénio dissolvido é aproximadamente igual a 20 %. Significa, portanto, que a fase inicial da operação do reactor GSBR é fundamental para a formação de grânulos estáveis, densos e regulares, que por outro lado é fundamental para garantir a remoção eficiente de matéria carbonada e de nutrientes, assim como uma rápida e eficiente sedimentação dos grânulos e consequentemente uma adequada qualidade do efluente tratado de acordo com os objectivos de qualidade definidos.

**Quadro 3.1 – Características dos grânulos em diferentes reactores e com diferentes concentrações de oxigénio**

Adaptado de (De Kreuk e Van Loosdrecht, 2004)

Características das partículas	SBAR			SBBC	
	100 % OD	40 % OD	20 % OD	20 % OD	40 % OD
Designação na Figura 3.19	A	-	B	C	D
Microrganismos dominantes	PAO	PAO	PAO	GAO	PAO
Estabilidade dos grânulos	Estáveis	Estáveis	Estáveis	Estáveis	Estáveis
Forças de ruptura	Sim	Sim	Sim	Sim	Não
Diâmetro médio (mm)	1,3	1,1	1,3	1,2	1,1
Densidade (g SSV/l)	89	87	78	108	90
MLSS no reactor (g/l)	8,5	12	16,5	15	13
SVI <sub>8</sub> (ml/g)	24	20	14	17	19
Idade de lamas média (dias)	40	67	70	71	63



**Figura 3.19 – Formação de grânulos em diferentes circunstâncias: tipo de reactor: A, B e C: SBAR, D: SBBC; concentração de oxigénio: A – 100 %, B – 20 %, C – 20 % (sem alimentação de fósforo) e D – 40 %**

Adaptado de (De Kreuk e Van Loosdrecht, 2004)

*Tempo de sedimentação*

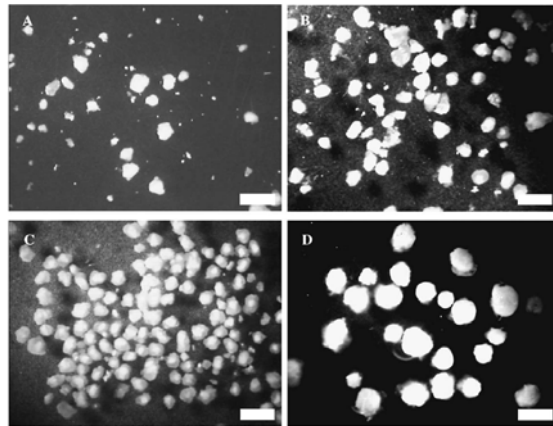
O mecanismo de formação de grânulos em sistemas aeróbios, operados de modo descontínuo, ainda não está totalmente entendido (Irvine *et al*, 2005). No entanto, diversos testes à escala laboratorial e à escala piloto, têm demonstrado que o principal factor de formação de grânulos, estáveis e densos está relacionado com o reduzido tempo de sedimentação aplicado nos reactores. O reduzido tempo de sedimentação cria uma forte pressão de selecção sobre a biomassa, levando a que apenas seja mantida no interior do reactor aquela que apresente características ideais de sedimentação (Irvine *et al*, 2005).

Como exemplo do descrito, apresenta-se em seguida uma experiência realizada por Liu *et al* (2004), pertencentes ao Departamento de Engenharia do Ambiente e Recursos de Água, da Universidade Tecnológica de Nanyang, onde demonstram qual o efeito do tempo de sedimentação na formação de grânulos aeróbios em SBR.

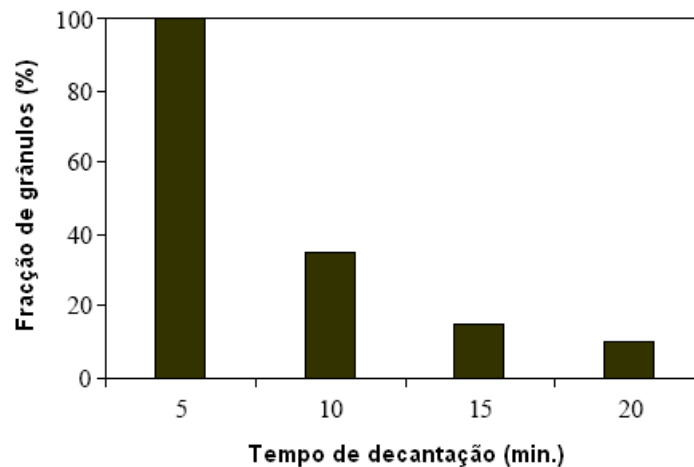
Liu *et al* (2004) efectuaram esta experiência recorrendo a quatro reactores (R1 a R4) de 127 cm de altura e 5 cm de diâmetro, cada um com 2,5 l de volume, operados de forma sequencial, com tempo de sedimentação iguais a 20, 15, 10 e 5 minutos respectivamente. Nos quatro reactores as condições de operação eram iguais, cada um com 4 horas de tempo de ciclo, 5 minutos para a fase de enchimento e 5 minutos para a fase de descarga. A sequência de operação era controlada por temporizadores.

De modo a verificar qual o efeito provocado pelo tempo de sedimentação na formação de grânulos manteve-se, numa primeira fase, os tempos de 20, 15, 10 e 5 minutos para os reactores de R1 a R4, respectivamente. Contudo, após atingido o período de estabilização dos mesmos, diminuíram-se os tempos de sedimentação de 20 para 5, de 15 para 2 e de 10 para 1 minutos, nos reactores R1 a R3. Cada reactor foi inoculado com 2 g/l de lama fresca, proveniente duma ETAR municipal.

Ao fim de três semanas de operação dos reactores, estes atingiram uma fase estável, com concentrações de lamas activadas iguais a 5,3 g/l, 4,9 g/l, 5,5 g/l e 5,4 g/l nos reactores R1 a R4 respectivamente. Na Figura 3.20 é possível observar as características morfológicas dos grânulos entretanto formados. Verifica-se que os grânulos apresentavam uma forma esférica bastante regular, e para além disso a dimensão dos grânulos formados é na grande maioria superior a 0,35 mm. No reactor R4, aquele em que o tempo de sedimentação foi menor (cerca de 5 minutos), verificou-se uma excelente formação de grânulos, com ausência de lamas floculentas. Por outro lado, nos restantes reactores a percentagem de grânulos aeróbios foi de apenas 10 % no R1, 15 % no R2 e 35 % no R3, tal como apresentado na Figura 3.21.

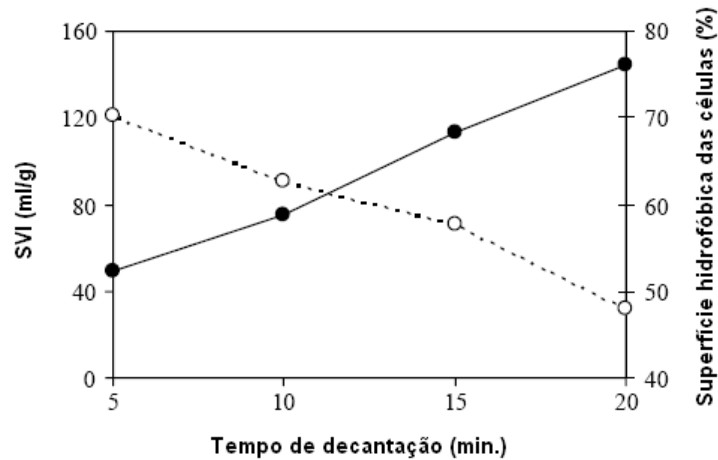


**Figura 3.20 – Morfologia dos grânulos aeróbios desenvolvidos nos reactores R1 (A), R2 (B), R3 (C) e R4 (D)**  
(Liu *et al*, 2004)



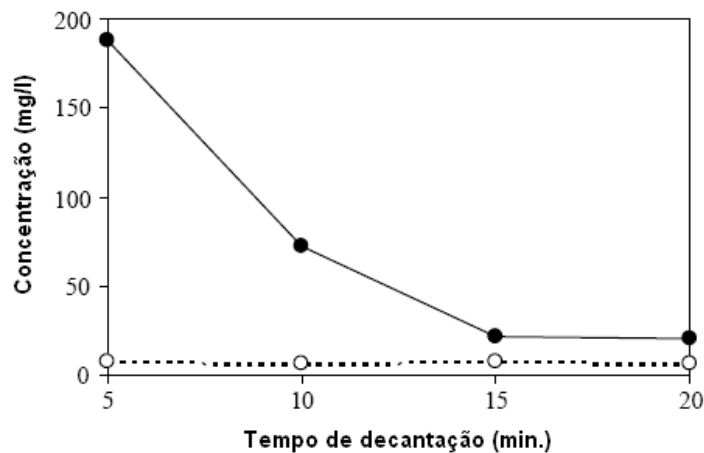
**Figura 3.21 – Fracção de grânulos aeróbios para diferentes tempos de sedimentação**  
Adaptado de (Liu *et al*, 2004)

Com o trabalho desenvolvido por Liu *et al* (2004), foi possível verificar qual a relação entre o tempo de sedimentação e o SVI, assim como a relação ente o tempo de sedimentação e a superfície hidrofóbica das células, demonstrado na Figura 3.22. Constatou-se que quanto menor fosse o tempo de sedimentação aplicado num reactor descontínuo, menor era o SVI e maior era a superfície hidrofóbica das células. Deste modo, conclui-se que a aplicação de tempos de sedimentação reduzidos aumenta a capacidade de formação de grânulos.



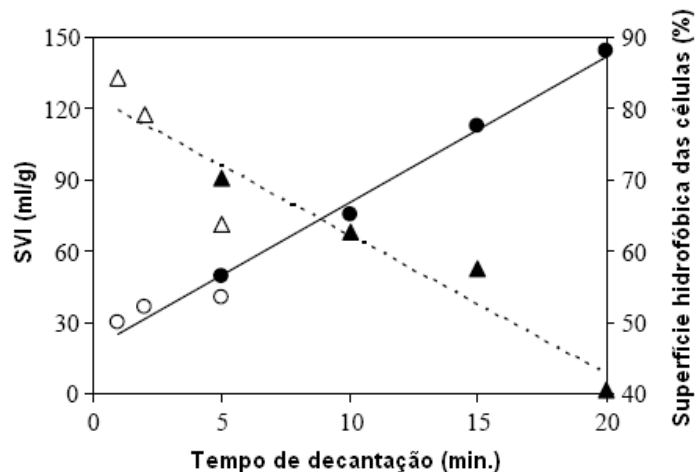
**Figura 3.22 – Efeito do tempo de sedimentação no SVI (●) e na superfície hidrofóbica da célula (○)**  
**Adaptado de (Liu *et al*, 2004)**

Adicionalmente, Liu *et al* estudaram o efeito do tempo de sedimentação na acumulação de cátions polivalentes (Ca, Mg, Fe e Al) nos grânulos aeróbios. Verificaram que a concentração de cálcio aumentou bastante quando o tempo de sedimentação diminuiu, algo que não ocorreu com os restantes cátions (Mg, Fe e Al). Com este resultado parece que os microrganismos tendem a acumular selectivamente o cálcio, para o utilizarem no desenvolvimento dos grânulos. De facto, aceita-se que os iões positivos com múltipla-valência, especialmente o cálcio, possam favorecer o processo de formação de grânulos aeróbios (Figura 3.23).



**Figura 3.23 – Acumulação de cátions poli-valentes na formação de grânulos aeróbios para diferentes tempos de sedimentação, Ca (●) e Mg, Fe e Al (○)**  
**Adaptado de (Liu *et al*, 2004)**

Tal como indicado no início da descrição deste trabalho, Liu *et al*, pretendiam reduzir o tempo de sedimentação, depois de se atingir a estabilidade nos reactores. Isto é, reduzir o tempo de sedimentação de 20 para 5 minutos no R1, de 15 para 2 minutos no R2 e de 10 para 1 minuto no R3. De imediato verificaram uma elevada perda de biomassa, juntamente com o efluente tratado, fenómeno denominado por washout. Porém, após se restabelecer o equilíbrio nos reactores, os grânulos aeróbios substituíram por completo as lamas flocculentas, e tornaram-se dominantes. A Figura 3.24 pretende mostrar a comparação da superfície hidrofóbica da célula antes e depois da redução do tempo de sedimentação, assim como o sucedido ao SVI nas mesmas condições. Analisando-a verifica-se uma redução significativa do SVI, após ocorrer a redução do tempo de sedimentação, do mesmo modo que se verifica um aumento substancial da superfície hidrofóbica da célula.



**Figura 3.24 – SVI antes (●) e depois (○) da redução do tempo de sedimentação; Superfície hidrofóbica da célula antes (▲) e depois (△) da redução do tempo de sedimentação Adaptado de (Liu *et al*, 2004)**

Este estudo demonstrou que o tempo de sedimentação é o parâmetro responsável pela criação de uma pressão de selecção hidráulica no mecanismo de formação dos grânulos aeróbios em reactores operados em modo descontínuo. As fracas pressões de selecção não favorecem a formação de grânulos aeróbios, enquanto que pressões de selecção fortes são essenciais para o desenvolvimento dos grânulos aeróbios em reactores do tipo SBR. De acordo com os resultados obtidos à escala laboratorial, seria fundamental que o tempo de sedimentação não fosse superior a 5 minutos, de modo a promover-se uma formação eficaz de grânulos.

### *Concentração de oxigénio*

De Kreuk (2006) realizou um ensaio laboratorial cujo principal objectivo consistia em analisar quais as consequências ao nível da degradação do substrato, da eficiência de remoção de azoto e da estabilidade dos grânulos aeróbios, com a diminuição da percentagem de saturação de oxigénio num reactor.

O ensaio realizou-se num reactor sequencial com *airlift* (SBAR) com um volume igual a 3,0 l, cujo tempo de retenção hidráulico era de 5,8 h, a temperatura situava-se perto dos  $20\pm 1$  °C, sendo controlada por um termóstato, e o pH era igual a  $7,0\pm 1$ , recorrendo à adição de soluções ácidas ou básicas. O caudal de ar mantinha-se igual a 24 m<sup>3</sup>/h ou controlava-se a velocidade num valor próximo dos 91 m/h, utilizando medidores de caudal ou bombas de membrana, de modo a garantir um nível de saturação de oxigénio igual a 100 % (De Kreuk, 2006).

O reactor foi inoculado com lamas activadas provenientes de uma ETAR municipal, verificando-se a ocorrência de nitrificação após um período de 65 dias. O SBAR era operado em ciclos sucessivos de três horas cada e apresentava quatro fases diferentes: enchimento (3 minutos), arejamento (169 minutos), sedimentação (3 minutos) e descarga (5 minutos). O período reduzido de sedimentação em combinação com a elevada altura do reactor garantia que permaneceriam no mesmo apenas as partículas cuja velocidade de sedimentação era superior a 12 m/h. Devido ao procedimento de operação do reactor, cada ciclo podia dividir-se em duas fases diferentes: (1) fase de abundância de alimento, na qual o substrato está presente em solução e (2) uma fase de “fome”, na qual as células não têm substrato externo disponível e têm de recorrer às suas reservas intracelulares (De Kreuk, 2006). O ensaio citado foi realizado em três etapas diferentes:

- Etapa I – onde o tempo de operação do reactor consistia em 150 dias, e o nível de saturação de oxigénio não foi controlado, aproximando-se dos 75 % durante a fase de abundância de alimento e de 100 % na fase de “fome”;
- Etapa II – o nível de saturação de oxigénio foi controlado e mantido a 40 % em cada ciclo. Esta etapa decorreu durante 50 dias, sendo no final dos mesmos interrompida;
- Etapa III – o reactor foi operado em condições semelhantes às definidas na etapa II (40 % de saturação de oxigénio), durante 30 dias, depois dos quais a experiência foi finalizada.

Os resultados produzidos pelo ensaio realizado permitiram verificar que, no que respeita à taxa de degradação de substrato, esta é idêntica com a aplicação de diferentes concentrações de oxigénio. Contudo, segundo Beun *et al*, citado por De kreuk (2006), a taxa específica de degradação de substrato em condições anóxicas é três ou quatro vezes menor do que em condições aeróbias.

Com o decréscimo da concentração de oxigénio verificou-se uma diminuição no rácio entre o volume de biomassa aeróbia e o volume de substrato. No entanto, esta diminuição da concentração de oxigénio, apesar de conduzir a taxas de degradação de substrato menores, torna a fase de abundância de alimento mais prolongada (De Kreuk, 2006).

A comparação de diferentes taxas de degradação de substrato, quando o oxigénio não está disponível, mostra que a actividade de desnitrificação está disponível no interior das zonas aeróbias dos grânulos. Quando, em zonas anóxicas, a taxa de degradação de substrato é reduzida ocorre uma elevada penetração de substrato em profundidade no interior do grânulo, criando assim uma zona activa de maior dimensão (De Kreuk, 2006).

Deste modo, verifica-se que os grânulos apresentam uma elevada flexibilidade para se adaptarem à diminuição da concentração de oxigénio, mantendo uma elevada capacidade de degradação de substrato em quaisquer circunstâncias (De Kreuk, 2006).

Relativamente à remoção de azoto esta experiência demonstrou que, a diminuição da concentração de oxigénio provocou, como era de esperar, um decréscimo da capacidade de nitrificação e um aumento da capacidade de desnitrificação, como é possível constatar pela análise do Quadro 3.2. As maiores eficiências de remoção de azoto ocorrem quando a concentração de oxigénio é menor, com um valor máximo de 34,5 % para uma concentração de oxigénio de apenas 10 % (De Kreuk, 2006).

**Quadro 3.2 – Resumo dos resultados laboratoriais com diferentes concentrações de oxigénio num reactor operado em estado estacionário**  
Adaptado de (De Kreuk, 2006)

Etapa	I	I	I	I	I	II
Oxigénio dissolvido (%)	100	50	40	20	10	40
MLSS (g/l) (início)	5,0	4,6	4,8	4,7	4,1	2,69
Período da fase de abundância de alimento (min.)	17	15	16	15	15	17
N removido por ciclo (%)	8,0	21,1	15,2	22,9	34,5	44,8
N removido na fase de “fome” (%)	3,7	2,1	4,7	11,3	21,3	19,5
NH <sub>4</sub> no efluente (%)	0,04	1,9	0,1	12,0	45,0	2,14
NO <sub>3</sub> no efluente (%)	88	68	74	47	15	49

Tal como nos sistemas de lamas activadas clássicos, é possível ocorrer nitrificação e desnitrificação simultânea devido à existência de zonas aeróbias nas camadas exteriores dos flocos ou dos grânulos, onde se processa a nitrificação, e de zonas anóxicas nas camadas mais interiores, onde ocorre a desnitrificação (Heijnen *et al*, 2005).

O aumento do volume anóxico e a diminuição da concentração de oxigénio permite um aumento da capacidade de desnitrificação. Tal situação conduz, naturalmente, a um aumento da eficiência de remoção de azoto, esclarecendo deste modo a importância da presença de zonas anóxicas no interior dos grânulos aeróbios. A competição entre os microrganismos que oxidam a amónia e os microrganismos heterotróficos, na camada exterior do grânulo, combinado com o decréscimo de oxigénio em profundidade tem um contributo fundamental na diminuição da eficiência de nitrificação. O volume aeróbio na camada exterior do grânulo diminui menos do que a taxa de degradação de amónia. Isto significa que na camada exterior do grânulo existe um crescimento maior de microrganismos heterotróficos do que de microrganismos que oxidam a amónia. A estrutura desta camada exterior é afectada sobretudo pelas diferentes taxas de crescimentos dos microrganismos (heterotróficos e autotróficos) em combinação com a competição pelo oxigénio. No entanto, o decréscimo da capacidade de nitrificação não reduz a eficiência de remoção de azoto total. Pelo contrário, um aumento do volume anóxico, rico em substrato, permite aumentar a eficiência de remoção de azoto (De Kreuk, 2006).

No entanto, as alterações da concentração de oxigénio a longo prazo têm outras consequências, nomeadamente no que respeita à estrutura dos grânulos, começando a deteriorar-se e tornando-se irregular. Como consequência o oxigénio começa a penetrar nas camadas mais interiores dos grânulos, resultando num aumento da capacidade de nitrificação, mas a capacidade de desnitrificação torna-se idêntica à obtida para concentrações de oxigénio iguais a 100 %. Portanto, a longo prazo a remoção de azoto com baixas concentrações de oxigénio é influenciada sobretudo por alterações na estrutura dos grânulos (De Kreuk, 2006).

A redução da concentração de oxigénio para 40 % provoca a deterioração dos grânulos, ou seja, diminui a sua densidade provocando no final a quebra dos mesmos. Em combinação com o crescimento de microrganismos filamentosos, deixa de ser possível a manutenção da biomassa no reactor (De Kreuk, 2006).

Deste modo, De Kreuk concluiu que a diminuição da concentração de oxigénio para 40 % permite um aumento da eficiência de remoção de azoto, quando comparada com concentrações de oxigénio iguais a 100 %, sobretudo devido ao aumento da capacidade de desnitrificação. Contudo, a estabilidade dos grânulos é afectada negativamente com este decréscimo da concentração de oxigénio (De Kreuk, 2006).

### *Temperatura*

A formação de grânulos estáveis, assim como a eficiência de remoção de nutrientes são afectadas pelas alterações de temperatura da água residual a tratar. De Kreuk (2006), no desenvolvimento da sua investigação, com grânulos aeróbios em sistemas do tipo SBR, verificou quais as implicações provocadas por este factor, ao nível da estabilidade dos grânulos e da remoção de nutrientes. Para tal, recorreu a experiências onde provocou alterações de temperatura em duas situações distintas: (1) num curto espaço de tempo e (2) considerando períodos longos garantindo a adaptação da biomassa às novas condições.

A temperatura é um factor que influencia consideravelmente os processos biológicos, modificando a taxa de crescimento dos organismos envolvidos, que pode ser descrita através da equação de Arrhenius:  $k_T = K_{20}\theta^{T-20}$ , onde  $k$  é a constante de reacção a uma determinada temperatura ( $d^{-1}$ ),  $k_{20}$  é a constante de reacção a uma temperatura de 20 °C ( $d^{-1}$ ) e  $\theta$  é o coeficiente de temperatura (Gray, 2004). Para além disso, a capacidade de nitrificação diminui com a diminuição da temperatura, constatando-se que abaixo dos 5 °C esta deixa de se processar (Sedlak, 1991).

O arranque de um sistema de tratamento com grânulos aeróbios a temperaturas baixas, isto é, da ordem dos 8 °C, resulta no crescimento de microrganismos filamentosos com uma estrutura irregular, que provoca o washout da biomassa. O aparecimento destes microrganismos na estrutura dos grânulos aeróbios pode ser consequência da disponibilidade simultânea de oxigénio e de substrato facilmente biodegradável em baixas concentrações, provocando a formação de gradientes de concentração de substrato no interior do grânulo. Com concentrações reduzidas de biomassa no reactor durante a fase de arranque, o consumo de substrato é limitado durante todo o ciclo e grande parte desse substrato estará disponível como receptor final de electrões durante o período aeróbio. Desta forma, não ocorre a alternância entre o regime de abundância de alimento e de “fome”, que seria crucial para o desenvolvimento de grânulos estáveis (De Kreuk, 2006). Assim, a disponibilidade de substrato durante a fase aeróbia juntamente com a baixa temperatura promove a formação das condições ideais para o desenvolvimento de microrganismos filamentosos. Em sistemas convencionais de lamas activadas os fenómenos de bulking ocorrem sobretudo durante o Inverno e por vezes na Primavera. A criação de condições de temperatura semelhantes promove o crescimento das bactérias filamentosas, e a formação de agregados de estrutura irregular, com reduzida capacidade de sedimentação, provocando o washout da biomassa (Martins, 2004).

Deste modo, é preferível efectuar o arranque de instalações do tipo SBR com grânulos aeróbios durante o período do Verão, uma vez que nessa altura as temperaturas são mais elevadas e os processos biológicos são mais rápidos, garantindo um rápido armazenamento da CQO facilmente biodegradável durante a fase anaeróbia e consequentemente a formação mais fácil dos grânulos aeróbios (De Kreuk, 2006).

A capacidade de nitrificação em sistemas com grânulos aeróbios é menos dependente da temperatura do que se verifica em sistemas de lamas activadas convencionais (De Kreuk, 2006). Os grânulos aeróbios são formados por diferentes camadas, uma aeróbia na zona exterior, que contém uma mistura de microrganismos autotróficos e heterotróficos, e uma zona anaeróbia ou anóxica, na qual ocorre a desnitrificação e na qual estão presentes os microrganismos anaeróbios. As temperaturas baixas conduzem a uma diminuição da actividade dos microrganismos na zona aeróbia e consequentemente aumenta a capacidade de penetração do oxigénio em profundidade. Deste modo, os microrganismos autotróficos, existentes nas camadas mais profundas dos grânulos passam a ter disponível oxigénio para efectuarem a nitrificação. O aumento do volume aeróbio nos grânulos compensa a diminuição da taxa específica de conversão. No entanto, a capacidade de desnitrificação diminui, uma vez que o volume anóxico também diminui (De Kreuk, 2006).

No caso concreto do fósforo, verifica-se que as alterações de temperatura, num curto espaço de tempo (24 horas) não tem qualquer efeito na eficiência de remoção deste nutriente, uma vez que as PAO utilizam quer o oxigénio quer o nitrato como receptor final de electrões para a remoção de fósforo. Assim, a alteração do volume aeróbio ou anóxico dos grânulos não tem um efeito negativo na remoção do fósforo (De Kreuk, 2006).

O efeito das alterações da temperatura a longo prazo, foi igualmente estudado por De Kreuk (2006) simulando as variações de temperatura que ocorrem com a entrada no período de Inverno, isto é, verificou quais os efeitos da passagem da temperatura de 20 °C para 15 °C e depois para 8 °C. A longo prazo, a capacidade de nitrificação tem uma dependência muito menor da temperatura do que a observada nas experiências de curto prazo, devido à alteração da população microbiana existente no interior dos grânulos (Quadro 3.3). A diminuição da dependência da temperatura após a adaptação da biomassa nitrificante pode explicar-se pela combinação de dois factores (1) a penetração do oxigénio em profundidade no interior do grânulo e (2) o aumento do número de microrganismos nitrificantes na zona aeróbia. Tal como na experiência de curto prazo, ocorre um decréscimo da actividade dos microrganismos para temperaturas reduzidas, conduzindo, por outro lado, ao aumento da concentração de oxigénio em profundidade no interior dos grânulos, aumentando o volume aeróbio. O aumento da população aeróbia compensa a diminuição da sua actividade, causada pelas baixas temperaturas.

O aumento da camada aeróbia para temperaturas reduzidas afecta negativamente a eficiência global de remoção de azoto. O volume da zona anóxica, na qual ocorre a desnitrificação, diminui resultando num aumento da concentração de nitratos no efluente tratado. Na prática, a eficiência de remoção de azoto pode ser melhorada diminuindo a concentração de oxigénio dissolvido para um ponto óptimo entre a biomassa aeróbia e anóxica, em combinação com o aumento do tempo do ciclo destinado à nitrificação (De Kreuk, 2006).

No caso da eficiência de remoção de fósforo, a dependência da temperatura no longo prazo é idêntica à dependência no curto prazo. Desde que as PAO possam crescer em condições aeróbias e anóxicas, a sua performance não é influenciada por alterações na concentração de oxigénio no interior do grânulo (De Kreuk, 2006).

Durante a experiência de longo prazo verificou-se que os grânulos se mantinham estáveis, indicando que o processo de granulação é possível mesmo para temperaturas reduzidas (De Kreuk, 2006).

**Quadro 3.3 – Coeficientes de temperatura ( $\theta$ ) para as taxas de conversão de amónia e de ortofosfatos e de produção de nitrito e nitrato num sistema adaptado a baixas temperaturas e num sistema adaptado a 20 °C**

Adaptado de (De Kreuk, 2006)

Processo	Grânulos adaptados a variações de temperaturas	Testes com variações de temperatura em curtos períodos de tempo	Literatura (sistemas de lamas activadas)
Consumo de $\text{NH}_4^+$	1,02	1,05	1,12
Produção de $\text{NO}_x^-$	1,02	1,06	1,12
Consumo de $\text{PO}_4^{3-}$	1,06	1,06	1,031 <sup>a</sup> ; 1,065 <sup>b</sup>

a – experiência de longo prazo

b – experiência de curto prazo

#### *Adição de catiões divalentes*

O processo de granulação é também influenciado pela adição de catiões divalentes como o ferro e o cálcio. Segundo alguns autores elevadas concentrações de catiões provocam um aumento da taxa de formação de grânulos e pode influenciar a estabilidade do sistema de tratamento (Bathe et al, 2005).

De acordo com estudos realizados por Jiang *et al*, citados por Liu e Tay (2004), a adição de cálcio acelera o processo de granulação aeróbia, isto é, a adição de 100 mg/l de  $\text{Ca}^{2+}$  permitiu que a granulação estivesse estabilizada ao fim de 16 dias em oposição aos 32 dias necessários sem adições deste catião. A introdução de iões de cálcio para além de favorecer o processo de granulação permite ainda melhorar as características de sedimentação dos grânulos, assim como a sua resistência. Os iões de cálcio aderem aos grupos de carga negativa presentes na superfície das bactérias e das moléculas de polissacáridos extracelulares servindo como pontes de ligação que promovem a agregação bacteriana (Liu e Tay, 2004).

#### *Velocidade ascensional de ar*

A formação de grânulos aeróbios é favorecida quando na sua fase inicial de desenvolvimento são sujeitos a elevadas forças de ruptura, como é o caso da aplicação de uma elevada velocidade ascensional de ar, garantindo que permanecem no sistema apenas os organismos capazes de formar grânulos.

Este efeito foi verificado através do trabalho desenvolvida por Liu *et al* (2005) onde submeteram dois reactores do tipo SBAR a diferentes velocidades ascensionais de ar, nomeadamente o reactor R1 2,2 cm/s e o reactor R2 a 3,3 cm/s. Após cinco dias verificou-se o aparecimento de pequenos grânulos no reactor R1 e um decréscimo do SVI de 103,5 ml/g para 47,2 ml/g. Contudo, dez dias depois do arranque do reactor começaram a aparecer organismos filamentosos que aderiram aos poucos grânulos existentes. Consequentemente, o SVI aumentou para 170 ml/g verificando-se a perda da biomassa do reactor. Por outro lado, no reactor R2 verificou-se o desenvolvimento de um número elevado de pequenos grânulos conduzindo a um decréscimo do SVI para 26,5 ml/g. Após quinze dias de operação, o reactor R2 apresentava uma fracção de grânulos superior à dos flocos, e a quantidade de organismos filamentosos era muito reduzida. Para além disso, os grânulos existentes apresentavam uma estrutura bem definida.

Deste modo, para velocidades ascensionais de ar reduzidas ocorre uma quebra dos grânulos existentes devido à proliferação dos organismos filamentosos, e consequentemente verifica-se uma diminuição da capacidade de sedimentação da biomassa com a sua, eventual, perda por washout. Por outro lado, a aplicação de elevadas velocidades ascensionais de ar conduz à formação de grânulos com boa capacidade de sedimentação (Bathe *et al*, 2005).

