

Avaliação e otimização da ETAR de Celorico de Basto

Armando Jorge Teixeira de Jesus

*Dissertação apresentada à Escola Superior Agrária de Bragança
para obtenção do Grau de Mestre em Tecnologia Ambiental*

Orientado por
Doutor Manuel Feliciano

**Bragança
2014**

Agradecimentos

A conclusão deste trabalho representa para mim um marco muito importante na minha vida. Neste momento, não posso deixar de agradecer a todas as pessoas que me acompanharam nesta caminhada e que contribuíram para o sucesso do meu percurso académico.

Em primeiro lugar quero deixar uma palavra de apreço e gratidão ao meu orientador, Professor Doutor Manuel Feliciano, por todos os sábios ensinamentos que me transmitiu ao longo da realização deste trabalho, bem como de outras etapas do meu percurso académico.

Quero também agradecer às pessoas que contribuíram para que a realização deste trabalho fosse possível. Deixo um sincero agradecimento à Engenheira Maria José das Águas do Noroeste, Engenheira Teresa e Engenheiro Cardoso da Câmara Municipal de Celorico de Basto. Ao Sr. Victor e ao Daniel, técnicos da ETAR de Celorico de Basto, obrigado por toda a disponibilidade que sempre demonstraram.

Não poderia deixar de agradecer àqueles que são os pilares da minha vida, sem os quais nunca teria conseguido alcançar esta etapa.

Aos meus pais, Conceição e Jorge, obrigado por todo o esforço, compreensão e dedicação ao longo destes cinco anos de academia. Sem vocês, nada disto seria possível!

À minha irmã Filipa, pelos constantes incentivos e por todo o conforto nas horas de maior fraqueza, obrigado!

À minha namorada, Maria, deixo também um agradecimento especial. Companheira ao longo de todo o meu percurso académico, foste o meu braço direito em todas as etapas. Obrigado por todo o carinho, compreensão, incentivo, companhia e por toda a força nos momentos mais difíceis desta etapa!

O agradecimento mais sentido, vai para a pessoa pela qual tenho uma admiração e carinho incontornáveis... à minha avó Amélia, que partiu na fase final da realização deste trabalho... obrigado por tudo o que me deste e ensinaste ao longo da tua vida! Nunca esquecerei o teu sorriso rasgado de felicidade sempre que a vida me corria de feição. Dedico-te a Ti, a conclusão deste trabalho...porque sei que estás extremamente feliz por isso...!

A todos os que direta ou indiretamente contribuíram para o meu sucesso académico e para que a realização deste trabalho fosse possível, um muito obrigado!

Resumo

Proteger a qualidade da água deve ser uma questão central em todo o mundo, porque a água poluída é prejudicial para os seres humanos, os animais e a vida aquática. Deste modo, a avaliação de sistemas de tratamento de águas residuais, bem como a definição de estratégias para a otimização do seu desempenho é crucial para se atingirem elevados níveis de qualidade da água.

O presente estudo teve por objetivo avaliar a eficiência de tratamento da ETAR de Celorico de Basto, identificando os principais problemas e apresentando soluções conducentes a uma melhoria do desempenho atual.

A metodologia de trabalho assentou na recolha de informação sobre a ETAR e dados relativos à composição do afluente e do efluente da ETAR em termos de matéria orgânica, sólidos suspensos e azoto. Foi ainda construído um modelo matemático, em STOAT, para assegurar uma avaliação mais completa do sistema e ajudar a identificar as condições operatórias mais adequadas a um bom desempenho.

A análise dos dados experimentais mostrou que a ETAR cumpre os critérios legais relativamente aos três parâmetros a que está obrigada - Carência Bioquímica de Oxigénio (CBO₅), Carência Química de Oxigénio (CQO) e Sólidos Suspensos Totais (SST). Em relação aos níveis de Azoto Total, a ETAR não responde de forma satisfatória, como era expectável face à constituição da mesma. O modelo construído produziu respostas de elevada correspondência com as do sistema real, revelando-se adequado para descrever o comportamento das principais etapas do tratamento e para explorar questões adicionais relativas à otimização das condições operatórias. O modelo foi ainda utilizado para desenvolver e avaliar cenários futuros que integraram a remoção de azoto como objetivo de tratamento. Os vários cenários estudados envolveram a substituição do tratamento biológico atual de biomassa fixa por um sistema de lamas ativadas do tipo *Ludzack Ettinger modificado*. A análise dos resultados mostrou uma clara redução de azoto no efluente final, apresentando aumentos significativos nas eficiências de remoção, na ordem dos 89%, sendo bastante superiores às verificadas atualmente. Relativamente à matéria orgânica e sólidos suspensos, observou-se também uma descida das concentrações no efluente final, com um ganho ligeiro de eficiência (cerca de 2%) comparativamente às registadas na configuração atual.

Palavras-chave: Tratamento de águas residuais, Modelação matemática, Remoção biológica de azoto, Avaliação de eficiência.

Abstract

Protecting water quality should be a central issue everywhere, because water pollution is very harmful to humans, animals and water life. Therefore, evaluating wastewater treatment systems as well as defining strategies to their optimization is crucial to achieve high water quality levels.

This study aimed at evaluating the treatment efficiency of the Celorico de Basto Wastewater Treatment Plant (WWTP), identifying the main problems and finding solutions to improve current performances.

The methodology consisted in collecting available experimental data with regard to physic-chemical characterization of the WWTP influent and effluent, including flow rates as well as organic matter, suspended solids and nitrogen contents. Additionally, a STOAT model was also constructed to ensure a more complete system assessment and help identifying the most appropriate operating conditions for performing well.

Analysis of the experimental data showed that the treatment plant meets the legal criteria for the three parameters that are legally required - biochemical oxygen demand (BOD₅), chemical oxygen demand (COD) and Total Suspended Solids (TSS). Regarding the total nitrogen levels, the WWTP has a very low performance since it was not designed to achieve this treatment goal. Modeled results describe relatively well the real system, showing that it was suitable to describe the behavior of the main stages of the treatment system and to explore additional questions concerning the optimization of operating conditions. The model was also used to develop and evaluate future scenarios integrating nitrogen removal as a treatment objective. The various scenarios involved the replacement of the current biological treatment based on a trickling filter by the Ludzack Ettinger modified system. Main results showed a clear reduction of nitrogen in the final effluent, in order of the 89% with removal efficiencies much higher than those observed for the real system. With regard to organic matter and suspended solids, it was also noticed a slight decline in the final effluent concentrations, with an increase of about 2% in the efficiency levels when compared to those recorded for the current WWTP configuration.

Key-words: Wastewater treatment, Mathematical modeling, Biological nitrogen removal, Efficiency assessment.

Índice

| | |
|--|----|
| 1. Introdução | 1 |
| 1.1 Enquadramento | 1 |
| 1.2 Objetivos | 3 |
| 1.3 Estrutura | 4 |
| 2. Águas residuais urbanas | 5 |
| 3. Tratamento de águas residuais urbanas | 9 |
| 3.1 Necessidades de tratamento e imposições legais | 9 |
| 3.2 Fundamentos do tratamento de águas residuais | 10 |
| 3.2.1 Pré-tratamento ou tratamento preliminar | 11 |
| 3.2.1.1 Gradagem | 11 |
| 3.2.1.2 Tanque de remoção de areias ou desarenadores | 11 |
| 3.2.1.3 Tanque de equalização | 12 |
| 3.2.2 Tratamento primário | 12 |
| 3.2.3 Tratamento secundário | 14 |
| 3.2.4 Tratamento terciário | 15 |
| 3.3 Processos de tratamento biológico de águas residuais | 16 |
| 3.3.1 Processos por biomassa fixa | 16 |
| 3.3.2 Tratamento biológico por biomassa suspensa | 19 |
| 3.3.2.1 Sistema de tratamento biológico por lamas ativadas | 19 |
| 3.4 Remoção biológica de nutrientes | 22 |
| 3.4.1 Remoção biológica de azoto | 23 |
| 3.4.1.1 Nitrificação biológica | 23 |
| 3.4.1.2 Descrição do processo de nitrificação | 24 |
| 3.4.1.2.1 Fatores que afetam a nitrificação | 25 |
| 3.4.1.2.2 Desnitrificação biológica | 26 |
| 3.4.1.2.3 Descrição do processo de desnitrificação biológica | 26 |
| 3.4.1.2.4 Fatores que afetam a desnitrificação biológica | 27 |
| 3.4.2 Processos de remoção biológica de Azoto | 28 |
| 3.4.2.1 Processos pré-anóxicos | 29 |
| 3.4.2.2 Processo pós- anóxicos | 30 |
| 3.5 Remoção biológica de fósforo | 31 |
| 3.5.1 Fatores que afetam a remoção biológica de fósforo | 32 |
| 3.5.2 Processos biológicos de remoção de fósforo | 32 |
| 3.6 Processos combinados de remoção de azoto e fósforo | 33 |
| 4. Modelação e simulação do tratamento de águas residuais | 37 |

| | |
|---|----|
| 4.1 Princípios da modelação..... | 37 |
| 4.2 Modelação de processos biológicos..... | 38 |
| 4.3 Modelação de processos físicos (modelos de decantação)..... | 46 |
| 4.4 Ferramentas de modelação disponíveis | 48 |
| 5 Metodologia..... | 51 |
| 5.1 Breve descrição metodológica | 51 |
| 5.2 ETAR de Celorico de Basto | 52 |
| 5.3 Construção do modelo da ETAR de Celorico de Basto | 58 |
| 6. Resultados e discussão..... | 67 |
| 6.1 Análise do desempenho da ETAR de Celorico de Basto | 67 |
| 6.2 Resultados do modelo..... | 70 |
| 6.2.1 Otimização do desempenho da ETAR de Celorico de Basto | 77 |
| 6.3 Análise de processos para a remoção de azoto | 78 |
| 7. Conclusão | 85 |
| 8. Referências bibliográficas | 87 |
| 9. Anexos | 91 |

Índice de figuras

| | |
|--|----|
| Figura 1 - Esquema de desenvolvimento do biofilme no processo de biomassa fixa..... | 16 |
| Figura 2 - Esquema genérico do processo biológico que ocorre no biofilme | 17 |
| Figura 3 - Esquema simples de tratamento por lamas ativadas (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003) | 20 |
| Figura 4 - Balanço material aplicado ao tratamento por lamas ativadas | 20 |
| Figura 5 - Transformações do Azoto nos processos de tratamento biológico (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003) | 23 |
| Figura 6 - Processo de remoção de Azoto: Ludzack-Ettinger (Adaptado de Metcalf& Eddy, 2003) | 29 |
| Figura 7 - Processo de remoção de azoto: Modified Ludzack-Ettinger (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003) | 29 |
| Figura 8 - Processo de remoção de azoto: valas de oxidação (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003) | 30 |
| Figura 9 - Processo de remoção de azoto: Whurmann (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003) | 30 |
| Figura 10 - Processo RBP: Phostrip (processo colateral) (adaptado de Metcalf & Eddy,2003)..... | 33 |
| Figura 11 - Processo de RBP: Phoredox (processo em linha) (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003) | 33 |
| Figura 12 - Processo de RBP: Bardenpho modificado (processo em linha) (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003) | 34 |
| Figura 13 - Processo de RBP: A2/O (processo em linha) (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003) | 35 |
| Figura 14 - Processo de RBP: UCT (processo em linha) (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003) | 35 |
| Figura 15 - Processo de RBP: Joannesburg (processo em linha) (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003) | 36 |
| Figura 16 - Processo de RBP: VIP (processo em linha) (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003) | 36 |
| Figura 17 – Representação esquemática dos processos envolvidos e as interligações entre cada componente do modelo – ASM1 (adaptado de Petersen <i>et al.</i> ,2002)..... | 39 |

| | |
|--|----|
| Figura 18 - Processos autotróficos e heterotróficos considerados no modelo ASM1 e ASM3 (adaptado de Henze <i>et al.</i> ,2000)..... | 42 |
| Figura 19 - Diagrama linear da ETAR de Celorico de Basto | 52 |
| Figura 20 - Obra de entrada - ETAR de Celorico de Basto..... | 53 |
| Figura 21 - Compartimento de estabilização e linhas de separação de caudais - obra de entrada - ETAR de Celorico de Basto..... | 53 |
| Figura 22 - Decantadores primários - ETAR de Celorico de Basto..... | 54 |
| Figura 23 - Leitões percoladores - vista geral e pormenor - ETAR de Celorico de Basto..... | 55 |
| Figura 24 - Decantadores secundários e caixa de distribuição - ETAR de Celorico de Basto..... | 55 |
| Figura 25 - Digestores anaeróbios de lamas - ETAR de Celorico de Basto..... | 56 |
| Figura 26 - Poço de bombagem de lamas - ETAR de Celorico de Basto..... | 56 |
| Figura 27 - Leitões de secagem de lamas - ETAR de Celorico de Basto..... | 57 |
| Figura 28 - Sistema de filtração - AMIAD - ETAR de Celorico de Basto..... | 57 |
| Figura 29 - Modelo da ETAR de Celorico de Basto (ambiente STOAT) | 58 |
| Figura 30 - CBO ₅ (mg/L) à saída da ETAR de Celorico de Basto | 67 |
| Figura 31 - SST (mg/L) à saída da ETAR de Celorico de Basto | 67 |
| Figura 32 - Azoto total (mg/L) à saída da ETAR..... | 67 |
| Figura 33 - Eficiência de remoção de CBO ₅ (%) | 69 |
| Figura 34 - Eficiência de remoção de SST (%) | 69 |
| Figura 35 - Eficiência de remoção de Azoto total (%) | 69 |
| Figura 36 - Comparação dos valores de CBO ₅ reais e simulados - saída da ETAR | 70 |
| Figura 37 - Comparação dos valores de SST reais e simulados - saída da ETAR..... | 71 |
| Figura 38 - Comparação dos valores de N _T reais e simulados - saída a ETAR | 71 |
| Figura 39 - Evolução da CBO ₅ ao longo do tratamento..... | 74 |
| Figura 40 - Evolução de SST ao longo do tratamento | 74 |
| Figura 41 - Evolução de azoto total ao longo do tratamento..... | 75 |
| Figura 42 - Evolução da amónia ao longo do tratamento | 76 |
| Figura 43 - Evolução de nitrato ao longo do tratamento | 77 |
| Figura 44 - Proposta de esquema de tratamento para remoção de lamas ativadas - Ludzack-Ettinger modificado - Sistema Pré-anóxico (ambiente STOAT)..... | 79 |
| Figura 45 - Avaliação das concentrações de CBO ₅ , SST e NT em função da recirculação de lamas | 82 |

| | |
|---|----|
| Figura 46 – Avaliação das concentrações de N_T em função da recirculação interna..... | 83 |
| Figura 47 - Resultados do modelo para a configuração atual – Concentrações de CBO_5 , SST, N_T , Nitrato e Amónia à saída da ETAR (Fevereiro de 2013) | 93 |
| Figura 48 - Resultados do modelo para a configuração atual – Concentrações de CBO_5 , SST, N_T , Nitrato e Amónia à saída da ETAR (Maio de 2013)..... | 93 |
| Figura 49 - Resultados do modelo para a configuração atual – Concentrações de CBO_5 , SST, N_T , Nitrato e Amónia à saída da ETAR (Janeiro de 2014) | 93 |
| Figura 50 - Resultados do modelo para a configuração atual – Concentrações de CBO_5 , SST, N_T , Nitrato e Amónia à saída da ETAR (Abril de 2014)..... | 94 |
| Figura 51 - Resultados do modelo para a configuração atual – Concentrações de CBO_5 , SST, N_T , Nitrato e Amónia à saída da ETAR (Julho de 2014) | 94 |
| Figura 52 - Resultados do modelo para a configuração proposta - Concentrações de CBO_5 , SST, N_T , Nitrato e Amónia à saída da ETAR com recirculação de lamas 0.75Q (Fevereiro de 2013)..... | 94 |
| Figura 53 - Resultados do modelo para a configuração proposta - Concentrações de CBO_5 , SST, N_T , Nitrato e Amónia à saída da ETAR com recirculação de lamas 0.75Q (Maio de 2013)..... | 94 |
| Figura 54 - Resultados do modelo para a configuração proposta - Concentrações de CBO_5 , SST, N_T , Nitrato e Amónia à saída da ETAR com recirculação de lamas 0.75Q (Novembro de 2013)..... | 94 |
| Figura 55 - Resultados do modelo para a configuração proposta - Concentrações de CBO_5 , SST, N_T , Nitrato e Amónia à saída da ETAR com recirculação de lamas 0.75Q (Janeiro de 2014)..... | 95 |
| Figura 56 - Resultados do modelo para a configuração proposta - Concentrações de CBO_5 , SST, N_T , Nitrato e Amónia à saída da ETAR com recirculação de lamas 0.75Q (Abril de 2014)..... | 95 |
| Figura 57 - Resultados do modelo para a configuração proposta - Concentrações de CBO_5 , SST, N_T , Nitrato e Amónia à saída da ETAR com recirculação de lamas 0.75Q (Julho de 2014)..... | 95 |