#### *Tipo e configuração do reactor*

A maioria das experiências com grânulos aeróbios têm sido desenvolvidas através de reactores de fluxo descontínuo com arejamento por airlift. Contudo, a aplicação deste tipo de reactores à escala industrial torna-se complicada e dispendiosa, quando comparada com soluções baseadas em arejamento por ar difuso ou arejamento de superfície (De Kreuk e Van Loosdrecht, 2004). Segundo Beun, citado por De Bruin e De Keuk (2004), em reactores SBR com arejamento por ar difuso se a alimentação for rápida, o biofilme tem uma estrutura pouco densa (cerca de 12 g SST/l). Enquanto que em reactores SBR com airlift a densidade do biofilme varia entre 60 g/l a 120 g/l. A estratificação de grânulos em reactores com arejamento por ar difuso provoca reduzidas forças de ruptura, originando interações partícula-partícula na parte superior do reactor. O crescimento rápido dos microrganismos nas camadas exteriores dos grânulos favorecem a formação de filamentosas e consequentemente a formação de grânulos pouco densos. Este efeito é intensificado devido à retenção destas partículas no topo do reactor. Nos reactores com airlift este efeito não ocorre uma vez que este sistema de arejamento permite excelentes condições de mistura das partículas e elevadas forças de ruptura que favorecem o desenvolvimento de grânulos densos.

Comparando os reactores com arejamento por ar difuso e os reactores com airlift, verifica-se que a velocidade de formação de grânulos e sua dimensão varia consoante o tipo de reactor utilizado. De acordo com experiências realizadas por De Bruin e De Kreuk (2004), comprova-se que em de reactores com airlift após uma semana de funcionamento surgiram os primeiros grânulos e após duas semanas estes apresentavam cerca de 1,0 mm de diâmetro. O processo de granulação estabilizou ao fim de 40 dias e nessa altura o diâmetro dos grânulos variava entre 1,1 mm e 1,6 mm para uma concentração de saturação de OD de 40 %. Por outro lado, utilizando reactores com arejamento por ar difuso apenas 27 dias depois do arranque é que surgiram os primeiros grânulos de dimensões bastante reduzidas (cerca de 0,43 mm). Dois meses depois os grânulos apresentavam uma dimensão igual a 1,0 mm e três meses após o arranque o diâmetro dos grânulos aumentou para 1,3 mm.

Contudo, apesar de existirem ligeiras diferenças na dimensão de grânulos nos dois tipos de reactores, se forem aplicados períodos de alimentação prolongados, favorece-se a selecção de microrganismos de crescimento lento e consequentemente o desenvolvimento de grânulos densos com boas características de sedimentação em qualquer um dos reactores (De Kreuk e Van Loosdrecht, 2004). Deste modo, as forças de ruptura provocadas pelo sistema de airlift não são fundamentais para o bom desenvolvimento dos grânulos.

A configuração do reactor tem também um efeito significativo no processo de granulação. A utilização de reactores de área circular alimentados pelo fundo favorece as interacções entre as partículas e consequentemente o desenvolvimento dos grânulos, uma vez que tanto pela alimentação da água residual como pela alimentação de ar são criados circuitos circulares homogéneos (Liu e Tay, 2004). Para além disso, a alimentação pelo fundo do reactor permite que a biomassa seja sujeita a elevadas concentrações de substrato, o que conduz ao aumento da relação F/M, e consequentemente ao armazenamento de substrato facilmente biodegradável, fundamental para o crescimento das bactérias PAO e dos grânulos aeróbios (De Kreuk e Van Loosdrecht, 2004). A aplicação de um caudal circular, aparentemente, força os agregados bacterianos a adaptarem-se a formas regulares. Em reactores circulares a razão elevada entre a altura e o diâmetro assegura uma longa trajectória circular a qual permite a fricção hidráulica entre os agregados. Nos reactores de mistura completa observa-se o movimento do caudal de água em todas as direcções, ficando os agregados sujeitos a várias forças de ruptura hidrodinâmicas. Como resultado apenas se formam flocos de estrutura irregular.

### Características dos grânulos aeróbios

Comparativamente com os flocos de lamas activadas dos sistemas de tratamento clássicos, que são fracos, fofos e irregulares, os grânulos aeróbios apresentam: (1) uma estrutura microbiológica forte e densa, (2) uma forma regular, (3) uma superfície limpa, (4) uma forma visível no licor misto durante as fases de mistura e de sedimentação, (5) uma elevada capacidade de retenção da biomassa e excelentes capacidades de sedimentação, (6) boa resistência a elevadas cargas hidráulicas, (7) boa resistência e elevadas cargas orgânicas e (8) reduzida susceptibilidade a substâncias tóxicas presentes na água residual (Liu e Tay, 2004).

### *Morfologia*

As observações ao microscópio permitem verificar que a morfologia das lamas granulares aeróbias é totalmente diferente das lamas floculentas. A forma dos grânulos aeróbios aproxima-se de uma esfera apresentando a superfície limpa. A dimensão dos grânulos é um parâmetro importante na caracterização do processo de granulação aeróbia. O diâmetro médio dos grânulos varia entre 0,2 mm e 5,0 mm (Liu e Tay, 2004). Esta variação deve-se a um balanço entre o crescimento do grânulo e o desprendimento de microrganismos devido às forças hidrodinâmicas de ruptura relativamente fortes que se verificam nos reactores.

### *Sedimentabilidade*

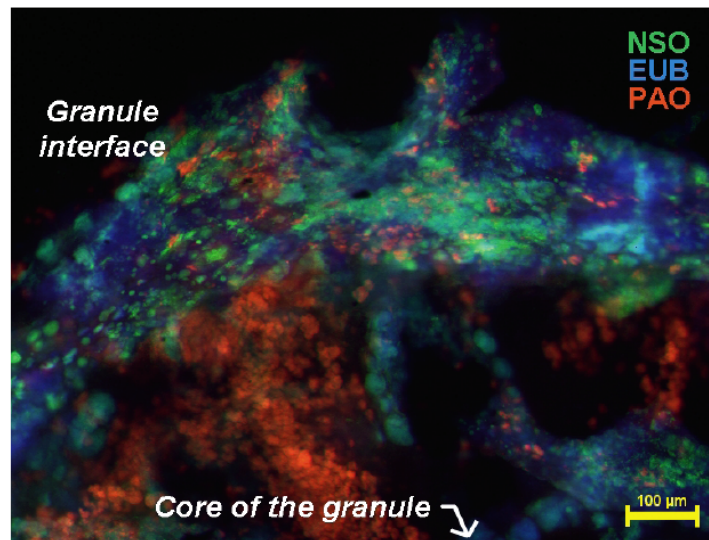
A capacidade de sedimentação dos grânulos aeróbios determina a eficiência da etapa de separação sólido-líquido e é essencial para o correcto desempenho dos sistemas de tratamento de águas residuais. Em sistemas baseados em grânulos aeróbios o SVI atinge valores inferiores a 50 ml/g, bastante inferior aos verificados para os sistemas clássicos de lamas activadas entre 100 ml/g e 150 ml/g. Uma vez que os grânulos apresentam uma excelente sedimentabilidade podem ser separados da fase líquida em sistemas de decantação mais compactos. A velocidade de sedimentação dos grânulos está associada à sua dimensão e estrutura, sendo normalmente superior a 10 m/h. Este valor é comparável com a velocidade de sedimentação dos grânulos anaeróbios, no entanto é bastante superior à verificada nas lamas activadas (entre 0,5 m/h a 1,5 m/h) (De Bruin *et al*, 2006). A elevada velocidade de sedimentação dos grânulos aeróbios permite a aplicação de cargas hidráulicas elevadas nos reactores sem que haja preocupações com problemas de washout da biomassa (Liu e Tay, 2004).

### *Superfície hidrofóbica celular*

A hidrofobia da superfície celular constitui uma força de afinidade importante na auto-imobilização celular e no processo de agregação. Contudo, a acção deste factor no processo de granulação ainda não está totalmente esclarecida (Liu e Tay, 2004). Liu *et al*, citado por Liu e Tay (2004), estabeleceram uma ligação entre o desenvolvimento de bactérias heterotróficas e nitrificantes nos grânulos aeróbios com as propriedades hidrofóbicas das suas superfícies celulares. A aplicação de uma elevada força de ruptura ou uma elevada pressão de selecção hidráulica impostas à biomassa resulta num aumento significativo da superfície hidrofóbica das células, para além de conduzir à produção de polissacáridos e aumentar a actividade microbiológica da biomassa (Chen *et al*, 2006).

### Diversidade microbiológica

A diversidade microbiológica dos grânulos aeróbios tem sido estudada através de técnicas biotecnológicas moleculares. Nos grânulos aeróbios têm sido identificadas diversas bactérias, que se desenvolvem em diferentes condições, nomeadamente heterotróficas, nitrificantes, desnitrificantes, acumuladoras de fósforo (PAO) e acumuladoras de glicogénio (Liu e Tay, 2004). O centro do grânulo aeróbio é constituído essencialmente por microrganismos anaeróbios e anóxicos onde ocorrem os processos de desnitrificação e de remoção de fósforo. Enquanto que na camada exterior desenvolve-se um conjunto variado de microrganismos autotróficos e heterotróficos aeróbios. É nesta zona que ocorrem os processos de remoção de carbono e de nitrificação. Na Figura 3.25 apresenta-se uma fotografia da estrutura do grânulo com as diferentes bactérias envolvidas, isto é, nitrosomonas (NSO), eubactérias (EUB) e bactérias acumuladoras de fósforo (PAO).



**Figura 3.25 – Estrutura de um grânulo aeróbio**  
**Adaptado de (Heijnen *et al*, 2005)**

### Mecanismos de formação dos grânulos

O processo de granulação é influenciado pelo conjunto de factores que foram anteriormente descritos, devendo-se, no entanto, analisá-los de forma integrada uma vez que a formação de grânulos resulta da combinação de um conjunto de forças físicas, químicas e biológicas.

O processo de granulação aeróbia divide-se, essencialmente, em três etapas nomeadamente aclimação, multiplicação e maturação, de acordo com a taxa de crescimento específico dos grânulos (Chen *et al*, 2006). De um ponto de vista mais detalhado na primeira etapa ocorre o movimento físico responsável pelo contacto entre as bactérias. Os factores envolvidos nesta etapa são as forças hidrodinâmicas, a transferência de massa por difusão, a gravidade, o efeito termodinâmico e a mobilidade celular. Na segunda etapa verifica-se a estabilização dos contactos multicelulares resultantes das forças de atracção iniciais. Estas forças são físicas (forças de Van der Waals, atracção de cargas opostas, termodinâmicas, tensão superficial, hidrofóbicas), químicas e bioquímicas (Liu e Tay, 2004). Por fim, na terceira etapa ocorre a maturação dos agregados formados através da produção de polímeros extracelulares, alterações metabólicas e da criação de ambientes que induzam alterações genéticas que facilitem as interações celulares e promovam o desenvolvimento de grânulos com uma estrutura organizada (Liu e Tay, 2004).

O facto de as células apresentarem uma superfície hidrofóbica desempenha um papel crucial na iniciação do processo de granulação, uma vez que o aumento dessa superfície potencia as interacções celulares e a formação de grânulos densos (Liu e Tay, 2004). A presença de polissacáridos extracelulares também influencia a formação dos grânulos, uma vez que permitem os mecanismos de adesão e coesão celulares.

### 3.3.5 Tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>

Na tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> as bactérias responsáveis pela depuração da água residual estão presentes sob a forma de grânulos com um diâmetro considerável, ao invés de flocos como ocorre nos sistemas de lamas activadas convencionais. Como resultado, a velocidade de sedimentação dos grânulos é extremamente elevada e a concentração de biomassa no reactor biológico poderá ser consideravelmente superior, até 10 g/l ou 15 g/l (DHV, 2007c).

A biomassa granular é definida como um agregado de origem microbiana, que não coagula em condições de tensão hidrodinâmica reduzida e que conseqüentemente sedimenta a uma velocidade substancialmente maior que os flocos dos sistemas de lamas activadas clássicos (Bathe *et al*, 2005). Uma forma de determinar a formação de grânulos é avaliar a fracção de partículas de lamas activadas com um diâmetro mínimo de 0,2 mm. Complementarmente, deve avaliar-se o SVI dos grânulos aeróbios após 5 minutos e 30 minutos de sedimentação, devendo ser os dois valores comparáveis. É relevante notar que com lamas activadas convencionais o SVI<sub>5</sub> é pelo menos o dobro do valor SVI<sub>30</sub>. Esta característica das lamas granulares ilustra que a sedimentação é realmente muito rápida e que após 5 minutos praticamente já não existe qualquer sedimentação adicional.

Um outro aspecto que caracteriza a tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>, é o facto de a mesma aplicar os princípios dos reactores de funcionamento descontínuo ou batch, em que a sedimentação da biomassa granular ocorre no interior do próprio reactor biológico, não se utilizando para esse efeito os decantadores secundários existentes nos sistemas convencionais (Figura 3.26).

A combinação destas duas características faz com que a tecnologia descrita usufrua das seguintes vantagens (DHV, 2007c):

- **área de implantação muito reduzida**
  - devido à elevada concentração da biomassa e à elevada velocidade de sedimentação, o volume dos reactores biológicos é consideravelmente menor do

que as soluções clássicas, para os mesmos objectivos de qualidade; o facto de a sedimentação ser realizada no interior dos próprios reactores também contribui para essa redução;

- **maior estabilidade de operação**

- inexistência de bulking, já que a biomassa responsável pelo tratamento encontra-se sob a forma de grânulos e não de flocos; logo não é necessário qualquer volume adicional para evitar a proliferação de bactérias filamentosas do tipo selector;
- maior concentração de lamas activadas, apresentando uma maior capacidade de resistência a variações de carga;

- **remoção extensiva não só de carbono mas também de azoto e fósforo por via exclusivamente biológica**

- remoção simultânea de carbono e nutrientes, devido ao gradiente de oxigénio que é criado no interior do grânulo durante a fase de arejamento;

- **menor investimento**

- reactores biológicos de menores dimensões;
- processo de tratamento mais simples, sendo de salientar por exemplo que durante cada ciclo batch o período de alimentação coincide com o período de descarga;

- **menores custos operacionais**

- devido aos princípios aplicados vários equipamentos consumidores não são utilizados, tais como: bombas de recirculação de lamas e interna, decantadores secundários, agitadores nos tanques anaeróbios e nos tanques de arejamento, etc.; adicionalmente a eficiência de transferência de oxigénio é mais elevada, uma vez que se utiliza um sistema de arejamento por bolha fina, o que também contribui para a redução do consumo energético com o arejamento.

Desde que os parâmetros de dimensionamento do sistema sejam devidamente seleccionados, o mecanismo de formação dos grânulos é muito simples. A tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> permite que a

biomassa sedimente apenas durante um período muito curto. Consequentemente, as bactérias só podem sobreviver no reactor desde que formem grânulos com velocidades de sedimentação elevadas. Caso não exista biomassa em grânulos para inoculação, os grânulos são formados durante a fase de arranque por um processo de selecção natural. Este processo é realizado utilizando-se flocos de biomassa e diminuindo progressivamente o período destinado à sedimentação da biomassa. Devido ao “stress” que é criado os flocos vão progressivamente aumentando de tamanho até finalmente se tornarem grânulos. Desta forma, a fase de arranque de um sistema *Nereda*<sup>TM</sup> é um exemplo da lei da selecção natural de Darwin.

Embora com algumas particularidades, de entre as quais se destaca a possibilidade de alimentação e descarga simultâneas, tal como atrás referido o sistema *Nereda*<sup>TM</sup> é operado à semelhança de um sistema SBR convencional, compreendendo os seguintes períodos em cada ciclo de tratamento:

### **Enchimento**

A fase de enchimento é combinada com a de descarga, uma vez que a alimentação do reactor realiza-se de forma a evitar os curto-circuitos hidráulicos e a própria densidade das lamas granulares não permite que estas sejam arrastadas juntamente com o efluente tratado. Nesta fase o substrato orgânico das águas residuais penetra profundamente nos grânulos, sendo consumido pelos microrganismos heterotróficos capazes de armazenar o referido substrato.

### **Arejamento**

Durante este período ocorrem várias reacções biológicas em simultâneo, nomeadamente processos de remoção de carbono, de azoto através das reacções de nitrificação e desnitrificação, e de fósforo (Figura 3.27). Ocorre um gradiente de oxigénio ao longo do grânulo, resultando numa zona exterior aeróbia e uma zona interior anóxica/anaeróbia. Subsequentemente, as bactérias presentes nos grânulos competem pelo oxigénio na zona exterior do grânulo, resultando numa mistura destas duas espécies. A biomassa nitrificante converte os compostos azotados reduzidos a nitratos. Os nitratos são por sua vez convertidos em azoto gasoso no interior do grânulo pelas bactérias desnitrificantes. Devido à elevada penetração do substrato orgânico durante a fase de enchimento, existe uma quantidade suficiente de CQO armazenada na zona interior do grânulo durante a fase de arejamento. Adicionalmente, é também nesta fase

aeróbia que ocorre o processo de absorção de fosfatos, libertados durante a fase de alimentação.

### **Sedimentação**

Devido às elevadas velocidades de sedimentação dos grânulos (tipicamente 10 m/h), a separação do efluente tratado dos grânulos é proporcionada através de um período de sedimentação substancialmente mais curto do que nos sistemas clássicos (nos quais as velocidades no máximo serão de 1,0 m/h).

A extracção de lamas em excesso pode realizar-se durante as fases de sedimentação ou arejamento. Esta efectua-se através de um dispositivo especialmente desenhado pela DHV, que permite a manutenção dos grânulos de maiores dimensões no interior do reactor.

### **Descarga**

Após a fase de sedimentação, a água decantada é descarregada do reactor. Devido à excelente sedimentabilidade dos grânulos e à configuração tipo fluxo-pistão, tipicamente esta fase é combinada com o período de enchimento, contribuindo adicionalmente para a redução do volume de reactor necessário.

A descarga é concretizada através da utilização de sistemas de decantação fixos, ao contrário do que sucede com os reactores SBR convencionais, onde normalmente são aplicados sistemas móveis mais dispendiosos.

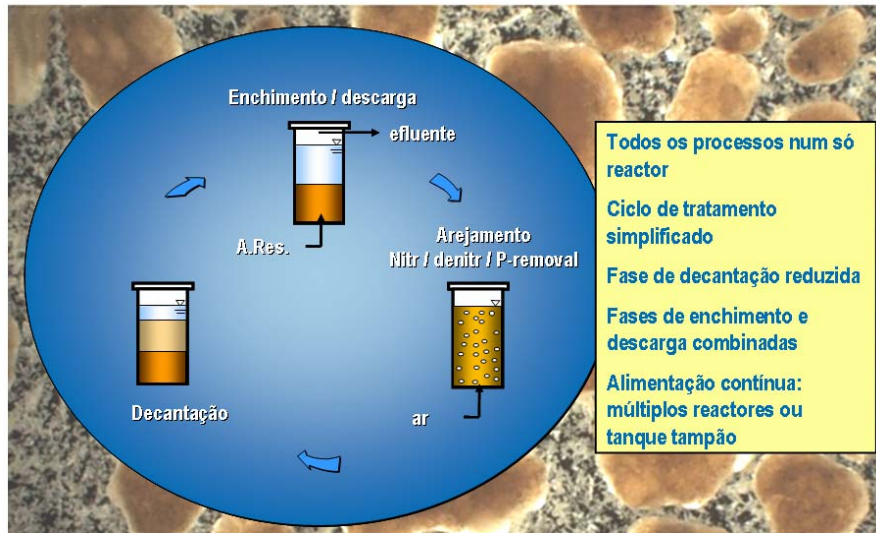
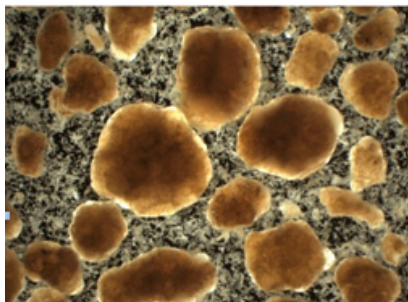
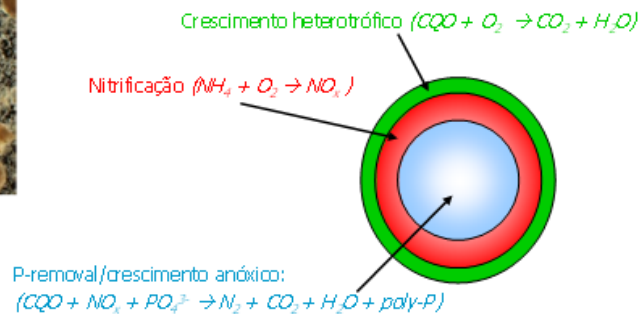


Figura 3.26 – Princípio de funcionamento da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>: modo de operação (DHV, 2007c)

## Como desenvolver os granulos?



Mecanismo de selecção:  
- fase de decantação curta



**Gradiente de oxigénio nos granulos permite a remoção simultânea de CQO, N e P**

Figura 3.27 - Princípio de funcionamento *Nereda*<sup>TM</sup>: remoção de nutrientes (DHV, 2007c)

O dimensionamento dos reactores biológicos *Nereda*<sup>TM</sup> é realizado mediante uma rotina de cálculo desenvolvida pela empresa DHV, com base em valores da bibliografia e essencialmente

com base na experiência do grupo DHV na concepção e operação deste tipo de tratamento biológico desenvolvido em colaboração com a Universidade de Delft na Holanda.

Na tecnologia em estudo aplicam-se um conjunto de parâmetros de dimensionamento semelhantes aos aplicáveis em sistemas de lamas activadas descontínuos, e que são apresentados de forma resumida no Quadro 3.4.

**Quadro 3.4 – Parâmetros de dimensionamento  
(DHV, 2007a)**

<b>Parâmetros de dimensionamento</b>	
Concentração de biomassa (kg/m <sup>3</sup> )	8 a 10
SVI (ml/g)	< 50
Tempo total do ciclo (h)	3,0
Tempo de sedimentação (min)	5 a 10

Esta tecnologia apesar de apresentar excelentes resultados ao nível da qualidade do efluente tratado quer ao nível dos ensaios laboratoriais como nas diferentes instalações piloto realizadas na Holanda, apresenta como principal ónus o facto de ainda não existir uma ETAR com efluentes domésticos em funcionamento. Deste modo, alguns pontos que se pensam serem favoráveis a esta tecnologia, por comparação com os sistemas clássicos de lamas activadas, não estão ainda suficientemente estudados e comprovados, como é o caso das necessidades de arejamento e respectivo consumo energético e a produção de lamas em excesso.

### 3.3.6 Exemplos de aplicações de sistemas de lamas activadas granulares

No presente capítulo indicam-se alguns exemplos de estudos e aplicações de sistemas com grânulos aeróbios em reactores do tipo SBR realizados à escala laboratorial e à escala piloto, com efluentes industriais e efluentes domésticos, nomeadamente:

- Efluente duma indústria de processamento de sementes de soja;
- Efluente duma indústria de produção de uísque de malte;
- Instalação piloto na ETAR de Ede;
- Instalação piloto na ETAR de Epe.

### 3.3.6.1 Efluente duma indústria de processamento de sementes de soja

Na Escola de Química da Universidade de Ciências e Tecnologia da China, Kui-Zu Su e Han-Qing Yu, testaram a hipótese de tratamento de uma água residual proveniente de uma indústria de processamento de sementes de soja, rica em proteínas, através de um SBR com grânulos aeróbios. Os grânulos formados apresentaram ótimas características de sedimentabilidade e uma elevada actividade, como se pode visualizar na Figura 3.28.

A utilização de reactores UASB no tratamento de águas residuais ricas em proteínas não é aconselhada, visto que o processo de granulação não é eficiente. No entanto, através do estudo realizado por Su e Yu (2005), verificou-se que é possível cultivar grânulos aeróbios em águas residuais ricas em proteínas. Isto significa que o tipo de substrato a degradar não é o factor principal para se conseguir a formação de grânulos.

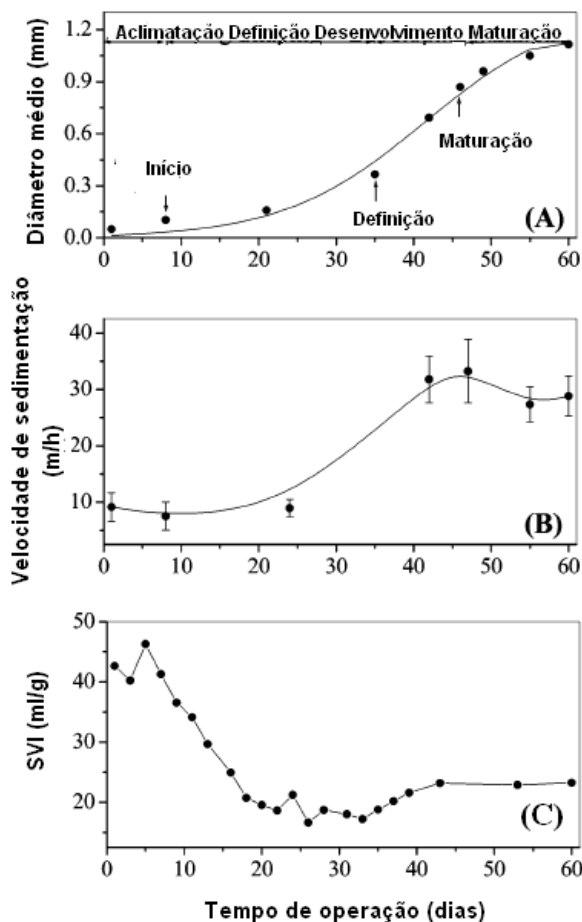


Figura 3.28 – Características das lamas no processo de granulação: (A) diâmetro médio; (B) velocidade de sedimentação e (C) SVI (Su e Yu, 2005)

### **3.3.6.2 Efluente dum indústria de produção de uísque de malte**

Erley *et al*, (2004) desenvolveram um estudo na Universidade Técnica de Munchen, cuja finalidade consistia em avaliar a capacidade de formação de grânulos aeróbios num reactor do tipo SBR, que tratava uma água residual resultante da produção de uísque de malte, que apresentava um teor elevado de partículas orgânicas.

De acordo com os resultados obtidos, comprovou-se que era possível a formação de grânulos aeróbios no tratamento de águas residuais com estas características, através da criação de um acentuado gradiente de substrato entre períodos de reduzida ou elevada disponibilidade do mesmo através de um processo periódico num reactor SBR.

De acordo com este trabalho experimental a matéria orgânica particulada, que é dificilmente biodegradável, pode ser removida com uma eficiência da ordem dos 50 % em termos de CQO total através de grânulos aeróbios. Por outro lado, a eficiência de remoção de CQO dissolvido atingiu cerca de 80 %.

O trabalho realizado por Erley *et al* (2004) permitiu ainda concluir que existem dois mecanismos distintos de remoção de matéria orgânica, um deles é efectuado pelos grânulos mais novos que absorvem as partículas orgânicas promovendo posteriormente a sua hidrólise e degradação, e outro realizado pelos grânulos maduros que também removem as partículas orgânicas, mas utilizando protozoários que se desenvolvem na sua superfície.

### **3.3.6.3 Instalação piloto na ETAR de Ede**

Desde 1999 que a empresa de consultoria DHV Water, BV e a Universidade Tecnológica de Delft estabeleceram uma parceria na investigação sobre os sistemas de tratamento de águas residuais baseados em grânulos aeróbios. A partir desse momento foi possível realizar um trabalho mais exaustivo sobre a viabilidade da formação de grânulos aeróbios e o desenvolvimento da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> com aplicação à escala piloto. Com base nos bons resultados obtidos à escala laboratorial desenvolveu-se a primeira instalação piloto na ETAR de Ede, cuja operação teve início em Outubro de 2003 (De Bruin *et al*, 2005).

Os principais objectivos consistiam em demonstrar a aplicabilidade de uma tecnologia baseada em grânulos aeróbios no tratamento de água residual, de acordo com as características de um país como a Holanda, com elevados picos de carga hidráulica afluyente, com exigências de

remoção extensiva de azoto e fósforo e com temperaturas baixas a moderadas (10 °C a 20 °C) (De Bruin *et al*, 2006).

A instalação piloto foi montada num contentor na ETAR de Ede, como se apresenta na Figura 3.29, e cujo caudal nominal da instalação era de 5 m<sup>3</sup>/h. A composição média da água residual afluyente à instalação piloto era a seguinte: 560 mg/l de CQO, 225 mg/l de SST, 58,4 mg/l de N<sub>kj</sub> e 10 mg/l de P<sub>total</sub> (De Bruin *et al*, 2006).

O coração do piloto consistia em dois reactores biológicos instalados em paralelo, com um diâmetro de 0,6 m e uma altura igual a 6,0 m. Os reactores podiam ser operados com um sistema de arejamento por air-lift (reactor 2) ou por difusão por bolha fina (reactor 1), sendo controlados automaticamente pela medição de OD. O efluente tratado era removido dos reactores através do controlo automático de uma válvula colocada a 4,0 m de altura ou através de um descarregador situado a 6,0 m de altura. Os reactores GSBR foram inoculados com lamas activadas provenientes da ETAR de Ede. Após os dois reactores GSBR existiam dois tanques tampão que permitiam verificar a qualidade do efluente tratado (De Bruin *et al*, 2005).

O pré-tratamento da instalação piloto consistia num decantador primário, seguido, opcionalmente, de um filtro de areia pressurizado. No entanto, o pré-tratamento podia ser by-passado e nesse caso os reactores do tipo Granular Sequencing Batch Reactor (GSBR) eram alimentados com água residual bruta. Caso fosse necessário, existiam condições para se realizar a adição de um polímero para aumentar a eficiência da decantação primária. A instalação piloto apresentava um elevado grau de automação, permitindo o controlo on-line quer do oxigénio, amónia, nitratos e fosfatos. Assim, caso existisse alguma falha ou distúrbio no processo, a operação alterava-se automaticamente (De Bruin *et al*, 2005).