Índice de tabelas

| | |
|--|----|
| Tabela 1 - Composição típica de uma água residual doméstica não tratada (adaptado de Davis, 2010)..... | 5 |
| Tabela 2 – Tipos de sólidos e sua descrição (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)..... | 6 |
| Tabela 3 - Requisitos para descarga de águas residuais urbanas (D.L. 152/97) | 10 |
| Tabela 4 - Remoções típicas das diferentes frações de sólidos nos decantadores primários (adaptado de Metcal & Eddy, 2003) | 13 |
| Tabela 5 - Processos de tratamento biológico mais comuns (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003) | 15 |
| Tabela 6 - Dados de projeto e operação para filtros percoladores (adaptado de Wiesmann et al.,2007) | 18 |
| Tabela 7 - Processos biológicos e componentes dos modelos ASM (adaptado de Henze et al. 2002) | 38 |
| Tabela 8 – Quantificação dos parâmetros utilizados no modelo <i>BOD-based</i> – decantadores primários | 59 |
| Tabela 9 - Quantificação dos parâmetros utilizados no modelo <i>BOD semi-dynamic</i> – leitos percoladores..... | 60 |
| Tabela 10 - Frações de CBO_5 solúvel, CBO_5 particulada, SS voláteis e não voláteis, nitrato, nitrito, amónia, azoto orgânico volátil e não volátil adotadas no modelo <i>Humus tank</i> | 65 |
| Tabela 11 - Estatísticas descritivas - CBO_5 , SST e N_T à saída da ETAR de Celorico de Basto..... | 68 |
| Tabela 12 - Caraterísticas da água residual - Entrada da Etar | 68 |
| Tabela 13 – Parâmetros aplicados na validação do modelo – desvio geométrico, desvio das variâncias, coeficiente de correlação e índice de concordância..... | 72 |
| Tabela 14 - Resultados dos parâmetros aplicados a CBO_5 , N_T e SST para validação do modelo..... | 72 |
| Tabela 15 - Eficiências de remoção de CBO_5 nos decantadores primários, leitos percoladores e decantadores secundários | 74 |
| Tabela 16 - Eficiências de remoção de SST nos decantadores primários, leitos percoladores e decantadores secundários | 75 |
| Tabela 17 - Eficiências de remoção de N_T nos decantadores primário, leitos percoladores e decantadores secundários | 76 |

| | |
|--|-----|
| Tabela 18 - Avaliação da influência da recirculação de efluente na eficiência de tratamento | 78 |
| Tabela 19 – Quantificação dos parâmetros para a definição da zona anóxica e zona aeróbica no tanque de arejamento | 80 |
| Tabela 20 - Principais parâmetros operacionais dos processos de lamas ativadas versus respetivos regimes de funcionamento (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)..... | 81 |
| Tabela 21 - Avaliação das eficiências de remoção de CBO_5 SST e N_T do sistema proposto | 83 |
| Tabela 22 - Parâmetros e respetiva descrição – <i>BOD model</i> – decantadores primários. | 96 |
| Tabela 23 - Parâmetros e respetiva descrição - <i>BOD semi-dynamic</i> - leitos percoladores | 96 |
| Tabela 24 - Simbologia utilizada nas equações de descrição do modelo <i>BOD semi-dynamic</i> - leitos percoladores | 97 |
| Tabela 25 - Valores típicos para os parâmetros cinéticos e estequiométricos do modelo ASM1, para pH neutro e águas residuais domésticas (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003) | 98 |
| Tabela 26 - Matriz de Petersen para o modelo ASM1 – estequiometria e taxas processos (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)..... | 100 |
| Tabela 27 - Matriz de Petersen para o modelo ASM2 - estequiometria (adaptado de Henze <i>et al.</i> , 2000) | 101 |
| Tabela 28 - Matriz de Petersen para o modelo ASM2 - Taxas de processo (adaptado de Henze <i>et al.</i> , 2002) | 102 |
| Tabela 29 - Matriz adotada para o modelo ASM2D - estequiometria (adaptado de Henze <i>et al.</i> , 2000)..... | 103 |
| Tabela 30 - Matriz adotada para o modelo ASM2 - Taxas de processo (adaptado de Henze <i>et al.</i> , 2000) | 104 |
| Tabela 31 - Matriz de Petersen para o modelo ASM3 - estequiometria (adaptado de Henze <i>et al.</i> , 2000) | 105 |
| Tabela 32 - Matriz de Petersen para o modelo ASM3 - Taxas de processo (adaptado de Henze <i>et al.</i> , 2000) | 105 |

1. Introdução

1.1 Enquadramento

A água é um recurso vital para todos os seres vivos incluindo o Homem, que desde sempre fez uso desta nas suas mais variadas atividades. As preocupações no que respeita ao destino a dar às águas após o seu uso remontam ao século XIX, altura em que a recolha destas águas começou a ser feita por algumas populações, mas o verdadeiro impulso para o tratamento de águas residuais verificou-se no final do século passado, aquando do surgimento da teoria do germe de Koch e Pasteur, dando início a uma nova era sanitária (Metcalf & Eddy, 2003).

O crescimento acelerado da população, associado a consumos cada vez mais elevados e estilos de vida consumistas têm levado a um crescente aumento da poluição nas águas residuais domésticas, urbanas e industriais. O aumento dos índices de poluição nas águas levou ao desenvolvimento de normas de qualidade de descarga dos efluentes através da criação de legislação específica que estabelece as normas e os limites de descarga dos efluentes no meio recetor.

Sempre que uma água residual doméstica ou industrial não reúne condições para ser rejeitada diretamente no meio recetor, existe a obrigatoriedade de sujeitá-la a um tratamento específico de modo a minimizar os potenciais impactes negativos que estas terão no meio recetor. As águas residuais industriais têm por norma a obrigação de serem sujeitas tratamento antes de poderem ser lançadas nos coletores de águas residuais urbanas, para as quais existe também legislação específica consoante o tipo de atividade. Depois de recolhidas no sistema de drenagem, as águas residuais domésticas, urbanas ou industriais são encaminhadas para uma estação de tratamento de águas residuais (ETAR).

Uma ETAR tem como objetivo o tratamento das águas rejeitadas após utilização, com vista à produção de um efluente limpo, que não ponha em causa o normal funcionamento do meio recetor bem como outros problemas sanitários que podem por em risco a saúde das populações. Pretende-se que através de um conjunto de processos seja possível remover o material indesejável que se encontra na massa de água a tratar, como por exemplo o excesso de sólidos em suspensão e matéria orgânica. Os sólidos são removidos por processos físico-químicos que obedecem às leis de física,

provocando a sua sedimentação, sendo assim recolhidos e eliminados do efluente. Relativamente à remoção da matéria orgânica, a complexidade do tratamento aumenta consideravelmente. Para a remoção da matéria orgânica é comum recorrer-se a processos de tratamento biológicos, baseados na utilização de microrganismos que vão degradar a matéria orgânica presente na massa de água residual, alimentando-se destes e obtendo energia necessária para o seu crescimento. Outro tipo de processos usados para a remoção de matéria orgânica são processos físico-químicos, que, de uma forma geral consistem na adição compostos químicos que promovam a flotação ou sedimentação da matéria orgânica.

A juntar aos sólidos e à matéria orgânica presente no efluente existem ainda os nutrientes, sendo os mais preocupantes o fósforo (P) e o azoto (N), que podem ter uma influência muito negativa no meio recetor (Wiesmann *et al.*, 2007). O fósforo, quando presente em concentrações elevadas pode traduzir-se em fenómenos de toxicidade para a fauna piscícola e eutrofização. O azoto é o mais preocupante dos nutrientes do ponto de vista de impacte no meio recetor. A sua concentração elevada conduz a fenómenos de eutrofização e contribuindo para o decréscimo acentuado de oxigénio dissolvido, acelerando o processo de degradação da qualidade das águas residuais.

O azoto pode ser encontrado em diferentes formas: amónia, nitratos e nitritos. Uma concentração de amónia entre 0,1 e 10 mg/l provoca toxicidade crónica em diferentes espécies de peixes (Wiesmann *et al.*, 2007). A presença de nitratos e nitritos por oxidação da amónia é também preocupante e podem conduzir a casos preocupantes de saúde pública.

O tratamento biológico efetuado numa ETAR possui uma complexidade considerável. Fatores como temperatura, pH, oxigénio dissolvido (OD), razão Alimento/Microrganismo (A/M), entre outros, afetam o funcionamento e a eficiência do processo de tratamento biológico, e muitas das vezes, ao operar-se uma ETAR torna-se difícil perceber onde está efetivamente o problema. Dada a complexidade inerente aos processos de tratamento de águas residuais, têm vindo a ser desenvolvidos um conjunto de modelos matemáticos capazes de simular os processos envolvidos nas ETAR's, bem como de um grande número de fatores que os afetam consideravelmente. Existe atualmente no mercado um conjunto de modelos matemáticos que tem como objetivo a descrição dos processos envolvidos no tratamento de águas residuais, sendo de destacar os modelos ASM (*Activated Sludge Model*), desenvolvidos pela *International Water*

Association (IWA). A utilização de modelos matemáticos deve ser vista não só como uma ferramenta indispensável na fase de operação de uma ETAR, mas também essencial na fase de projeto, permitindo desde logo a definição de estratégias que poderão vir a ser cruciais na fase de operação da mesma. Segundo Grau *et. al* (2007), a modelação deve ser vista como uma parte essencial no projeto e na operação de uma ETAR.

1.2 Objetivos

O presente visa a avaliação do tratamento de águas residuais urbanas, com origem maioritariamente doméstica, da ETAR de Celorico de Basto. Com a construção da nova barragem de Fridão, no rio Tâmega, do qual é afluente o rio Freixieiro onde são descarregadas as águas tratadas na ETAR em estudo, esta área passará a ser classificada como uma zona sensível. A presente licença de operação da ETAR de Celorico de Basto contempla apenas como parâmetros de descarga os sólidos suspensos totais (SST), Carência Química de Oxigénio (CQO) e Carência Bioquímica de Oxigénio (CBO₅). No que respeita ao controlo de nutrientes presentes no efluente, a ETAR não possui qualquer tipo de tratamento específico para o efeito.

Com base nos factos mencionados, o presente estudo teve por objetivos a avaliação do desempenho da ETAR de Mosqueiros, Celorico de Basto, com vista a compreender e avaliar as operações e processos de tratamento das águas residuais que a esta afluem e ainda identificar as condições operatórias que otimizam o desempenho da mesma. Os componentes que a constituem serão estudados, sendo avaliadas as eficiências do tratamento efetuado, de forma a poderem ser definidas estratégias de otimização do desempenho da mesma.

Constitui ainda objetivo deste estudo a definição de cenários relativos a uma melhoria do desempenho da ETAR em termos de remoção de azoto, por ser um nutriente preocupante do ponto de vista da eutrofização, e pelo facto de a ETAR não estar projetada para assegurar a sua remoção de forma eficiente.

Neste sentido, o estudo realizado visou a análise do desempenho global da ETAR com base em dados experimentais e, com recurso à modelação procurou-se complementar essa análise, bem como definir um processo de tratamento adequado para a remoção de azoto.

1.3 Estrutura

A presente dissertação apresenta-se estruturada em oito capítulos.

No **capítulo 1** é feita a introdução com um breve enquadramento do tema em estudo, sendo também apresentados os objetivos do trabalho e a estrutura do mesmo.

O **capítulo 2** é dedicado à descrição de águas residuais domésticas. É feita uma abordagem às principais características físicas, químicas e biológicas de uma água residual doméstica, em termos qualitativos e quantitativos.

Seguidamente, o **capítulo 3** aborda o tratamento de águas residuais. Aqui são abordadas as temáticas relacionadas com as necessidades de tratamento de águas residuais, os fundamentos básicos do tratamento de águas residuais bem como é feita uma descrição detalhada dos processos aplicados no tratamento de águas residuais.

O **capítulo 4** está inteiramente dedicado à modelação e simulação do tratamento de águas residuais. É feita uma descrição detalhada com ênfase nos processos físicos e biológicos realizados no tratamento de águas residuais.

No **capítulo 5** é apresentada a metodologia aplicada no presente estudo. Proceder-se a uma descrição detalhada da ETAR de Celorico de Basto, assim como à construção do modelo que será utilizado nas simulações precedentes.

No **capítulo 6** são apresentados resultados provenientes da análise dos dados experimentais e obtidos através da modelação, procedendo-se à discussão dos mesmos. Este capítulo contém também um dos pontos-chave deste trabalho, que consiste na definição de um cenário que tem como objetivo a definição do processo de tratamento a implementar no sistema real com vista à remoção de azoto.

No **capítulo 7** são apresentadas as conclusões do trabalho realizado.

Por fim, o **capítulo 8** contém as referências bibliográficas utilizadas na construção e redação da presente dissertação.

2. Águas residuais urbanas

Uma água residual é classificada de acordo com a sua origem, ou seja, de acordo com a atividade que levou à sua produção.

As águas residuais domésticas referem-se às provenientes de serviços e instalações, na sua maioria com origem no metabolismo humano e atividades domésticas. Para além destas águas residuais existem ainda as águas residuais industriais, que são águas utilizadas em processos industriais variados, estando estas sujeitas a um tratamento específico, consoante a sua natureza, antes de poderem ser descarregadas nos coletores de águas residuais urbanas. Estas últimas são, segundo o Decreto-lei nº152/97 de 19 de Junho, a mistura de águas residuais domésticas com águas residuais pluviais e/ou industriais.

As águas residuais urbanas são bastante variáveis em termos das suas propriedades físicas, químicas e biológicas, e ainda variam em função de fatores associados à rede de drenagem e aos respetivos regimes de afluência de caudais e flutuações. O conhecimento das características do afluente é crucial para que se possa definir um tratamento adequado e eficaz, obtendo assim os níveis de eficiência desejados. Em pequenos aglomerados (como é exemplo o caso estudado), onde as contribuições industriais são desprezáveis, a água residual é maioritariamente proveniente de atividades domésticas e equiparadas. A tabela 1 mostra a composição química típica de uma água residual doméstica não tratada.

Tabela 1 - Composição típica de uma água residual doméstica não tratada (adaptado de Davis, 2010)

| Parâmetro | Fraca | Média | Forte |
|--|--------------|--------------|--------------|
| Alcalinidade [mgCaCO ₃ . L-1] | 50 | 100 | 200 |
| Amónia (Livre) [mg.L-1] | 10 | 25 | 50 |
| CBO ₅ [mgO ₂ .L-1] | 100 | 200 | 300 |
| CQO [mgO ₂ .L-1] | 250 | 500 | 1000 |
| Cloretos [mg.L-1] | 30 | 50 | 100 |
| SST [mg.L-1] | 120 | 210 | 400 |
| SSV [mg.L-1] | 95 | 160 | 315 |
| SSF [mg.L-1] | 25 | 50 | 85 |
| SSed [mL.L-1] | 5 | 10 | 20 |
| Sulfatos [mg.L-1] | 20 | 30 | 50 |
| SDT [mg.L-1] | 200 | 500 | 1000 |
| TKN [mgN.L-1] | 20 | 40 | 80 |
| Carbono orgânico total (TOC) [mgC.L-1] | 75 | 150 | 300 |
| Fosforo total [mgP.L-1] | 5 | 10 | 20 |
| pH | 6,8-8,5 | | |

No que diz respeito às propriedades físicas, uma das mais importantes é a temperatura, pois esta afeta diretamente a velocidade das reações químicas e sobretudo biológicas (Metcalf & Eddy, 2003).

Os sólidos presentes numa água residual encontram-se sob a forma de sólidos solúveis ou sólidos em suspensão. A par desta classificação, podem ainda ser divididos em diferentes frações como se descreve na tabela seguinte.

Tabela 2 – Tipos de sólidos e sua descrição (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

| Tipo | Descrição |
|---|--|
| Sólidos totais (ST) | Matéria sólida que permanece como resíduos após evaporação e secagem a uma temperatura entre 103° e 105°C. |
| Sólidos totais voláteis (STV) | Matéria que pode ser volatilizada quando os ST entram em ignição (500±50°C). |
| Sólidos fixos totais (STF) | Resíduo que permanece após ignição de ST (500±50° C). |
| Sólidos suspensos totais (SST) | Fração de ST que fica retida em filtros após secagem a temperatura entre 103 a 105°C. |
| Sólidos suspensos voláteis (SSV) | Matéria que pode ser volatilizada quando os SST entram em ignição (500±50°C). |
| Sólidos suspensos fixos (SSF) | Resíduo que permanece após ignição de SST (500±50° C). |
| Sólidos totais dissolvidos (STD) | Matéria que passa pelo filtro com uma porosidade de 2 µm. Esta é composta por sólidos coloidais e dissolvidos. Os coloides apresentam uma dimensão entre 0,001 a 1 µm. |
| Sólidos dissolvidos voláteis (SDV) | Matéria que pode ser volatilizada quando os STD entram em ignição (500±50°C). |
| Sólidos dissolvidos fixos (SDF) | Resíduo que permanece após ignição de STD (500±50° C). |
| Sólidos sedimentáveis (SSed) | Sólidos que sedimentam num período de 1 hora. |

Outro tipo de classificação dado à matéria presente numa água residual está relacionado com a sua natureza, podendo esta ser orgânica ou inorgânica. A matéria orgânica pode estar presente sob a forma de carbono, hidrogénio e oxigénio, associada a compostos especiais como hidrocarbonetos, óleos, gorduras, proteínas, entre outros. No que respeita a matéria inorgânica, esta inclui todas as formas não orgânicas como metais pesados, compostos de enxofre (sulfuretos, sulfatos e sulfitos), bem como outros compostos como óxidos, hidróxidos, carbonatos, etc.

A degradação biológica da matéria orgânica que se encontra na água residual consome todo ou parte do oxigénio dissolvido (OD) presente. A quantidade de oxigénio necessária para a transformação da matéria orgânica biodegradável presente na água

residual denomina-se por carência bioquímica em oxigénio (CBO), sendo este um dos mais importantes parâmetros de quantificação da carga orgânica presente numa água, o qual em termos práticos é expresso em termos de CBO_5 . Segundo Metcalf & Eddy (2003), esta determina a quantidade de oxigénio consumido na oxidação, por via biológica, da matéria orgânica biodegradável presente na água ao fim de cinco dias e a uma temperatura de 20°C.

Para além da CBO_5 é também possível quantificar o teor de matéria orgânica em termos de carência química de oxigénio (CQO). Este parâmetro indica a quantidade de matéria orgânica presente na água residual que pode ser oxidada. A CQO apresenta valores superiores à CBO_5 numa relação (CQO/CBO_5) de 0.5 (Lin, 2005).

Juntamente com a matéria orgânica e inorgânica, as águas residuais contêm normalmente nutrientes na sua composição, sendo os mais comuns o azoto e o fósforo. No que diz respeito ao azoto este pode ser quantificado em termos de azoto total, onde estão contidas todas as frações de azoto, ou azoto Kjeldahl, que contém as frações de azoto orgânico e azoto amoniacal.

Relativamente ao fósforo, este apresenta-se na água residual sob a forma de fosfato orgânico e inorgânico. A sua concentração é normalmente expressa na forma de fósforo total.

Outro parâmetro químico importante que deve ser conhecido é a alcalinidade. Esta representa a capacidade que uma água tem de absorver iões H^+ sem que tal provoque alterações significativas no pH da mesma. A alcalinidade é normalmente expressa em concentração mássica de carbonato de cálcio ($CaCO_3$), sendo comuns concentrações entre 70 a 80 mg/l (Metcalf & Eddy, 2003).

3. Tratamento de águas residuais urbanas

3.1 Necessidades de tratamento e imposições legais

As necessidades de tratamento de águas residuais urbanas são essencialmente a remoção de sólidos, matéria orgânica, nutrientes como o azoto e fósforo e ainda agentes patogénicos, substâncias tóxicas e outras substâncias indesejáveis. Para uma água residual urbana de características comuns, o tratamento mínimo necessário passa por um tratamento primário para a remoção de sólidos, seguido de um tratamento secundário com tratamento biológico acoplado a uma decantação secundária que permita que permita a sedimentação dos produtos formados no tratamento biológico.

A remoção de sólidos é conseguida por meio de aplicação de processos físico-químicos que promovem a sua sedimentação. Este tipo de processos é efetuado nos decantadores primários e posteriormente nos decantadores secundários, para sedimentação dos sólidos formados nos processos de tratamento biológicos. Relativamente à remoção da matéria orgânica, esta é conseguida em grande parte pela aplicação de um tratamento biológico, com auxílio de microrganismos que se vão alimentar da matéria orgânica presente no efluente, obtendo desta forma energia para o seu crescimento e formação de nova biomassa.

Para além dos sólidos e da matéria orgânica existem ainda os nutrientes e compostos de carbono, sendo dos primeiros o fósforo (P) e o azoto (N) os mais preocupantes, podendo ter uma influência muito negativa no meio recetor. O fósforo, quando presente em concentrações elevadas pode traduzir-se em fenómenos de toxicidade para a fauna piscícola. O azoto é o mais preocupante dos nutrientes do ponto de vista de impacte no meio recetor. A sua concentração elevada conduz a fenómenos de eutrofização e contribuindo para o decréscimo acentuado de oxigénio dissolvido, acelerando o processo de degradação da qualidade das águas residuais. O azoto pode ser encontrado nas águas residuais em diferentes formas: amónia, nitratos e nitritos. Uma concentração de amónia na sua forma molecular entre 0,1 e 10 mg/l provoca toxicidade crónica em diferentes espécies de peixes (Wiesmann et al, 2007). A presença de nitratos e nitritos por oxidação da amónia é também preocupante e podem conduzir a casos preocupantes de saúde pública.

No tratamento de águas residuais urbanas é objetivo a remoção da carga de sólidos e orgânica, podendo ainda ser necessária a remoção de azoto e fósforo caso o

meio recetor da água tratada se encontre inserido numa zona sensível. O Decreto-lei 152/97 de 19 de Junho estipula os limites de descarga a serem cumpridos.

Tabela 3 - Requisitos para descarga de águas residuais urbanas (D.L. 152/97)

| Parâmetros | Concentração (mg/l) | Percentagem mínima de redução (%) |
|--|----------------------------------|-----------------------------------|
| Carência bioquímica de Oxigénio (CBO ₅ a 20°C) sem nitrificação | 25 mg/L O ₂ | 70 - 90 |
| Carência química de Oxigénio (CQO) | 125 mg/L O ₂ | 75 |
| Total de partículas sólidas em suspensão (SST) | 35 mg/L | 90 |
| Zonas sensíveis | | |
| Fósforo total | 2 mg/L P (10 000 - 100 000 e.p) | 80 |
| | 1 mg/L P (>100 000 e.p.) | 70-80 |
| Azoto total | 15 mg/L N (10 000-100 000 e.p) | 80 |
| | 10 mg/L N (>100 000 e.p) | 70-80 |

3.2 Fundamentos do tratamento de águas residuais

Existem vários processos disponíveis para proceder ao tratamento de águas residuais. A seleção dos processos de tratamento bem como a sequência que estes apresentam ao longo da estação de tratamento dependem de uma série de fatores associados à água residual a tratar (Metcalf & Eddy, 2003), como por exemplo:

- Características da água residual a tratar, como CBO₅, SST, azoto, fósforo, alcalinidade e a presença de substâncias tóxicas;
- A qualidade de efluente pretendida;
- O custo da tecnologia, a disponibilidade de terrenos e a possibilidade de futuras ampliações.

Numa ETAR, os tratamentos convencionais aplicados são de uma forma geral divididos em quatro etapas: pré-tratamento ou tratamento preliminar, tratamento primário, tratamento secundário e tratamento terciário. Estas quatro etapas fazem parte da linha de tratamento da fase líquida. Dos processos de tratamento primário e secundário, por ação dos processos de sedimentação originam-se as lamas. Estas são encaminhadas para a linha de tratamento da fase sólida. Estas sofrem um processo de digestão anaeróbia e estabilização. Do processo de digestão anaeróbia um dos produtos

resultantes é o metano (CH_4), que pode ser aproveitado para suprir parte das necessidades energéticas da ETAR. Em estações de tratamento mais complexas é aplicado um tratamento terciário, que tem como objetivo a filtração e desinfecção da água. Este tratamento é mais comum em águas para reutilização (Davis, 2010).

3.2.1 Pré-tratamento ou tratamento preliminar

O pré-tratamento ou tratamento preliminar é a primeira operação efetuada numa ETAR após a receção das águas residuais que a esta afluem. Esta primeira etapa tem como objetivo a remoção de partículas mais grosseiras com vista a facilitar os processos de tratamento subsequentes assim como proteger os equipamentos mecânicos de um desgaste elevado e avarias, conservando o seu bom estado e melhorando as condições de operação da unidade de tratamento posteriores. Este tipo de tratamento engloba várias etapas sendo as mais comumente utilizadas a gradagem, desarenação e equalização (Metcalf & Eddy, 2003).

3.2.1.1 Gradagem

Esta operação consiste na remoção da fração mais grosseira de sólidos por ação de grades seletivas que barram a passagem a constituintes sólidos de diferentes granulometrias. Estas são classificadas consoante o espaçamento das barras em finas, médias ou grossas (Metcalf & Eddy, 2003; Davis, 2010).

3.2.1.2 Tanque de remoção de areias ou desarenadores

Os tanques de remoção de areias têm como objetivo promoverem a sedimentação dos sólidos de pequenas dimensões que atravessam a etapa de gradagem. Estes sólidos apresentam uma pequena dimensão, mas possuem um peso suficiente para que possam ser facilmente removidos do afluente por sedimentação. O tipo de sedimentação que se verifica nesta etapa classifica-se de sedimentação discreta, onde as partículas sedimentam a uma velocidade constante sem qualquer interação com as partículas

vizinhas. Este processo de sedimentação obedece à *Lei de Stokes*, descrita pela equação seguinte.

$$v_s = \frac{1}{18} g \cdot \frac{\rho_s - \rho_L}{\mu_L} \cdot d^2 \quad \text{Eq.1}$$

Sendo,

v_s : velocidade de sedimentação das partículas [$\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$]

g : aceleração da gravidade [$\text{m}\cdot\text{s}^{-2}$]

μ_L : viscosidade dinâmica do fluido [$\text{N}\cdot\text{s}\cdot\text{m}^{-2}$]

ρ_s : densidade da partícula [$\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$]

ρ_L : densidade do fluido [$\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$]

d : diâmetro da partícula [m]

3.2.1.3 Tanque de equalização

Os tanques de equalização têm com objetivo evitar ou reduzir os problemas relacionados com a variação de caudais afluentes (por exemplo variações de caudais em tempo húmido e em tempo seco) e/ou das cargas dos diferentes contaminantes, de forma a melhorar os processos de tratamento a jusante (Metcalf & Eddy, 2003). Os tanques de equalização podem estar posicionados na linha de tratamento em série (in-line) ou em paralelo (off-line). A primeira opção é adequada quando se pretende uma atenuação considerável dos caudais e das cargas afluentes. A opção de equalização em paralelo é adequada para situações de equalização de excesso de caudais em tempo húmido. Quando o caudal afluente ultrapassa o valor estipulado, este é desviado para o tanque de equalização (Davis, 2010).

3.2.2 Tratamento primário

O tratamento primário ou sedimentação primária precede o tratamento preliminar e tem como objetivo a remoção de partículas sólidas em suspensão presentes na massa de água. Esta remoção ocorre usualmente por sedimentação, que mais não é do que a separação dos materiais suspensos na água com um peso superior a esta, por

sedimentação gravítica. Segundo Metcalf & Eddy, (2003), a sedimentação primária deverá ser capaz de remover entre 50% a 70% os Sólidos Suspensos (SS) e entre 25% a 50% a CBO₅. O principal objetivo da sedimentação primária visa a remoção de sólidos sedimentáveis (Ssed), sendo a sua eficiência de remoção típica na ordem dos 90-95%. Melhores eficiências podem ser conseguidas através da adição de químicos que favorecem a sedimentação, designados por processos de coagulação/floculação (Metcalf & Eddy, 2003). A tabela seguinte mostra as remoções típicas das diferentes frações nos sedimentadores primários.

Tabela 4 - Remoções típicas das diferentes frações de sólidos nos decantadores primários (adaptado de Metcal & Eddy, 2003)

| | Taxa de Remoção (%) |
|-------------|---------------------|
| SS | 50-70 |
| Ssed | 90-95 |
| ST | 10-15 |
| CBO5 | 25-50 |

Os processos de sedimentação verificados no tratamento primário são designados por sedimentação floculenta (Tipo II). Neste tipo de sedimentação, as partículas coalescem entre elas, modificando constantemente a sua forma, aumentando o seu peso e a sua densidade, e conseqüentemente aumentando a sua velocidade de sedimentação. A retenção de água nas partículas contribui para o aumento da sua densidade (Davis, 2010).

A eficiência da remoção de sólidos nos sedimentadores primários pode ser calculada pelo balanço simples em termos de sólidos suspensos totais é representada pela equação seguinte:

$$\eta(\%) = \frac{X_A - X_B}{X_A} \cdot 100 \quad \text{Eq.2}$$

em que,

$\eta(\%)$ -Eficiência de remoção (-)

X_A - Concentração de SST no afluente (mg/l)

X_B - Concentração de SST no efluente (mg/l)

Do mesmo modo são aplicadas equações semelhantes às eficiências de remoção de CBO (η_{CBO}) e CQO (η_{CQO}) neste tipo de sedimentadores (Metcalf & Eddy, 2003).

3.2.3 Tratamento secundário

O tratamento secundário tem como objetivo, segundo o decreto-lei nº 152/97, a aplicação de um tratamento biológico seguido de uma decantação secundária, com vista a depurar a carga orgânica presente na água residual. O efluente proveniente do tratamento primário contém quantidades significativas de sólidos coloidais, orgânicos e inorgânicos que devem ser removidos. Para efetuar este tipo de tratamento existem várias técnicas disponíveis, sendo que estas podem ser divididas em duas categorias principais: processos de tratamento por biomassa fixa e processos de tratamento por biomassa suspensa.

No tratamento por biomassa fixa, os microrganismos responsáveis pela depuração da matéria orgânica contida na água encontram-se aderidos a um material inerte onde se vai desenvolver uma fina camada denominada biofilme. Estes materiais são normalmente pequenas rochas como gravilha, escórias, material de cerâmica, e mais recentemente, com os avanços tecnológicos, surgiram discos de plástico com formatos variados, tendo como grandes vantagens a leveza do material e a elevada superfície específica disponível para o crescimento dos microrganismos.

No que respeita à biomassa suspensa, os microrganismos são mantidos em suspensão na coluna de água, consumindo a matéria orgânica dissolvida e coloidal existente na mesma. A técnica mais largamente utilizada no tratamento por biomassa suspensa é denominada por lamas ativadas. Além desta classificação, o tipo de tratamento pode também ser classificado, consoante a utilização de oxigénio na reações, em aeróbios (onde as reações ocorrem na presença de oxigénio), anaeróbios (ocorrem na ausência de oxigénio) e anóxicos (onde, na ausência de oxigénio, ocorre a conversão de nitratos em azoto gasoso, comumente designada por desnitrificação).

Podem ainda classificar-se em processos facultativos (onde os microrganismos apresentam atividade quer na presença quer na ausência de oxigénio) e processos mistos (processos que consistem na combinação de processos aeróbios, anaeróbios e anóxicos) (Metcalf & Eddy, 2003).

Embora os tratamentos biológicos de remoção de nutrientes sejam considerados segundo o Decreto-Lei nº 152/97 como processos de tratamento terciários, com os avanços tecnológicos verificados posteriormente à publicação do referido diploma e com as normas de qualidade impostas à qualidade do efluente tratado, estes foram

incorporados nos processos de tratamento secundário. Os processos mais utilizados no tratamento biológico de águas residuais são apresentados na tabela seguinte.