**Figura 3.29 – Instalação piloto de Ede  
(De Bruin *et al*, 2006)**

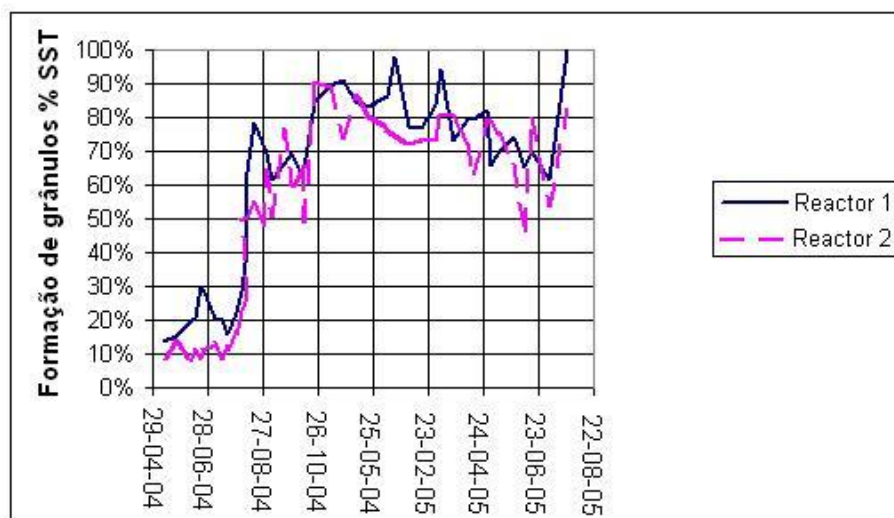
Uma vez que não se registaram diferenças significativas na performance dos dois reactores decidiu-se reverter o reactor 2, em Maio de 2004, utilizando também um sistema de arejamento por difusão por bolha fina (De Bruin *et al*, 2006).

O tempo total do ciclo de operação dos reactores variou entre 2,5 horas e 4,0 horas, sendo que a fase de alimentação correspondia a 50-60 minutos, a carga hidráulica aplicada durante a fase de sedimentação foi 3-4 m/h e o tempo de sedimentação variou entre 20 minutos a 30 minutos. O tempo restante era dedicado à fase de reacção/arejamento (De Bruin *et al*, 2005).

Durante os primeiros meses de arranque do piloto não foi fácil controlar e estabilizar o processo de granulação, essencialmente devido à baixa temperatura de processo, cerca de 5 °C, e ao controlo inadequado do arejamento o que conduzia a elevadas concentrações de nitratos e a uma reduzida remoção biológica de fósforo. Em Janeiro de 2004 de modo a ultrapassar estes problemas isolaram-se as paredes dos reactores e implementou-se um sistema de controlo do arejamento através da medição de OD (De Bruin *et al*, 2005).

Após alguns meses de operação em que o processo de granulação não estabilizava, verificou-se que, durante a fase de arranque, isto é, de formação dos grânulos, era impossível manter a remoção biológica de fósforo e conseguir a nitrificação do efluente. Deste modo, alterou-se a estratégia de operação dos reactores concentrando todos os esforços na

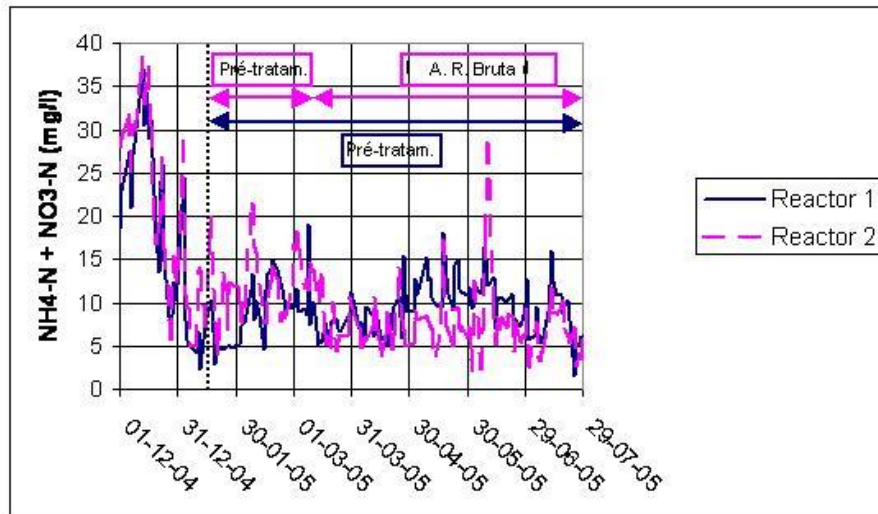
estabilização do processo de granulação através da selecção dos microrganismos de responsáveis pelos processo de remoção de P (De Bruin *et al*, 2005). A granulação foi estimulada pelo aumento da pressão de selecção hidráulica. Considerou-se que este processo estava concluído quando cerca de 80 % a 90 % da concentração total de sólidos consistem em grânulos, isto é, têm um diâmetro mínimo de 0,2 mm. Nesse momento, o SVI30 foi cerca de 52 ml/g no reactor 1 e 65 ml/g no reactor 2, em qualquer dos casos inferiores ao obtido na ETAR de Ede (entre 100 ml/g e 130 ml/g). Na Figura 3.30 apresenta-se a evolução da formação dos grânulos nos dois reactivos e tal como se verifica não existiram diferenças significativas no desenvolvimento dos mesmos. Na fase estacionária da instalação piloto, que correspondeu a aproximadamente 10 meses (entre Novembro de 2004 e Agosto de 2005), a concentração das lamias granulares estabilizou entre 9 g/l e 10 g/l, apresentando aproximadamente 80 % das lamias um diâmetro superior a 0,2 mm, sendo a maioria superior a 0,6 mm (De Bruin *et al*, 2006).



**Figura 3.30 – Formação de grânulos**  
Adaptado de (De Bruin *et al*, 2006)

Após a fase de granulação estar estabilizada procedeu-se à optimização do processo de tratamento biológico, isto é, à remoção de azoto e fósforo. Quando o processo de desnitrificação ficou estabilizado a concentração total de amónia e nitratos foi inferior a 5 mg/l como se pode observar na Figura 3.31. Mesmo para o mês mais frio, em que a temperatura da água residual foi cerca de 13 °C as concentrações médias de amónia e de nitratos foram de 9,2 mg/l e 8,9 mg/l. Simultaneamente, a remoção biológica de fósforo também apresentou uma boa performance, atingindo-se concentrações de ortofosfatos no efluente tratado de 0,9 mg/l e

0,8 mg/l respectivamente nos reactores 1 e 2 (Bruin *et al*, 2006). Pela Figura 3.31 verifica-se que independentemente de a água residual sofrer ou não uma etapa de pré-tratamento a montante dos reactores GSBR o processo de granulação não foi afectado e consequentemente a qualidade do efluente tratado também foi idêntica em ambos os casos.



**Figura 3.31 – Concentração de amónia e de nitratos no efluente tratado**  
(Adaptado de De Bruin *et al*, 2006)

No que respeita à concentração de CQO dissolvida no efluente tratado atingiu valores da ordem dos 45 mg/l, em linha com os valores obtidos nos sistemas de lamas activadas convencionais. Quanto aos SST no efluente tratado atingiram-se valores entre 10 mg/l e 20 mg/l (De Bruin *et al*, 2006).

### 3.3.6.4 Instalação piloto na ETAR de Epe

No seguimento de Programa de Pesquisa Nacional do Nereda na Holanda, a empresa de consultoria DHV instalou um piloto na ETAR de Epe (Figura 3.32), com características semelhantes ao preconizado para a ETAR de Ede.

A experiência neste piloto decorreu desde Dezembro de 2006 a Março de 2008, onde os processos de remoção de carbono, azoto e fósforo foram sendo ajustados ao longo do tempo e com o decorrer do processo de formação de grânulos aeróbios. Os resultados obtidos no efluente tratado nesta instalação piloto, para os parâmetros CQO, nitratos, nitritos, amónia e ortofosfatos, apresentam-se na Figura 3.33, Figura 3.34 e Figura 3.35. Como se pode verificar

os resultados foram bastante positivos quer no que respeita à remoção de carbono como de nutrientes.



Figura 3.32 – Instalação piloto da ETAR de Epe

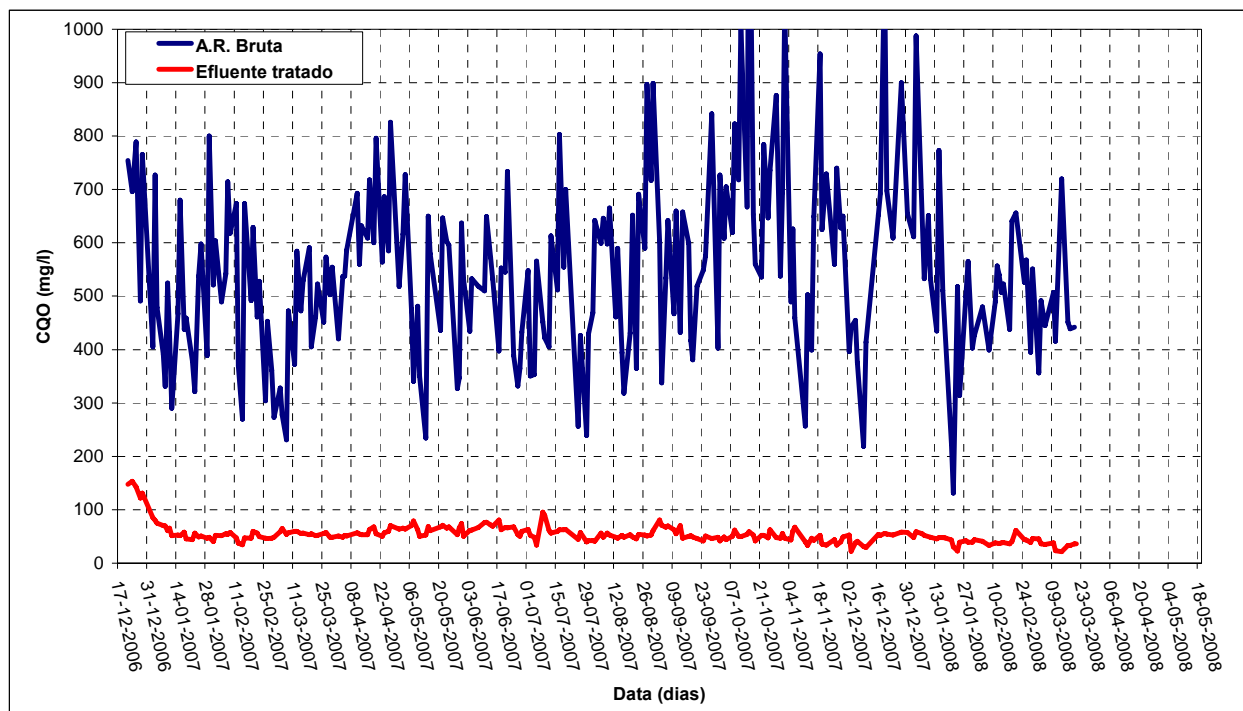


Figura 3.33 – Remoção de CQO na instalação piloto da ETAR de Epe

Adaptado de (De Bruin *et al*, 2008)

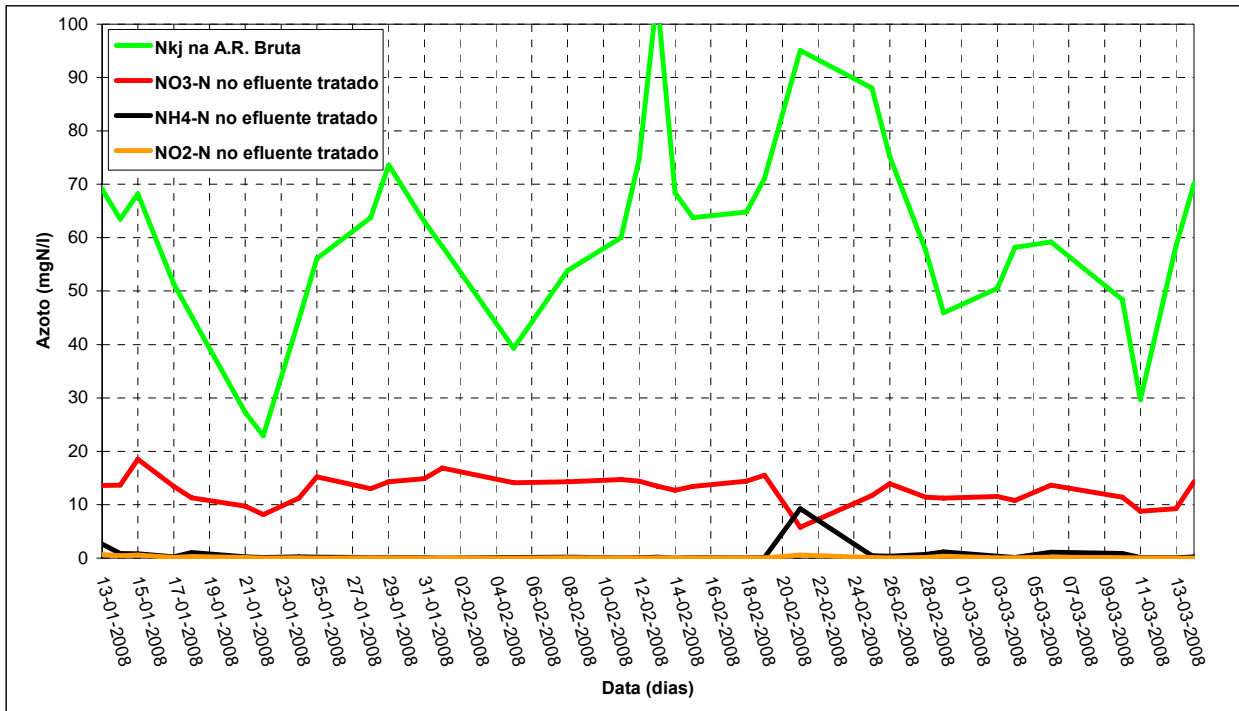


Figura 3.34 – Remoção de azoto na instalação piloto da ETAR de Epe  
Adaptado de (De Bruin et al, 2008)

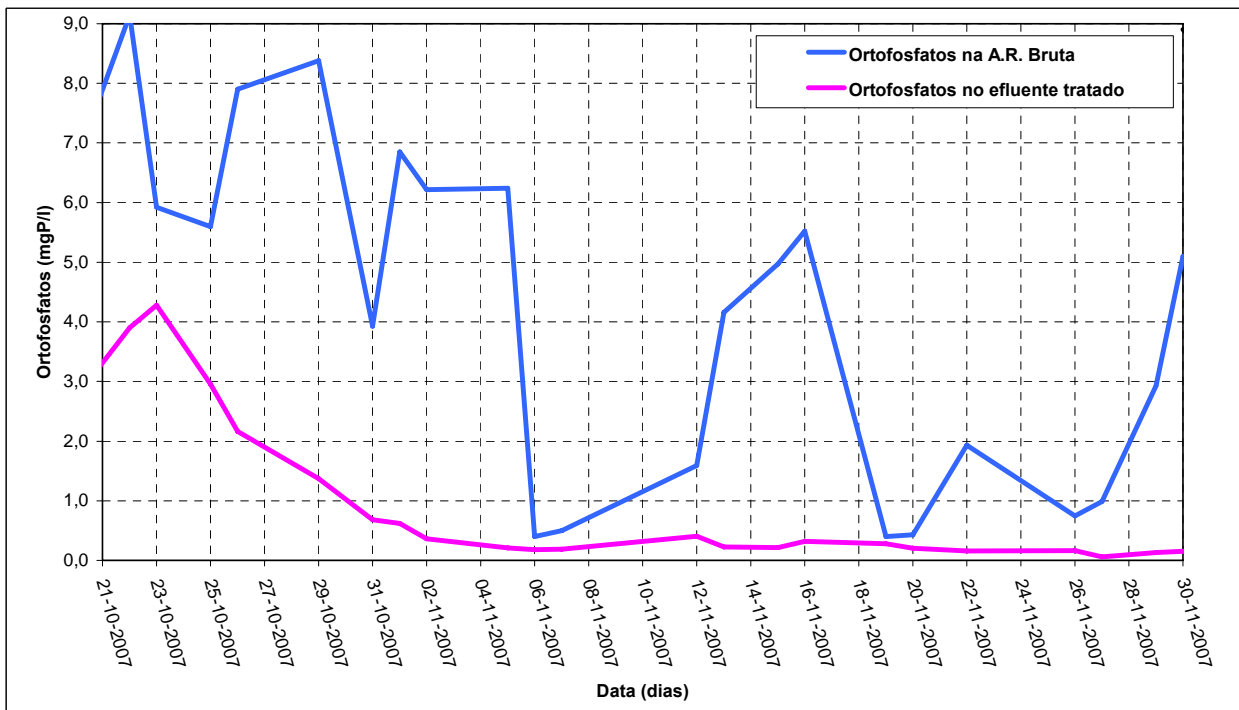
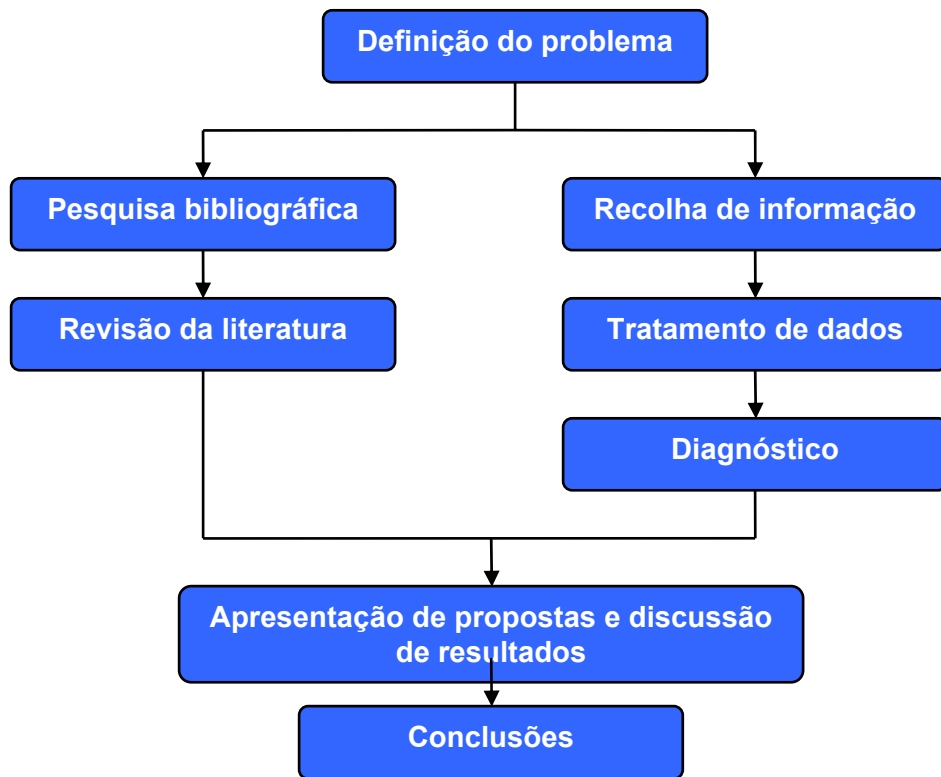


Figura 3.35 – Remoção de ortofostatos na instalação piloto da ETAR de Epe  
Adaptado de (De Bruin et al, 2008)



## 4 METODOLOGIA

No presente capítulo realiza-se a descrição da metodologia utilizada para a elaboração deste trabalho. Na Figura 4.1 apresentam-se esquematicamente as diferentes etapas.



**Figura 4.1 – Metodologia de elaboração do trabalho**

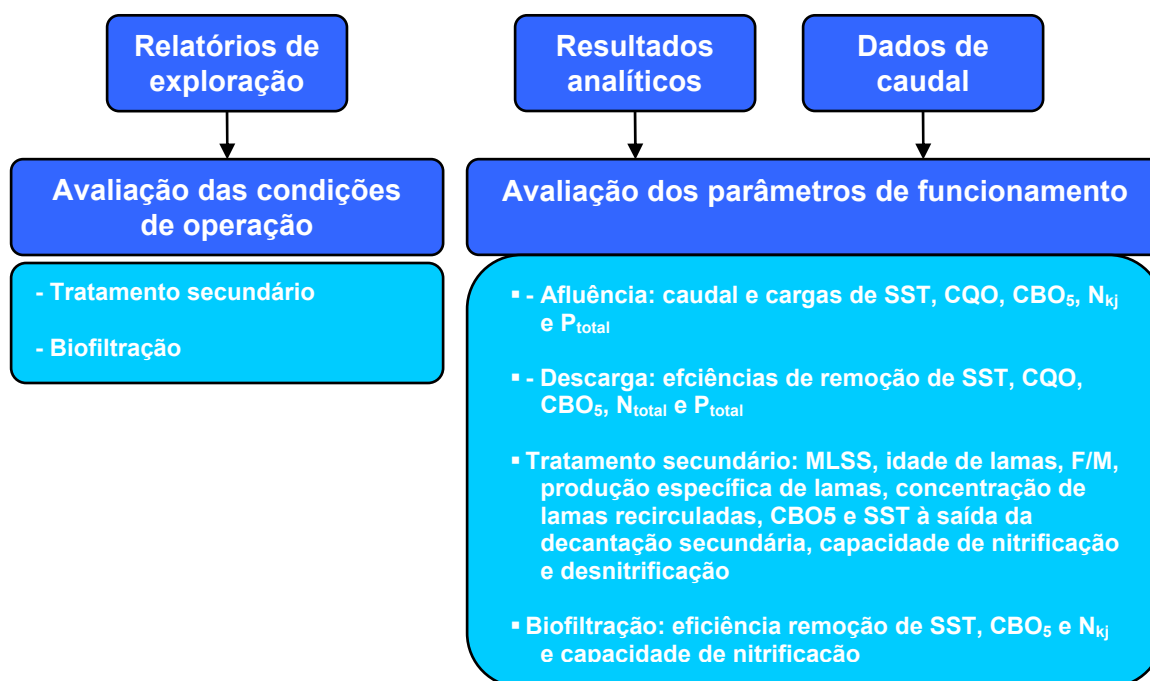
Durante a primeira parte do trabalho procedeu-se ao levantamento de informação sobre a ETAR de Frielas e simultaneamente sobre os sistemas de tratamento de águas residuais, sobretudo no que concerne aos sistemas baseados em grânulos.

Para o desenvolvimento do trabalho foi necessário solicitar informações, presentes no Quadro 4.1, a duas entidades, nomeadamente à SIMTEJO, entidade responsável pela exploração da ETAR de Frielas, e à DHV, entidade detentora da patente da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>.

**Quadro 4.1 – Informação solicitada a cada entidade**

Entidade	Informação solicitada
SIMTEJO	Manual de funcionamento do subsistema de Frielas Resultados analíticos da ETAR de Frielas no período entre Janeiro de 2006 e Maio de 2008 Relatórios de exploração da ETAR de Frielas de Janeiro de 2006 a Maio de 2008 Valores de caudal das fases líquida e sólida relativos à ETAR Licença de descarga da ETAR
DHV	Projecto de execução da instalação piloto Manual de operação da instalação piloto

Após a recolha de informação estar finalizada, iniciou-se a fase de tratamento de dados da ETAR de Frielas, cujo objectivo consistia em realizar um diagnóstico da etapa de tratamento secundário, incluindo a etapa de biofiltração. Esta fase subdividiu-se na metodologia indicada na Figura 4.2.



**Figura 4.2 – Metodologia utilizada no diagnóstico da ETAR de Frielas**

Após identificados os principais problemas de operação e de funcionamento desta ETAR, seguiu-se a descrição detalhada da aplicação da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> em 25 % do volume de um tanque de arejamento existente. A opção por esta tecnologia teve como fundamento o facto de esta garantir, à priori, a solução para grande parte dos problemas identificados na fase de diagnóstico. Contudo, a verificação do conjunto de vantagens, oferecidas pela nova tecnologia, terão de ser comprovadas ao longo do período de demonstração da mesma.

A apresentação da aplicação da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> na ETAR de Frielas passou, inicialmente, pelo esclarecimento do conjunto de adaptações físicas necessárias para converter 25 % do volume do reactor existente, seguindo-se a descrição dos princípios de funcionamento.

De forma a comprovar, teoricamente, as vantagens oferecidas pela tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> realizou-se uma comparação técnico-económica entre esta e uma solução baseada no sistema clássico de lamas activadas. As duas soluções de tratamento foram dimensionadas de modo a garantir a remoção de carbono e de nutrientes, azoto e fósforo.

Com base, no conjunto de resultados extraídos da comparação técnico-económica e da apresentação da instalação piloto da ETAR, retiraram-se as principais conclusões sobre a nova tecnologia apresentada, evidenciando as suas vantagens e desvantagens.

Contudo, é importante referir que viabilidade desta solução no tratamento das águas residuais domésticas afluentes à ETAR de Frielas deverá ser verificada com a demonstração prática desta tecnologia, que decorrerá ao longo de 16 meses.



## **5 CASO DE ESTUDO: ETAR DE FRIELAS**

### ***5.1 Caracterização geral da ETAR de Frielas***

As águas residuais afluentes à ETAR de Frielas são de origem doméstica e industrial, provenientes de uma rede de colectores do tipo separativo que abrange, actualmente, parte dos Concelhos de Lisboa, Loures, Odivelas, Amadora, Vila Franca de Xira e em breve também Sintra e Mafra.

A ETAR foi dimensionada para o ano horizonte de 2001, no entanto para facilitar a integração das diferentes fases da extensão, alguns órgãos foram executados tendo em conta a capacidade nominal no ano horizonte de 2021.

A construção da Estação teve em conta a sua ampliação no futuro, tendo sido previstas 3 fases:

- 1ª Fase: ano horizonte 2001, para 700 000 habitantes-equivalentes;
- 2ª Fase: ano horizonte 2011, para 900 000 habitantes-equivalentes;
- 3ª Fase: ano horizonte 2021, para 1 050 000 habitantes-equivalentes.

A arquitectura geral após a equalização compreende três linhas de tratamento independentes e iguais entre si, às quais se acrescentarão, com a execução das extensões, uma quarta e quinta linhas iguais a cada uma das anteriores (Figura 5.1).



(Nota: 1 – Elevação inicial e gradagem, 2 – Desarenamento/Desengorduramento, 3 – Decantação primária, 4 - Elevação intermédia, 5 – Tanque de equalização, 6 - Tanques de arejamento, 7 – Decantadores secundários, 8 - Biofiltração, 9 – Desinfecção UV, 10 – Espessamento gravítico, 11 – Edifício da flotação, 12 – Digestão anaeróbia, 13 - Gasómetro, 14 – Desidratação mecânica e 15 – Área para ampliação do tratamento biológico)

**Figura 5.1 – ETAR de Frielas**  
**Adaptado de (Google Earth, 2008)**

### 5.1.1 Dados de base de dimensionamento da instalação

Os dados de base para o dimensionamento da ETAR de Frielas, nomeadamente caudais e cargas poluentes, são apresentadas no Quadro 5.1.

**Quadro 5.1 – Características das águas residuais afluentes à ETAR de Frielas (caudais, cargas e concentrações)  
(SIMTEJO, 2006)**

Parâmetros		Ano 2001	Ano 2011	Ano 2021		
População em função do caudal (hab.eq.)		350 000	470 000	583 000		
População em função da carga de CBO <sub>5</sub> (hab.eq.)		700 000	900 000	1 050 000		
Caudal médio diário (m <sup>3</sup> /dia)	Tempo seco	69 984	93 312	116 640		
	Tempo chuvoso	85 536	114 048	142 560		
Caudal de ponta (m <sup>3</sup> /h)	Tempo seco	4 968	6 624	8 280		
	Tempo chuvoso	5 670	7 560	9 450		
Cargas	CBO <sub>5</sub> (kg/dia)	Tempo seco	38 351	48 895	56 687	
		Tempo chuvoso	37 807	48 128	55 598	
	CQO (kg/dia)	Tempo seco	103 926	132 036	152 099	
		Tempo chuvoso	102 387	129 901	148 975	
	SST (kg/dia)	Tempo seco	60 116	77 636	92 379	
		Tempo chuvoso	59 191	76 412	90 526	
	N <sub>kj</sub> (kg/dia)	Tempo seco	5 039	6 625	8 165	
		Tempo chuvoso	4 961	6 501	7 983	
	P <sub>total</sub> (kg/dia)	Tempo seco	980	1 306	1 633	
		Tempo chuvoso	941	1 255	1 711	
	Concentrações	CBO <sub>5</sub> (mg/l)	Tempo seco	548	524	486
			Tempo chuvoso	442	422	390
CQO (mg/l)		Tempo seco	1 485	1 415	1 304	
		Tempo chuvoso	1 197	1 139	1 045	
SST (mg/l)		Tempo seco	859	832	792	
		Tempo chuvoso	692	670	635	
N <sub>kj</sub> (mg/l)		Tempo seco	72	71	70	
		Tempo chuvoso	58	57	56	
P <sub>total</sub> (mg/l)		Tempo seco	14	14	14	
		Tempo chuvoso	11	11	12	
Coliformes fecais (NMP/100 ml)		Tempo seco	2,4x10 <sup>7</sup>	2,4x10 <sup>7</sup>	2,4x10 <sup>7</sup>	
		Tempo chuvoso	1,9x10 <sup>7</sup>	1,9x10 <sup>7</sup>	1,9x10 <sup>7</sup>	

### 5.1.2 Objectivos de qualidade

O efluente tratado na ETAR de Frielas é descarregado na Vala Real que se encontra ligada à Ribeira da Póvoa. De acordo com o Decreto-lei n.º 152/97, de 19 de Junho, e o Decreto-lei n.º 149/2004, de 22 de Junho, o meio receptor em questão não é considerado como zona sensível, o que justifica o nível de tratamento secundário, com nitrificação para reutilização do efluente tratado na rega e remoção da poluição microbiológica. No entanto, face às sucessivas dificuldades de cumprimentos dos valores limite de emissão a actual licença fixa os objectivos de qualidade nos valores indicados no Quadro 5.2.

**Quadro 5.2 – Objectivos de qualidade do efluente tratado da ETAR de Frielas  
(CCDR-LVT, 2007)**

<b>Parâmetros</b>	<b>Valor limite</b>
CBO <sub>5</sub>	70 % a 90 % de percentagem de redução
CQO	75 % de percentagem de redução
SST	90 % de percentagem de redução
Coliformes fecais	2 000 NMP/100 ml

### 5.1.3 Linha de tratamento

Partindo de uma descrição geral da linha de tratamento existente na ETAR de Frielas, pretende-se caracterizar de uma forma mais detalhada o conjunto de órgãos envolvidos na etapa de tratamento secundário, isto é, o tanque de equalização/homogeneização, os reactores biológicos e os decantadores secundários, uma vez que será o funcionamento destes que será objecto de diagnóstico em capítulos seguintes. Na Figura 5.2 e na Figura 5.3 apresentam-se os diagramas simplificados da linha de tratamento da ETAR de Frielas, para as fases líquida e sólida respectivamente.

#### **Pré-tratamento**

- Elevação inicial por parafusos de Arquimedes em dois estágios;
- Gradagem mecânica média;
- Gradagem mecânica fina;

- Medição de caudal em canal Parshall;
- Desarenamento / Desengorduramento.

### **Tratamento primário**

- Tratamento físico-químico acoplado a decantação primária acelerada (tipo lamelar);
- Extracção das lamas primárias (e químicas).

### **Tratamento secundário**

- Elevação intermédia por parafusos de Arquimedes;
- Equalização / Homogeneização;
- Lamas activadas tipo média carga:
  - Arejamento por difusão de ar;
  - Decantação secundária;
  - Recirculação de lamas biológicas;
  - Extracção de lamas biológicas em excesso.