Tabela 5 - Processos de tratamento biológico mais comuns (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

| Tipo de Processo | Designação | Aplicação |
|---------------------------|--------------------------------------|---|
| <i>Processo aeróbio</i> | | |
| Biomassa suspensa | Lamas ativadas | Remoção de CBO ₅ e nitrificação |
| | Lagoas arejadas | |
| | Digestão anaeróbia | Estabilização e remoção de CBO ₅ |
| Biomassa fixa | Leitos percoladores | Remoção de CBO ₅ e nitrificação |
| | Discos biológicos | |
| | Reatores de leito fluidizado | |
| Híbridos | Lamas ativadas/filtros biológicos | Remoção de CBO ₅ e nitrificação |
| <i>Processo anaeróbio</i> | | |
| Biomassa suspensa | Contacto anaeróbio | Remoção de CBO ₅ |
| | Digestão anaeróbia | Estabilização e destruição de células e sólidos |
| Biomassa fixa | Reatores de leito fixo e fluidizado | Estabilização de resíduos e desnitrificação |
| Manto de lammas | Manto de lammas fluxo ascendente | Remoção de CBO ₅ e resíduos de cargas elevadas |
| Híbridos | Biomassa fixa | Remoção de CBO ₅ |
| <i>Processo anóxico</i> | | |
| Biomassa suspensa | Desnitrificação de biomassa suspensa | Desnitrificação |
| Biomassa fixa | Desnitrificação de biomassa fixa | Desnitrificação |

3.2.4 Tratamento terciário

O tratamento terciário tem como objetivo a remoção de matéria suspensa, coloidal e em suspensão que permanece no efluente após a aplicação do tratamento secundário (Metcalf & Eddy, 2003). Os processos de tratamento aqui efetuados são por exemplo a precipitação química, filtração granular, filtração por membrana e a adsorção de carbono. Adicionalmente, pode ainda existir uma etapa de desinfecção, caso se verifique essa necessidade. Atualmente, o tratamento terciário aplica-se, salvo algumas exceções, a águas para reutilização (Davis, 2010). O tratamento terciário não será desenvolvido em pormenor na presente dissertação.

3.3 Processos de tratamento biológico de águas residuais

Os processos de tratamento biológico visam a remoção da CBO e dos nutrientes presentes no afluente. Os processos mais utilizados nesta etapa estão divididos em processos de biomassa fixa e processos de biomassa suspensa. Nos processos de biomassa fixa, os mais utilizados são os leitos percoladores. No que respeita à biomassa suspensa, o processo de lamas ativadas é o mais largamente utilizado no tratamento biológico de águas residuais. Podem ainda ser utilizados processos que combinam a biomassa fixa e a biomassa suspensa, designados por processos híbridos.

3.3.1 Processos por biomassa fixa

O princípio de funcionamento do tratamento por biomassa fixa consiste no desenvolvimento de uma camada de microrganismos aderidos a um meio de suporte, designado por biofilme.

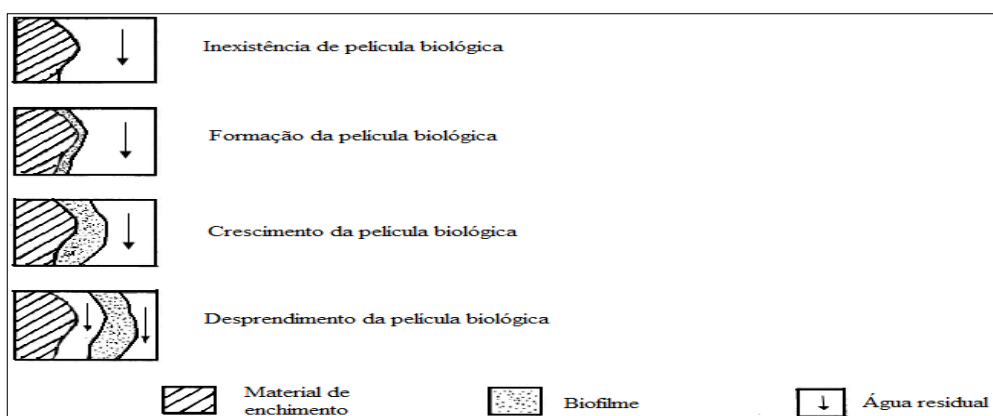


Figura 1 - Esquema de desenvolvimento do biofilme no processo de biomassa fixa

A matéria orgânica presente na água residual vai servir de alimento para os microrganismos. Com o crescimento do biofilme, as camadas mais profundas vão deixar de ter acesso ao alimento, acabando por morrer. Consequentemente, estas camadas de biofilme, desprendem-se do meio de suporte e são arrastadas para o decantador secundário, levando incorporada a matéria orgânica consumida, sendo desta forma removida do efluente pela sedimentação secundária.

Durante o processo de crescimento as camadas mais profundas estão também privadas de oxigénio, onde é possível, ainda que a taxas muito reduzidas, a realização

de desnitrificação. Nas zonas, onde não existe privação de oxigénio, ocorre em conjunto com a oxidação da matéria orgânica, a nitrificação, transformando a amónia presente no afluente em nitrito e nitrato.

Relativamente ao arejamento dos leitos percoladores, este pode ser efetuado por arejamento natural ou por arejamento forçado. O arejamento natural é conseguido devido à diferença de densidade entre o ar saturado existente no interior do filtro percolador e o ar atmosférico. O arejamento natural efetivo pode esperar-se no verão e no inverno. No inverno, a densidade do ar frio atmosférico é superior, pelo que o ar contido nos leitos percoladores, mais quente e de menor densidade, ascenderá das zonas mais profundas para a superfície, criando uma circulação de fluxo ascendente. No verão, verifica-se a circulação em sentido inverso, sendo a temperatura do ar atmosférico superior, sendo que o ar contido no leito percolador vai apresentar um fluxo descendente (Wiesmann *et al.*, 2007). Existem fases do ano críticas para o arejamento natural, altura em que a temperatura atmosférica e no interior do leito percolador são idênticas. Nestas alturas, a eficiência dos leitos percoladores é reduzida (Wiesmann *et al.*, 2007).

O arejamento forçado, ou mecânico, é feito através de um ventilador colocado na superfície do leito. O arejamento forçado aconselha-se para leitos com alturas superiores a 12 metros e com material de suporte sintético (plástico).

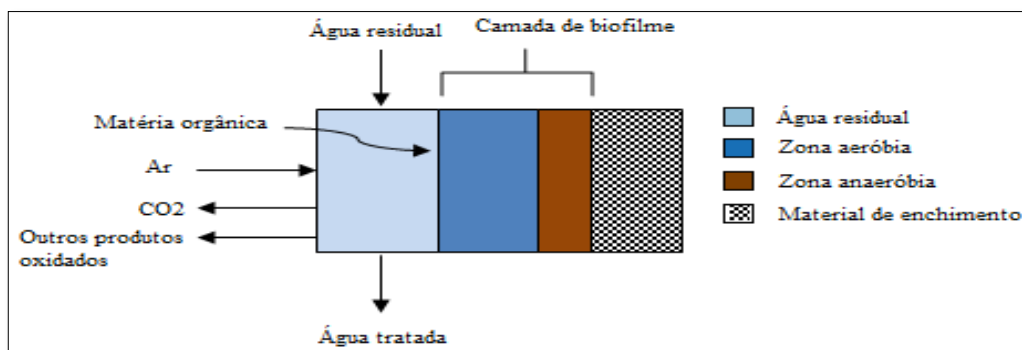


Figura 2 - Esquema genérico do processo biológico que ocorre no biofilme

Nos leitos percoladores, a água é distribuída uniformemente por um conjunto de braços rotativos instalados na parte superior. Esta vai percolar o material de enchimento do mesmo originando a formação do biofilme, tal como descrito acima.

Tipicamente os leitos percoladores podem apresentar duas configurações: a configuração “*single stage*”, possuindo apenas uma etapa de percolação na linha de

tratamento, ou “two stage”, constituído por duas etapas de percolação na linha de tratamento. A configuração “two stage” é utilizada quando se pretende que ocorra de forma efetiva a nitrificação (Metcalf & Eddy, 2003).

A classificação dos leitos percoladores é baseada no seu regime de funcionamento, variando entre baixa carga e super-alta carga. A tabela 6 mostra os valores típicos dos parâmetros envolvidos nos leitos percoladores em função do regime de funcionamento do mesmo.

Tabela 6 - Dados de projeto e operação para filtros percoladores (adaptado de Wiesmann et al., 2007)

| Parâmetro | Unidades | Tipo de leito percolador | | | |
|--|--|--------------------------|----------------|------------|------------------|
| | | Baixa carga | Média | Alta carga | Super-alta carga |
| Material de suporte | - | Rocha, escória | Rocha, escória | Rocha | Plástico |
| Área superficial específica | m ² .m ⁻³ | 40-70 | 40-70 | 40-70 | 80-200 |
| Porosidade | m ³ .m ⁻³ | 0.4-0.6 | 0.4-0.6 | 0.4-0.6 | 0.90-0.97 |
| Densidade do material de suporte ^{a)} | kg.m ⁻³ | 800-1500 | 800-1500 | 800-1500 | 300-100 |
| Carga hidráulica ^{b)} | m ³ .m ⁻² .d ⁻¹ | 0.5-3.0 | 3-10 | 8-40 | 10-70 |
| Carga volumica | g CBO ₅ .m ⁻³ .d ⁻¹ | 100-400 | 200-500 | 500-1000 | 500-1000 |
| Altura | m | 1.0-2.5 | 1.0-2.5 | 1.0-2.5 | 3.0-1.02 |
| Taxa de recirculação | - | 0 | 0-1 | 0-1 | 3.0-1.2 |
| Eficiência de remoção | CBO ₅ (%) | 80-90 | 50-70 | 65-85 | 65-80 |

Outro processo por biomassa fixa comumente utilizado são os biodiscos, ou discos rotativos. O princípio teórico de funcionamento no que respeita à formação do biofilme é idêntico. Os biodiscos são fixados num veio horizontal rotativo e parcialmente submersos, cerca de 40%, no efluente a tratar. O oxigénio necessário é conseguido graças ao movimento rotativo, colocando a biomassa em contacto direto com o ar atmosférico. Em alguns casos, estes podem apresentar maiores percentagens de submersão, mas tal não é aconselhado pelo facto de poder por em causa os índices de oxigénio necessários.

As principais vantagens do tratamento por biomassa fixa relativamente ao tratamento por biomassa suspensa são os menores requisitos de energia, operações mais simples, menores necessidades de manutenção e melhores propriedades de espessamento de lamas. A principal desvantagem, principalmente do processo por leitos percoladores, está relacionada com a qualidade reduzida do efluente em termos de CBO

e SST, uma maior sensibilidade a temperaturas mais baixas e potenciais problemas de odores (Metcalf & Eddy, 2003).

3.3.2 Tratamento biológico por biomassa suspensa

Existem diversos processos de tratamento por biomassa suspensa utilizados no tratamento de águas residuais. Estes diferem dos tratamentos por biomassa fixa pelo facto da biomassa se encontrar dispersa pela coluna de água, não estando fixada a um meio de suporte. Os processos por biomassa suspensa operam em condições aeróbias, anaeróbias e anóxicas, sendo a configuração do mesmo definida consoante as necessidades de tratamento. O sistema de tratamento por biomassa suspensa mais utilizado no tratamento de águas residuais é o processo de lamas activadas. (Metcalf & Eddy, 2003).

3.3.2.1 Sistema de tratamento biológico por lamas activadas

Existem muitas variantes deste processo, contudo, na sua essência apresentam o mesmo princípio de funcionamento (Metcalf & Eddy, 2003).

Para além da remoção de matéria orgânica, o processo de lamas activadas pode também remover azoto e fósforo, em função da sua conceção, funcionamento e composição da água residual (Gernaey et al, 2004). Geralmente, o processo de lamas activadas inclui as seguintes etapas/processos de tratamento (Metcalf & Eddy, 2003):

- Reator biológico (tanque de arejamento), em que é fornecido o oxigénio necessário para os microrganismos metabolizarem a matéria orgânica, mantida em suspensão e arejada;
- Operação de separação fase sólida-líquida, em geral, por decantadores secundários, para separar os flóculos de microrganismos formados no ponto anterior. Da fase líquida resulta o efluente tratado e da fase sólida as lamas biológicas (ou lamas secundárias);

- Sistema de recirculação de lamas provenientes da base do decantador secundário para o reator biológico, de forma a garantir a concentração de microrganismos neste;
- Sistema de extração de lamas (purga de lamas), para remover o excesso lamas que são posteriormente enviadas para linhas de tratamento de lamas.

Um esquema simples de tratamento por lamas ativadas consiste num reator arejado onde se encontra a biomassa em suspensão. Após este tanque deve existir um decantador secundário que permita a separação entre a fase líquida e a fase sólida, as lamas. Uma fração das lamas decantadas são recirculadas para o tanque arejado para garantir as quantidades de alimento adequadas para os microrganismos. Antecedendo o tanque de arejamento, deve existir uma decantação primária (Metcalf & Eddy, 2003).

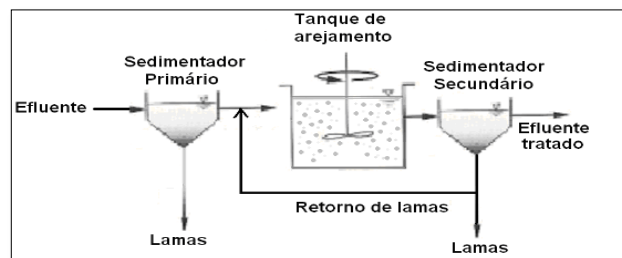


Figura 3 - Esquema simples de tratamento por lamas ativadas (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

No tratamento por lamas ativadas existe um conjunto de parâmetros que deve ser controlado de forma a compreender os processos ocorridos e avaliar o desempenho do tratamento. Para tal, é comum recorrer-se a um balanço de massas em torno do reator aeróbio e do decantador secundário como se demonstra na figura seguinte.

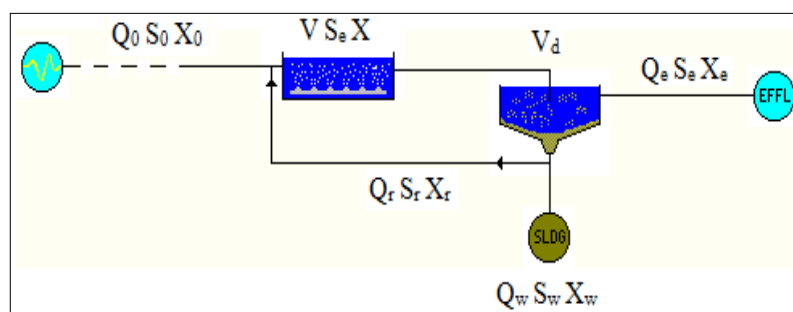


Figura 4 - Balanço material aplicado ao tratamento por lamas ativadas

Sendo,

Q₀: caudal afluente [m³.h⁻¹]

S₀: concentração de substrato no afluente [kg CBO₅.m⁻³]

X₀: concentração de microrganismos no afluente [kg SSV. m⁻³]

V: volume do tanque de arejamento [m³]

S_e: concentração de substrato no efluente tratado [kg CBO₅.m⁻³]

X: concentração de microrganismos no tanque de arejamento [kg SSV.m⁻³]

V_d: volume de decantador secundário [m³]

Q_e: caudal de efluente tratado [m³.h⁻¹]

S_e: concentração do substrato no efluente tratado [kg CBO₅. m⁻³]

X_e: concentração de microrganismos no efluente tratado [kg SSV.m⁻³]

Q_w: caudal de purga de lamas [m³.h⁻¹]

S_w: concentração do substrato na purga de lamas [kg CBO₅. m⁻³]

X_w: concentração de microrganismos na purga de lamas [kg SSV.m⁻³]

Com a construção do balanço de massas é possível o cálculo de parâmetros importantes para a compreensão do funcionamento e condições de operação do sistema, assim como melhorar os seus índices de eficiência. É importante o conhecimento de vários parâmetros na operação deste tipo de sistema que podem ser facilmente calculados, entre os quais por exemplo, o tempo de retenção de sólidos (θ_c) ou idade das lamas (IL), razão alimento/microrganismo (F/M) e carga volúmica (CV).

O tempo de retenção de sólidos corresponde ao tempo que os microrganismos permanecem no sistema antes de o abandonar pelo efluente tratado ou pela purga de lamas. Este parâmetro calcula-se com recurso à equação seguinte:

$$\theta_c = \frac{V \cdot X}{Q_e X_e + Q_w X_w} \quad \text{Eq.3}$$

A razão F/M é dada pela relação entre o alimento, o substrato e a quantidade mássica diária de microrganismos disponível. Esta relação obtém-se pela equação seguinte:

$$\frac{F}{M} = \frac{Q_0 X_0}{V \cdot X} \quad \text{Eq.4}$$

A carga volúmica ou volumétrica, corresponde à quantidade de CBO_5 por dia no tanque de arejamento. Esta é definida pela seguinte equação:

$$CV = \frac{Q_0 S_0}{V} \quad \text{Eq.5}$$

Outros parâmetros não menos importantes podem ser calculados com base no balanço de massas como é são exemplo a produção de lamas, as necessidades de oxigénio, as necessidades de nutrientes e o índice volumétrico de lamas (IVL).

3.4 Remoção biológica de nutrientes

A remoção biológica de nutrientes é atualmente um dos fatores de grande importância no tratamento de águas residuais. O crescente aumento das concentrações de nutrientes nas águas tem levado a uma constante procura de otimização dos processos que visam a sua remoção. O azoto e o fósforo são nutrientes que apresentam impactes muito significativos no meio recetor, como os fenómenos de eutrofização e depleção de oxigénio pela presença de concentrações elevadas de azoto, levando a perturbações e alterações profundas do ambiente como à degradação geral da qualidade das águas e ao aumento da toxicidade para a fauna piscícola.

Os processos inicialmente utilizados para remoção de azoto consistiam na nitrificação biológica para oxidação da amónia, seguida da desnitrificação, onde era adicionada uma fonte externa de carbono, o metanol. No que respeita à remoção de fósforo, recorria-se à precipitação química. A remoção biológica de nutrientes apresenta vantagens ambientais e económicas comparativamente aos métodos anteriormente utilizados que recorriam a adição de fontes externas de carbono para a remoção de azoto e adição de químicos para provocar a precipitação do fósforo. Para se definir uma estratégia adequada para o controlo de nutrientes é crucial o conhecimento detalhado das características da água residual a tratar, assim como o nível necessário de controlo de nutrientes. Muito importante é também avaliar se as necessidades de tratamento são pontuais, ou se pelo contrário abrangem a totalidade do ciclo anual de tratamento (Metcalf & Eddy, 2003).

3.4.1 Remoção biológica de azoto

O processo de remoção biológica de azoto engloba um conjunto de reações em série que vão ter como produto final azoto na forma gasosa (N_2). Este pode encontrar-se na água residual na forma de azoto orgânico ou azoto amoniacal. Para que as transformações de azoto ocorram é necessário que sejam criadas as condições adequadas para os processos designados por nitrificação e desnitrificação decorrerem de forma eficiente. As etapas que ocorrem durante o processo de remoção de azoto estão esquematizadas na figura seguinte.

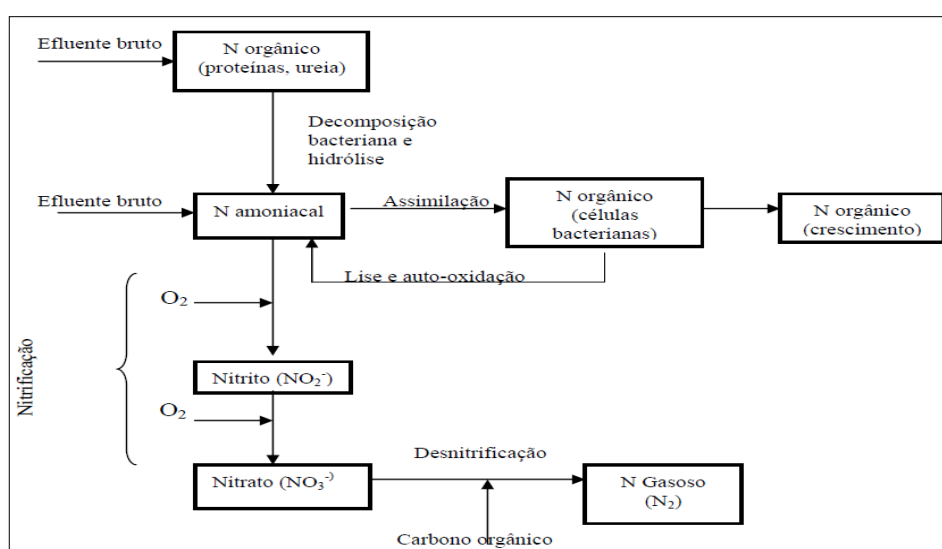


Figura 5 - Transformações do Azoto nos processos de tratamento biológico (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

3.4.1.1 Nitrificação biológica

A nitrificação biológica é um processo biotápico em que o amónio (NH_4^+) é oxidado a nitrito (NO_2^-) e posteriormente o nitrito é oxidado a nitrato (NO_3^-). A etapa de nitrificação surge da necessidade de garantir a qualidade das águas recetoras que possam ser afetadas por este nutriente no que respeita a (Metcalf & Eddy, 2003):

- Efeito da amónia nas águas recetoras no que respeita à concentração de oxigénio dissolvido (OD) e a fenómenos de toxicidade para os peixes;
- A necessidade de assegurar a remoção de azoto para controlar fenómenos de eutrofização

- Garantir o controlo para assegurar a reutilização da água, incluindo a recarga de lençóis freáticos e aquíferos.

3.4.1.2 Descrição do processo de nitrificação

A nitrificação é um processo autotrófico, que obtém a energia necessária para o crescimento microbiano através da oxidação dos compostos de Azoto (Metcalf & Eddy, 2003).

As bactérias que processam a nitrificação são as Nitrosomonas e as Nitrobacter. A primeira etapa da reação é efetuada pelas Nitrosomonas, que oxidam a amónia a nitrito. Seguidamente, as Nitrobacter oxidam o nitrito a nitrato.

As reações que ocorrem durante o processo de nitrificação podem ser descritas pelas seguintes reações (Metcalf & Eddy, 2003):

Nitrosomonas



Nitrobacter



Nas reações acima descritas (equações 6 e 7) há a produção de energia, que é utilizada pelas Nitrosomonas e Nitrobacter para o seu crescimento. A reação global do processo de nitrificação é a seguinte (Metcalf & Eddy, 2003):



Analisando a estequiometria da equação anterior (9), verifica-se que o oxigénio necessário para a oxidação completa da amónia é de 4.57 g O₂ / g N oxidado, com 3.43 gO₂/g usado para a produção de nitrito e 1.14 gO₂/g de NO₂ oxidado (Metcalf & Eddy, 2003).

3.4.1.2.1 Fatores que afetam a nitrificação

A nitrificação é afetada por uma série de fatores ambientais como por exemplo o pH, temperatura, toxicidade, metais, oxigénio dissolvido e amónia não-ionizada (Metcalf & Eddy, 2003). Segundo Wiesmann *et al.* (2007), a concentração de oxigénio dissolvido e o pH são os fatores que mais influenciam a nitrificação.

- **pH**

A nitrificação apresenta grande sensibilidade no que diz respeito a oscilações de pH. Para valores de pH abaixo de 6.8, as taxas de nitrificação sofrem uma redução acentuada, sendo que a nitrificação ótima ocorre para pH entre 7.5 e 8 (Metcalf & Eddy, 2003). Com valores de pH próximos de 5.8 a 6.0, as taxas de nitrificação são 10% a 20% das verificadas com pH 7 (U.S. EPA, 1993) (citado por Metcalf & Eddy, 2003). Segundo Henze *et al.* (1996), o valor ótimo de pH situa-se entre 8 e 9. O valor de pH entre 7.0 e 7.2 é apontado como o necessário para uma nitrificação razoável (Wiesmann *et al.*, 2007).

- **Temperatura**

A temperatura ótima para a nitrificação situa-se entre os 35°C e os 42°C, embora esta se verifique a partir dos 25°C. A nitrificação duplica a cada 8 a 10°C de aumento da temperatura (WEF, ASCE, EWRI, 2005).

- **Oxigénio dissolvido**

As bactérias nitrificantes são consideravelmente sensíveis a baixas concentrações de oxigénio dissolvido. Deve ser garantida uma concentração mínima superior 1 mg/L, sendo que concentrações inferiores a 0.5 mg/L inibem fortemente a nitrificação (Metcalf & Eddy, 2003).

- **Toxicidade**

Os organismos nitrificantes são afetados por uma ampla gama de compostos orgânicos e inorgânicos (Metcalf & Eddy, 2003). Mesmo em concentrações baixas, estes compostos afetam os organismos heterotróficos aeróbios. Em muitos casos os fenómenos de toxicidade manifestam-se reduzindo drasticamente as taxas de

crescimento das bactérias, sendo que estas continuam a crescer, mas a uma taxa muito mais lenta. Em alguns casos, a presença de compostos tóxicos é suficiente para matar as bactérias nitrificantes. Os compostos tóxicos para as bactérias nitrificantes são solventes orgânicos químicos, aminas, proteínas, taninos, compostos fenólicos, álcoois, cianetos, éteres, carbamatos e benzeno (Metcalf & Eddy, 2003).

- **Metais**

A presença de metais apresenta-se também como preocupante pois inibem os organismos nitrificantes (Metcalf & Eddy, 2003). Skinner e Walker (1961) (citado por Metcalf & Eddy, 2003) demonstraram a inibição completa da oxidação da amónia para concentrações de 0.25 mg/L níquel, 0.25 mg/L crómio e 0.10 mg/L cobre.

- **Compostos de amónia não ionizados**

Os compostos de amónia não ionizados (NH_3), a amónia livre e a presença de ácido nitroso não ionizado (HNO_2) inibem a nitrificação.

Os efeitos de inibição são dependentes da concentração total de azoto, temperatura e pH (Metcalf & Eddy, 2003).

3.4.1.2.2 Desnitrificação biológica

A desnitrificação é a segunda etapa da remoção biológica de azoto. O processo de desnitrificação consiste na transformação de nitrato em azoto gasoso (Metcalf & Eddy, 2003).

O processo de desnitrificação é realizado por uma grande diversidade de microrganismos heterotróficos. Tal deve-se ao facto de estes serem facultativos, ou seja, podem utilizar outras fontes de oxigénio em alternativa ao oxigénio molecular (O_2), como o nitrato e o nitrito (WEF, ASCE, EWRI, 2005).

3.4.1.2.3 Descrição do processo de desnitrificação biológica

A desnitrificação biológica consiste na oxidação biológica dos demais substratos orgânicos presentes na água residual usando o nitrato e o nitrito como aceitador final de

eletrões em vez do oxigénio (Metcalf & Eddy, 2003). Na ausência de oxigénio, ou na sua presença em concentrações limitadas, a enzima *nitrate reductase* atua sobre a cadeia transportadora de eletrões, transferindo hidrogénio e eletrões para o aceitador final, o nitrato. O oxigénio presente no nitrato e no nitrito é utilizado pelas bactérias para metabolizarem estruturas celulares (Eckenfelder, 1989; WEF, ASCE, EWRI, 2005) A reação pode ser descrita através da equação seguinte (Metcalf & Eddy, 2003):



Os compostos óxido nítrico (NO), óxido nitroso (N₂O) e azoto molecular (N₂) apresentam-se na forma gasosa e podem ser libertados para a atmosfera (Metcalf & Eddy, 2003).

3.4.1.2.4 Fatores que afetam a desnitrificação biológica

A desnitrificação é realizada por bactérias heterotróficas sendo por isso menos suscetíveis a perturbações ambientais comparativamente ao processo de nitrificação que é efetuado por bactérias autotróficas. No entanto, devem controlar-se alguns parâmetros para que as reações ocorram com rendimentos elevados. Os parâmetros que devem ser controlados são o pH, oxigénio dissolvido, temperatura e substratos orgânicos.

- **pH**

O processo de desnitrificação ocorre num largo espetro de pH. Porém, a velocidade máxima de desnitrificação ocorre para valores de pH compreendidos entre 7.5 e 8 (Wiesmann et al, 2007). Segundo Metcalf & Eddy (2003), o pH ótimo para a desnitrificação situa-se entre 7 e 8.

- **Oxigénio dissolvido**

O oxigénio dissolvido (OD) inibe fortemente a desnitrificação por consequência da inibição da enzima *Nitrato reductase* (Metcalf & Eddy, 2003). Concentrações iguais ou superiores a 0.2 mg/L inibem a desnitrificação, pois a energia gasta para a obtenção de oxigénio tendo o nitrato como fonte é superior à necessária para obtenção de oxigénio por via do oxigénio molecular (O₂).

- **Temperatura**

A desnitrificação é também influenciada pela temperatura. As taxas de desnitrificação aumentam com o aumento da temperatura até aos 35°C. Para valores abaixo de 5°C, as taxas de desnitrificação são muito reduzidas (Wiesmann et al, 2007).

- **Substratos orgânicos**

Um outro fator com grande importância para a ocorrência da desnitrificação é a disponibilidade de substratos orgânicos. As fontes de carbono para a desnitrificação podem ser (U.S. EPA, 2009):

- Matéria orgânica solúvel e degradável existente na água residual afluente;
- Matéria orgânica solúvel produzida por hidrólise de material particulado afluente;
- Matéria orgânica libertada durante a degradação endógena da biomassa.

Quando a desnitrificação se processa após o tratamento secundário, a CBO₅ (carência bioquímica de oxigénio) apresenta baixa concentração, sendo por isso necessário a adição de uma fonte de carbono adicional para não comprometer a atividade dos microrganismos. Nestes casos é comum a adição de uma fonte externa de carbono, que podem ser metanol, etanol e acetona (Bernard, 1989).

3.4.2 Processos de remoção biológica de Azoto

Os processos de remoção biológica podem ser desenhados de diferentes formas, sendo designados por processos “*single sludge*” ou “*two sludge*”. Nos processos “*single sludge*” existe apenas um decantador, ao passo que nos sistemas “*two sludge*” existe um decantador por cada reator (Metcalf & Eddy, 2003).

Os processos “*single sludge*” dividem-se em duas configurações principais definidas como sistema pré-anóxico (quando o reator anóxico se encontra a montante do reator aeróbio) ou pós-anóxico (quando o reator anóxico se encontra a jusante do reator aeróbio) (Metcalf & Eddy, 2003).

3.4.2.1 Processos pré-anóxicos

Ludzack – Ettinger

O processo de Ludzack – Ettinger foi inicialmente desenvolvido por Ludzack e Ettinger (1962). A sua configuração consiste em dois reatores em série sem decantador intermédio (Metcalf & Eddy, 2003). O nitrato formado no reator aeróbio através da nitrificação retorna ao reator anóxico através de recirculação uma recirculação interna (Metcalf & Eddy, 2003). Mais recentemente, a recirculação de lamas tem sido aumentada de forma a evitar a ascensão de lamas no decantador secundário devido à desnitrificação (Metcalf & Eddy, 2003).

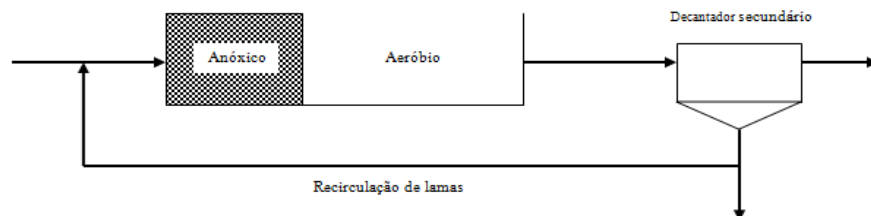


Figura 6 - Processo de remoção de Azoto: Ludzack-Ettinger (Adaptado de Metcalf& Eddy, 2003)

Modified Ludzack – Ettinger

O processo modificado de Ludzack – Ettinger é um dos mais usados na remoção biológica de nutrientes (Metcalf & Eddy, 2003). O processo inicial de Ludzack – Ettinger foi melhorado por Bernard (1973). A alteração consistiu na introdução de uma recirculação do efluente do reator aeróbio onde se processa a nitrificação, com formação de nitratos, para o reator anóxico, permitindo assim que esses nitratos sofram desnitrificação (Metcalf & Eddy, 2003).

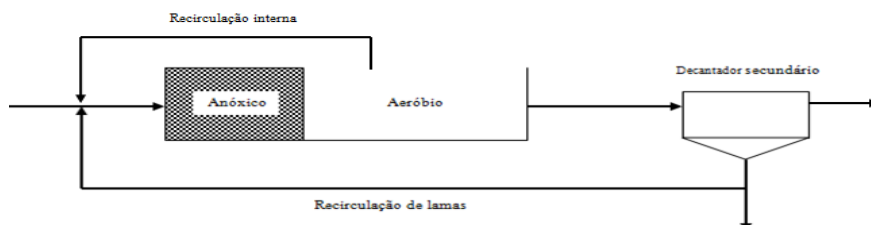


Figura 7 - Processo de remoção de azoto: Modified Ludzack-Ettinger (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

Valas de oxidação

A configuração das valas de oxidação permite a remoção de azoto. Estas possuem zonas distintas onde se verificam condições aeróbias e condições anóxicas. Junto dos arejadores criam-se zonas aeróbias onde se realiza a nitrificação, ao passo que as zonas distantes dos arejadores criam-se zonas anaeróbias propícias à ocorrência da desnitrificação. A água residual bruta entra no reator na zona anóxica para que se efetue a desnitrificação. Seguidamente o efluente é conduzido à zona aeróbia para se processar a nitrificação, sendo posteriormente conduzido ao decantador secundário. As lamas aqui produzidas são recirculadas para a zona anóxica.