### **Tratamento de Afinação**

- Elevação para a biofiltração por bombas de tipo centrífuga instaladas em tubo;
- Biofiltração em biofiltros Biostyr nitrificantes;
- Medição de caudal da água tratada;
- Desinfecção por ultravioletas.

### **Tratamento das lamas**

- Espessamento gravítico das lamas primárias (e químicas);
- Espessamento por flotação das lamas biológicas em excesso;

- Mistura das lamas flotadas e espessadas;
- Condicionamento das lamas mistas por adição de cal hidratada;
- Estabilização das lamas mistas por digestão anaeróbia mesofílica;
- Desidratação mecânica por centrífugas.

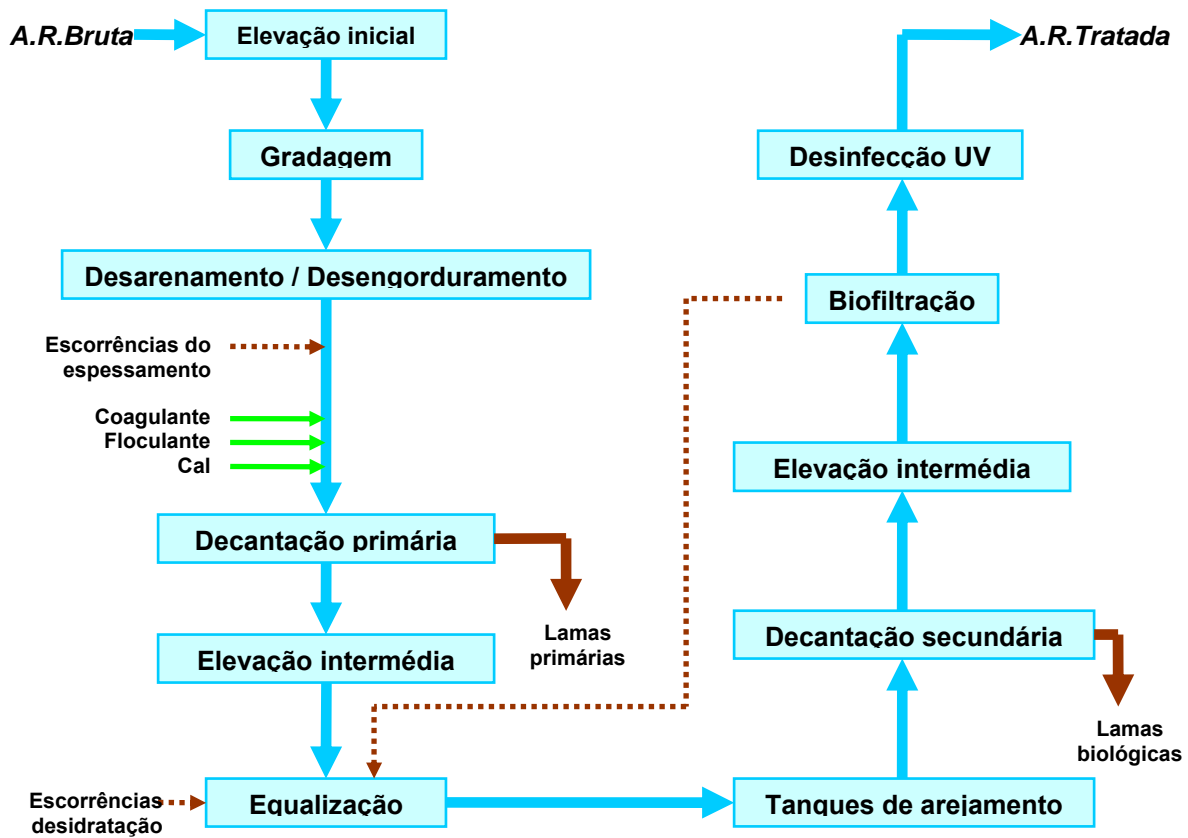


Figura 5.2 – Diagrama simplificado da fase líquida da ETAR de Frielas

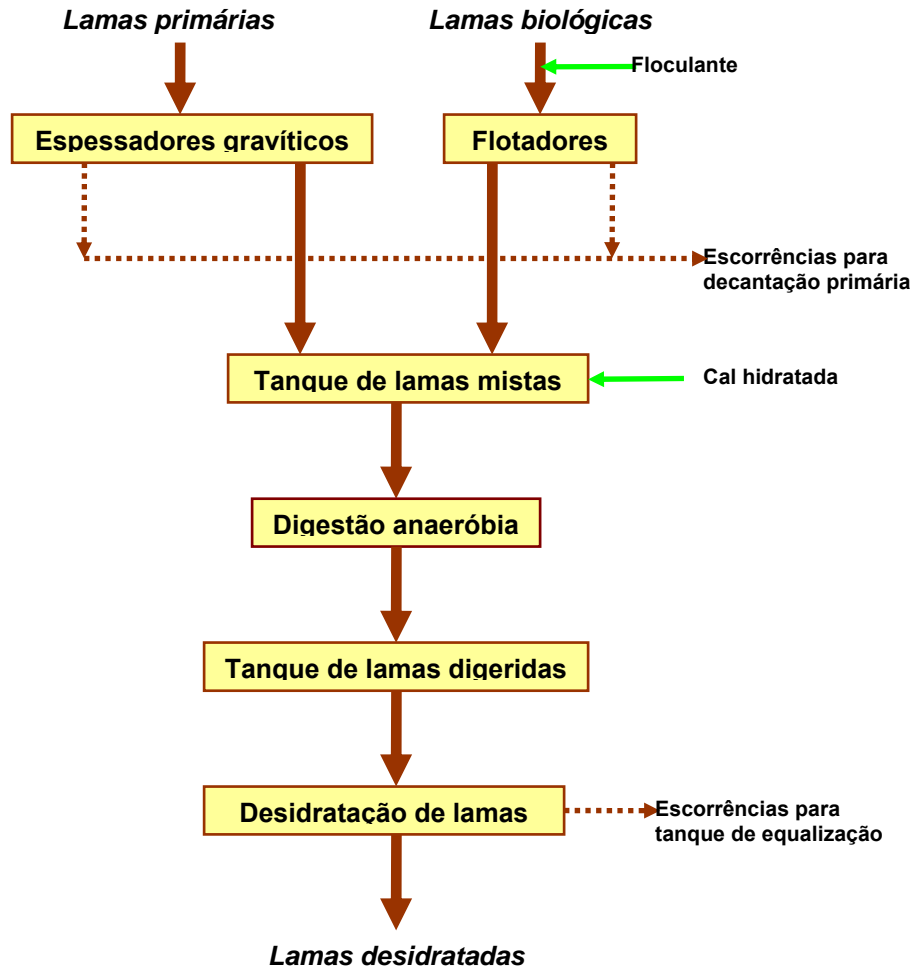


Figura 5.3 – Diagrama simplificado da fase sólida da ETAR de Frielas

No Anexo I descrevem-se as principais características das operações unitárias actualmente existentes na instalação de acordo com o Manual de Funcionamento do Subsistema de Frielas (SIMTEJO, 2006).

## 5.2 Diagnóstico do tratamento secundário e da etapa de biofiltração

### 5.2.1 Avaliação das condições de operação do tratamento secundário e da etapa de biofiltração

Uma vez que o principal objectivo da presente dissertação consiste na demonstração da conversão do tratamento secundário, incluindo a desactivação das etapas de decantação secundária e, eventualmente da etapa de biofiltração, da ETAR de Frielas na tecnologia

*Nereda*<sup>TM</sup>, o presente capítulo engloba apenas a avaliação das condições de operação relativas a estas etapas de tratamento actualmente existentes na ETAR.

No presente capítulo apresenta-se um diagnóstico efectuado à etapa de tratamento secundário e ao sistema de biofiltração com base nas visitas realizadas à ETAR e em informações disponibilizadas pelos técnicos da SIMTEJO, nomeadamente os relatórios de exploração mensais de 2007 e 2008.

A ETAR é constituída por um esquema de tratamento baseado num sistema de lamas activadas em média carga, possuindo um tanque de equalização/homogeneização a montante dos seis tanques de arejamento. A etapa de decantação secundária é realizada em doze órgãos de planta rectangular servindo cada par de decantadores um tanque de arejamento. A jusante da decantação secundária realiza-se a elevação intermédia das águas residuais para um sistema de biofiltração, constituído por oito biofiltros de fluxo ascendente, dimensionados para garantir a remoção de matéria orgânica, de SST e de  $N_{kj}$ . Os principais problemas de operação referentes a estas etapas enumeram-se de seguida:

- O envio das escorrências da desidratação e das águas de lavagem dos biofiltros para o tanque de equalização/homogeneização provoca: (1) o aumento de cerca de 70 % da carga de sólidos afluentes ao tratamento biológico e (2) o aumento da fracção de CQO particulado. Esta situação juntamente com a agitação/arejamento existente no tanque de equalização provoca um aumento da actividade biológica neste tanque, originando o consumo de cerca de 30 % da CQO dissolvida proveniente da decantação primária, ou seja, da CQO facilmente biodegradável, deixando esta de estar disponível nos tanques de arejamento. A SIMTEJO prevê realizar, a breve prazo, a alteração do circuito de escorrências do sistema de biofiltração e da desidratação para montante da etapa de decantação primária. Estas medidas serão fulcrais para minimizar a actividade biológica no tanque de equalização, evitando o consumo de CQO facilmente biodegradável, e minimizar a carga de sólidos afluentes ao tratamento secundário e consequentemente aumentar a eficiência de remoção do mesmo;
- O funcionamento automático do tanque de equalização/homogeneização encontra-se inadequado, uma vez que durante a noite o tempo de retenção do efluente neste tanque é elevado entrando em condições de anaerobiose, com consequências ao nível da proliferação de odores desagradáveis e também no processo de tratamento aeróbio a

jusante, uma vez que o sistema de arejamento não é automático aumentando as necessidades de arejamento;

- As válvulas de alimentação de cada tanque de arejamento não são motorizadas e não funcionam de forma automática. A alteração da situação existente é importante, sobretudo para os períodos de forte pluviosidade, de modo a melhorar a gestão do processo em termos do caudal alimentado ao tratamento biológico ao longo do dia;
- O sistema de arejamento existente não funcionou de forma automática até Maio de 2008, o que impossibilitava o controlo e o ajuste da concentração de OD nos tanques de arejamento. A sua modificação permitiu não só aumentar a eficiência energética associada, assim como garantir um controlo adequado do processo de tratamento;
- O tratamento secundário está a ser operado com relações F/M baixas, da ordem dos 0,14 kg CBO<sub>5</sub>/ kg MLSS.dia, (por comparação com o valor de projecto) e a CQO facilmente biodegradável é em parte consumida no tanque de equalização. Estes dois factores associados a uma idade de lamas acima de 10 dias contribuem para os problemas de biofloculação existentes, nomeadamente pin-point flocc, e de foaming conduzindo a uma deterioração da qualidade do efluente final, sobretudo no que respeita aos níveis de SST. Uma forma de minimizar este problema passará pela construção de um selector (tanque de contacto) anóxico ou anaeróbio, a montante de cada tanque de arejamento, de forma a colocar uma fracção controlável das lamas em recirculação em contacto com a totalidade das águas residuais afluentes, aumentando desta forma a carga mássica no tanque de contacto e permitindo a selecção das bactérias floculantes (não filamentosas), e restante fracção das lamas em recirculação directamente no tanque de arejamento;
- Ainda relativamente ao persistente problema de foaming tem consequências notórias ao nível da etapa de decantação secundária, uma vez que a acumulação de escumas à superfície juntamente com o arraste pelas pontes raspadoras dos decantadores provocam a deterioração da qualidade do efluente tratado, reduzindo as eficiências ao nível da remoção de SST. Este problema poderia, eventualmente, ser minimizado através da alteração do sistema de remoção de escumas existente, e prevendo a instalação de grupos electrobomba para elevação das mesmas para um novo escumador, a instalar junto aos decantadores;

- A ausência de deflectores à entrada e à saída dos decantadores secundários origina a formação de circuitos preferenciais e o arraste das escumas existentes à superfície juntamente com o efluente tratado;
- A configuração dos decantadores secundários também não é a mais aconselhada, uma vez que têm um comprimento superior a 40 m (valor aconselhável para os decantadores rectangulares) de modo a não serem influenciados pela acção do vento;
- Os compressores de arejamento da etapa de biofiltração avariam constantemente devido às elevadas temperaturas que atingem, o que impede o funcionamento de um número significativo de biofiltros, limitando a capacidade de afinação final do efluente;
- O caudal de alimentação dos biofiltros não é constante ao longo do dia, uma vez que as bombas de elevação do efluente secundário funcionam por variação de nível no interior do poço de bombagem;
- A distribuição do caudal de alimentação dos biofiltros não é equitativa, provocando a sobrecarga de alguns biofiltros, diminuindo a sua eficiência de tratamento;
- A manutenção dos biofiltros é bastante complexa, sobretudo no que respeita às válvulas de borboleta, responsáveis pelo isolamento da alimentação de ar, onde frequentemente o obturador fica bloqueado. Para além disso estas válvulas não garantem um isolamento total, o que significa que quando um biofiltro está em lavagem, existe a entrada de ar de lavagem para os restantes;
- O sistema de lavagem dos biofiltros não está dotado de uma medição de caudal de água de lavagem, logo, não é possível efectuar-se o controlo da mesma.

### 5.2.2 Avaliação dos parâmetros de funcionamento do tratamento secundário e da etapa de biofiltração

O presente capítulo engloba a avaliação dos parâmetros de funcionamento relativos ao tratamento secundário e ao sistema de biofiltração da ETAR. No entanto, de modo a existir uma caracterização geral da capacidade de tratamento da fase líquida da ETAR, realizou-se também uma análise às eficiências globais de depuração da mesma.

As avaliações foram realizadas com base na informação recolhida nas visitas efectuadas à ETAR de Frielas, entre 2006 e 2008, e de acordo com a análise dos relatórios analíticos mensais facultados pela SIMTEJO referentes ao mesmo período.

A partir dos resultados analíticos mensais foi caracterizada a afluência à ETAR quer em termos de caudais quer em termos de cargas, efectuando-se a devida comparação com os dados de base teóricos utilizados no dimensionamento da mesma. Foram também identificados os principais parâmetros de funcionamento relativos ao tratamento secundário, com os objectivos de (1) avaliar qual a sua capacidade de tratamento efectiva e (2) comprovar a existência de determinadas deficiências de funcionamento.

### **5.2.2.1 Caracterização da afluência à ETAR**

Neste capítulo são avaliadas as condições de afluência à ETAR de Frielas, recorrendo aos resultados analíticos de Janeiro de 2006 a Maio de 2008 fornecidos pela SIMTEJO. Os parâmetros a analisar correspondem ao caudal médio diário do afluente bruto e aos valores de cargas afluentes, nomeadamente,  $CBO_5$ , CQO, SST,  $N_{total}$  e  $P_{total}$  apresentados no Quadro 5.3 e que juntamente com a Figura 5.4 e a Figura 5.5 permitem realizar as análises descritas de seguida. Ressalva-se que na análise efectuada se consideraram como meses secos os correspondentes ao período de Maio a Setembro e como meses pluviosos os correspondentes ao período de Outubro a Abril.

#### Análise aos valores de caudal afluente

Na Figura 5.4, apresentam-se os valores de caudal médio diário afluente à ETAR de Frielas no período de Janeiro de 2006 a Maio de 2008. Da sua análise salientam-se os seguintes aspectos:

- Em média, no período em estudo, o caudal médio diário afluente à ETAR de Frielas nunca atingiu os valores definidos no horizonte de projecto de 2001, isto é, aproximadamente 70 000 m<sup>3</sup>/dia em tempo seco e 85 500 m<sup>3</sup>/dia em tempo pluvioso. De acordo com os dados de caudal referentes aos primeiros cinco meses de 2008, a ETAR encontrou-se a funcionar a aproximadamente 65 % da capacidade nominal de projecto definida para o ano 2001;
- Verifica-se que existe uma tendência ligeiramente crescente para os valores de caudais médios diários entre os anos 2006 a 2008;

- No período corresponde à época de Verão, nomeadamente entre os meses de Junho e Agosto, registam-se os valores mais baixos de caudal, atingindo-se o valor mínimo nos meses de Agosto. Este facto poderá relacionar-se com (1) a reduzida contribuição pluvial, (2) menor actividade em termos industriais e (3) deslocações das populações para férias;
- Os valores de caudal médio mais elevados ocorrem durante os meses de maior pluviosidade e em particular no mês de Fevereiro;
- O valor máximo registado foi de 64 216 m<sup>3</sup>/dia, em Fevereiro de 2007, cerca de 75 % do caudal médio diário de dimensionamento da instalação para o ano de horizonte de projecto de 2001 em tempo pluvioso;

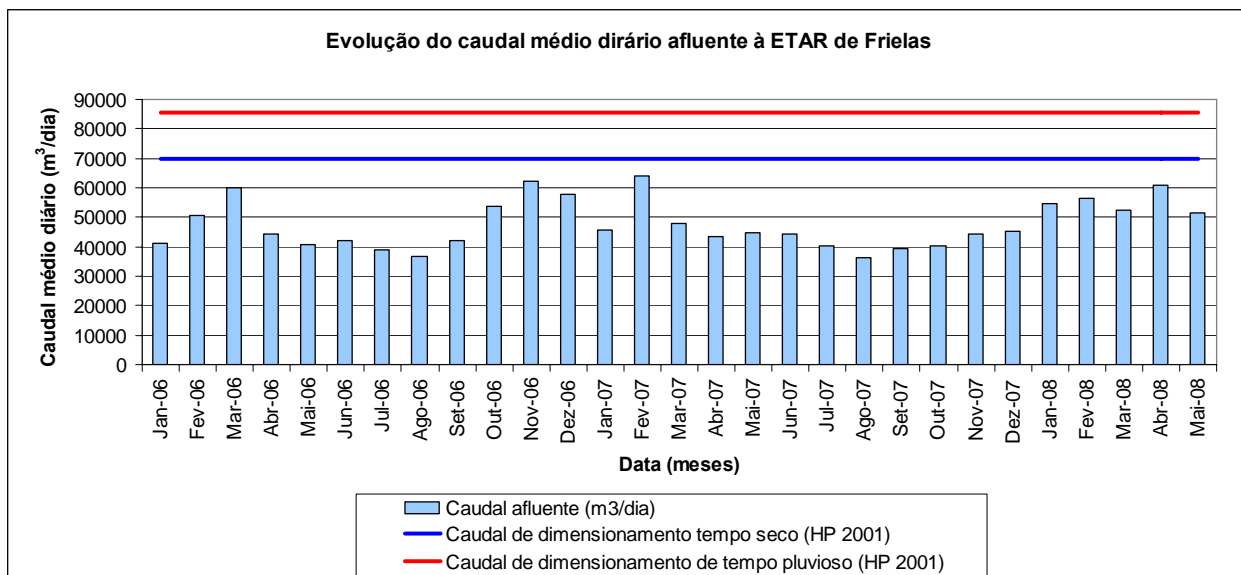


Figura 5.4 – Evolução do caudal médio diário afluyente à ETAR de Frielas

Análise aos valores de carga de CBO<sub>5</sub> afluyente

Em relação às cargas afluentes à ETAR de Frielas apresenta-se como exemplo o parâmetro CBO<sub>5</sub>, cuja evolução é descrita na Figura 5.5, salientando-se os seguintes aspectos como relevantes:

- A carga de CBO<sub>5</sub> afluyente à ETAR entre Janeiro e Maio de 2008 corresponde a cerca de 45 % da carga de CBO<sub>5</sub> definida para o horizonte de projecto de 2001 em tempo pluvioso, isto é, cerca de 37 800 kg/dia;
- A amplitude de variação dos seus valores, durante o período em análise, correspondeu a 50 % face aos valores mínimo (11 380 kg/dia em Janeiro de 2006) e máximo (19 531 kg/dia em Março de 2006) registados.

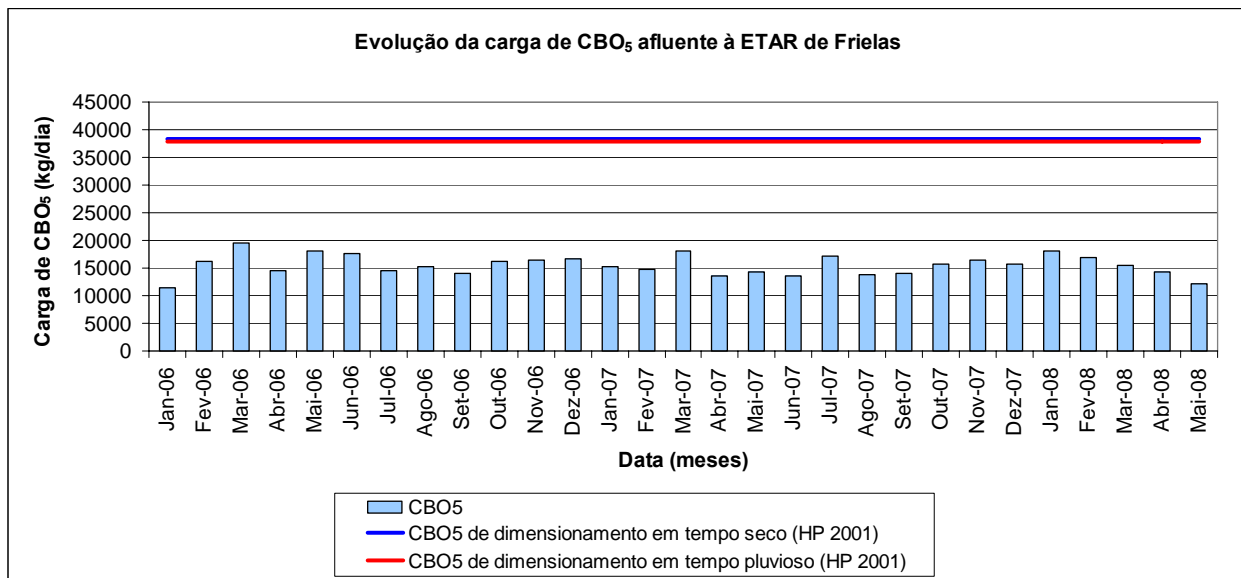


Figura 5.5 – Evolução da carga de CBO<sub>5</sub> afluyente à ETAR de Frielas

No que diz respeito aos restantes parâmetros, nomeadamente SST, CQO, N<sub>total</sub> e P<sub>total</sub>, e pela análise do Quadro 5.3, a evolução destes parâmetros é semelhante à verificada no caso da CBO<sub>5</sub>, isto é, em todos nunca se atingiu os valores de dimensionamento quer para tempo seco ou pluvioso. Comparando os valores destes parâmetros com os de dimensionamento para tempo pluvioso verifica-se que entre Janeiro e Maio de 2008 as percentagens de cargas afluentes são de 30 % para SST, 33 % para CQO, 53 % para N<sub>total</sub> e 28 % para P<sub>total</sub>.

Quadro 5.3 – Caudais e cargas afluentes à ETAR de Frielas

Data	Caudal afluente (m <sup>3</sup> /dia)	SST (kg/dia)	CQO (kg/dia)	CBO <sub>5</sub> (kg/dia)	N <sub>total</sub> (kg/dia)	P <sub>total</sub> (kg/dia)
Jan-06	41 191	11 245	26 267	11 380	2 744	282
Fev-06	50 736	15 349	32 010	16 115	3 551	378
Mar-06	60 055	23 101	37 765	19 531	2 515	304
Abr-06	44 346	15 723	30 239	14 615	3 139	356
Mai-06	40 555	18 689	33 587	18 200	3 162	470
Jun-06	42 184	20 206	38 963	17 670	2 634	354
Jul-06	38 966	17 528	34 095	14 635	1 599	203
Ago-06	36 585	19 238	35 217	15 176	2 397	352
Set-06	42 099	15 829	33 384	14 131	2 594	356
Out-06	53 589	20 441	33 960	16 278	3 363	414
Nov-06	62 317	18 482	35 857	16 477	3 248	394
Dez-06	57 541	16 014	33 459	16 703	2 652	295
<b>Média 2006</b>	<b>47 514</b>	<b>17 654</b>	<b>33 734</b>	<b>15 909</b>	<b>2 800</b>	<b>346</b>
Jan-07	45 716	13 606	31 487	15 127	2 658	294
Fev-07	64 216	13 871	32 413	14 874	4 517	449
Mar-07	47 987	22 582	31 333	18 000	3 042	310
Abr-07	43 414	12 958	29 949	13 618	2 827	380
Mai-07	44 672	14 662	31 189	14 237	3 675	552
Jun-07	44 471	11 973	30 868	13 558	3 513	409
Jul-07	40 127	17 910	32 816	17 219	2 963	342
Ago-07	36 438	13 825	29 802	13 760	2 350	267
Set-07	39 622	15 126	29 957	14 135	2 704	282
Out-07	40 301	13 274	29 900	15 596	3 096	362
Nov-07	44 520	18 301	33 972	16 398	3 650	409
Dez-07	45 193	15 492	32 930	15 739	3 767	386
<b>Média 2007</b>	<b>44 723</b>	<b>15 298</b>	<b>31 385</b>	<b>15 188</b>	<b>3 230</b>	<b>370</b>
Jan-08	54 840	17 943	34 814	18 135	3 127	344
Fev-08	56 375	19 134	33 645	16 870	1 371	130
Mar-08	52 330	15 589	32 369	15 363	3 371	311
Abr-08	60 999	17 868	34 549	14 266	4 814	591
Mai-08	51 489	14 092	31 920	12 049	3 483	440
<b>Média 2008</b>	<b>55 207</b>	<b>16 925</b>	<b>33 459</b>	<b>15 337</b>	<b>3 234</b>	<b>363</b>

A partir dos valores de cargas afluentes dos vários parâmetros à entrada da ETAR de Frielas calcularam-se as relações entre os mesmos e a CBO<sub>5</sub>. No Quadro 5.4 sintetizam-se as relações de cargas calculadas e as correspondentes relações típicas de efluentes domésticos. Pela análise dos resultados podem concluir-se os seguintes aspectos:

- A relação CQO/CBO<sub>5</sub> de 2,13 traduz um efluente facilmente biodegradável;

- A relação de CBO<sub>5</sub>/SST calculada está próxima do valor típico, no entanto, uma vez que é ligeiramente superior pode ser indicação de um teor de sólidos suspensos totais inferior ao usual;
- A relação CBO<sub>5</sub>/N<sub>total</sub> superior a 4,7 traduz um efluente cujo azoto seria removido por via biológica por um processo de nitrificação-desnitrificação, caso a ETAR estivesse preparada para remover este nutriente;
- A relação CBO<sub>5</sub>/P<sub>total</sub> superior a 21,0 significa que o fósforo presente na água residual seria removido por via biológica, caso a ETAR estivesse preparada para esse efeito.

**Quadro 5.4 – Relações calculadas para o afluente à ETAR de Frielas e relações típicas de efluentes domésticos**

<b>Relações</b>	<b>Calculadas</b>	<b>Típicas</b>
CQO/CBO <sub>5</sub>	2,13	2,20
CBO <sub>5</sub> /SST	0,95	0,86
CBO <sub>5</sub> /N <sub>total</sub>	5,44	4,70
CBO <sub>5</sub> /P <sub>total</sub>	47,11	21,00

### 5.2.2.2 Caracterização da descarga da ETAR

Na caracterização do efluente tratado foram utilizados os dados registados pela SIMTEJO entre Janeiro de 2006 e Maio de 2008. No Quadro 5.5 apresentam-se os valores de concentração de SST, CQO, CBO<sub>5</sub>, Azoto total e Fósforo total à entrada e à saída da ETAR de Frielas e as respectivas eficiências de remoção.

Tendo em conta o grau de depuração a atingir referido no capítulo 5.1.2, actualmente a instalação vê-se obrigada a cumprir unicamente as eficiências mínimas de remoção definidas na licença de descarga, emitida pela CCDR de Lisboa e Vale do Tejo, que vão ao encontro do definido no Decreto-lei n.º 152/97, de 19 de Junho, e ainda o valor limite de emissão relativa à poluição bacteriológica. Contudo, apesar das menores exigências dos objectivos de qualidade, a instalação apresenta uma performance deficiente sobretudo no que diz respeito à remoção de sólidos suspensos totais, que no entanto têm dado sinais de uma melhoria razoável ao longo dos primeiros cinco de meses de 2008. Esta melhoria justifica-se, essencialmente, pelo maior acompanhamento e controlo da operação de todo o tratamento biológico, nomeadamente

através de um controlo da idade de lamas e sua diminuição, redução do foaming por adição de água clorada à saída dos tanques de arejamento, controlo do OD nos tanques de arejamento e minimização do número de lavagens dos biofiltros.

Analisando as eficiências de remoção obtidas durante o período em estudo e comparando-as com as percentagens mínimas de redução referidas na licença de descarga constatam-se os seguintes aspectos, de acordo com a informação sintetizada no Quadro 5.5:

- A percentagem mínima de redução associada ao parâmetro CBO<sub>5</sub> apenas não foi satisfeita em Abril de 2007;
- No que respeita ao parâmetro CQO apenas em Abril de 2006 e de 2007 não se atingiu uma eficiência de remoção igual ou superior a 75 %;
- Relativamente ao parâmetro SST constatou-se que em cerca de 80 % dos meses estudados a eficiência mínima de remoção foi inferior a 90 %;
- Apesar da licença de descarga actual da ETAR de Frielas contemplar até à data apenas os parâmetros CQO, SST e CBO<sub>5</sub>, efectuou-se a análise das eficiências de remoção de nutrientes azoto e fósforo de modo a compreender qual a capacidade de resposta da ETAR, tendo em vista que, provavelmente, num futuro próximo existirá necessidade de realizar a remoção dos mesmos. Como tal verificou-se que, em média, as eficiências de remoção de azoto e fósforo totais aproximam-se de 30 %, comprovando-se que a ETAR não terá capacidade de resposta para realizar a remoção destes nutrientes.