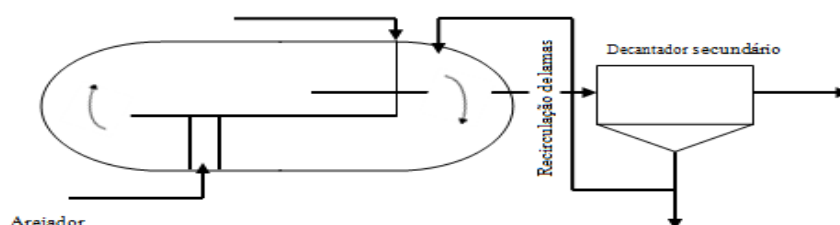


Figura 8 - Processo de remoção de azoto: valas de oxidação (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

3.4.2.2 Processo pós- anóxicos

Whurmann

O processo Whurman é bastante simples. A sua configuração consiste num reator anóxico a seguir ao reator aeróbio. Para que a remoção de azoto seja elevada é necessário aumentar o tempo de retenção da água residual no reator anóxico, isto porque a taxa de desnitrificação é proporcional à taxa de respiração endógena (Metcalf & Eddy, 2003).

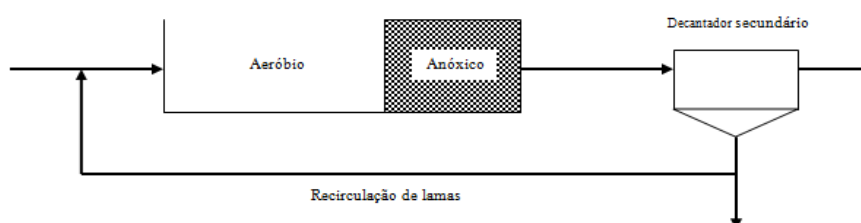


Figura 9 - Processo de remoção de azoto: Whurmann (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

3.5 Remoção biológica de fósforo

A descrição seguidamente apresentada em relação à remoção biológica de fósforo é feita de uma forma genérica, pelo facto de não ser alvo do presente estudo.

Essencialmente, o fósforo nas águas residuais apresenta-se sob três formas, sendo elas ortofosfatos, polifosfatos e fósforo orgânico. A remoção de fósforo por via não biológica consiste na adição de químicos que promovem a precipitação deste, como por exemplo alúmen e sais de ferro (Metcalf & Eddy, 2003; Mulkerrins *et al.*, 2004). Atualmente as estratégias de remoção de fósforo passam pela via biológica, designada por remoção biológica de fósforo (RBP). Além de ser economicamente mais vantajosa comparativamente aos processos químicos tradicionais, as lamas produzidas por via biológica apresentam uma qualidade superior.

A remoção de fósforo em sistemas biológicos baseia-se nas seguintes observações (Metcalf & Eddy, 2003):

- Um grande número de bactérias é capaz de armazenar fósforo em excesso na forma de polifosfatos nas suas células.
- Em condições anaeróbias, os organismos acumuladores de fósforo (PAO) assimilam produtos da fermentação, bem como ácidos gordos voláteis e armazenam esses produtos, com concomitante libertação de fósforo.
- Em condições aeróbias a energia é produzida através dos produtos armazenados.

O mecanismo de remoção biológica de fósforo baseia-se na circulação das lamas ativadas através de reatores aeróbios e anaeróbios, em conjunto com a introdução de efluente no reator anaeróbio (Mulkerrins *et al.*, 2004).

Processos que ocorrem na zona anaeróbia

Os microrganismos presentes no reator anaeróbio consomem ácidos gordos de cadeia curta, libertando fosfato. Os ácidos gordos consumidos são utilizados para a síntese de polihidroxibutirato (PHB) (Metcalf & Eddy, 2003), sendo estes uma reserva

interna. Para que tal se verifique, é necessário que estejam disponíveis as fontes de carbono facilmente degradável (Mulkerrins *et al.*, 2004).

Processos que ocorrem na zona aeróbia/anóxica

O PHB armazenado é metabolizado, fornecendo energia para a oxidação e carbono para o crescimento de novas células. A energia resultante deste processo é utilizada para criar ligações de polifosfatos nas reservas internas das células, de modo que o ortofosfato (O-PO₄) presente no efluente é removido, sendo incorporado nas reservas de polifosfatos das células. A biomassa decantada junto com as lamas, leva consigo o fósforo acumulado por esta, sendo assim removido do efluente (Metcalf & Eddy, 2003).

3.5.1 Fatores que afetam a remoção biológica de fósforo

Para que a remoção biológica de fósforo ocorra sem limitações é necessário controlar alguns aspetos importante como pH, oxigénio dissolvido e temperatura, assim como garantir a disponibilidade ácidos gordos voláteis e catiões.

De todos os fatores, o mais importante está relacionado com a disponibilidade de ácidos gordos voláteis. Segundo Mulkerrins *et al.* (2004), são necessários 7 a 9 mg de ácidos gordos voláteis para remover 1 mg de fósforo.

3.5.2 Processos biológicos de remoção de fósforo

Na sua essência, o processo de remoção biológica de fósforo (RBP) consiste em fazer passar o afluente por uma zona anaeróbia, seguido de uma zona aeróbia, com introdução do afluente na zona anaeróbia. Consoante a sua configuração, os processos de RBP podem ser divididos em dois grupos: processos em linha e processos colaterais. Nos processos em linha o reator anaeróbio encontra-se instalado na linha do fluxo do efluente. Nos processos colaterais, este encontra-se na linha de recirculação de lamas (Metcalf & Eddy, 2003).

Phostrip

A configuração deste processo consiste num reator aeróbio acoplado a um decantador secundário. As lamas decantadas no decantador secundário são conduzidas a

um reator anaeróbio, onde o fósforo contido nas lamas é libertado para o sobrenadante. Em algumas situações é necessário adicionar acetato ou afluente a este reator para estimular a libertação de fósforo. As lamas livres de fósforo são recirculadas para o reator aeróbio e o fósforo contido no sobrenadante é sujeito a uma precipitação química (Metcalf & Eddy, 2003).

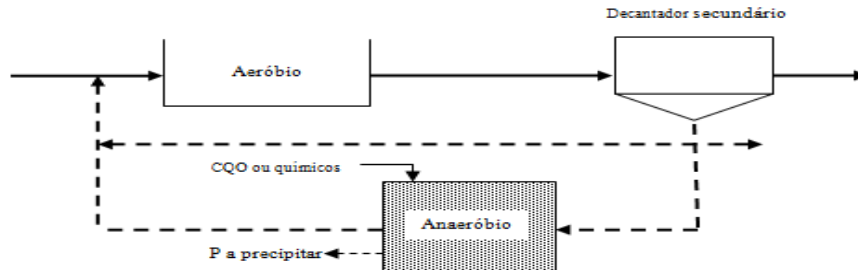


Figura 10 - Processo RBP: Phostrip (processo colateral) (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

Phoredox

O processo *phoredox* apresenta uma configuração muito simples, que consiste num reator anaeróbio, seguido de um reator aeróbio acoplado a um decantador secundário, com recirculação de lamas deste para o reator anaeróbio. Foi desenvolvido por Bernard (1976), sendo o objetivo exclusivo deste processo a remoção de fósforo.

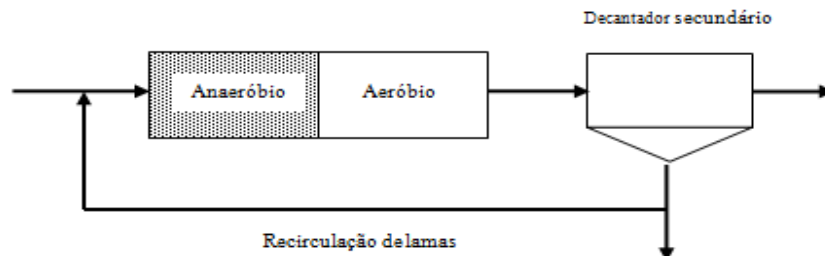


Figura 11 - Processo de RBP: Phoredox (processo em linha) (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

3.6 Processos combinados de remoção de azoto e fósforo

Bardenpho

Este processo foi inicialmente desenvolvido por Bernard (1973) dividindo-se em quatro estágios: primário anóxico, primário aeróbio, secundário anóxico e secundário aeróbio. No reator primário aeróbio ocorre essencialmente a remoção de carbono e a

nitrificação. O efluente rico em nitrato é recirculado para o reator anóxico para que ocorra a desnitrificação. O restante efluente segue para o reator anóxico secundário onde ocorre a desnitrificação a uma taxa muito baixa. Embora com esta configuração se conseguisse remover boas quantidades de fósforo, este não foi desenhado para o propósito. Mcleren e Wood (1976) e Davelaar *et al.* (1978) propuseram uma alteração para melhorar a eficiência de remoção de fósforo que consistiu na adição de um novo reator anaeróbio colocado antes do reator anóxico primário. Esta configuração passou a denominar-se de *Bardenpho modificado*.

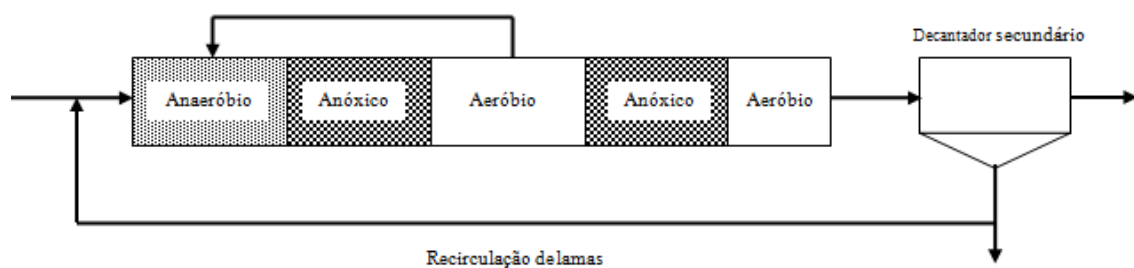


Figura 12 - Processo de RBP: Bardenpho modificado (processo em linha) (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

A/O

O processo A/O (anaeróbio/óxico) possui exatamente o mesmo princípio de operação do processo *Phoredox*. A única diferença está relacionada apenas com a compartimentação das zonas anaeróbias e anóxicas (Metcalf & Eddy, 2003).

A²/O

O processo A²/O difere do processo anterior apenas na introdução de um reator anóxico entre o reator anaeróbio e o reator aeróbio. Com esta alteração é possível realizar a desnitrificação, dado que zona anóxica é deficitária em oxigénio (Metcalf & Eddy, 2003). Existe uma recirculação de efluente após o reator aeróbio para o reator anóxico para desnitrificar o nitrato presente neste efluente.

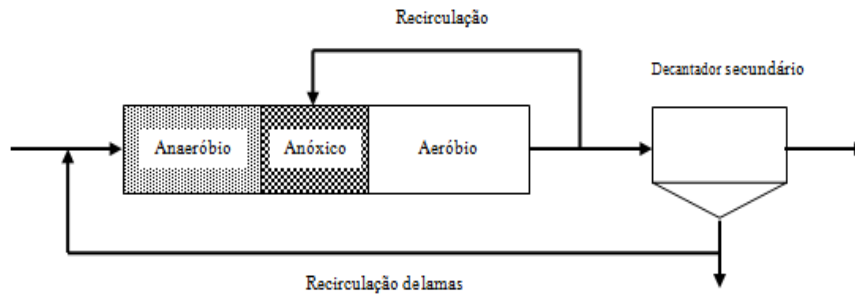


Figura 13 - Processo de RBP: A²/O (processo em linha) (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

UCT

O processo UCT (University of Cape Town) foi desenvolvido por Ekama et al (1984) com o objetivo de eliminar os problemas existentes no processo *Phoredox* (Metcalf & Eddy, 2003), relacionados com os problemas no reator anaeróbio devido aos nitratos existentes na recirculação, pondo em causa a eficiência da remoção de fósforo. O princípio de operação é semelhante ao processo A²/O tendo no entanto duas diferenças. As lamas ativadas são recirculadas para o reator anóxico e a recirculação interna é feita do reator anóxico para o reator anaeróbio (Metcalf & Eddy, 2003). Com a recirculação de lamas para o reator anóxico, elimina-se o problema da presença de nitratos no reator anaeróbio, melhorando a eficiência de libertação de fósforo neste compartimento (Metcalf & Eddy, 2003).

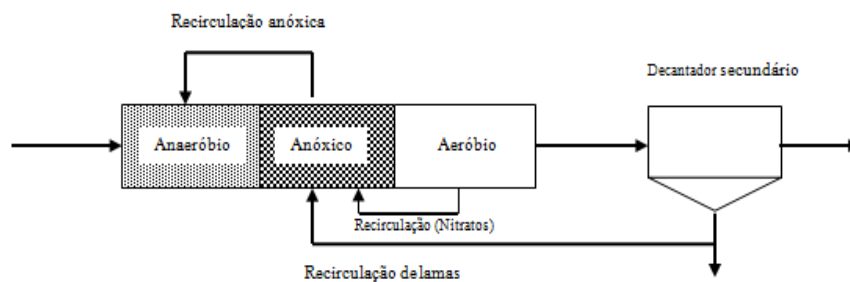


Figura 14 - Processo de RBP: UCT (processo em linha) (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

Joannesburg

O processo Joannesburg é uma alternativa ao processo UCT e também pretende minimizar o efeito dos nitratos na fase anaeróbia, como consequência da competição entre o processo de desnitrificação e remoção de fósforo (Metcalf & Eddy, 2003). Este processo é constituído por quatro etapas, sendo elas anóxica, anaeróbia, anóxica e

aeróbia, respetivamente. Os nitratos originados no processo de nitrificação no reator aeróbio são parcialmente recirculados para o reator anóxico imediatamente anterior, procedendo-se à desnitrificação dos mesmos. As lamas originadas no decantador secundário são recirculadas para o primeiro reator anóxico, onde ocorre também a desnitrificação. Este reator anóxico, assim como o reator anaeróbio, são ambos alimentados com afluente proveniente do tratamento primário antecedente.

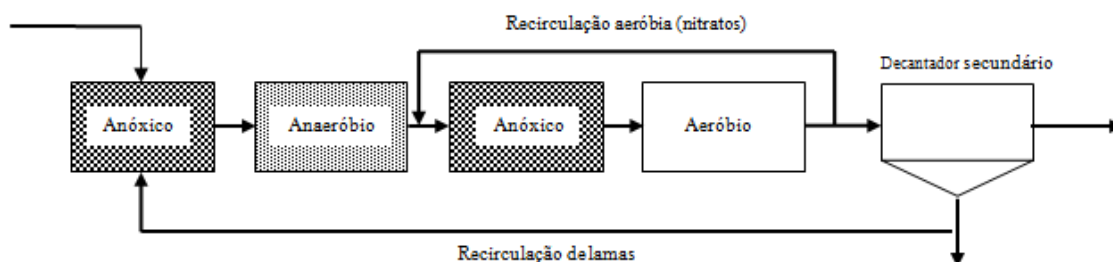


Figura 15 - Processo de RBP: Joannesburg (processo em linha) (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

VIP

O processo VIP é semelhante aos processos A²/O e UCT na sua configuração. As diferenças entre este e os anteriores residem nas recirculações efetuadas. As lamas formadas no decantador secundário são recirculadas para o reator anóxico. O efluente proveniente do reator aeróbio é recirculado para o reator anóxico para sofrer nitrificação. O licor de mistura do reator anóxico é também recirculado para a entrada do reator anaeróbio (Metcalf & Eddy, 2003).

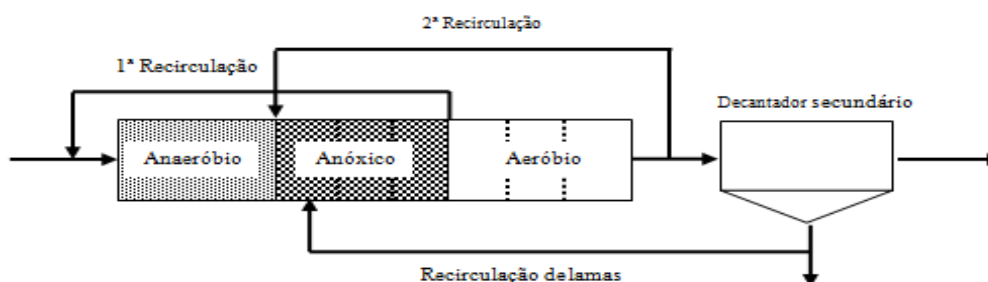


Figura 16 - Processo de RBP: VIP (processo em linha) (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

4. Modelação e simulação do tratamento de águas residuais

A modelação do tratamento de águas residuais consiste na aplicação de modelos matemáticos capazes de descrever o comportamento de uma ETAR. Existe um conjunto de ferramentas capazes de representar os processos ocorridos ao longo do tratamento, bem como descrever a cinética das reações envolvidas nos mesmos.