Contudo, será importante analisar uma situação mais restritiva em comparação com os actuais objectivos de qualidade, nomeadamente caso venha a ser necessário cumprir os valores limite de emissão, no efluente tratado, definidos no Decreto-lei n.º 152/97, de 19 de Junho. Nesse caso, analisando os resultados disponíveis constatou-se que a actual instalação teve um comportamento extremamente deficiente ao longo dos anos de 2006 e 2007, não cumprindo a maioria dos valores limite de emissão. No entanto, face aos sucessivos esforços da equipa de exploração verificou-se, a partir de 2008, uma melhoria substancial da qualidade do efluente tratado, cumprindo-se os VLE definidos na legislação, como se descreve em seguida:

- A concentração de SST em média, no período em análise, é cerca de 57 mg/l e verifica-se que em, apenas, 20 % dos casos se atingiu um valor inferior aos 35 mg/l definidos pela legislação. Contudo, analisando apenas os primeiros cinco meses de

2008 verificou-se uma tendência bastante positiva dos SST no efluente tratado, ou seja, em 80 % dos meses atingiu-se um valor inferior a 35 mg/l;

- Em media, em todo o período em análise, a concentração de CQO é cerca de 111 mg/l o que permitiria cumprir o valor limite de 125 mg/l definido na legislação;
- Em relação à CBO<sub>5</sub> o valor médio é cerca de 43 mg/l e em apenas 38 % dos casos se atingiu um valor igual ou inferior aos 25 mg/l definidos na legislação. Analisando globalmente resultados da CQO e da CBO<sub>5</sub> conclui-se que a ETAR de Frielas de forma mais ou menos eficiente consegue garantir a remoção de carga orgânica, comprovando que o principal problema poderia estar relacionado com a remoção de sólidos;
- A concentração média de azoto total no efluente tratado é igual a 41 mg/l, contudo a legislação apresenta um valor limite de emissão igual a 10 mg/l;
- Em relação ao fósforo total a concentração média é cerca de 5 mg/l, o que significa que a ETAR não cumpre o valor limite de emissão de 1,0 mg/l definido no Decreto-Lei n.º 152/97, de 19 de Junho.
- Globalmente, comprova-se que caso seja necessário proceder à remoção de nutrientes nesta ETAR será necessário reformular o tratamento biológico actual. Caso essa opção passe pela utilização de um sistema de tratamento clássico de lamas activadas sendo necessário, no mínimo, aumentar a volume aeróbio de forma a garantir a nitrificação e desnitrificação simultânea e por outro lado construir a montante de cada tanque de arejamento um tanque de pré-desnitrificação e um tanque anaeróbio.

**Quadro 5.5 – Valores de concentração de SST, CQO, CBO<sub>5</sub>, Azoto total e Fósforo total à entrada e à saída da ETAR de Frielas e respectivas eficiências de remoção**

Data	SST (mg/l)			CQO (mg/l)			CBO <sub>5</sub> (mg/l)			N <sub>total</sub> (mg/l)			P <sub>total</sub> (mg/l)		
	AB	ET	Efic. (%)	AB	ET	Efic. (%)	AB	ET	Efic. (%)	AB	ET	Efic. (%)	AB	ET	Efic. (%)
Jan-06	273	72	74%	638	134	79%	276	59	79%	67	47	30%	7	5	24%
Fev-06	303	77	74%	631	129	80%	318	76	76%	70	35	50%	7	6	19%
Mar-06	385	61	84%	629	113	82%	325	50	85%	42	34	19%	5	3	49%
Abr-06	355	106	70%	682	202	70%	330	97	71%	71	41	43%	8	7	17%
Mai-06	461	53	88%	828	101	88%	449	62	86%	78	40	49%	12	8	33%
Jun-06	479	100	79%	924	157	83%	419	60	86%	62	41	34%	8	6	25%
Jul-06	450	100	78%	875	172	80%	376	92	75%	41	42	-3%	5	8	-51%
Ago-06	526	53	90%	963	107	89%	415	57	86%	66	39	41%	10	4	64%
Set-06	376	47	87%	793	111	86%	336	33	90%	62	40	34%	8	5	36%
Out-06	381	33	91%	634	86	86%	304	26	91%	63	38	40%	8	5	40%
Nov-06	297	37	88%	575	77	87%	264	16	94%	52	26	50%	6	4	35%
Dez-06	278	55	80%	581	112	81%	290	54	81%	46	36	22%	5	4	22%
<b>Média 2006</b>	<b>380</b>	<b>66</b>	<b>82%</b>	<b>729</b>	<b>125</b>	<b>83%</b>	<b>342</b>	<b>57</b>	<b>83%</b>	<b>60</b>	<b>38</b>	<b>34%</b>	<b>7</b>	<b>5</b>	<b>26%</b>
Jan-07	298	74	75%	689	155	78%	331	54	84%	58	46	21%	6	4	40%
Fev-07	216	31	86%	505	71	86%	232	29	87%	70	35	50%	7	5	25%
Mar-07	471	61	87%	653	113	83%	375	50	87%	63	34	47%	6	3	60%
Abr-07	298	106	64%	690	202	71%	314	97	69%	65	41	38%	9	7	24%
Mai-07	328	82	75%	698	138	80%	319	63	80%	82	37	55%	12	5	58%
Jun-07	269	100	63%	694	157	77%	305	60	80%	79	41	48%	9	6	31%
Jul-07	446	53	88%	818	97	88%	429	25	94%	74	45	39%	9	6	26%
Ago-07	379	43	89%	818	92	89%	378	21	94%	64	46	28%	7	4	42%
Set-07	382	37	90%	756	76	90%	357	14	96%	68	46	32%	7	4	42%
Out-07	329	39	88%	742	84	89%	387	12	97%	77	53	31%	9	6	38%
Nov-07	411	43	89%	763	102	87%	368	25	93%	82	46	44%	9	7	22%
Dez-07	343	44	87%	729	101	86%	348	28	92%	83	73	13%	9	6	32%
<b>Média 2007</b>	<b>348</b>	<b>60</b>	<b>82%</b>	<b>713</b>	<b>116</b>	<b>84%</b>	<b>345</b>	<b>40</b>	<b>88%</b>	<b>72</b>	<b>45</b>	<b>37%</b>	<b>8</b>	<b>5</b>	<b>37%</b>
Jan-08	327	49	85%	635	89	86%	331	20	94%	57	36	36%	6	4	31%
Fev-08	339	26	92%	597	54	91%	299	10	97%	24	28	-15%	2	2	0%
Mar-08	298	13	96%	619	57	91%	294	14	95%	64	41	36%	6	3	51%
Abr-08	293	23	92%	566	59	90%	234	19	92%	79	46	41%	10	5	52%
Mai-08	274	29	89%	620	79	87%	234	16	93%	68	40	40%	9	5	38%
<b>Média 2008</b>	<b>306</b>	<b>28</b>	<b>91%</b>	<b>607</b>	<b>68</b>	<b>89%</b>	<b>278</b>	<b>16</b>	<b>94%</b>	<b>58</b>	<b>39</b>	<b>28%</b>	<b>7</b>	<b>4</b>	<b>35%</b>

AB – Água bruta; ET – Efluente tratado

Nota: Os valores assinalados a sombreado não cumprem a licença de descarga

### 5.2.2.3 Caracterização da etapa de tratamento secundário

O tratamento secundário da ETAR de Frielas é, como referido anteriormente, constituído por um tanque de equalização/homogeneização, seis tanques de arejamento (no entanto apenas quatro ou cinco se encontravam em funcionamento durante o período a que se reportam os resultados apresentados nesta dissertação) e doze decantadores secundários (encontrando-se apenas oito ou dez em funcionamento).

A caracterização da etapa de tratamento secundário efectuou-se através da análise dos dados de exploração fornecidos pela SIMTEJO, no período de Outubro de 2007 a Maio de 2008. Esta análise tem como objectivo, por um lado, avaliar o funcionamento do tratamento secundário em função das condições reais de afluência e efectuar uma comparação com os critérios e condições de funcionamento previstos no dimensionamento da instalação.

Deste modo, apresentam-se no Quadro 5.6 as características médias das lamas biológicas, nomeadamente as concentrações de SST, SSV e a razão SSV/SST para o período de Outubro de 2007 a Maio de 2008. Pela análise dos dados referidos no mesmo quadro pode concluir-se o seguinte:

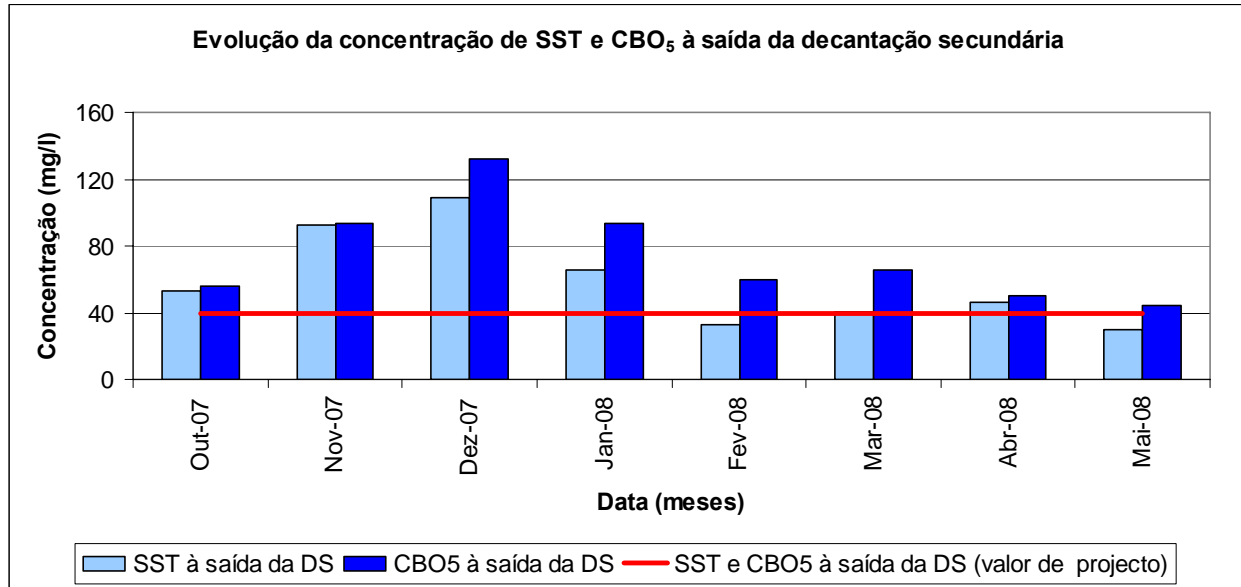
- A concentração de lamas activadas nos tanques de arejamento, no período em análise, esteve próxima de 3,2 g MLSS/l, ao invés dos 4,0 g MLSS/l definidos no projecto. Esta diminuição da concentração de lamas activadas, associada a uma maior extracção de lamas em excesso e consequentemente a uma menor idade de lamas pode ser a justificação para a melhoria da qualidade do efluente secundário que se registou sobretudo a partir do início de 2008.
- Tendo em conta a produção de lamas em excesso (lamas enviadas para flotação) a instalação está a ser operada com uma idade de lamas que varia entre 10 dias e 16 dias (o valor previsto no dimensionamento da ETAR foi aproximadamente igual a 3 dias). Contudo, verificou-se que a partir de Fevereiro de 2008 a idade de lamas estabilizou-se próximo dos 11 dias;
- O valor de produção específica de lamas biológicas é em média cerca de 1,1 kg MLSS/kg CBO<sub>5</sub> removido, encontrando-se em linha com o valor de projecto;
- A carga mássica média aplicada é de 0,14 kg CBO<sub>5</sub>/kg MLSS.dia, valor inferior ao considerado para sistemas de média carga (0,2-0,4 kg CBO<sub>5</sub>/kg MLSS.dia) e bastante inferior ao valor considerado no projecto (cerca de 0,3 kgCBO<sub>5</sub>/kg MLSS.dia), o que justifica os problemas de biofloculação e de foaming, visto que a ETAR não possui nenhum sistema de selecção de bactérias floculentas;
- A concentração de lamas recirculadas encontra-se abaixo do valor de projecto (8,0 g/l) o que indicia um funcionamento deficiente na etapa de decantação secundária;

- Verifica-se que não existem diferenças significativas nos parâmetros apresentados entre os tanques de arejamento em funcionamento no período em análise.

**Quadro 5.6 – Concentrações de SST e SSV nas lamas biológicas nos tanques de arejamento**

Parâmetro	Tanque de arejamento						Projecto
	1	2	3	4	5	6	
SST arejamento (g/l)	3,00	2,90	3,21	3,50	3,27	-	4,00
SSV arejamento (g/l)	2,38	2,28	2,54	2,77	2,65	-	2,80
SSV/SST (%)	79%	79%	79%	79%	81%	-	70,0
SST recirculação (g/l)	5,76	5,61	4,10	5,61	6,31	-	8,00

De acordo com indicações presentes no Manual de Funcionamento da ETAR de Frielas, o seu tratamento biológico deveria permitir obter um efluente secundário com concentrações de CBO<sub>5</sub> e de SST iguais a 40 mg/l. Contudo, conforme se pode constatar na Figura 5.6, no período definido para a análise apenas se conseguiu atingirem dois valores inferiores ao definido no projecto e referente apenas ao parâmetro SST (em Fevereiro e Maio de 2008). Deste modo, comprova-se a reduzida eficiência da etapa de tratamento secundário nesta ETAR.



**Figura 5.6 – Evolução da concentração de SST e de CBO<sub>5</sub> à saída da decantação secundária**

Segundo a análise aos resultados analíticos de Outubro de 2007 a Maio de 2008 (nos quais se retiraram os valores anómalos), sistematizados no Quadro 5.7 constatou-se que apesar da actual instalação não estar dimensionada para realizar a remoção de azoto, a capacidade de nitrificação corresponde a cerca de 59 % do azoto afluente ao tratamento secundário e a capacidade de desnitrificação corresponde a 70 % dos nitratos resultantes da nitrificação. Os motivos pelos quais é possível que estes processos ocorrem justificam-se essencialmente devido às condições de operação, nomeadamente: (1) idade de lamas superior a 10 dias, suficientemente para ocorrer parte do processo de nitrificação de acordo com o volume de arejamento utilizado e com a quantidade de oxigénio fornecido, (2) condições anóxicas nos decantadores secundários, devido ao elevado tempo de retenção hidráulico para o caudal médio diário (aproximadamente seis horas) e (3) presença de nitratos na etapa de decantação secundária, resultantes do processo de nitrificação nos tanques de arejamento. Tendo em conta que o processo de desnitrificação ocorre de forma “selvagem” na decantação secundária, este pode consistir num motivo adicional para a ocorrência de elevadas concentrações de SST no efluente secundário, uma vez que a libertação de azoto para a atmosfera provoca o arraste de lamas para a superfície.

**Quadro 5.7 – Capacidade de nitrificação e de desnitrificação no tratamento secundário**

Data	Entrada do tratamento biológico (kg/dia)		Saída da decantação secundária (kg/dia)			N <sub>kj</sub> -N nas lamas biológicas (kg/d)	Capacidade de nitrificação		Capacidade de desnitrificação	
	N <sub>kj</sub> -N	NO <sub>3</sub> -N	NH <sub>4</sub> -N	N <sub>kj</sub> -N	NO <sub>3</sub> -N		kg NH <sub>4</sub> -N/dia	%	kg NO <sub>3</sub> -N/dia	%
Out-07	3 000	45	542	781	824	241	2 217	74%	1 394	63%
Nov-07	3 598	50	813	1 209	1 125	206	2 579	72%	1 453	56%
Dez-07	4 292	51	2 058	2 999	263	252	1 982	46%	1 719	87%
Jan-08	3 133	55	908	1 356	753	261	1 965	63%	1 211	62%
Fev-08	2 185	146	157	268	1 021	275	1 753	80%	732	42%
Mar-08	3 344	53	1 017	1 235	208	293	2 034	61%	1 826	90%
Abr-08	3 721	51	2 140	2 500	274	311	1 269	34%	994	78%
Mai-08	3 189	49	1 546	1 894	221	248	1 395	44%	1 173	84%
<b>Média</b>	<b>3 308</b>	<b>62</b>	<b>1 148</b>	<b>1 530</b>	<b>586</b>	<b>261</b>	<b>1 899</b>	<b>59%</b>	<b>1 313</b>	<b>70%</b>

#### 5.2.2.4 Caracterização da etapa de biofiltração

O sistema de biofiltração existente na ETAR de Frielas foi dimensionado em fase de projecto para promover a remoção de matéria orgânica, sólidos suspensos totais e azoto Kjeldhal, segundo o indicado no Quadro 5.8. Tendo em conta os valores de projecto, definidos quer para as concentrações à saída da decantação secundária quer à saída da biofiltração, as eficiências deste sistema deveriam ser as seguintes: 63 % de SST e 75 % de CBO<sub>5</sub>. No que se refere à eficiência de remoção de N<sub>kj</sub> esta é fixada no mínimo em 80 % face ao afluente bruto.

**Quadro 5.8 – Objectivos de qualidade do efluente tratado após a biofiltração segundo dimensionamento do projecto (SIMTEJO, 2006)**

Parâmetros	Valor limite de concentração (mg/l)
CBO <sub>5</sub>	< 10
SST	< 15
N <sub>kj</sub>	< 10 <sup>a</sup> .

a. – ou no mínimo 80 % de eficiência de remoção sobre a água residual bruta

A evolução das concentrações de SST, CBO<sub>5</sub> e de N<sub>kj</sub> à saída do sistema de biofiltração, assim como as eficiências de remoção dos diferentes parâmetros são indicadas no Quadro 5.9. Como se pode constatar à excepção dos meses de Novembro de 2007, Janeiro e Fevereiro de 2008 nunca se alcançaram os valores definidos em projecto. No entanto, uma vez que à saída da

decantação secundária também não se cumprem, na maioria dos casos, os valores definidos em projecto, é importante realçar que as eficiências de remoção no sistema de biofiltração são cumpridas na maioria das situações, sobretudo, no que respeita à  $CBO_5$  e ao  $N_{kj}$ , para além da significativa melhoria da qualidade do efluente final, que principalmente a partir de Fevereiro de 2008 foi compatível com o definido no Decreto-lei n.º 152/97, de 19 de Junho, no que se refere à  $CBO_5$  e aos SST.

**Quadro 5.9 – Caracterização da eficiência de remoção no sistema de biofiltração entre Outubro de 2007 e Maio de 2008**

Data	Biofiltro SST (mg/l)			Biofiltro $CBO_5$ (mg/l)			ETAR $N_{kj}$ (mg/l)		
	Entrada	Saída	Efic. (%)	Entrada	Saída	Efic. (%)	Entrada	Saída	Efic. (%)
Out-07	53	39	27%	56	12	78%	76	12	84%
Nov-07	92	43	53%	93	25	74%	81	10	88%
Dez-07	109	44	59%	132	28	79%	82	44	47%
Jan-08	66	49	26%	93	20	79%	56	6	89%
Fev-08	33	26	22%	60	10	84%	17	4	76%
Mar-08	41	13	69%	66	14	78%	63	31	52%
Abr-08	46	23	49%	50	19	62%	78	18	77%
Mai-08	30	29	2%	44	16	63%	67	12	82%
<b>Média</b>	<b>43</b>	<b>28</b>	<b>34%</b>	<b>63</b>	<b>16</b>	<b>73%</b>	<b>56</b>	<b>14</b>	<b>75%</b>

Nota: Os valores assinalados a sombreado não cumprem os valores de projecto

De acordo com os resultados apresentados no Quadro 5.10 verifica-se que o sistema de biofiltração tem uma capacidade de nitrificação próxima de 70 %, face ao  $N_{kj}$  existente no efluente da decantação secundária, contudo cruzando estes dados com os valores de  $N_{kj}$  à saída da ETAR verifica-se que nem sempre a capacidade de nitrificação é suficiente para se atingirem os valores definidos em projecto.

**Quadro 5.10 – Capacidade de nitrificação dos biofiltros**

Data	N <sub>kj</sub> -N à entrada dos biofiltros (kg/dia)	N <sub>kj</sub> -N nas lamas biológicas dos biofiltros (kg/dia)	Saída dos biofiltros (kg/dia)		Capacidade de nitrificação nos biofiltros	
			NH <sub>4</sub> -N	NO <sub>3</sub> -N	kg NH <sub>4</sub> -N/dia	%
Out-07	781	2,07	219	1 851	560	72%
Nov-07	1 209	7,04	230	1 802	972	80%
Dez-07	2 999	9,30	948	1 471	2 041	68%
Jan-08	1 356	2,51	164	1 652	1 189	88%
Fev-08	268	1,03	157	1 256	110	41%
Mar-08	1 235	4,07	1 371	568	-140 <sup>(*)</sup>	-11% <sup>(*)</sup>
Abr-08	2 500	3,24	769	1 438	1 728	69%
Mai-08	1 894	0,10	509	1 383	1 385	73%
<b>Média</b>	<b>1 530</b>	<b>3,67</b>	<b>546</b>	<b>1 428</b>	<b>1 141</b>	<b>70%</b>

(\*) Valores anômalos que não entram para o cálculo da média

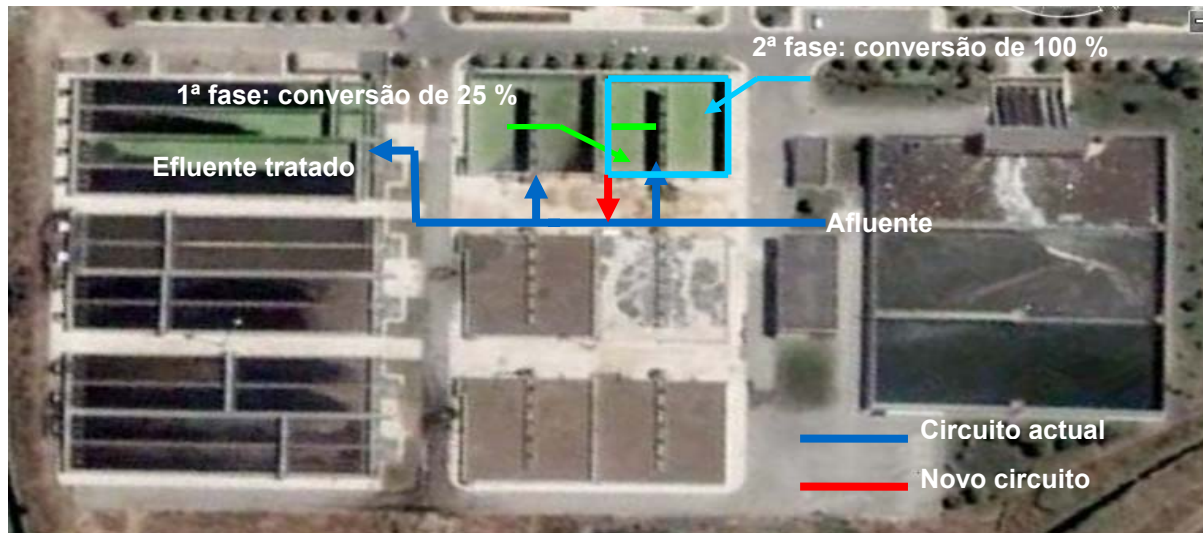
## 6 APLICAÇÃO DA TECNOLOGIA *NEREDA*<sup>TM</sup> NA ETAR DE FRIELAS

### 6.1 *Enquadramento geral*

A descrição da aplicação da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> na ETAR de Frielas, apresentada na presente dissertação, foi elaborada com base num conjunto de documentos, gentilmente disponibilizados pela empresa DHV, nomeadamente:

- Projecto de execução: ETAR de Frielas – Instalação piloto, de Maio de 2007;
- Operation manual: Frielas WWTP – *Nereda* demo, de Junho de 2008.

A aplicação da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> na ETAR de Frielas consiste, na 1ª fase, na conversão de 25 % do volume do tanque de arejamento GC 14.06. O volume utilizado para a instalação piloto foi de 960 m<sup>3</sup>, com 6 m de altura e 12,6 m de comprimento e largura. Para isso foi necessário realizarem-se um conjunto de adaptações no reactor existente quer ao nível de construção civil, equipamento, instalações eléctricas e automação. Com base nos resultados obtidos durante as primeiras etapas da demonstração da tecnologia *Nereda* prevê-se, numa 2ª fase, a conversão de 100 % do tanque de arejamento existente. Na Figura 6.1 apresenta-se a implantação do tratamento secundário da ETAR de Frielas evidenciando-se os circuitos hidráulicos que se mantêm e os novos no âmbito da instalação piloto.



**Figura 6.1 – Representação esquemática dos circuitos hidráulicos da instalação piloto**

Com a implementação do projecto-piloto em 25 % do reactor GC 14.06, o tratamento das águas residuais afluentes a este passará a ser realizado segundo ciclos de tratamento descontínuos (i.e., em batch) segundo três sequências, nomeadamente: (1) enchimento/descarga, (2) arejamento e (3) sedimentação. Para controlar os ciclos e as diferentes sequências foi instalado um conjunto de instrumentação e de válvulas automáticas no reactor piloto controladas por um autómato.

O caudal afluente à instalação piloto, durante da sequência de enchimento/descarga, é controlado pelo grau de abertura de uma válvula automática moduladora associada a um medidor de caudal electromagnético e segundo o setpoint definido no autómato. Quanto à descarga de água residual do reactor, durante esta fase, é também controlada por uma válvula automática moduladora em função do tempo da sequência e/ou do nível no interior do reactor.

O arejamento e mistura da água residual e da biomassa durante a sequência de arejamento realizam-se por intermédio de um conjunto de difusores instalados no fundo do reactor. O caudal de ar alimentado ao reactor é controlado através do grau de abertura de uma válvula automática que por sua vez é controlada através de um controlador PID baseado na medição da sonda de OD instalada no tanque e do setpoint definido no autómato.

Concluída a fase de arejamento, cessa-se a alimentação de ar ao reactor e inicia-se o processo de sedimentação da biomassa no interior do mesmo.

## 6.2 Dados de base

Os dados de base utilizados para o dimensionamento do reactor piloto foram estimados a partir dos dados de exploração da ETAR no período entre Janeiro de 2005 a Julho de 2006. Dessa análise resultaram os dados apresentados no Quadro 6.1, considerando a simulação de duas condições de funcionamento: (1) afluência actual de caudal médio diário, à data do projecto do piloto, e (2) afluência nominal de caudal médio diário, prevista no projecto de execução da ETAR de Frielas para o ano horizonte de 2001, com aplicação da concentração orgânica utilizada na primeira situação. Estas duas condições de funcionamento serão testadas ao longo dos diferentes períodos de demonstração da tecnologia.

De acordo com a carga de CQO afluente ao tratamento biológico é expectável, para o volume de 960 m<sup>3</sup> e recorrendo a oito ciclos diários de funcionamento com um tempo de ciclo de três horas, em que a gama de caudais a alimentar ao reactor piloto se situe entre 200 m<sup>3</sup>/h e 400 m<sup>3</sup>/h, durante o período de enchimento de cada ciclo batch.

**Quadro 6.1 – Dados de base da instalação piloto**

Parâmetros / Condições		Actuais	Nominais
Taxa de alimentação aplicada ao reactor piloto (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> .dia)		2,0	3,0
Caudal médio diário equalizado (m <sup>3</sup> /dia)		45 000	70 000
Caudal médio diário afluente ao reactor piloto (m <sup>3</sup> /dia)		1 920	2 917
Cargas	CBO <sub>5</sub> (kg/dia)	530	805
	CQO (kg/dia)	1 018	1 546
	SST (kg/dia)	324	493
	N <sub>kj</sub> (kg/dia)	129	195
	P <sub>total</sub> (kg/dia)	16	25
Concentrações	CBO <sub>5</sub> (mg/l)	276	276
	CQO (mg/l)	530	530
	SST (mg/l)	169	169
	N <sub>kj</sub> (mg/l)	67	67
	P <sub>total</sub> (mg/l)	9	9

## 6.3 Adaptações físicas

### 6.3.1 Dimensões

No presente capítulo indicam-se as principais dimensões e características associadas ao reactor piloto para as condições de funcionamento actuais e nominais:

#### Dimensões

Volume	960 m <sup>3</sup>
Profundidade líquida	6,0 m
Comprimento	12,6 m
Largura	12,6 m

#### Ciclo

Número de ciclos por dia	8
Tempo do ciclo (Tc)	3 h
Tempo de reacção (Te)	2,83 h

#### Operação

	<u>Actual</u>	<u>Nominal</u>	
Temperatura de dimensionamento	15	15	°C
MLSS (início do enchimento)	8,0	8,0	kg/m <sup>3</sup>
Volume do batch	240	365	m <sup>3</sup>
F/M (corrigida para o tempo de arejamento)	0,11	0,17	kg CBO <sub>5</sub> /(kg MLSS.dia)
Produção de lamas em excesso	415	644	kg MLSS/dia
Caudal máximo de lamas em excesso por ciclo	26	40	m <sup>3</sup>
Idade de lamas (corrigida para o tempo de arejamento)	11	7	dias
Capacidade de oxigenação (condições standard, T = 10°C, O <sub>2</sub> -início = 0 mg/l)	94	125	kg O <sub>2</sub> /h

### 6.3.2 Equipamento

Em seguida indicam-se os principais equipamentos instalados no reactor piloto cuja função é fundamental no controlo deste sistema de tratamento:

#### **Válvula automática (alimentação)**

Tipo	: Borboleta com actuador pneumático e posicionador electro-pneumático
Localização	: Tubagem de alimentação do reactor <i>Nereda</i> <sup>TM</sup>
Função	: Controlo do caudal afluente

### **Electroválvula (alimentação)**

Tipo : Solenóide, normalmente fechada  
Localização : Tubagem de alimentação do reactor *Nereda*<sup>TM</sup>  
Função : Recolha de amostras de água residual

### **Sistema de arejamento**

Tipo : Difusores de disco de bolha fina  
Caudal de ar : 1200 – 1600 Nm<sup>3</sup>/h  
Localização : Reactor *Nereda*<sup>TM</sup>  
Função : Arejamento e mistura

### **Válvula automática (descarga de efluente tratado)**

Tipo : Borboleta com actuador pneumático e posicionador electro-pneumático  
Localização : No final do canal de efluente tratado  
Função : Controlo do caudal de efluente tratado

### **Válvula automática (descarga de lamas)**

Tipo : Guilhotina com actuador pneumático  
Localização : No final da tubagem de lamas  
Função : Descarga de lamas

### **Válvula automática (arejamento)**

Tipo : Borboleta com actuador pneumático  
Localização : Tubagem de ar  
Função : Controlo do caudal de ar

### **Electroválvula (descarga de efluente tratado)**

Tipo : solenóide, normalmente fechada  
Localização : Final da tubagem de efluente tratado  
Função : Recolha de amostras de efluente tratado

### **Electroválvula (descarga de lamas)**

Tipo : solenóide, normalmente fechada  
Localização : Final da tubagem de lamas  
Função : Recolha de amostras de lamas

### 6.3.3 Instrumentação

Ao nível da instrumentação necessária para o controlo das diversas variáveis de processo e simultaneamente da operação do reactor *Nereda*<sup>TM</sup> foi instalado o conjunto de instrumentos que a seguir se indica:

#### **Caudalímetro de água residual afluente**

Tipo : Medidor de caudal electromagnético  
Localização : Tubagem de alimentação do reactor *Nereda*<sup>TM</sup>  
Função : Controlo do caudal afluente

#### **Bóia de nível**

Localização : Tanque de equalização/homogeneização  
Função : Controlo do nível de líquido no tanque de equalização de forma a não comprometer o caudal de alimentação necessário ao reactor *Nereda*<sup>TM</sup>

#### **Medidor de OD**

Tipo : Medição contínua, flutuante  
Localização : Reactor *Nereda*<sup>TM</sup>  
Função : Controlo do arejamento

#### **Medidor de potencial redox**

Tipo : Medição contínua, imersa 5,0 m  
Localização : Reactor *Nereda*<sup>TM</sup>  
Função : Controlo do arejamento

#### **Turbidímetro**

Tipo : Medição contínua, imersa 1,0 m  
Localização : Reactor *Nereda*<sup>TM</sup>  
Função : Controlo da descarga de efluente tratado

#### **Medidor de nível**

Tipo : Medição contínua, pressão hidrostática  
Localização : Reactor *Nereda*<sup>TM</sup>  
Função : Controlo da descarga de efluente tratado

### **Caudalímetro de ar**

Tipo : Medidor de caudal electromagnético  
Localização : Tubagem de ar  
Função : Controlo do caudal de ar

### **Analizador on-line de amónia**

Tipo : Medição contínua, flutuante  
Localização : Reactor *Nereda*<sup>TM</sup>  
Função : Controlo do arejamento

### **Bóia de nível**

Localização : Caixa de saída do reactor *Nereda*<sup>TM</sup>  
Função : Controlo do nível de líquido na caixa de saída

## **6.3.4 Intervenções executadas**

De acordo com o exposto nos capítulos anteriores, no presente ponto descreve-se o conjunto de intervenções necessárias para a implementação do projecto-piloto na ETAR de Frielas, subdividindo-se as mesmas segundo as diferentes especialidades envolvidas na execução, nomeadamente:

### **6.3.4.1 Construção civil**

- Execução de uma parede divisória temporária no tanque de arejamento intervencionado (GC 14.06), sensivelmente a meio do seu segundo compartimento, resultando num tanque com 25 % do volume disponível (a qual será removida no final da 1ª fase para demonstração da tecnologia utilizando 100 % do tanque de arejamento);
- Execução de duas pequenas paredes no actual canal de alimentação do reactor para instalação do equipamento necessário ao controle do caudal afluente ao reactor, incluindo o fornecimento e montagem das tampas necessárias;
- Execução de um canal para recolha do efluente tratado, num dos topos do reactor, incluindo o fornecimento das tampas e guardas necessárias;
- Remoção da comporta manual com volante no actual canal de alimentação do reactor e selagem desse espaço.

### **6.3.4.2 Equipamento**

- Remoção das tubagens e número necessário de difusores de ar instalados no fundo do reactor, de forma a ser possível a execução da parede divisória;
- Recolocação do número necessário de difusores no reactor na zona de instalação do piloto;
- Fornecimento e montagem do conjunto de dispositivos necessários à alimentação e descarga de águas residuais e lamas no reactor piloto;
- Fornecimento e montagem do conjunto de válvulas manuais e automáticas com accionamento pneumático (incluindo sistema de produção e controlo de ar comprimido para accionamento das mesmas);
- Fornecimento e montagem da instrumentação necessária ao controlo do processo e operação do reactor piloto;
- Substituição das tubagens de alimentação de ar existentes no reactor piloto por novas tubagens com os diâmetros necessários.

### **6.3.4.3 Instalações Eléctricas e Automação**

- Fornecimento e montagem de um novo quadro eléctrico, incluindo autómato e PC/painel de controlo com ecrã táctil necessário ao controlo integral da instalação piloto e comunicação via modem integrada para monitorização e controlo remoto do sistema através de linha telefónica; o equipamento em causa foi localizado no actual edifício dos compressores;
- Fornecimento, montagem e ligação de toda a cablagem eléctrica entre o referido quadro eléctrico e todos os equipamentos associados à instalação piloto (motores, válvulas, instrumentação, etc.);
- Ligação eléctrica de todos os equipamentos de acordo com as instruções dos respectivos fabricantes;
- Calibração de toda a instrumentação (incluindo a existente a manter);

- Fornecimento e montagem do equipamento de controlo pneumático, incluindo, tubagem, fixações, suportes e ligações à rede de ar de serviço existente junto ao actual reactor;
- Recolocação da esteira de cabos eléctricos actualmente fixada ao reactor biológico GC 14.06, na sequência do novo canal exterior para recolha do efluente tratado.

### 6.3.5 Custos de investimento

De acordo com o conjunto de intervenções necessárias ao nível da construção civil, equipamento e instalações eléctricas apresenta-se neste capítulo o custo de investimento associado à conversão de 25 % de um tanque de arejamento da ETAR de Frielas num reactor *Nereda*<sup>TM</sup>.

O custo de investimento, indicado no Quadro 6.2, resulta do somatório das componentes relativas à construção civil, equipamento e instalações eléctricas, tendo como base os orçamentos realizados pelos empreiteiros das três especialidades, responsáveis pela elaboração da empreitada.

Refere-se que alguns equipamentos/tubagens instalados estão desde já preparados para a situação em que se prevê a conversão de 100 % do reactor, nomeadamente: (1) todos os componentes do controlo da afluência, (2) tubagens de ar, (3) dispositivos de recolha de efluente tratado e (4) dispositivos de recolha de lamas.

**Quadro 6.2 – Custos de execução da construção civil, de fornecimento e montagem do equipamento electromecânico e instalações eléctricas**

Item		Preço global
<b>Construção civil</b>	Parede pré-fabricada	€6.021,72
	Demolições/Alterações	€13.255,53
	<b>Sub-total</b>	<b>€19.277,35</b>
<b>Equipamento</b>	Controlo da afluência	€14.301,57
	Reactor piloto	€92.426,32
	<b>Sub-total</b>	<b>€106.727,89</b>
<b>Instalações eléctricas</b>	Instalações eléctricas e automação	€19.586,57
	<b>Sub-total</b>	<b>€19.586,57</b>
<b>Custo de investimento total</b>		<b>€145.591,81</b>

## 6.4 Operação e controlo do reactor *Nereda*<sup>TM</sup>

### 6.4.1 Principais parâmetros de controlo

A 1ª fase de demonstração da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> é acompanhada por um conjunto de objectivos que serão atingidos sequencialmente ao longo de aproximadamente doze meses.

Esses objectivos apresentam-se de forma resumida no Quadro 6.3 e garantem, no final do período de demonstração, a obtenção de um efluente tratado de nível terciário (com remoção de carbono, azoto e fósforo) e paralelamente a operação do reactor com biomassa aeróbia granular com boas características de sedimentação.

**Quadro 6.3 – Objectivos a atingir no período de demonstração da 1ª fase da instalação piloto (DHV, 2008)**

Objectivo	
1	SVI < 90 ml/g; CBO <sub>5</sub> < 25 mg/l; SST < 50 mg/l; CQO < 125 mg/l
2	Aplicação de uma taxa de alimentação de 2,0 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> .dia; CBO <sub>5</sub> < 25 mg/l; SST < 50 mg/l; CQO < 125 mg/l
3	Aplicação de uma taxa de alimentação de 2,0 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> .dia; CBO <sub>5</sub> < 25 mg/l; SST < 50 mg/l; CQO < 125 mg/l; P-orto < 3,0 mg/l; N-NH <sub>4</sub> < 10 mg/l
4	Aplicação de uma taxa de alimentação de 2,0 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> .dia; CBO <sub>5</sub> < 25 mg/l; SST < 50 mg/l; CQO < 125 mg/l; P-orto < 3,0 mg/l; (N-NH <sub>4</sub> + N-NO <sub>3</sub> ) < 15 mg/l
5	Aplicação de uma taxa de alimentação de 3,0 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> .dia; CBO <sub>5</sub> < 25 mg/l; SST < 50 mg/l; CQO < 125 mg/l; P-orto < 3,0 mg/l; N-NH <sub>4</sub> < 10 mg/l
6	Aplicação de uma taxa de alimentação de 3,0 m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> .dia; CBO <sub>5</sub> < 25 mg/l; SST < 35 mg/l; CQO < 125 mg/l; P-orto < 3,0 mg/l; N <sub>total</sub> < 15 mg/l

Os principais parâmetros de controlo do processo de tratamento por intermédio da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> devem ser os seguintes: (1) duração das sequências de cada ciclo batch, (2) concentração de OD e (3) características da biomassa (concentração e dimensão).

O arranque do reactor piloto realizou-se recorrendo à inoculação do mesmo com lamas activadas existentes noutra reactor da ETAR de Frielas. Durante os meses de arranque da instalação piloto privilegia-se a formação de grânulos através do aumento gradual da pressão de selecção hidráulica aplicada à biomassa, através da redução gradual do tempo dedicado à sequência de sedimentação.

Após estabilizado o processo de granulação, os parâmetros de controlo devem ser ajustados para o modo de funcionamento *Nereda*, onde as fases de enchimento e descarga de efluente tratado são simultâneas no tempo, de modo a ser possível atingir os diferentes objectivos de qualidade definidos no Quadro 6.3.

#### 6.4.1.1 Duração das sequências de cada ciclo batch

A tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> baseia-se no princípio do fluxo descontínuo, em que cada ciclo de tratamento é composto por três sequências cujos tempos de duração podem ser ajustados através do sistema de automação. De forma simples apresenta-se na Figura 6.2 as diferentes sequências que constituem um ciclo de tratamento num reactor baseado nesta tecnologia.

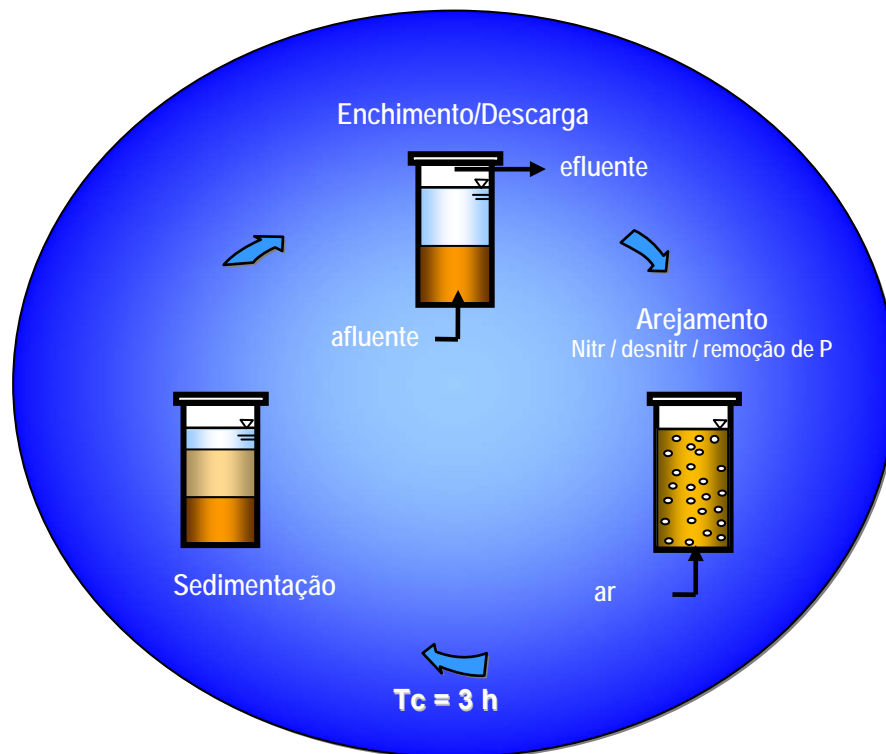


Figura 6.2 – Sequências de tratamento da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>

A duração de cada sequência de um ciclo apresenta um papel importante no controlo do processo de tratamento. A duração da fase de enchimento/descarga, conjugada com o caudal afluente determina a quantidade de CQO facilmente biodegradável que aflui ao reactor e que

consequentemente pode ser armazenado no interior dos grânulos. A fase de enchimento/descarga juntamente com a fase de arejamento são fundamentais para o desenvolvimento das bactérias nitrificantes e desnitrificantes, necessárias para a remoção de azoto. Por fim, a fase de sedimentação, que desempenha um papel crucial no controlo da pressão de selecção hidráulica, garantindo progressivamente que apenas a biomassa com capacidade de formar grânulos se mantenha no sistema.

#### **6.4.1.2 Concentração de OD**

O controlo da concentração de OD desempenha um papel importante na performance dos grânulos aeróbios, uma vez que se a concentração de oxigénio for demasiado elevada os grânulos terão um grande volume aeróbio e uma zona anaeróbia/anóxica reduzida, o que conduz a elevadas concentrações de nitratos no efluente tratado. Por outro lado, se o teor de OD for reduzido o volume anaeróbio/anóxico dos grânulos será superior ao aeróbio o que consequentemente permite uma razoável desnitrificação, contudo, existirão teores elevados de amónia no efluente tratado como consequência de um processo de nitrificação deficiente. Assim, será fundamental encontrar-se um ponto óptimo para a concentração de OD de modo a garantir uma remoção eficiente de azoto.

#### **6.4.1.3 Características da biomassa**

Uma das principais características da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>, sendo também uma das suas principais vantagens, consiste na possibilidade de operação do reactor biológico com concentrações de lamas activadas duas a três vezes superiores aos sistemas clássicos (isto é, 8 g/l a 12 g/l). Para tal, é fundamental a formação de grânulos densos e estáveis, que representem 70 % a 90 % da biomassa presente no reactor, com diâmetro mínimo igual a 0,212 mm e cujo SVI após 5 minutos de sedimentação (SVI5) seja praticamente igual ao SVI após 30 minutos de sedimentação (SVI30) e bastante inferior ao obtido nos sistemas clássicos de tratamento de água residual.

A concentração da biomassa no interior do reactor será controlada, tal como nos sistemas de lamas activadas, pelo volume de lamas em excesso removidas, que neste caso será controlado pela duração dessa etapa em cada ciclo de tratamento. Para os diferentes objectivos pré-estabelecidos deverá encontrar-se o ponto óptimo entre a concentração de biomassa e a fracção de grânulos presentes no interior do reactor.

## 6.4.2 Operação da instalação piloto

O presente capítulo concentra-se nas diferentes fases de operação do reactor *Nereda*<sup>TM</sup>, evidenciando o conjunto de equipamentos e instrumentação necessários para o correcto funcionamento da instalação piloto. Esta descrição deve ser acompanhada com a visualização dos diagramas de instrumentação e tubagens (P&ID) apresentados na Figura 6.3 e Figura 6.4.

O reactor piloto é controlado através de um sistema PLC/“TOUCH PANEL” PC. Este sistema localiza-se no quadro eléctrico relativo ao piloto, situando-se no actual edifício de compressores. O funcionamento de todos os equipamentos relacionados com a operação do reactor é controlado através de um conjunto de algoritmos programado no PLC. Através do sistema de supervisão é possível realizar a gestão da operação, sendo possível manipular os seguintes parâmetros:

- A duração dos períodos de cada ciclo de tratamento;
- Os níveis de líquido operacionais no interior do reactor;
- O caudal de alimentação ao reactor;
- A duração do período de extracção de lamas em excesso ou o volume a extrair;
- Os set-points de OD, redox e amónia.

A instalação funciona com oito ciclos diários de tratamento com uma duração de três horas, consistindo cada um deles nos seguintes períodos:

- Um período de alimentação/descarga;
- Um período de arejamento;
- Um período de sedimentação.

### 6.4.2.1 Enchimento/Descarga de efluente tratado

Segundo a tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> as fases de alimentação de água residual e de descarga de efluente tratado são simultâneas no tempo.

O caudal de águas residuais provenientes do tanque de equalização/homogeneização GC 12 é controlado à entrada do reactor piloto através de uma válvula moduladora automática

controlada, por sua vez, via autómato segundo a medição do caudal que se pretende alimentar em cada ciclo de tratamento. Na 1ª fase o caudal a alimentar ao reactor durante o período de alimentação de cada ciclo de tratamento situa-se entre 240 m<sup>3</sup>/h e 365 m<sup>3</sup>/h.

De forma a se garantir a disponibilidade dos caudais referidos, o nível no tanque de equalização/homogeneização terá de ser superior a + 9,50 m e + 10,60 m durante os períodos de alimentação do reactor piloto, para a gama de caudais apresentados. O controlo do nível de líquido no tanque de equalização realiza-se por intermédio de uma bóia de nível.

A alimentação de águas residuais ao reactor piloto é realizada através do canal existente de alimentação no qual, na sua zona inicial, foi criada uma zona “seca” para instalação do conjunto de equipamentos necessários ao controlo da afluência, ou seja, tubagem de alimentação, medidor de caudal electromagnético e válvula automática modeladora. A jusante desta zona a alimentação do reactor realiza-se através de um dispositivo especialmente desenhado pela DHV.

A descarga do efluente tratado, à superfície do reactor, realiza-se através de um sistema de decantação fixo ligado ao canal de recepção de efluente executado exteriormente no topo do reactor existente.

O controle dessa mesma descarga é realizado através de uma válvula moduladora instalada na extremidade do canal de recepção de efluente tratado. O controle da válvula realiza-se de forma automática em função da medição de nível no interior do reactor. A descarga do efluente tratado no reactor piloto efectua-se na caixa de saída com ligação ao par de decantadores GC 16.09/10 associado ao reactor GC 14.06.

O turbidímetro e analisadores de amónia permitem monitorizar a qualidade do efluente descarregado em cada ciclo de tratamento.

No final da sequência de enchimento e descarga as duas válvulas automáticas devem estar totalmente fechadas ou caso o nível de turvação atinja um valor superior ao definido no sistema de automação.

#### **6.4.2.2 Arejamento**

O arejamento e mistura da biomassa e da água residual durante a sequência de arejamento realizam-se através de um sistema de difusão de ar de bolha fina instalado no fundo do reactor.

O caudal de ar necessário ao reactor piloto é disponibilizado através da central de produção de ar existente (GC 15).

Na 1ª fase o caudal de ar a fornecer ao reactor é no máximo 1 600 Nm<sup>3</sup>/h durante o período de arejamento de cada ciclo de tratamento, sendo controlado, à entrada do reactor piloto, através do grau de abertura de uma válvula moduladora que, por sua vez, é controlada pela medição de OD e/ou amónia no interior do tanque.

De forma a fazer face às necessidades de oxigénio foi necessário aumentar o número de difusores existentes em 25 % do reactor, através da recolocação de outros provenientes da restante área do reactor, não ocupada com a instalação piloto.

O final da sequência de arejamento ocorre com o término da duração da mesma ou quando o potencial redox atinge um valor superior ao definido no sistema de automação.

#### **6.4.2.3 Sedimentação**

Após a sequência de arejamento estar concluída o sistema de arejamento pára permitindo que a biomassa sedimente no interior do reactor durante um período pré-definido ao nível do sistema de automação.

Nesta sequência também se poderá realizar a extracção de lamas em excesso por pressão hidrostática através de equipamentos instalados para o efeito. O controlo da descarga de lamas é realizado através de uma válvula automática instalada na extremidade da tubagem referida anteriormente. O controle da válvula é realizado de forma automática segundo uma temporização parametrizável e/ou tendo-se em conta a medição de nível no interior do reactor e/ou de acordo com o valor de turvação medido.

Durante a 1ª fase o volume de lamas em excesso a produzir em cada ciclo é de 25 m<sup>3</sup> a descarregar em 1,5 min (i.e., 1000 m<sup>3</sup>/h), efectuando-se a descarga de lamas para a caixa de saída do actual reactor, sendo as mesmas conduzidas, tal como o efluente tratado, aos decantadores GC 16.09/10. De forma a se garantir a descarga gravítica das lamas em excesso, o nível de líquido na caixa de saída não deve exceder a cota + 6,20 m, o que significa que durante esta fase não é possível descarregar as lamas/efluente através dos descarregadores dos decantadores secundários, os quais se situam a uma cota significativamente superior. O efluente que chegar aos decantadores necessita por isso de ser bombeado.

Terminado o tempo parametrizado para esta sequência finaliza-se assim um ciclo de tratamento, após o qual se dá imediatamente início ao ciclo seguinte, novamente com a fase de enchimento/descarga de efluente tratado.

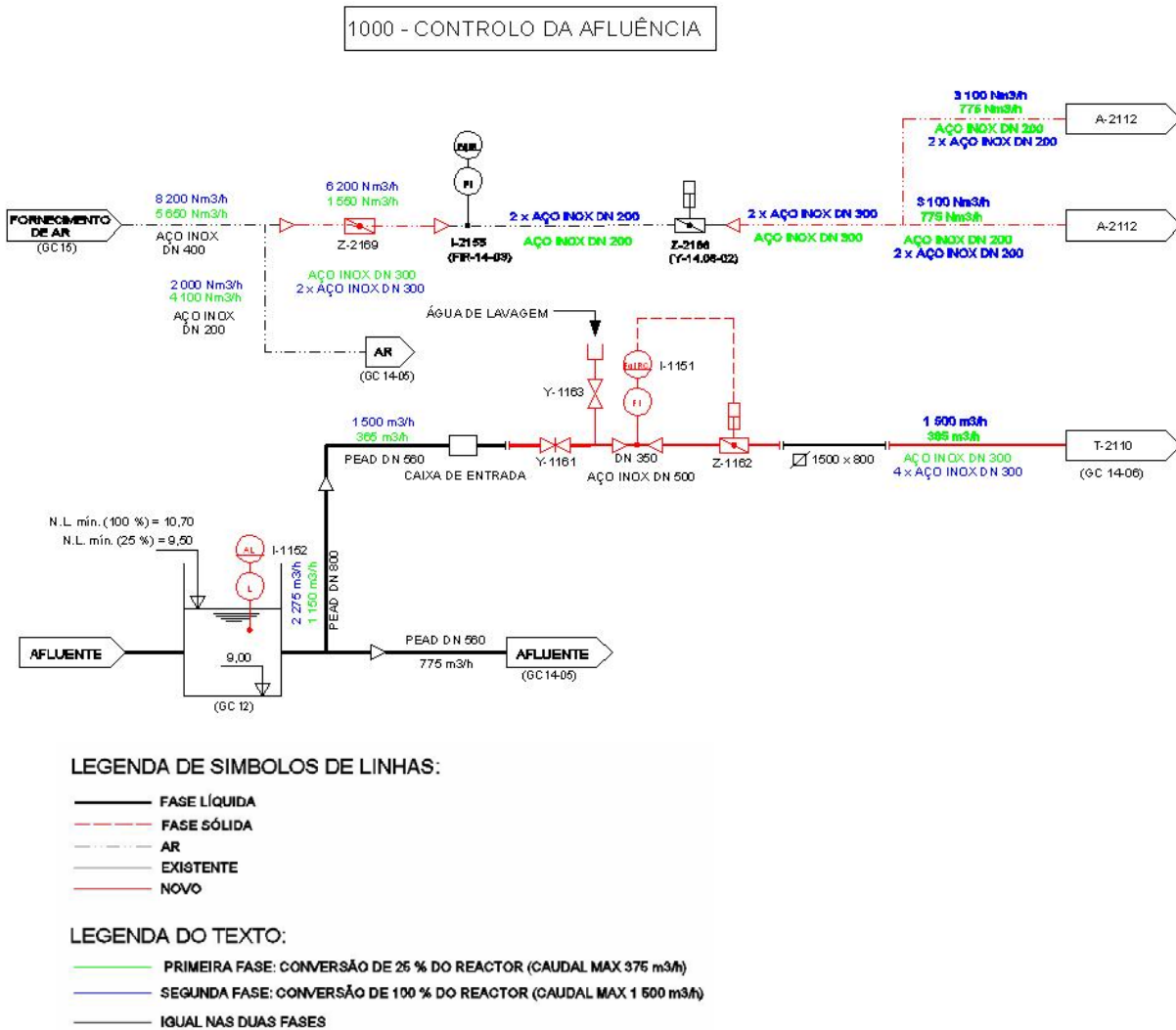


Figura 6.3 – P&ID do controlo da afluência do reactor piloto  
(DHV, 2007a)

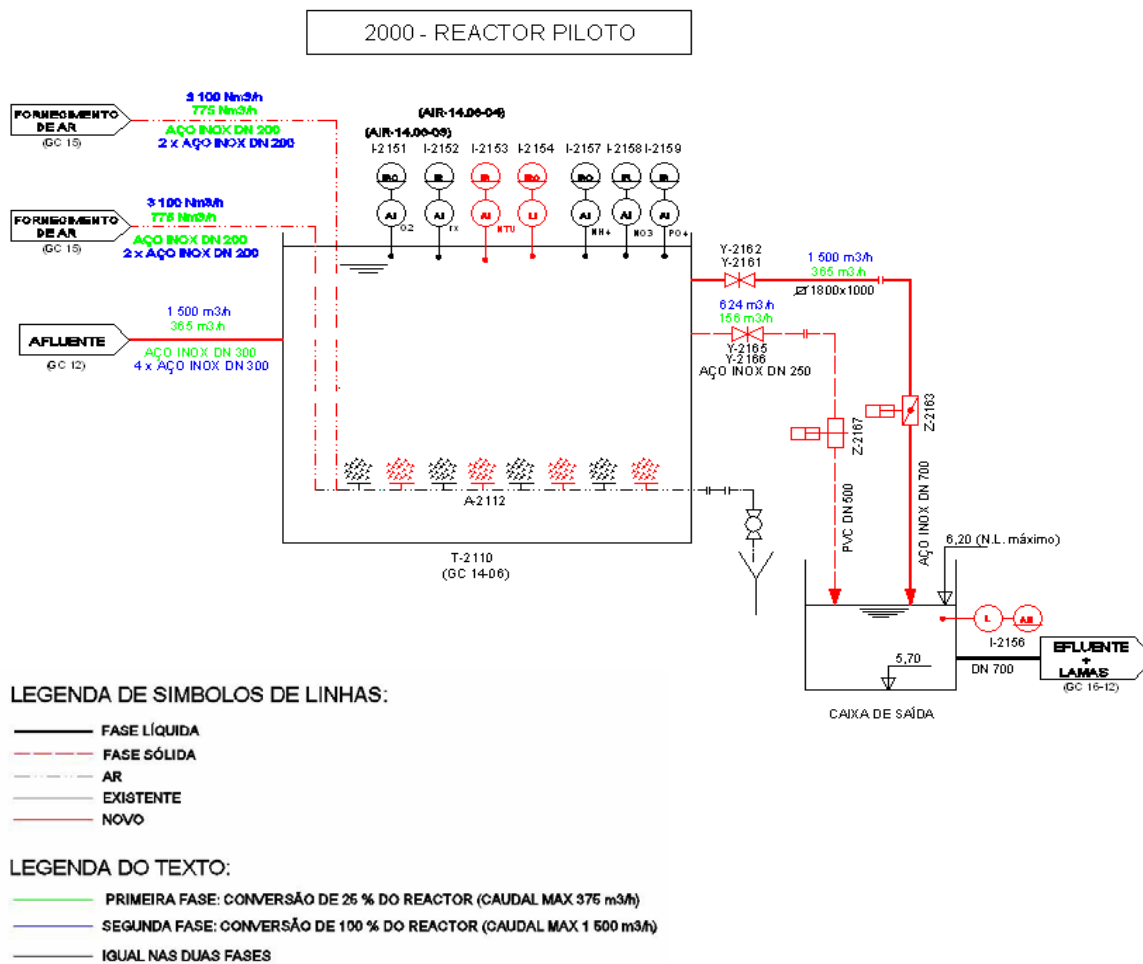


Figura 6.4 – P&ID do reactor piloto  
(DHV, 2007a)



## 7 COMPARAÇÃO TÉCNICO-ECONÓMICA DE SOLUÇÕES DE TRATAMENTO BIOLÓGICO DA ETAR DE FRIELAS

### 7.1 *Enquadramento geral*

O presente capítulo tem como objectivo a comparação técnica e económica de duas soluções de tratamento biológico possíveis de implementar na ETAR de Frielas, face a uma eventual necessidade de remodelação da mesma de forma a dotá-la da possibilidade de remoção de nutrientes (azoto e fósforo), nomeadamente:

- Alternativa 1 – Sistema clássico de lamas activadas  $A_2O$ ;
- Alternativa 2 – Tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>.

Esta comparação é importante no âmbito da presente dissertação, uma vez que permite avaliar de forma concreta as principais vantagens da nova tecnologia, apresentada neste documento, face a uma solução clássica. A comparação das duas soluções de tratamento baseia-se nos dados de base indicados no Quadro 7.1, aplicando o caudal médio diário de ano horizonte de 2001 às concentrações médias de  $CBO_5$ , CQO, SST,  $N_{total}$  e  $P_{total}$  obtidas no diagnóstico realizado para o ano de 2007, na água residual bruta e na entrada do tratamento biológico.

Quadro 7.1 – Dados de base para o estudo comparativo

Parâmetros		Ano zero	Ano horizonte	
			Entrada da ETAR	Entrada tratamento biológico
População em função da carga de CBO <sub>5</sub> (hab.eq.)		253 141 <sup>(1)</sup>	402 596 <sup>(1)</sup>	
Caudal médio diário (m <sup>3</sup> /dia)		44 723	69 984	
Caudal de ponta (m <sup>3</sup> /h)		3 623	5 670	4 650
Cargas	CBO <sub>5</sub> (kg/dia)	15 188	24 156	13 541
	CQO (kg/dia)	31 385	49 887	33 653
	SST (kg/dia)	15 298	24 324	15 378
	N <sub>total</sub> (kg/dia)	3 231	5 056	4 715
	P <sub>total</sub> (kg/dia)	370	583	576
Concentrações	CBO <sub>5</sub> (mg/l)	345	345	193
	CQO (mg/l)	713	713	481
	SST (mg/l)	348	348	220
	N <sub>total</sub> (mg/l)	72	72	67
	P <sub>total</sub> (mg/l)	8	8	8

(1) Considerando uma captação de 60 g/hab.eq.dia

Os objectivos de qualidade são os fixados pelo Decreto-Lei n.º 152/97, de 19 de Junho como definido no Quadro 7.2. Apesar de actualmente a licença de descarga não obrigar à remoção de nutrientes, na presente análise opta-se por realizar o dimensionamento tendo em conta essa necessidade. Esta opção resulta da elevada probabilidade de, num futuro próximo, essa medida ser implementada na ETAR de Frielas, tendo em conta a necessidade de despoluição da ribeira da Póvoa, e porque, desta forma, estar-se-á a analisar a situação mais desfavorável face a uma eventual necessidade de adaptação do actual esquema de tratamento da ETAR.

**Quadro 7.2 – Objectivos de qualidade do efluente tratado**

<b>Parâmetros</b>	<b>Valor limite de emissão</b>
CBO <sub>5</sub> (mg O <sub>2</sub> /l) <sup>(1)</sup>	25
CQO (mg O <sub>2</sub> /l) <sup>(1)</sup>	125
SST (mg/l) <sup>(1)</sup>	35
N <sub>total</sub> (mg N/l) <sup>(2)</sup>	10
P <sub>total</sub> (mg P/l) <sup>(2)</sup>	1,0

(1) Quadro n.º 1 do Anexo I do Decreto-Lei n.º 152/97, de 19 de Junho

(2) Quadro n.º 2 do Anexo I do Decreto-Lei n.º 152/97, de 19 de Junho

Refere-se que os dimensionamentos efectuados para as duas soluções de tratamento em comparação foram realizados através de um programa de cálculo, gentilmente disponibilizado pela empresa DHV.