4.1 Princípios da modelação

Um modelo matemático define-se como sendo uma representação simplificada da realidade (Jeppsson, 1996), capaz de descrever os processos ocorridos no mesmo, para que seja possível efetuar predições/previsões do comportamento do sistema real quando exposto a diferentes condições.

No contexto específico do tratamento de águas residuais, a modelação pode ser aplicada em várias vertentes consoante o objetivo da mesma (Gernaey et al, 2004).

- Modelação para aprendizagem/compreensão - aprofundamento do conhecimento dos processos envolvidos no tratamento de águas residuais, bem como dos efeitos provocados por alterações efetuadas no sistema;
- Na fase de projeto – possibilidade de testar várias alternativas para os diferentes processos de forma a poder observar o comportamento do sistema;
- Otimização de estações de tratamento existentes – introdução de alterações em determinados processos que permitam obter melhores eficiências de tratamento.

Os passos básicos para modelação de sistemas de tratamento de águas residuais podem ser sumariados da seguinte forma (Wentzel e Ekama, 1997):

- Identificar os objetivos do modelo;
- Descrição as condições de operação de sistema e recolha de informação sobre o mesmo;
- Identificar constituintes do modelo, bem como os processos que o integram;
- Definir a estrutura do modelo;
- Formular matematicamente a taxa e a estequiometria dos processos,
- Calibrar o modelo e testá-lo.

4.2 Modelação de processos biológicos

Existe um conjunto de modelos capazes de simular o comportamento dos processos biológicos ocorridos no tratamento de águas residuais. Consoante o tipo de processo que se pretende simular, existem modelos que permitem descrever os processos envolvidos no tratamento biológico por biomassa suspensa e no tratamento biológico por biomassa fixa.

- **Modelos de biomassa suspensa**

No que respeita ao tratamento biológico por biomassa suspensa, existe um variado conjunto de modelos capazes de simular processos como oxidação do carbono, nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo (Nuhoglu *et al.*, 2005). Os primeiros conceitos para os modelos atualmente existentes foram introduzidos por Dold *et al.* (1980) e Ekama *et al.* (1984). Com base nesses conceitos, a *International Water Association* (IWA) desenvolveu um conjunto de modelos matriciais de lamas ativadas designados por ASM (“*Activated sludge models*”). Os modelos ASM estão subdivididos nos modelos ASM1 (Henze *et al.*, 1987), ASM2 (Henze *et al.*, 1995), ASM2d (Henze *et al.*, 1999) e ASM3 (Gujer *et al.*, 1999). Evoluções mais recentes têm levado à incorporação nos modelos de processos de armazenamento interno da biomassa, o que permite simular a remoção de fósforo em condições anóxicas (Ferreira, 2011).

A tabela 7 faz uma comparação geral em termos de número de processos e componentes que cada um dos modelos integra.

Tabela 7 - Processos biológicos e componentes dos modelos ASM (adaptado de Henze et al. 2002)

| Modelo | Processos biológicos | Componentes (cinéticas e estequiométricas) |
|-------------------|-----------------------------|---|
| ASM1 | 8 | 13 |
| ASM2 | 19 | 19 |
| ASM2 _D | 21 | 19 |
| ASM3 | 12 | 13 |

Os processos biológicos assim como cada uma das componentes que integram os modelos estão descritos em pormenor em anexo (consultar anexo 3).

Modelo ASM1

O modelo ASM1 foi desenvolvido por Henze et al. (1987) sendo aplicado a processos de lamas ativadas onde se realize a oxidação carbonácea, nitrificação e desnitrificação. A base de funcionamento deste assenta na notação matricial de Petersen (1965), sendo considerado um modelo de referência por ter conseguido uma aceitação geral na modelação de ETAR's (Gernaey *et al.*, 2004).

A matriz utilizada é constituída por 8 processos biológicos e 13 componentes de caracterização de águas residuais. Nesta matriz foi introduzida uma nomenclatura, sugerida por Grau *et al.* (1982) (citado por Henze *et al.*, 1987) que se expressa da seguinte forma:

- X – componentes particulados;
- S – componentes solúveis;
- Índices: B – biomassa, S – substrato, O – oxigénio;

Além desta, foi também adotada uma sinalização de “+” que representa a produção e “-“ para a representação do consumo.

O modelo assenta em 4 processos principais (crescimento da biomassa, decaimento da biomassa, amonificação do azoto orgânico e hidrólise da matéria orgânica particulada). A figura 17 mostra os principais processos abordados no modelo assim como a sua interligação.

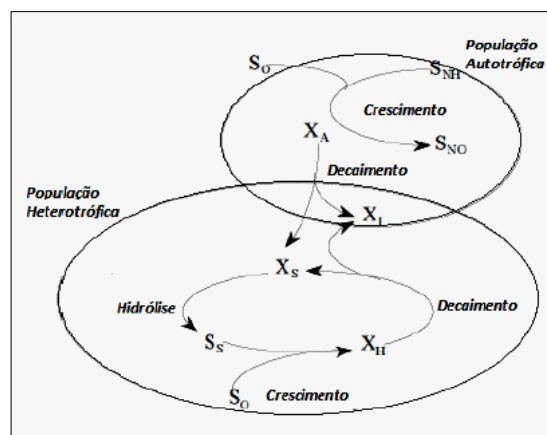


Figura 17 – Representação esquemática dos processos envolvidos e as interligações entre cada componente do modelo – ASM1 (adaptado de Petersen *et al.*, 2002)

O crescimento da biomassa heterotrófica e autotrófica é descrito pela cinética de Monod, através da equação seguinte:

$$\mu \equiv \mu' \frac{S}{K_S + S} \quad \text{Eq.10}$$

Sendo,

μ = taxa de crescimento específica de microrganismos, d^{-1}

μ' = taxa máxima de crescimento específica de microrganismos, d^{-1}

K_S = coeficiente de meia saturação ou meia velocidade, mg/L

S = concentração de substrato limitante ao crescimento, mg/L

O crescimento aeróbio da biomassa ocorre através da degradação da fração de substrato solúvel facilmente biodegradável (S_S) pelo consumo de oxigénio contido no substrato (S_O). A amónia contida no substrato (S_{NH}) é utilizada como fonte de azoto para síntese de proteínas, sendo incorporada na massa celular dos microrganismos, o que contribui também para a remoção de CBO/CQO e para o controlo da alcalinidade (S_{ALK}),

O crescimento anóxico ocorre na ausência de oxigénio tendo como aceitador de eletrões o ião NO_3^- . Este processo é designado por desnitrificação e dá origem a nova biomassa e azoto molecular (N_2) na forma gasosa.

O decaimento da biomassa é modelado em todas as condições ambientais, apresentando diversos mecanismos como respiração endógena, morte, predação e lise. No ASM1, é admitido o conceito pragmático de “*death-regeneration*” (Dold *et al.*, 1980; citado por Henze *et al.*, 1987), em que se assume que não ocorre utilização de recetor de eletrões durante o decaimento da biomassa, sendo a taxa de decaimento independente das condições ambientais.

Relativamente à amonificação do azoto orgânico solúvel, esta consiste na conversão de azoto orgânico solúvel (S_{ND}) em azoto amoniacal (S_{NH}).

Nos processos de hidrólise, o azoto orgânico é hidrolisado a azoto orgânico solúvel, assim como a matéria orgânica particulada (X_P), que dá origem a matéria orgânica solúvel (X_S), ficando disponível para o processo de crescimento dos microrganismos. A hidrólise da matéria orgânica ocorre apenas em condições aeróbias e anóxicas.

Modelo ASM2 e ASM 2_D

O modelo ASM2 foi publicado por Henze *et al.* (1995), sendo uma extensão do modelo ASM1, tendo sido incorporados processos relativos à remoção de fósforo. Neste modelo é considerada a estrutura interna celular, sendo introduzida a modelação de organismos acumuladores de fósforo (PAO) e também introduzidos dois processos para a precipitação química do fósforo. Os componentes orgânicos que no modelo ASM1 eram na sua totalidade baseados em termos de CQO, passam a ser quantificados também em termos de SST (X_{SST}), permitindo assim quantificar os polifosfatos, sendo estes uma fração orgânica que não contém nenhuma CQO, assim como a fração mineral particulada presente no afluente e a que se forma na precipitação do fósforo.

O modelo ASM2_D, publicado por Henze *et al.* (1999), surge com o objetivo de melhorar aspetos relativos aos organismos acumuladores de fósforo (PAO). O modelo difere apenas neste ponto comparativamente com o modelo ASM2. Assim, neste modelo é considerado que uma parte dos PAO acumulam fósforo no seu interior, enquanto uma outra parte realiza a desnitrificação através de produtos armazenados no seu interior (Mino *et al.*, 1995; Meinhold *et al.*, 1999; Kernn-Jespersen e Henze, 1993; citados por Henze *et al.*, 2000).

Modelo ASM3

O modelo ASM3 foi publicado em 1999 (Gujer *et al.*, 1999) tendo como objetivo colmatar as limitações observadas no modelo ASM1. De um modo geral, o modelo ASM3 integra uma descrição mais detalhada no que diz respeito aos processos celulares internos, destacando os processos de armazenamento de substratos orgânicos, assim como permite um melhor ajustamento dos processos de decaimento às condições ambientais.

Uma das principais diferenças é também o facto dos processos autotróficos e heterotróficos serem considerados independentes (figura 18), contrariamente ao que se verifica no modelo ASM1.

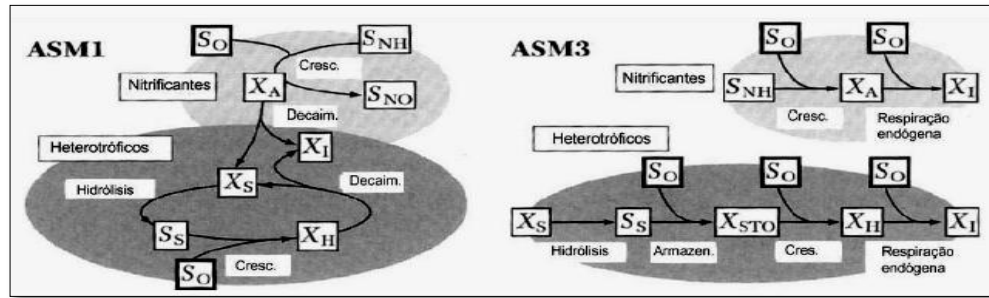


Figura 18 - Processos autotróficos e heterotróficos considerados no modelo ASM1 e ASM3 (adaptado de Henze *et al.*,2000)

Restrições dos modelos ASM

Os modelos ASM apresentam um conjunto de restrições que resultam de um conjunto de hipóteses admitidas na sua formulação.

Em relação ao modelo ASM1, o conjunto de hipóteses base sobre as quais o modelo assenta são (Henze *et al.*,2000):

- A temperatura é constante;
- O pH é considerado constante e aproximadamente neutro (6.5 a 7.8);
- As características das águas residuais e os coeficientes e parâmetros das expressões que traduzem as taxas dos processos são consideradas constantes ao longo do tempo;
- O modelo assume que os nutrientes inorgânicos não limitam o crescimento celular nem a remoção de substrato;
- O modelo considera que a biomassa heterotrófica é homogénea e mantém-se constante;
- A captura da matéria orgânica particulada pela biomassa é considerada instantânea.
- O modelo não é aplicável a águas residuais com elevadas contribuições industriais;
- Deve ser garantida uma idade das lamas adequada de forma a serem evitados problemas ao nível da sedimentação de lamas;
- Não inclui processos que descrevam o comportamento da biomassa em condições anaeróbias. Estas zonas, a existirem, devem ser reduzidas. Caso contrário, o modelo pode produzir resultados com erros significativos (Petersen *et. al.*, 2002).

No que respeita ao modelo ASM2, além dos pressupostos referidos para o modelo ASM1, acrescem ainda os seguintes (Henze *et al.*,2000):

- Os organismos heterotróficos e os PAO são homogéneos e não sofrem alterações com o tempo;
- Os produtos da fermentação (S_A) é o único substrato que pode ser absorvido pelos PAO;
- Em condições aeróbias, o crescimento de PAO está associado ao consumo de X_{PHA} não havendo consumo de S_A por parte destes organismos (sendo que na realidade muitas vezes existe competição por S_A por ambos os microrganismos, pelo que o modelo ASM2 não deve ser aplicado a situações de afluência considerável em termos de S_A no reator aeróbio).
- Os PAO assumem-se no modelo como não desnitrificantes (na realidade estes organismos podem desnitrificar, usando nitrato em vez de polifosfatos, traduzindo-se numa menor remoção de fósforo; para o modelo ASM2, estes processos são incorporados nos organismos heterotróficos desnitrificantes);
- Não é incluída no modelo a fração de biomassa heterotrófica que armazena P_{HA} sem libertar fósforo.
- O modelo não tem em conta as limitações relacionadas com os catiões potássio e magnésio, que tem influência na eficiência de acumulação de polifosfatos;
- Não é considerado pelo modelo a inibição da remoção biológica de fósforo por parte do nitrato e do monóxido de azoto;
- A temperatura deve situar-se entre 10 a 25°C e o pH deve ser aproximadamente neutro;
- Em termos práticos, o modelo ASM2 só é aplicável a águas residuais domésticas, pelo que não deve ser aplicado a águas residuais com elevadas contribuições industriais.

O modelo ASM2_D apresenta as mesmas restrições aplicadas ao modelo ASM2, possuindo ainda uma outra restrição relacionada com o crescimento dos PAO. O modelo admite que estes podem crescer aeróbias e anóxicas, embora nestas condições a taxa máxima de armazenamento de X_{PP} e X_{PHA} ocorra a taxas reduzidas. Além disso, admite também que o crescimento só se verifica à custa da matéria orgânica armazenada no interior das suas células (X_{PHA}).

Relativamente a restrições do modelo ASM3, este apresenta as mesmas que o modelo ASM1 (anteriormente enunciadas), juntando-se a essas as que a seguir se enunciam:

- O pH deve ser constante e aproximadamente neutro (6.5-7.5);
- A alcalinidade deve ser principalmente constituída por HCO_3 (bicarbonato);
- O modelo não consegue “lidar” o aumento da concentração de nitritos;
- Os parâmetros utilizados pelo modelo devem ser especificados pelo utilizador após a caracterização das águas residuais afluentes ao sistema (Petersen *et al.*, 2002).

Modelos de biomassa fixa

Nos sistemas de tratamento de biomassa fixa, como por exemplo, leitos percoladores, biofiltros e discos biológicos, o tratamento biológico ocorre ao nível do biofilme (como descrito em 3.3.1).

Nos processos de tratamento por biomassa fixa ocorrem as mesmas reações verificadas nos processos de biomassa suspensa. A juntar a este conjunto de reações comum, tem de ter-se também em conta a transferência de massa por difusão, que possibilita a chegada dos nutrientes aos microrganismos que formam o biofilme, bem como a remoção de produtos formados no seu interior. Assim, a principal diferença entre os modelos de biomassa fixa e os modelos de biomassa suspensa está na inclusão de processos de difusão ocorridos no biofilme. Estes processos estão também incluídos nos modelos de biomassa suspensa, mais concretamente nos processos de difusão de oxigénio e substrato nos flocos de lamas ativadas, mas estes são desprezados pois neste tratamento as condições limitantes estão associadas às reações biológicas (Ferreira, 2011).

Da mesma forma que os modelos ASM da IWA, os modelos matemáticos que descrevem os processos de tratamento por biomassa fixa, assentam também na forma matricial de Petersen. No entanto, estes processos têm de ser descritos em função do espaço e do tempo, pelo facto das reações de conversão ocorrerem simultaneamente em diferentes locais e as reações de conversão ocorrerem em diferentes profundidades no

seio do biofilme. No que respeita à quantificação e predição dos processos de fixação e desprendimento, existem apenas algumas formulações empíricas ou semi-empíricas.