## **7.2 Comparação técnica**

### **7.2.1 Alternativa 1 – Sistema clássico de lamas activadas “A<sub>2</sub>O”**

A solução de tratamento baseada num sistema clássico de lamas activadas do tipo A<sub>2</sub>O consiste num conjunto de reactores biológicos, operados em série, que garantem a remoção de carbono e simultaneamente, por via biológica, a remoção de nutrientes azoto e fósforo. Esta solução vai ao encontro da actual linha de tratamento biológico instalada na ETAR, no entanto apresenta um conjunto adicional de reactores necessários para a remoção de nutrientes.

Tendo em consideração a configuração A<sub>2</sub>O, assim como a prevenção de fenómenos de bulking e a necessidade de separação sólido-líquido, será necessário prever-se o seguinte conjunto tanques, com os objectivos descritos:

- Tanques de contacto – Nos sistemas operados com uma relação F/M inferior a 0,10 kgCBO<sub>5</sub>/kg MLSS.dia, a proliferação de bactérias filamentosas que dão origem a lamas activadas de difícil sedimentabilidade é um fenómeno bastante comum, se o sistema for operado com uma configuração próxima da mistura completa. Para o evitar, devem ser criados mecanismos que favoreçam a absorção de substratos e nutrientes por parte de bactérias não-filamentosas (floculantes). Este processo pode ser efectuado

num tanque de contacto (ou selector), onde uma fracção controlável das lamas em recirculação é colocada em contacto com a totalidade das águas residuais afluentes;

- Tanques anaeróbios – Com o objectivo de potenciar a remoção biológica de fósforo os microrganismos deverão ser sujeitos a uma sequência que compreende uma zona anaeróbia seguida por uma zona aeróbia. Esta alternância permite a selecção de uma população capaz de acumular fósforo em quantidade muito superior às necessidades estequiométricas. Na zona anaeróbia, com total ausência de oxigénio e nitratos, ocorre a absorção e armazenamento dos AGV na forma de polihidroxibutirato (PHB). Com a remoção do substrato orgânico solúvel e formação de produtos intracelulares de armazenamento, os microrganismos consomem energia, que é obtida através da clivagem das pontes fosfatadas das cadeias polifosfatadas inorgânicas. Este processo produz ortofosfatos que são libertados pelas células e vão ficar em suspensão, e em consequência, na zona anaeróbia ocorre remoção de matéria orgânica e uma elevada libertação de fósforo. Posteriormente, na zona aeróbia ocorre uma absorção rápida dos ortofosfatos solúveis para que seja possível sintetizar novamente ATP, para armazenamento de energia. Esta remoção de ortofosfatos é acompanhada pela oxidação aeróbia dos PHB previamente armazenados, para obtenção de energia e carbono, ocorrendo simultaneamente a oxidação biológica do carbono solúvel residual;
- Tanques de pré-desnitrificação – A remoção biológica de azoto compreende dois processos: (1) a nitrificação (conversão do azoto amoniacal em nitratos) e (2) a desnitrificação (conversão dos nitratos em azoto gasoso). Enquanto o primeiro ocorre em condições aeróbias no tanque de arejamento, o segundo necessita de condições anóxicas e de uma fonte de carbono facilmente assimilável pelos microrganismos. Assim, prevê-se que parte do processo de desnitrificação ocorra a montante do tanque de arejamento, sendo para isso fundamental proceder-se à recirculação interna de nitratos deste tanque para o tanque de pré-desnitrificação;
- Tanques de arejamento – A oxidação biológica da matéria orgânica, assim como a remoção de azoto (processo de nitrificação) e de fósforo (absorção dos ortofosfatos solúveis) necessitam da criação de uma zona aeróbia, isto é, rica em oxigénio. Para isso é fundamental a instalação de um sistema de arejamento que satisfaça as necessidades de oxigénio quer para a oxidação da matéria orgânica quer para o processo de nitrificação.

- Decantadores secundários – A separação da fase sólida, lamas activadas, do efluente clarificado é levada a cabo em tanques designados por decantadores secundários. Nestes as lamas são depositadas no fundo, sendo posteriormente em parte recirculadas para o início do tratamento biológico e a restante fracção enviada para a linha de tratamento da fase sólida. Por outro lado, o efluente clarificado removido pelo topo do decantador é conduzido para tratamento terciário, onde sofre desinfecção.

A solução de lamas activadas clássica proposta funciona em regime de média carga e foi dimensionada com base em três critérios: (1) uma concentração de MLSS igual a  $4,5 \text{ kg/m}^3$ , (2) uma idade de lamas próxima de 20 dias, adequada ao desenvolvimento do processo de nitrificação e desnitrificação à temperatura de dimensionamento considerada, isto é,  $15 \text{ }^\circ\text{C}$  e (3) uma carga mássica (F/M) inferior a  $0,1 \text{ kg CBO}_5/\text{kg MLSS.dia}$ . Do dimensionamento realizado resultaram os seguintes volumes globais:

- Tanques de contacto –  $1\,400 \text{ m}^3$ ;
- Tanques anaeróbios –  $7\,500 \text{ m}^3$ ;
- Tanques de pré-desnitrificação –  $11\,200 \text{ m}^3$ ;
- Tanques de arejamento –  $44\,800 \text{ m}^3$ .

Uma vez que a actual ETAR apresenta um volume global de arejamento igual a  $24\,000 \text{ m}^3$  seria necessário, considerando apenas a soma dos volumes de pré-desnitrificação e de arejamento, ampliar o actual tratamento biológico em  $32\,000 \text{ m}^3$ , o que significaria a construção de mais 1,3 linhas semelhantes ao conjunto dos seis reactores existentes, ou seja, a ETAR ficaria com 14 reactores biológicos de  $4\,000 \text{ m}^3$  de volume unitário. Considerando também a adição dos volumes relativos aos tanques de contacto e aos tanques anaeróbios o acréscimo global seria de  $40\,900 \text{ m}^3$ .

O cálculo da capacidade de oxigenação foi realizado tendo-se em conta não só as necessidades em termos da oxidação da matéria orgânica como também, o oxigénio necessário à nitrificação e o “crédito” associado ao processo de desnitrificação.

O arejamento preconizado é idêntico ao actualmente existente na ETAR de Frielas, correspondendo a difusores de bolha fina, alimentados por uma central de produção de ar recorrendo a compressores de arejamento de capacidade total aproximadamente igual a  $22\,800 \text{ Nm}^3/\text{h}$ , que satisfaz as necessidades de oxigénio à temperatura máxima considerada,

cerca de 22 °C, isto é, cerca de 2 300 kg O<sub>2</sub>/h. Deste modo, como as novas necessidades de oxigénio são próximas das consideradas no projecto da ETAR, não será necessário aumentar o número de compressores de arejamento.

Refere-se que seria necessário instalar no conjunto de tanques de contacto, tanques anaeróbios e de pré-desnitrificação agitadores submersíveis para manter a biomassa em suspensão. Adicionalmente, seria imprescindível a instalação de bombas de recirculação de nitratos nos tanques de arejamento.

No que respeita à etapa de decantação secundária para as condições de caudal de ponta e para a área de decantação disponível a carga hidráulica situar-se-à próxima de 1,11 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h, acima do que seria desejável, considerando um SVI próximo de 125 ml/g e uma concentração de lamas activadas de 4,5 kg/m<sup>3</sup>. Como tal, seria necessário aumentar a área de decantação secundária, construindo mais 4 decantadores com dimensões semelhantes aos existentes, de modo a que a carga hidráulica aplicada se situe próximo de 0,7 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h.

Tendo em conta que a geometria dos decantadores secundários não é a mais adequada, dever-se-ia manter os biofiltros existentes, alterando-os por exemplo para filtros rápidos de areia, de modo a minimizar a quantidade de SST no efluente tratado.

No Anexo II apresentam-se os principais resultados de dimensionamento, evidenciando quer as características geométricas quer as condições de operação relativas à solução de tratamento de lamas activadas.

Na Figura 7.1 apresenta-se uma implantação preliminar com a área necessária para a ampliação do actual tratamento secundário da ETAR de Frielas.

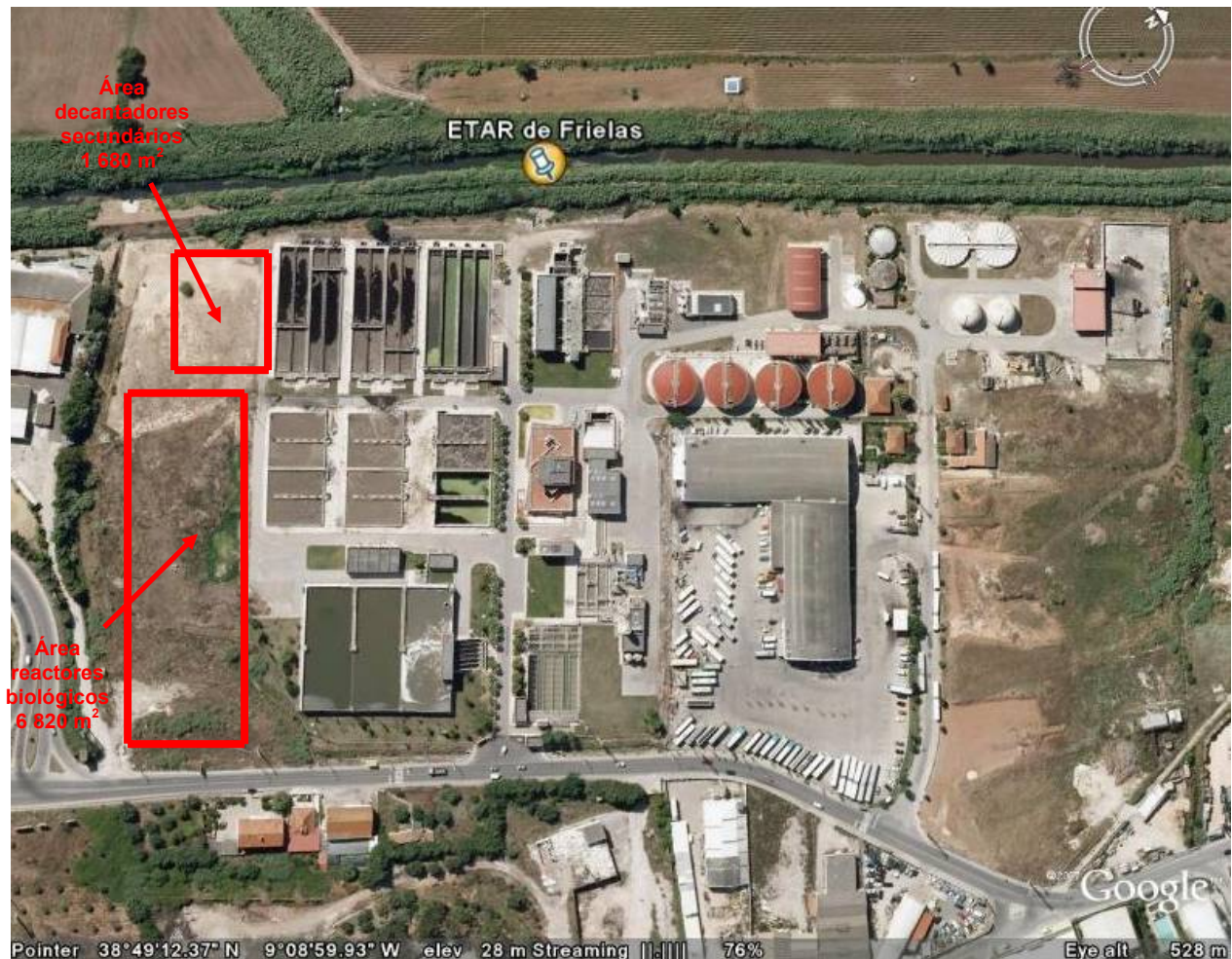


Figura 7.1 – Área necessária para ampliação do tratamento biológico recorrendo à Alternativa 1

### 7.2.2 Alternativa 2 – Tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>

A tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>, ao contrário dos sistemas clássicos de lamas activadas, utiliza biomassa na forma de grânulos aeróbios e a sua operação baseia-se no princípio SBR, com ciclos de tratamento descontínuos, dispensando a utilização de decantadores secundários, uma vez que quer os processos biológicos de oxidação da matéria orgânica, remoção de nutrientes e separação sólido-líquido se processam no mesmo reactor. No entanto, ao contrário destes, uma das principais vantagens desta tecnologia, associada à operação com grânulos, reside na possibilidade de realizar simultaneamente no tempo as fases de enchimento e de descarga de efluente tratado, permitindo assim uma redução substancial da duração do tempo total do ciclo. As características desta nova tecnologia de tratamento de águas residuais foram

detalhadamente apresentadas na presente dissertação (capítulos 3.3.5 e 6), mantendo-se nesta comparação todos os seus princípios básicos.

Por oposição ao sistemas de lamas activadas convencionais, onde é necessário um conjunto de reactores para realizar as diferentes etapas de tratamento, com a tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>, devido ao desenvolvimento de uma população microbiana na forma de grânulos aeróbios, é possível efectuar a remoção de carbono e de nutrientes no interior dos próprios grânulos. Tal deve-se ao facto de estes serem formados pelos diferentes tipos de bactérias, responsáveis pelos diversos processos de depuração da água residual, isto é, nitrificação, desnitrificação, remoção de fósforo e de carbono.

A solução *Nereda*<sup>TM</sup> proposta funciona em regime de média carga e foi dimensionada com base em três critérios: (1) uma concentração de MLSS igual a 8,0 kg/m<sup>3</sup>, (2) uma idade de lamas próxima de 14 dias, adequada ao desenvolvimento do processo de nitrificação e desnitrificação à temperatura de dimensionamento considerada, isto é, 15 °C e (3) uma carga mássica (F/M) inferior a 0,1 kg CBO<sub>5</sub>/kg MLSS.dia. O SVI<sub>30</sub> das lamas activadas granulares produzidas com este processo situar-se-á entre 50 a 60 ml/g, pelo que não existe a necessidade de qualquer processo adicional para controle de bulking.

Do dimensionamento realizado resultou um volume global igual a 36 000 m<sup>3</sup>, o que face ao volume de arejamento existente (24 000 m<sup>3</sup>) representa um acréscimo de 12 000 m<sup>3</sup>. Para além disso, com base nesta tecnologia, os decantadores secundários existentes podem ser dispensados, assim como, eventualmente, o sistema de biofiltração mediante os resultados atingidos durante a demonstração da instalação piloto.

O sistema de arejamento utilizado seria idêntico ao existente na ETAR, através de difusores de bolha fina, de forma a dar resposta às necessidades de oxigénio, 1 800 kg/h, o que corresponde a um caudal total de ar aproximadamente igual a 16 800 Nm<sup>3</sup>/h, o que significa que não seria necessário aumentar a capacidade de arejamento instalada.

Os principais resultados de dimensionamento, evidenciando quer as características geométricas quer as condições de operação relativas à solução de tratamento recorrendo à tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> encontram-se detalhados no Anexo III.

Na Figura 7.2 apresenta-se uma implantação preliminar com a área necessária para a ampliação do actual tratamento secundário da ETAR de Frielas.

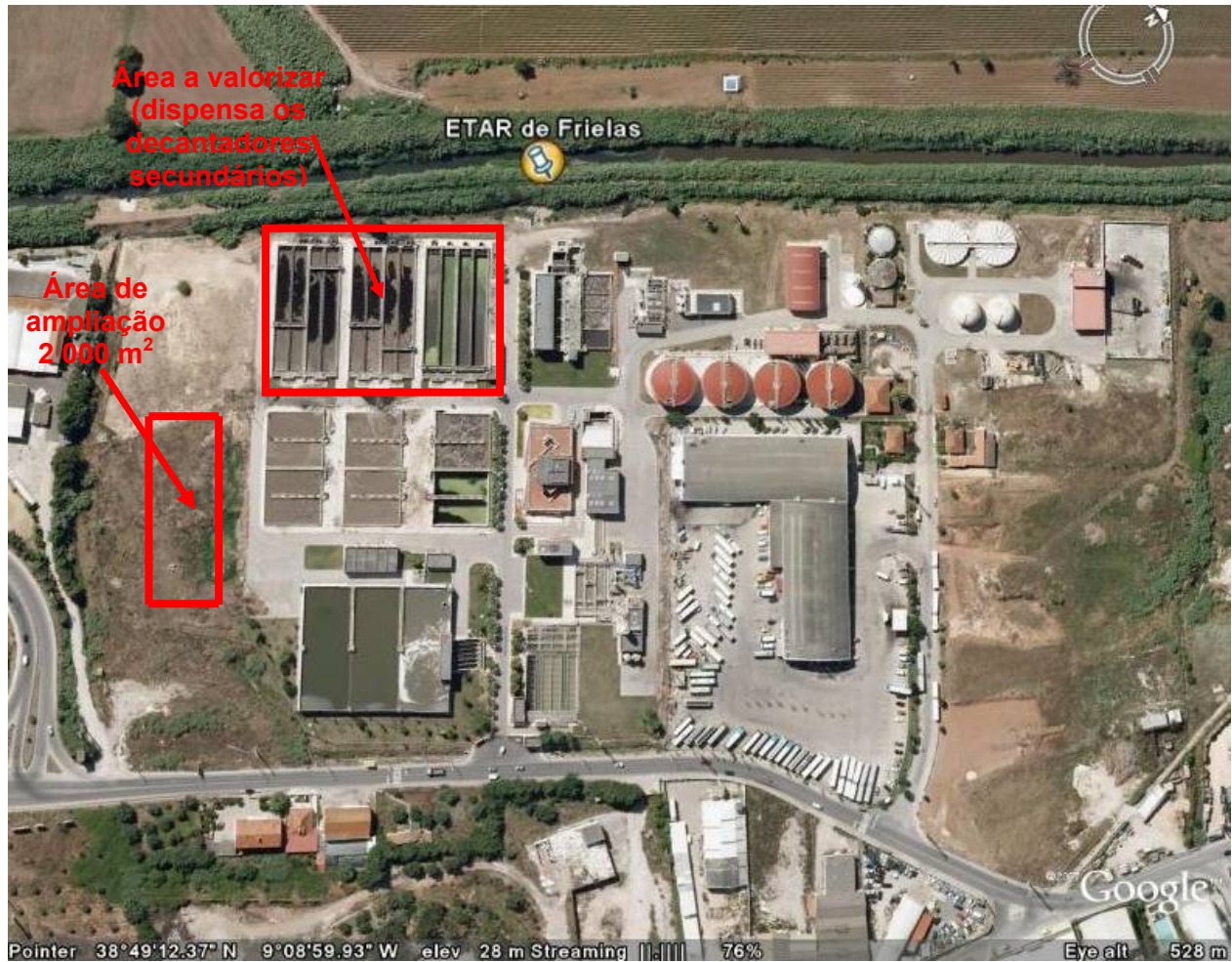


Figura 7.2 – Área necessária para ampliação do tratamento biológico recorrendo à Alternativa 2

### 7.3 Comparação económica

Na sequência do trabalho de concepção e dimensionamento realizado para cada uma das soluções de tratamento biológico em comparação para uma possível remodelação da ETAR de Frielas, no presente capítulo é realizada uma análise económica comparativa dos custos de investimento e exploração associados a cada uma das soluções estudadas.

#### 7.3.1 Estimativa dos custos de investimento

Com base no dimensionamento dos órgãos integrantes dos esquemas de tratamento das duas soluções, efectuou-se a estimativa de custos de primeiro e segundo investimentos, que seguidamente se apresenta, discriminando-se, por um lado, os montantes previstos para a

execução da construção civil e, por outro, os relativos ao fornecimento e montagem do equipamento electromecânico e instalações eléctricas.

A estimativa orçamental foi efectuada com base em informações gentilmente disponibilizadas pela empresa DHV, nomeadamente em curvas de custo por operação unitária obtidas a partir de valores de projectos recentemente elaborados pela empresa e na sequência da consulta de orçamentos realizados para empreitadas.

O custo do 2º investimento prevê a substituição do equipamento electromecânico e foi estimado utilizando-se um factor de 75 % face ao custo total de fornecimento e montagem do equipamento electromecânico proposto para cada uma das alternativas apresentadas.

De referir que o facto de alguns dos órgãos incluídos no Quadro 7.3 não incluírem custo, significa apenas que não existem na solução alternativa em questão. Outro aspecto de ressaltar consiste no facto de nesta análise apenas se realizar a comparação dos itens que diferem nas duas alternativas.

**Quadro 7.3 - Custos de execução da construção civil e de fornecimento e montagem do equipamento electromecânico e instalações eléctricas**

ITEM	CUSTOS DE INVESTIMENTO (€)			
	ALTERNATIVA 1		ALTERNATIVA 2	
	Construção civil	Equipamento	Construção civil	Equipamento
Tanques de contacto (incluindo agitadores)	280.000	63.000	-	-
Tanques anaeróbios (incluindo agitadores)	1.348.200	262.500	-	-
Tanque de pré-desnitrificação (incluindo agitadores e bombas de recirculação de nitratos)	2.016.000	217.000	-	-
Tanque de arejamento (incluindo agitadores)	3.200.000	136.000	1.500.000	2.790.000
Recirculação de lamas e extracção de lamas em excesso	480.000	210.000	288.000	156.000
Diversos (tubagens + movimento geral de terras + arruamentos + arranjos exteriores)	1.464.900	44.500	357.600	147.300
PT, Instalações Eléctricas e Instrumentação	73.300	266.600	17.900	883.800
<b>TOTAL DOS CUSTOS DE INVESTIMENTO</b>	<b>8.862.400</b>	<b>1.199.600</b>	<b>2.163.500</b>	<b>3.977.100</b>
	<b>10.062.000</b>		<b>6.140.600</b>	
<b>2º INVESTIMENTO NÃO ACTUALIZADO (substituição de equipamento)</b>	<b>899.700</b>		<b>2.982.900</b>	

### 7.3.2 Estimativa dos custos de exploração

Na elaboração dos custos de exploração foram tidos em conta os seguintes elementos, descrevendo-se, de seguida, os diversos custos de exploração considerados.

- encargos fixos de exploração, como sejam os encargos com pessoal, programa analítico, com manutenção e conservação;
- encargos variáveis de exploração como os consumos de energia eléctrica, reagentes, transporte e deposição de lamas em destino final.

#### 7.3.2.1 Encargos fixos de exploração

O valor destes encargos é independente do caudal a ser tratado, isto é, nesta rubrica incluem-se os custos de manutenção e conservação que terão que ser incorridos independentemente do volume de caudal a ser tratado. Refere-se que outros encargos fixos

com o pessoal e programa analítico não foram tidos em consideração nesta análise, uma vez que serão idênticos nas duas soluções.

#### Encargos com conservação e manutenção

Os encargos anuais com manutenção e conservação foram estimados com base nas seguintes percentagens de custos de investimento:

- Equipamento eléctrico e electromecânico – 2,5%
- Construção Civil – 0,5%

#### **7.3.2.2 Encargos variáveis de exploração**

Os custos de exploração variáveis são função directa do caudal afluente ou, mais correctamente, da carga poluente afluente. Estes custos reportam-se ao consumo das utilidades: energia eléctrica, reagentes e aos custos de transporte e deposição final das lamas produzidas. Tendo em conta que neste estudo comparativo apenas interessam os custos relativos ao tratamento biológico, não são apresentados os custos de transporte e deposição de lamas, para além de que estes custos serão semelhantes nas duas soluções em estudo.

No presente ponto é feita a análise dos custos energéticos ao longo de um horizonte de projecto de 30 anos, tendo-se em consideração a estimativa dos custos variáveis para as condições de afluência dos anos zero e de horizonte de projecto e a evolução da população servida pela ETAR até ao ano horizonte.

O consumo médio anual de energia eléctrica foi estimado com base nos consumos previstos para as operações unitárias relativas ao tratamento biológico. Em termos de tarifário foi admitido um preço médio unitário para a energia eléctrica de 0,08 €/kWh.

No Quadro 7.4, encontram-se discriminados, resumidamente, os custos anuais estimados para as rubricas de exploração acima mencionadas, para as duas soluções de tratamento estudadas.

Quadro 7.4 - Encargos de exploração

ITEM	CUSTOS DE EXPLORAÇÃO (€)			
	ALTERNATIVA 1		ALTERNATIVA 2	
	Ano 0	Ano 30	Ano 0	Ano 30
<b><u>Custos variáveis</u></b>				
Energia eléctrica	449.600	715.000	227.300	361.500
<b><u>Custos fixos</u></b>				
Conservação e manutenção	74.400		110.300	
<b><u>TOTAL DOS CUSTOS DE EXPLORAÇÃO</u></b>	<b>524.000</b>	<b>789.400</b>	<b>337.600</b>	<b>471.800</b>

### 7.3.3 Estimativa dos custos totais actualizados

Com o objectivo de permitir uma comparação económica correcta e imparcial entre as duas soluções consideradas, procedeu-se à actualização dos custos de exploração para o ano zero de investimento.

A análise dos custos actualizados não dirá respeito unicamente aos custos globais de exploração actualizados, mas também ao custo específico por m<sup>3</sup> de água residual tratada e população servida, tendo-se em consideração, não só os custos de exploração ao longo do período de 30 anos, mas também o custo do investimento inicial remodelação do tratamento biológico e o custo de segundo investimento actualizado para substituição do equipamento electromecânico ao fim de 15 anos.

Os custos actualizados de exploração foram calculados em 30 anos e recorrendo à seguinte expressão:

$$f = \sum_{n=1}^{30} \frac{1}{(1+t)^n}$$

em que:

f – factor de actualização;

t – taxa de actualização;

n – número de anos do período em análise.

A taxa de actualização utilizada foi de 2,5 %.

Os custos totais actualizados foram obtidos somando os custos actualizados de exploração aos correspondentes custos de investimento inicial e custo de 2º investimento actualizado.

Desta forma, os custos totais actualizados reflectem não só o investimento em construção civil, equipamentos e instalações eléctricas mas também os encargos com a exploração durante o período de exploração em análise.

Apresentam-se no Quadro 7.5 os custos totais actualizados para a remodelação do tratamento biológico da ETAR de Frielas, para cada solução, de forma a avaliar-se qual a melhor alternativa de tratamento a considerar. Por fim, no Quadro 7.6 indicam-se os custos específicos actualizados para cada alternativa em estudo.

**Quadro 7.5 – Custos actualizados**

<b>Custos actualizados a 30 anos, ta=2,5%/ano (€)</b>	<b>ALTERNATIVA 1 Lamas activadas</b>	<b>ALTERNATIVA 2 <i>Nereda</i><sup>TM</sup></b>	<b>DIFERENÇAS ENTRE AS ALTERNATIVAS</b>
Investimento inicial	10.062.000	6.140.600	39%
2º Investimento	621.300	2.059.600	-231%
Variáveis	11.835.000	5.984.300	49%
Fixos	1.555.200	2.307.500	-48%
<b>Totais de exploração</b>	<b>13.390.200</b>	<b>8.291.800</b>	<b>38%</b>
<b>Totais</b>	<b>24.073.500</b>	<b>16.492.000</b>	<b>31%</b>

**Quadro 7.6 – Custos específicos actualizados**

<b>Custos específicos</b>	<b>Exploração actualizado</b>		<b>Total actualizado</b>	
	<b>€/m<sup>3</sup></b>	<b>€/hab.eq.</b>	<b>€/m<sup>3</sup></b>	<b>€/hab.eq.</b>
<b>Alternativa 1</b>	0,021	33,26	0,038	59,80
<b>Alternativa 2</b>	0,013	20,60	0,026	40,96



## 8 CONCLUSÕES

De acordo com a avaliação das condições de operação e dos parâmetros de funcionamento associados ao tratamento biológico da ETAR de Frielas, concluiu-se que:

- Para o conjunto de dados analisados entre 2006 e 2008, o caudal médio diário afluente representa apenas 60 % da capacidade definida para o ano de horizonte de projecto de 2001;
- Em relação às cargas de  $CBO_5$ , CQO, SST,  $N_{total}$  e  $P_{total}$ , para os valores médios entre 2006 e 2008, verifica-se que aflui à ETAR apenas 30 % a 40 % das cargas definidas para horizonte de projecto de 2001;
- A qualidade do efluente tratado é fortemente influenciada pelos problemas persistentes de biofloculação e de foaming, que são responsáveis pelas dificuldades de sedimentação das lamas;
- A etapa de decantação secundária não permite atingir a qualidade prevista no manual de funcionamento da ETAR;
- Existiu uma melhoria substancial da qualidade do efluente tratado, sobretudo desde o início de 2008, resultante de um melhor controlo (1) da idade de lamas, pela redução da mesma para cerca de 11 dias ao invés de 16 dias, (2) do foaming, pela adição de água clorada, e (3) das cargas de SST provenientes da biofiltração, pela minimização do seu número de lavagens;
- Face ao conjunto de problemas operacionais descritos no capítulo 5.2.1 será necessário realizar um conjunto de intervenções ao nível do tratamento biológico, de modo a superar esses constrangimentos, nomeadamente:
  - Construção de tanques de contacto anóxicos ou anaeróbios a montante ou incorporado em cada tanque de arejamento, de modo a controlar o desenvolvimento de bactérias floculantes bem estruturadas, através do aumento artificial da carga mássica, e impedindo o desenvolvimento de bactérias filamentosas. Deste modo, os problemas de foaming e de biofloculação seriam minimizados;

- Transferir as escorrências provenientes do sistema de biofiltração e da desidratação para montante da decantação primária, de modo a diminuir a carga de sólidos de difícil sedimentabilidade afluentes ao tratamento biológico. Esta medida encontra-se em fase de execução à data do presente trabalho;
- Dotar os decantadores secundários de raspadores de superfície, para remoção das escumas superficiais, e de deflectores junto aos descarregadores de efluente tratado. Para além disso, é fundamental construir poços de bombagem para elevação destas escumas para um escumador ou eventualmente para os flotadores. Estas medidas são fundamentais para melhorar a qualidade do efluente tratado sobretudo no que concerne ao teor de SST;
- Na maioria dos casos o sistema de biofiltração permite a nitrificação do efluente, atingindo os valores definidos no Manual de Funcionamento ou pelo menos as eficiências de remoção previstas. No entanto, os valores de SST definidos no mesmo Manual raramente foram cumpridos;
- Como seria de esperar a ETAR não apresenta capacidade de remoção global de nutrientes, azoto e fósforo. Assim, e colocando a hipótese desta exigência vir a ser posta em prática num futuro próximo, levará à introdução de alterações significativas quer ao nível de construção civil e de equipamento, assim como na própria operação da instalação.

A constante necessidade de redução dos custos de investimento e de exploração dos sistemas de tratamento de águas residuais, associadas a um aumento das restrições da qualidade do efluente tratado têm contribuído fortemente para o desenvolvimento de um número significativo de tecnologias inovadoras nesta área.

De acordo com a problemática inicialmente definida para a ETAR de Frielas e com base nas conclusões relativas à operacionalidade do tratamento biológico existente, conclui-se que a adaptação física e operacional do actual sistema de tratamento biológico, segundo a tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> é possível, realizando o conjunto de adaptações descritas no capítulo 6.3, evidenciando, à priori, um conjunto de vantagens comparativamente com soluções clássicas, nomeadamente:

- **Racionalização do espaço** – uma das principais vantagens associadas à tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>, como ficou demonstrado pela comparação realizada no capítulo 7, consiste na significativa economia de área ocupada face a soluções convencionais de lamas activadas. Tendo em conta a necessidade de remoção de nutrientes, a área necessária para o tratamento biológico da ETAR de Frielas baseada num sistema clássico corresponde a quatro vezes da área necessária para uma solução baseada na tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>. Esta diferença sendo bastante significativa teria também um peso muito importante numa tomada de decisão, uma vez que caso a opção de adaptação da ETAR de Frielas passasse por uma solução clássica de lamas activadas o espaço disponível no actual perímetro da ETAR, parecendo à priori suficiente, tornaria bastante complexa a integração dos novos órgãos no actual esquema de circuitos hidráulicos. Por oposição, caso a opção recaísse na nova tecnologia o seu encaixe no actual perímetro da ETAR seria totalmente viável e com uma complexidade bastante menor, apresentando ainda como vantagem o facto de dispensar a utilização dos decantadores secundários, ficando estes inutilizados, serem-lhes conferidas novas funções na linha de tratamento ou simplesmente conseguir-se valorizar aquele espaço com a construção de novas infra-estruturas;
- **Melhoria das condições operacionais** – segundo as condições de operação da nova tecnologia, vários problemas recorrentes na ETAR de Frielas, nomeadamente o pinpoint floc e o foaming são eliminados devido à operação do sistema com grânulos cujo SVI se situa abaixo de 90 ml/g. Por outro lado, a estabilidade processual é favorecida pela operação com concentrações de biomassa superiores a 8,0 kg/m<sup>3</sup>, para além de garantir a nitrificação e desnitrificação da água residual, algo que actualmente não se verifica totalmente;
- **Remoção de nutrientes** – como demonstrado no capítulo 7, a adaptação do tratamento biológico da ETAR de Frielas, segundo um sistema clássico de lamas activadas do tipo A<sub>2</sub>O (com remoção de carbono, azoto e fósforo), requer um volume adicional de 40 900 m<sup>3</sup>, divididos por um complexo conjunto de tanques de contacto, anaeróbios, de pré-desnitrificação e de arejamento. Por outro lado, a tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>, segundo o seu princípio de funcionamento com grânulos aeróbios, garante que os processos de oxidação da matéria orgânica, remoção de fósforo, nitrificação e desnitrificação ocorram no interior do próprio grânulo, dispensando deste modo a utilização de diferentes tanques. Com esta solução seria necessário apenas um aumento de 12 000 m<sup>3</sup> face ao volume de arejamento existente;

- **Redução dos custos de 1º investimento** – tendo em conta o exposto nos pontos anteriores a tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> permite uma redução dos custos de 1º investimento em cerca de 40 %, por comparação com uma solução clássica de lamas activadas. Tal deve-se sobretudo à menor volumetria total necessária, uma vez que relativamente à componente de equipamento a solução *Nereda*<sup>TM</sup> tem um custo mais elevado em cerca de 230 %, por comparação com uma solução clássica de lamas activadas.
- **Redução dos custos de exploração** – a necessidade de adaptação do actual esquema de tratamento biológico a um nível terciário, com remoção de nutriente azoto e fósforo, com base na tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> permite uma poupança de cerca de 40 % dos custos de exploração, ao longo dos 30 anos de horizonte de projecto considerado no capítulo 7, face à solução de lamas activadas A<sub>2</sub>O. A principal razão baseia-se no facto de não ser necessário aumentar a capacidade de arejamento existente, para dar resposta à remoção de carbono e à nitrificação e à ausência de decantadores secundários e equipamento associados, nomeadamente pontes raspadoras e bombas de recirculação de lamas.
- **Redução dos custos totais** – segunda a análise económica realizada verifica-se que para um horizonte de projecto de 30 anos a solução *Nereda*<sup>TM</sup> permite uma redução dos custos totais (investimento e exploração) em cerca de 30 %. Esta economia deve-se sobretudo ao menor custo de construção civil e ao menor consumo energético. Estas duas componentes permitem compensar os gastos mais significativos com as necessidades de manutenção e conservação.

Naturalmente, o conjunto de vantagens aqui apresentadas, para o caso concreto da ETAR de Frielas, necessitam de ser comprovadas com a entrada em funcionamento do reactor piloto descrito no capítulo 6. No entanto, os resultados apresentados pelas instalações piloto, em funcionamento na Holanda (capítulo 3.3.6), revelam já uma forte confiança nos princípios de funcionamento desta tecnologia.

Em relação às principais desvantagens associadas à mesma centram-se, essencialmente, em três aspectos, que podem ser minimizadas com a entrada em funcionamento de instalações baseadas nesta tecnologia, nomeadamente:

- **Fase de arranque prolongada** – inicialmente prevê-se que são necessários no mínimo cerca de três meses de operação para se atingir uma granulação estável. Ao contrário os sistemas clássicos de lamas activadas necessitam, normalmente, de apenas quinze dias a um mês para todo o processo estar estabilizado. No entanto, o período de arranque da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> pode ser semelhante ao de um sistema de lamas activadas, caso se efectue a inoculação dos reactores com grânulos provenientes de outras instalações;
- **Pormenores de processo a comprovar** – segundo indicações veiculadas pelas instalações piloto existem, essencialmente, dois pormenores que necessitam de ser testados e comprovados com a construção de instalações de maiores dimensões, nomeadamente:
  - a possibilidade da tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup> garantir uma melhor transferência de oxigénio no interior dos grânulos, permitindo a aplicação de um factor  $\alpha$  (cerca de 0,7) superior ao aplicado normalmente em sistema de arejamento de bolha fina em lamas activadas convencionais (cerca de 0,6). Naturalmente, existindo uma melhor transferência de oxigénio o consumo energético associado a esta componente será minimizado;
  - a quantidade de lamas em excesso produzidas, que se espera que seja inferior à obtida por sistemas clássicos, o que se traduzirá em vantagens no dimensionamento da linha sólida das estações de tratamento e nos custos de deposição final das lamas;
- **Ausência de referências domésticas à escala real** – coloca entraves à sua aplicação quando comparado com soluções, que apesar de conduzirem a maiores encargos financeiros, estão instaladas e têm provas dadas no mundo dos sistemas de tratamento de águas residuais.



## 9 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Ahring, B. K., Schmidt, J. E. (1996), Granular sludge formation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors, *Biotechnology and Bioengineering Journal*, 49, 229-246.
- Arvin, E., Harremoes, P., Henze, M., Jansen, J. (1997), *Wastewater treatment – Biological and chemical processes*, Springer, Second Edition, Berlin.
- Barnad, J.L., Ekama, G.A., Gunthert, F.W., Krebs, P., McCorquodale, J.A., Parker, D.S., Wahlberg, E.J. (1997), *Secondary settling tanks: theory, modelling, design and operation*, International Association on Water Quality, London.
- Bathe, S., De Kreuk, M.K, McSwain, B.S., Schwarzenbeck, N., Wilderer, P.A. (2005), Discussion outcomes, in *Aerobic Granular Sludge*, Editor(s): Bathe, S, De Kreuk, M., McSwain, B., Schwarzenbeck, N., Water and Environmental Management Series, IWA Publishing, London, 155-169.
- Beun, J. J., Heijnen, J. J., Loosdrechet, M. C. M (2001), N-Removal in a granular sludge sequencing batch airlift reactor, *Biotechnology and Bioengineering*, 75, 82-92.
- Brindle, K., Jefferson, B., Judd, S., Stephenson, T. (2000), *Membrane bioreactors for wastewater treatment*, IWA Publishing, London.
- Cavalcanti, P., F., F., Florêncio, L., Kato, M., T., Van Haandel, A. (2006), Anaerobic reactor design concepts for treatment of domestic wastewater, *Environmental Science and Bio/Technology*, 5, 21-38.
- CCDR-LVT (2007), Licença de descarga de águas residuais n.º 305/CM/DSAI/DGDH/07.
- Chen, Y., Jiang, D., Li, J., Li, J, Sun, F., Wang, L., Wang, S., Zhang, D., Zhang, Q. (2006), Morphological and structural characteristics of aerobic granulation, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, (81), 823-830.
- Colleran, E., Mahony, T. McHugh, S., O'Flaherty, V., O'Reilly, C. (2003), Anaerobic granular sludge bioreactor technology, *Environmental Science and Bio|Technology*, 2, 225-245.

- Cooper, P. F. (2001), Historical aspects of wastewater treatment, in *Decentralised Sanitation and Reuse: Concepts, Systems and Implementation*, Editor(s): Lens, P., Lettinga, G., Zeeman, G., IWA Publishing, 11-38.
- Costerton, J.W., Guiot, S.R, McLeod, F.A. (1990), Layered structure of bacterial aggregates produced in an upflow anaerobic sludge bed and filter reactor, *Applied and Environmental Microbiology*, **56** (6), 1598-1607.
- Dapena, J. L., Ronzano, E. (2002), *Tratamiento biológico de las aguas residuales*, Pridesa Grupo Iberdrola, Díaz de Santos, SA, Madrid.
- De Bruin, L.M.M., De Kreuk, M.K. (2004), *Aerobic granular reactor technology*, IWA Publishing, London.
- De Bruin, B., Giesen, A., De Kreuk, M.K., Power, S. (2006), A breakthrough in biological wastewater treatment: aerobic granules.
- De Bruin, L.M.M., De Kreuk, M.K., Van der Roest, H.F., Van Loosdrechet, M.C.M., (2005), Promising results pilot research aerobic granular sludge technology at WWTP Ede, in *Aerobic Granular Sludge*, Editor(s): Bathe, S, De Kreuk, M., McSwain, B., Schwarzenbeck, N., Water and Environmental Management Series, IWA Publishing, London, 135-142.
- De Bruin, L.M.M., De Kreuk, M.K., Gademan, G.E., Giesen, A., Kraan, M.W., Verkiujlen, J. (2008), *Nereda*<sup>TM</sup> biological wastewater treatment using aerobic granules.
- De Castro Lopes, S.I. Hulshoff Pol, L.W., Lens, P.N.L., Lettinga, G. (2004), Anaerobic sludge granulation, *Water Research*, **38**, 1376-1389.
- De Kreuk, M.K. (2006), *Aerobic granular sludge: scaling up a new technology*, PhD thesis, Delft University of Technology, Delft.
- De Kreuk, M.L., Van Loosdrechet, M.C.M. (2004), Selection of slow growing organisms as a means for improving aerobic granular sludge stability, *Water Science and Technology*, **49** (11-12), 9-17.
- DHV, S.A. (2006), Estudo para a definição da solução base de ampliação e remodelação da ETAR de Vila Real.

- DHV, S.A. (2007a), Projecto de execução: ETAR de Frielas – Instalação piloto.
- DHV, S.A. (2007b), Projecto base: ETAR de Ribeira de Moinhos.
- DHV, S.A. (2008), Operation manual: Frielas WWTP – Nereda demo.
- Erley, R., Irvine, R. L., Schwarzenbeck, N., Swain, B.S.M., Wilderer, P. A. (2004) Treatment of malting wastewater in a granular sludge sequencing batch reactor (SBR), *Acta hydrochim, Hidrobiol*, 32, 16-24.
- European Commission (2006), Integrated Pollution Prevention and Control, *Reference Document on Best Available Techniques in the Food, Drink and Milk Industries*.
- Evison, L.M., Forster, C.F., Morgan, J.W. (1991), The internal architecture of anaerobic sludge granules, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 50, 211-226.
- Heijnen, J.J., Kreuk, M. K., Loosdrecht, M.C.M. (2005), Simultaneous COD, nitrogen and phosphate removal by aerobic granular sludge, *Biotechnology and Bioengineering*, 90, 761-769.
- Goronszy, M.C., Irvine, R.L, Wilderer, P.A. (2001), *Sequencing Batch Reactor Technology*, IWA Publishing, London.
- Gray, N.F. (2004), *Biology of wastewater treatment*, Imperial College Press, Second Edition, London.
- Irvine, R.L., McSwain, B.S, Wildee, P.A (2005), Population dynamics during aerobic granule formation: Lessons from denaturing gradient gel electrophoresis, in *Aerobic Granular Sludge*, Editor(s): Bathe, S, De Kreuk, M., McSwain, B., Schwarzenbeck, N., Water and Environmental Management Series, IWA Publishing, London, 53-61.
- Janssen, P. M. J., Meinema, K., Van der Roest, H. F. (2002), Biological Phosphorous Removal – Manual for design and operation, *Water and Wastewater Practitioner Series: STOWA Report*, IWA Publishing, London.
- Jenkins, D., Tandoi, V, Wanner, J. (2006), *Activated sludge separation problems – Theory, control measures, practical experience*, IWA Publishing, London.

- Lawrence, H.F., Van Bentem, A.G.N., Van der Roest, H.F. (2002), *Membrane bioreactors for municipal wastewater treatment*, IWA Publishing, London.
- Lettinga, G., Van Haandel, A.C. (1994), *Anaerobic sewage treatment: A practical guide for regions with a hot climate*, John Wiley & Sons, Chichester.
- Liu, Y., Qin, L., Tay, J. H. (2004), Effect of settling on aerobic granulation in sequencing batch reactor, *Biotechnology and Bioengineering Journal*, 21, 47-52.
- Liu, Y., Tay, J.H. (2004), State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment, *Biotechnology Advances*, 22, 533–563.
- Liu, Y., Tay, J.H., Xu, H.L., Yang, S.F. (2003), Mechanisms and models for anaerobic granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactor, *Water Research*, 37, 661-673.
- Liu, Y., Yang, F., Wang, F., Zhang, H., Zhang, X. (2005), Study on the stability of aerobic granules in a SBAR-Effect of superficial upflow air velocity and carbon source, in *Aerobic Granular Sludge*, Editor(s): Bathe, S, De Kreuk, M., McSwain, B., Schwarzenbeck, N., Water and Environmental Management Series, IWA Publishing, London, 35-43.
- Mano, A. P. (2005), Remoção de nutrientes por via biológica, *Sistemas de Tratamento de Águas e Efluentes II*, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa.
- Martins, A.M.P. (2004), *Bulking sludge control: kinetics, substrate storage and process design aspects*, PhD thesis, Delft University of Technology, Faculty of Applied Sciences, Delft.
- MetCalf e Eddy, Inc. (2003), *Wastewater engineering: treatment and reuse*, McGraw-Hill Higher Education, 4ª Edição, New York.
- Pereboom, J.H.F. (1994), Size distribution model for methanogenic granules from full scale UASB and IC reactors, *Water Science and Technology*, 30 (12), 211-221.
- Sedlack, R. (1991), *Phosphorous and nitrogen removal from municipal wastewater: Principles and practice*, Lewis Publishers, Second Edition, New York.
- SIMTEJO, S.A. (2006), Manual de Funcionamento do Subsistema de Frielas.
- SIMTEJO, S.A. (2007), Relatórios de Exploração do Subsistema de Frielas.
- SIMTEJO, S.A. (2008), Relatórios de Exploração do Subsistema de Frielas.

SIMTEJO, S.A. (2005), Resultados analíticos.

SIMTEJO, S.A. (2006), Resultados analíticos.

SIMTEJO, S.A. (2007), Resultados analíticos.

SIMTEJO, S.A. (2008), Resultados analíticos.

Spellman, F.R. (2003), *Handbook of water and wastewater treatment plant operations*, Lewis Publishers, New York.

Su, K., Yu, H. (2005), Formation and characterization of aerobic granules in a sequencing batch reactor treating soybean-processing wastewater, *Environment, Science and Technology*, 39, 2818-2827.

Wanner, J. (1994), *Activated sludge bulking and foaming control*, Technomic Publishing Company, Lancaster.



## 10 ANEXOS

### **Anexo I – Principais características das operações unitárias existentes na ETAR de Frielas**

#### **Linha de tratamento da fase líquida**

##### **Elevação inicial**

Tipo	Parafusos de Arquimedes
N.º de estágios	2
<i>1º Estágio</i>	
N.º Parafusos	2 (+1)
Caudal unitário	144 m <sup>3</sup> /h
Altura de elevação	4,20 m
<i>2º Estágio</i>	
N.º Parafusos	3 (+1)
Caudal unitário	1 922 m <sup>3</sup> /h
Altura de elevação	4,85 m

##### **Gragadem média**

N.º de canais	3 (+1)
Velocidade nos canais	0,37 m/s
Velocidade máxima de atravessamento (com 30 % de colmatação)	0,67 m/s
Espaçamento entre barras	40 mm

##### **Gradagem fina**

N.º de canais	3 (+1)
Velocidade nos canais	0,4 m/s
Velocidade máxima de atravessamento (com 30 % de colmatação)	1,18 m/s
Espaçamento entre barras	10 mm

### **Canal Parshall**

Caudal nominal	6 912	m <sup>3</sup> /h
Caudal máximo afluente	5 767	m <sup>3</sup> /h
Tipo	4	'

### **Desarenamento/Desengorduramento**

N.º unidades	3	
Comprimento	18	m
Largura	4,5	m
Área superficial	81	m <sup>2</sup>
Volume útil	276	m <sup>3</sup>

### **Decantação primária (com adição de reagentes)**

#### *Cubas de coagulação*

Reagentes	Cloreto férrico e leite de cal
N.º de cubas	8 (4 para FeCl <sub>3</sub> e 4 para leite de cal)
Comprimento	2,60 m
Largura	2,60 m
Altura de líquido	4,61 m
Volume útil	31,2 m <sup>3</sup>
N.º de bombas doseadoras de cloreto férrico	2 (+2)
Caudal de injeção de cloreto férrico (ponta)	874 l/h
N.º de bombas doseadoras de leite de cal	2 (+2)
Caudal de injeção de leite de cal (ponta)	5 472 l/h

#### *Cubas de coagulação*

Reagente	Polímero aniónico
N.º de cubas	4
Comprimento	6,05 m
Largura	5,40 m
Altura de líquido	4,61 m
Volume útil	150 m <sup>3</sup>
N.º de bombas doseadoras	
Caudal de injeção	
N.º de bombas doseadoras de floculante	2 (+2)

Caudal de injeção de floculante (ponta) 866 l/h

#### *Decantadores*

Tipo	Lamelar
N.º Decantadores	4
Comprimento útil de decantação	22,70 m
Comprimento total	25,25 m
Largura útil interior de decantação	4,20 m
Largura total interior	4,23 m
Área de lamelas	95,2 m
N.º de módulos por decantador	110
N.º de lamelas por decantador	2 210
Largura dos descarregadores	0,31 m
N.º de descarregadores por decantador	9
Eficiência de remoção de CBO <sub>5</sub> sem reagentes	35 %
Eficiência de remoção de CBO <sub>5</sub> com reagentes	55 %
Eficiência de remoção de SST sem reagentes	50 %
Eficiência de remoção de SST com reagentes	80 %

#### **Elevação intermédia**

Tipo	Parafusos de Arquimedes
N.º de estágios	1
N.º Parafusos	3 (+1)
Caudal unitário	1 966 m <sup>3</sup> /h
Altura de elevação	7,20 m

#### **Tanque de equalização**

N.º de tanques	3
Comprimento unitário	55,00 m
Largura unitária	21,95 m
Profundidade máxima líquido no tanque 1	4,58 m
Profundidade máxima líquido no tanque 2	4,55 m
Profundidade máxima líquido no tanque 3	4,51 m
Volume total	16 465 m <sup>3</sup>

**Tratamento biológico (lamas activadas em média carga)**

N.º de reactores aeróbios	6
Altura máxima de líquido	6,20 m
Comprimento interior do tanque	25,40 m
Largura interior do tanque	25,40 m
Área unitária	659 m <sup>2</sup>
Volume unitário de arejamento	4 000 m <sup>3</sup>
MLSS	4,0 g/l
MLVSS	2,8 g/l
F/M	0,32 kg CBO <sub>5</sub> /kg MLSS.dia
F/M	0,45 kg CBO <sub>5</sub> /kg MLVSS.dia
Tempo de retenção hidráulico	5,5 h
Necessidades totais de O <sub>2</sub>	2 012 kg O <sub>2</sub> /h
Caudal unitário de ar (velocidade alta)	8 200 m <sup>3</sup> /h
N.º de compressores	3 (+1)
Tipo de arejamento	Difusão de ar por bolha fina
Tipo de difusores	Disco

**Decantação secundária**

N.º de unidades	12
Comprimento total interior	60,20 m
Comprimento útil	59,00 m
Largura útil	7,00 m
Área superficial útil	413 m <sup>2</sup>
Altura periférica de água	4,00 m
Volume unitário	1686 m <sup>3</sup>
Largura interior dos descarregadores	0,40 m
Nº descarregadores por decantador	6
Nº de bombas de recirculação	6 (+6)
Caudal unitário das bombas de recirculação	500 m <sup>3</sup> /h
Nº de bombas de extracção de lamas em excesso	6 (+6)
Caudal unitário das bombas de extracção de lamas em excesso	60 m <sup>3</sup> /h

### **Elevação para biofiltração**

N.º de bombas	2 (+1)
Caudal unitário	2 280 m <sup>3</sup> /h
Altura manométrica total	5,53 m

### **Biofiltração**

N.º de filtros	8
Superfície unitária	113 m <sup>2</sup>
Altura teórica do material filtrante	> 2,70 m
N.º de bombas de água de lavagem	1 (+1)
Caudal unitário de água de lavagem	600 m <sup>3</sup> /h
Velocidade máxima em lavagem	5,7 m/h
Pressão em filtração (velocidade mínima)	820 mbar
Pressão em filtração (velocidade máxima)	650 mbar

### **Desinfecção por U.V.**

N.º de canais	3
N.º bancos de UV por canal	3
N.º de Módulos por Banco de UV	23
N.º Lâmpadas por Módulo de UV	8

### **Linha de tratamento da fase sólida**

#### **Espessamento gravítico das lamas primárias**

N.º de unidades	2
Concentração das lamas primárias	20 kg/m <sup>3</sup>
Diâmetro	20 m
Superfície	314 m <sup>2</sup>
Carga mássica máxima	2 a 4 kg/m <sup>2</sup> .h
Concentração das lamas espessadas	50 a 60 kg/m <sup>3</sup>

**Flotação (adição de polielectrólito)**

N.º unidades	2
Concentração das lamas secundárias	8 kg/m <sup>3</sup>
Diâmetro	11 m
Superfície	90 m <sup>2</sup>
Carga mássica máxima	4 a 7 kg/m <sup>2</sup> .h
Rendimento de captura de sólidos	95 %
Concentração de lamas flotadas	40 kg/m <sup>3</sup>

*Adição de polielectrólito*

N.º de bombas	1 (+1)
---------------	--------

**Mistura de lamas**

N.º de unidades	1
Diâmetro	8,80
Volume do tanque	200 m <sup>3</sup>

**Digestão anaeróbia**

N.º de unidades	4
Temperatura de digestão	37 °C
Tempo mínimo de digestão	11 a 14 dias
Volume unitário	4 000 m <sup>3</sup>
Diâmetro	21,40 m
Altura cilíndrica	11,22 m <sup>3</sup>
Destrução de SSV	38 %
Produção específica de gás	0,85 m <sup>3</sup> /kg SSV destr.dia
Concentração de lamas digeridas	34 a 38 g/l

N.º de permutadores água/lamas	4
Capacidade unitária	550 000 kcal/h

N.º de bombas de lamas	4 (+2)
Caudal unitário	185 m <sup>3</sup> /h

N.º de bombas de água	2 (+1)
-----------------------	--------

Caudal unitário	110	m <sup>3</sup> /h
N.º de permutadores lamas/lamas	4	
N.º de linhas	2	
Capacidade máxima por permutador por linha	600 000	kcal/h
N.º de bombas de lamas a digerir	2 (+1)	
Caudal unitário	40	m <sup>3</sup> /h
N.º de bombas de lamas digeridas	2 (+2)	
Caudal unitário	10 a 50	m <sup>3</sup> /h
N.º de caldeiras	2	
Potência de uma caldeira	1 100	th/h
N.º de motores de co-geração	2	
Potência nominal unitária do motor	759	kW

### **Desidratação**

N.º de dias/semana a desidratar	6	dias
N.º máximo de horas/dia a desidratar	24	h
N.º de centrífugas	2 (+1)	
Capacidade da centrífuga	35	m <sup>3</sup> /h

### **Parque de lamas**

Largura	32	m
Comprimento	66	m
Altura máxima de lamas	1,43	m
Volume útil de armazenamento	3 000	m <sup>3</sup>

## **Linha de tratamento da desodorização**

### **Pré-tratamento**

#### *Extracção de ar contaminado - ventiladores*

N.º de unidades	1
Capacidade unitária	20 000 m <sup>3</sup> /h

#### *Desodorização - torres de lavagem química*

N.º de linhas	1
N.º de torres	2
Diâmetro das colunas	2 200 mm
Altura total	6,6 m
Velocidade de passagem	1,7 m/s
Tempo de contacto	2,0 s
Volume das cubas de armazenamento de reagentes:	
- hipoclorito de sódio	5 000 l
- hidróxido de sódio	2 000 l
- ácido sulfúrico	1 000 l

### **Tratamento de lamas**

#### *Extracção de ar contaminado - ventiladores*

N.º de unidades	1
Capacidade unitária	25 000 m <sup>3</sup> /h

#### *Desodorização - torres de lavagem química*

N.º de linhas	1
N.º de torres	2
Diâmetro das colunas	2 500 mm
Altura total	6,0 m
Velocidade de passagem	1,5 m/s
Tempo de contacto	2,0 s

Volume das cubas de armazenamento de reagentes:

- hipoclorito de sódio	8 000 l
- hidróxido de sódio	1 500 l
- ácido sulfúrico	1 000 l



## **Anexo II – Resultados de dimensionamento da Alternativa 1 – Lamas activadas**

### Características geométricas

#### *Tanque de contacto*

Tipo	Anóxico
Nº de tanques	14
Volume unitário	100 m <sup>3</sup>

#### *Tanque anaeróbio*

Nº de tanques	14
Volume unitário	535 m <sup>3</sup>

#### *Reactor biológico (tanque de pré-desnitrificação + tanque de arejamento)*

Tipo	Plug-flow
Número de reactores biológicos	14
Volume unitário (m <sup>3</sup> )	4 000 m <sup>3</sup>
Volume de pré-desnitrificação	800 m <sup>3</sup>
Volume de arejamento	3 200 m <sup>3</sup>
Profundidade útil (m)	6,0 m
Tipo de arejamento	Bolha fina
Caudal total de ar necessário	22 800 Nm <sup>3</sup> /h
Factor $\alpha$	0,6
Nº de compressores	3 (+1)
Capacidade unitária dos compressores instalados	8 200 Nm <sup>3</sup> /h
Nº de bombas de recirculação de nitratos	14 (+14)
Caudal unitário das bombas de recirculação de nitratos	715 m <sup>3</sup> /h

#### *Decantadores secundários*

Nº de decantadores	16
Tipo de decantador	Rectangulares
Área superficial unitária	413 m <sup>2</sup>
N.º de bombas de recirculação de lamas	7 (+7)
Caudal unitário das bombas de recirculação	700 m <sup>3</sup> /h
N.º de bombas de lamas em excesso	6 (+6)
Caudal unitário das bombas de lamas em excesso	20 m <sup>3</sup> /h

Condições de operação

*Caracterização da afluência ao tratamento biológico*

Caudal médio diário	69 984	m <sup>3</sup> /dia
Caudal de ponta	4 650	m <sup>3</sup> /h
Carga de CQO	33 653	kg/dia
Carga de CBO <sub>5</sub>	13 541	kg/dia
Carga de SST	15 378	kg/dia
Carga de N <sub>total</sub>	4 715	kg/dia
Carga de P <sub>total</sub>	576	kg/dia

*Tanque de contacto*

Carga mássica máxima	0,2	kg CBO <sub>5</sub> / kgMLSS.h
Floc Loading	124	g CQO/kg MLSS
Tempo de retenção (ao caudal de ponta)	15	min.

*Tanque anaeróbio*

Tempo de retenção (ao caudal de ponta + recirculação de lamas)	1,0	h
--	-----	---

*Reactores biológicos*

Temperatura de dimensionamento	15	°C
Concentração de lamas activadas	4,5	kg MLSS/ m <sup>3</sup>
Carga mássica (F/M)	0,054	kg CBO <sub>5</sub> /kg MLSS.dia
Idade das lamas necessária para nitrificação	5,6	dias
Idade das lamas	21	dias
Produção específica de lamas	0,93	kg/kg CBO <sub>5</sub> removido
Produção de lamas biológicas	12 220	kg/dia
Capacidade de oxigenação (Condições standard, 22 °C)	2 300	kg O <sub>2</sub> /h
Consumo energético com arejamento	12 500	kWh/dia

*Decantação secundária*

Carga hidráulica	0,70	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .h
------------------	------	-----------------------------------

## **Anexo III – Resultados de dimensionamento da Alternativa 2 – Tecnologia *Nereda*<sup>TM</sup>**

### Características geométricas

#### *Reactor biológico*

Tipo	Plug-flow
Número de reactores biológicos	9
Volume unitário (m <sup>3</sup> )	4 000 m <sup>3</sup>
Profundidade útil (m)	6,0 m
Tipo de arejamento	Bolha fina
Caudal total de ar necessário	16 800 Nm <sup>3</sup> /h
Factor $\alpha$	0,7
Nº de compressores	3 (+1)
Capacidade unitária dos compressores instalados	8 200 Nm <sup>3</sup> /h
N.º de bombas de lamas em excesso	6 (+6)
Caudal unitário das bombas de lamas em excesso	550 m <sup>3</sup> /h

### Ciclo

Tempo do ciclo (Tc)	3,0 h
Tempo de reacção (Te)	2,80 h

### Condições de operação

#### *Caracterização da afluência ao tratamento biológico*

Caudal médio diário	69 984 m <sup>3</sup> /dia
Caudal de ponta	4 650 m <sup>3</sup> /h
Carga de CQO	33 653 kg/dia
Carga de CBO <sub>5</sub>	13 541 kg/dia
Carga de SST	15 378 kg/dia
Carga de N <sub>kj</sub>	4 715 kg/dia
Carga de P <sub>total</sub>	576 kg/dia

#### *Reactores biológicos*

MLSS (início do enchimento)	8,0 kg/m <sup>3</sup>
Volume do batch por reactor	1 500 m <sup>3</sup>
F/M (corrigida para o tempo de arejamento)	0,08 kg CBO <sub>5</sub> /kg MLSS.dia
Produção de lamas em excesso	12 220 kg/dia
Caudal máximo de lamas em excesso por ciclo	1 100 m <sup>3</sup> /h
Idade das lamas necessária para nitrificação	5,6 dias

Idade de lamas (corrigida para o tempo de arejamento)	14 dias
Capacidade de oxigenação (condições standard, T = 22°C) (corrigida para o tempo de arejamento)	1 800 kg O <sub>2</sub> /h
Consumo energético com arejamento	12 300 kWh/dia