Os modelos de biomassa fixa simulam a remoção de carbono e do azoto e a desnitrificação, sendo que em alguns casos incluem ainda a remoção biológica de fósforo. Os processos são modelados de forma a serem incluídos no biofilme as diferentes condições ambientais (aeróbias, anaeróbias e anóxicas) no interior do biofilme. De uma forma geral, os modelos de biomassa fixa consideram o reator dividido em n seções horizontais. Em cada uma destas seções podem ser modeladas as concentrações de substrato, assim como as concentrações de produtos no interior do biofilme, sendo admitido que este é constituído por uma série de camadas de espessura fina e paralelas ao meio de enchimento (Dochain e Vanrolleghen, 2001). Normalmente os modelos consideram uma camada para a interface líquida superficial do biofilme e cinco para o próprio biofilme. Os modelos de biomassa fixa consideram que a transferência de variáveis solúveis pelas camadas do biofilme se processa apenas por difusão e as variáveis particuladas são assimiladas por processos de crescimento. O desprendimento do biofilme inicia-se quando este atinge a espessura total. Assim, os coeficientes de desprendimento e adesão determinam as transferências entre o biofilme e a interface líquida (Dochain e Vanrolleghen, 2001). O fenómeno de dispersão dos modelos dinâmicos de biomassa fixa obedecem à Lei de Fick, que diz que o fluxo perpendicular das partículas por seção de espessura z é dado por:

$$j = -D \partial C / \partial Z \quad \text{Eq.11}$$

Desprezando a dispersão radial e considerando um reator tubular, os modelos podem ser descritos pela equação seguinte:

$$\frac{\partial X_{fl}}{\partial t} = -U \frac{\partial X_{ft}}{\partial Z} + D_{ma} \frac{\partial^2 X_{ft}}{\partial Z^2} + \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon} \cdot r(X_{fl}, X_{fix}) \quad \text{Eq.12}$$

Onde,

X_{fl} - concentração de substrato e produtos que se escoam através do reator (mg/L);

X_{fix} - concentração de microrganismos fixos ao meio de enchimento (mg/L);

ε - fração do reator não ocupada pelo meio de enchimento (quociente entre a área não ocupada pelo meio de enchimento e a área total) (-);

U - velocidade do escoamento (quociente entre o caudal afluyente e a área não ocupada pelo meio de enchimento) (m/s);

t - tempo (s);

z - espessura da camada do biofilme (m);

D_{ma} - coeficiente de dispersão axial (m²/s);

r - taxa de reação (mg/L/s).

As condições de fronteira mais utilizadas nestes modelos são as de Danckwerts (1953) (citado por Dochain e Vanrolleghen, 2001).

O modelo de Wanner e Reichert (1996) (citado por Rauch et al., 2002), baseia-se também em equações diferenciais parciais, que permitem simular a remoção de carbono e azoto (através da nitrificação e desnitrificação).

A principal limitação destes modelos está relacionada com o facto de não descreverem o crescimento do biofilme por camadas, conduzindo algumas vezes, a previsões pouco precisas.

Dada a natureza de funcionamento dos processos de tratamento por biofiltros, pode afirmar-se que estes diferem dos restantes por possuírem uma combinação entre o tratamento biológico e a separação de sólidos, integrando um processo de controlo da biomassa em excesso (“*backwash*”). Assim, pode dizer-se que estes modelos possuem uma combinação entre os modelos de biomassa fixa e os modelos de filtração (Ferreira, 2011).

4.3 Modelação de processos físicos (modelos de decantação)

Os modelos de decantação classificam-se de acordo com a sua resolução espacial em modelos de 0 a 3 dimensões (0D a 3D) (Ekama *et al.*, 1997). Os modelos 0D separam o efluente em duas frações, sendo uma rica em sólidos e a outra praticamente isenta de sólidos. Este tipo de modelos não apresenta volume, pelo que não considera a acumulação de sólidos no decantador. Estes modelos de decantação são os mais simples. Contrariamente, os modelos 3D requerem a aplicação de simulações dinâmicas de fluidos.

No campo da modelação da decantação, os modelos mais utilizados são os modelos 1D. Estes descrevem de forma razoável os processos de separação e de acumulação de massa no decantador. Geralmente são consideradas 10 camadas, sendo a abordagem e funcionamento do modelo semelhante aos reatores em série. Estes modelos baseiam-se na equação da continuidade, em balanços de massa, na teoria do fluxo de sólidos, integrando uma função que descreve a velocidade de sedimentação e a sua dependência face a concentração local, e o índice volumétrico de lamas, sendo este um indicador da capacidade de sedimentação das lamas.

Abordagem multicamadas

Os modelos de decantação, à exceção dos modelos 0D, baseiam-se numa abordagem multi-camadas. O modelo considera um número de camadas, normalmente entre 10 e 100, consoante a precisão pretendida, por exemplo, no que respeita à altura do manto de lamas (Ferreira, 2011). Devem ser consideradas cinco tipos de camadas distintas, consoante a sua posição relativamente à camada de entrada do efluente:

- Camada de topo;
- Camadas situadas acima da camada de entrada (camadas i);
- Camada de entrada (camada m);
- Camadas situadas abaixo da camada de entrada (camadas j);
- Camada de fundo.

Teoria do fluxo

A teoria do fluxo permite a definição da velocidade de sedimentação baseada na concentração de biomassa, considerando que os sólidos que afluem ao decantador secundário estão sujeitos a um fluxo gravitacional de sedimentação (j_s) e a um fluxo de água (j_B), que pode ser ascendente ou descendente, caso seja na saída do efluente decantado ou na saída de efluente pela purga de lamas, respetivamente. Assim, o fluxo total (j_T) é dado pela seguinte equação:

$$j_T = j_s + j_B = VS \cdot X + V \cdot X \quad \text{Eq.13}$$

Sendo,

VS - velocidade de sedimentação (m/s);

V - velocidade de recirculação da biomassa devido ao fluxo de água (m/s);

X - concentração das lamas (mg/l).

Modelos de velocidade de sedimentação

Na literatura são referidos vários modelos aplicados à velocidade de sedimentação (Dochain e Vanrolleghem, 2001). De entre vários modelos, os que mais se destacam, sendo também os mais utilizados são o modelo exponencial de Vesilind (1968), o modelo de Takács (1961) (conhecido também por modelo duplo exponencial) e o modelo de Cho (1993). As equações seguintes representam os modelos referidos, pela mesma ordem.

$$V_S = V_0 \cdot e^{-a \cdot X} \quad \text{Eq.14}$$

$$V_S = V_0 (e^{-rh \cdot (X - X_{min})} - e^{-rp \cdot (X - X_{min})}) \quad \text{Eq.15}$$

$$V_S = V_0 \cdot e^{-a \cdot X} / X \quad \text{Eq.16}$$

Sendo:

V_s - velocidade de sedimentação (m/d);

v_0 - velocidade máxima de sedimentação de Vesilind (m/d);

a - parâmetro de sedimentação (m³/g);

rh - parâmetro de sedimentação por compressão (m³/g);

rp - parâmetro de sedimentação floculenta (m³/g);

X - concentração de sólidos (g/ m³);

X_{min} - concentração mínima de sólidos (corresponde à fração não sedimentável de

SST presentes no afluente, dada por $X_{min} = f_{ns} \cdot X_{afl}$) (g/ m³).

4.4 Ferramentas de modelação disponíveis

Atualmente, existem no mercado várias ferramentas de modelação disponíveis aplicadas ao tratamento de águas residuais. As mais frequentemente utilizadas são: AQUASIM, ASIM, EFOR, GPS-X, SIMBA, STOAT, WEST e BioWin.

STOAT

O STOAT (“Sewage Treatment Operation and Analysis over Time”) foi desenvolvido pela *Water Research Center (WRc)* e pelo *Imperial College*, do Reino Unido, em 1994. Pode ser usado no dimensionamento e exploração de ETAR para otimização de eficiências, redução de custos e treino de operadores. O programa permite implementar estratégias de controlo (como controladores do tipo PID) e integra rotinas destinadas à análise de sensibilidade, calibração e otimização.

O STOAT permite também a simulação integrada de bacias de drenagem urbana, através dos modelos incluídos no mesmo, que permitem a simulação simplificada de coletores (SIMPOL), permitindo também a sua ligação a programas de qualidade da água de coletores e rios, transferindo dados para estes programas. No programa, são consideradas as recirculações internas e a receção de efluentes de fossas sépticas. Além disso, integra modelos que simulam os processos que ocorrem nos seguintes órgãos:

- Bacias de armazenamento
- Tanques de equalização
- Decantadores
- Reatores de lamas ativadas (reatores sequenciais, valas de oxidação, reatores de remoção de azoto e fósforo, e sistemas de elevada profundidade (“deep shaft”))
- Leitos percoladores
- Leitos fluidizados
- Biofiltros
- Desinfecção
- Decantação assistida
- Remoção química de fósforo
- Flotação por ar dissolvido
- Digestão anaeróbia termofílica e mesofílica
- Incineração de lamas
- Secagem direta e indireta de lamas
- Desidratação de lamas

Através da ferramenta STOAT é possível modelar poluentes como CBO, CQO, SST, amónia, nitrato e oxigénio dissolvido (DO). As simulações podem ser efetuadas

com base na CBO ou na CQO. Para o tratamento biológico por lamas ativadas, o STOAT inclui os modelos ASM (baseados na CQO) e modelos ASAL (baseados na CBO). No que respeita aos decantadores secundários, o modelo integrado é o de Takács (1991). É ainda possível simular a remoção biológica de fósforo. Para tal, o programa requer a determinação do fósforo solúvel e dos ácidos orgânicos voláteis.

5 Metodologia

5.1 Breve descrição metodológica

O presente trabalho teve como objetivo o estudo da ETAR de Celorico de Basto. Para tal foi feita uma caracterização da água residual afluyente a esta estação de tratamento, nomeadamente dos caudais afluentes, assim como uma caracterização qualitativa e quantitativa em termos de CBO, SST e azoto total das águas residuais a tratar. Foram feitas visitas regulares à ETAR em questão, com o objetivo de compreender o seu funcionamento e detetar eventuais problemas com a mesma.

Depois de recolhida toda a informação necessária, a fase seguinte consistiu na construção de um modelo matemático em STOAT capaz de representar o comportamento sistema em estudo.

Adicionalmente, foi definida uma estratégia para otimização da estação de tratamento. Esta está direcionada para a inclusão na linha de tratamento de um processo dedicado à remoção de azoto, pelo facto de esta não apresentar nenhum tratamento orientado para a remoção de nutrientes e dadas as concentrações de azoto no efluente final. Para a caracterização qualitativa e quantitativa do afluente (em termos de CBO₅, SST e azoto), e, posteriormente, para a construção do modelo, foram utilizados dados das análises efetuadas entre Janeiro de 2013 e Julho de 2014.

O modelo que adiante se apresenta tem como objetivo representar de forma idêntica a ETAR em estudo. Relativamente à etapa de filtração, esta não será representada, tanto por não ser objetivo do presente trabalho simular processos de filtração, e acima de tudo, porque atualmente esta etapa final de tratamento se encontra desativada. Também a etapa de tratamento da fase sólida, não será abordada de forma relevante, de igual forma por não ser objetivo do trabalho. No entanto será incluída no modelo, com o objetivo de se obter alguma representatividade da recirculação das escorrências provenientes dos leitos de secagem de lamas e de eventuais sobrenadantes dos digestores anaeróbios, de forma a aproximar o modelo o máximo possível ao sistema real.

5.2 ETAR de Celorico de Basto

A ETAR de Celorico de Basto foi construída em 2003 e tem capacidade para tratar 987 m³/dia. Segundo os dados base do projeto esta servirá uma população de 4370 habitantes no ano horizonte de projeto (2025). No que respeita ao tratamento esta possui tratamento preliminar, tratamento primário, tratamento secundário por leitos percoladores acoplados a decantadores secundários. A fase líquida de tratamento está dividida em duas linhas paralelas de tratamento. Para o tratamento da fase sólida, possui dois digestores anaeróbios onde são recolhidas as lamas provenientes dos decantadores primários e dos decantadores secundários. Depois de processada a estabilização das lamas por digestão anaeróbia, estas são depositadas em tanques de desidratação, sendo posteriormente encaminhadas para valorização e/ou utilização na agricultura (Águas do Noroeste, s/d).

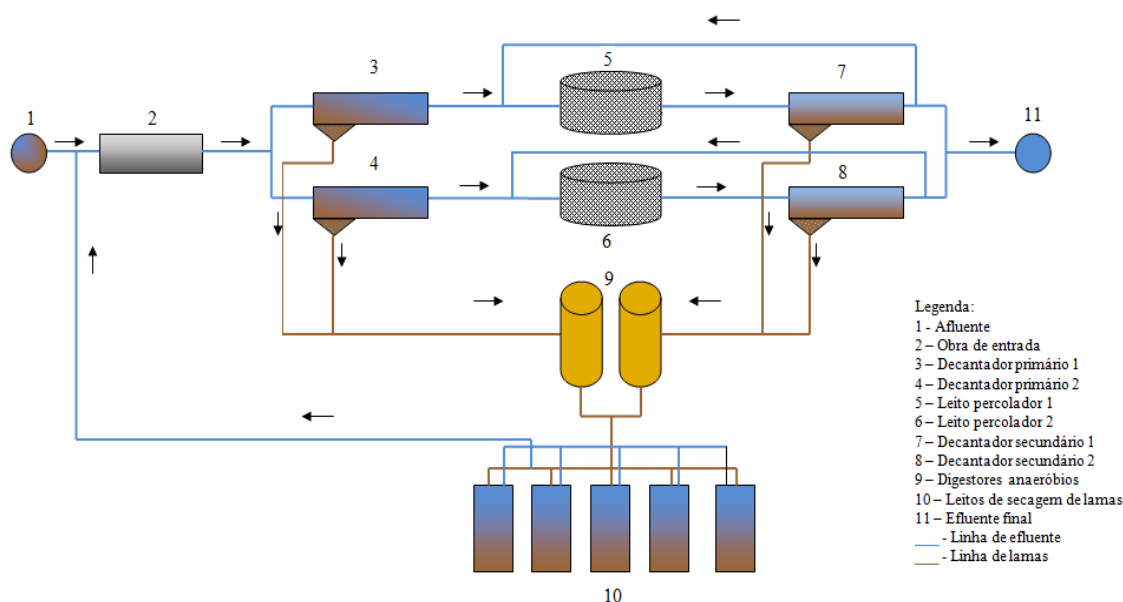


Figura 19 - Diagrama linear da ETAR de Celorico de Basto

- **Obra de entrada**

A obra de entrada (Fig. 21) é constituída por dois canais paralelos de idênticas dimensões, sendo o principal equipado com um parafuso transportador sem veio para remoção de sólidos suspensos e o outro, secundário, equipado com uma grelha de limpeza manual.

Atualmente, o canal com a grelha de limpeza manual é utilizado para fazer a receção das descargas das fossas sépticas destinadas a serem tratadas na ETAR.



Figura 20 - Obra de entrada - ETAR de Celorico de Basto

Seguidamente, existe um pequeno compartimento de estabilização onde são reunidas as águas. Aqui voltam novamente a separar-se em dois canais paralelos com cerca de oito metros, ocorrendo retenção de areias.



Figura 21 - Compartimento de estabilização e linhas de separação de caudais - obra de entrada - ETAR de Celorico de Basto

O compartimento de estabilização permite também a possibilidade de fazer um “*bypass*” ao tratamento, interrompendo a ligação aos decantadores secundários e conduzindo o efluente ao descarregador.

- **Decantadores primários**

A ETAR possui dois decantadores primários de igual configuração e dimensão (Fig. 22). Apresentam forma cilíndrica, com 7 m de diâmetro útil e 3,15 m de altura acoplado

a uma parte inferior troncocónica invertida com um diâmetro inferior de 2,3 m e 0,4 m de altura. Por sua vez tem na parte inferior uma zona também troncocónica invertida com um diâmetro inferior de 1,05 m e 1,0 m de altura.

Ambos possuem raspadores de fundo, para remoção de lamas, e raspadores de superfície, para remoção de sobrenadante. Na base tanque encontra-se instalada uma conduta, pela qual são extraídas as lamas primárias, sendo encaminhadas para o digestor.



Figura 22 - Decantadores primários - ETAR de Celorico de Basto

- **Caixa sifonada**

A caixa sifonada recebe o efluente proveniente dos decantadores primários. Possui as dimensões de 1,2 x 1,2 x 4,5 m (5,2 m³ de volume útil). Esta conduz o efluente aos leitos percoladores e permite, em caso de necessidade, fazer um “by-pass” aos mesmos.

- **Leitos percoladores**

Os dois leitos percoladores existentes são idênticos são de forma cilíndrica com 15m de diâmetro. O leito biológico possui 2m de altura e é formado por discos plásticos. O fundo do tanque apresenta uma inclinação de 1 % para permitir a receção do efluente. O arejamento ao longo da profundidade do decantador é garantido graças à existência de tubos que permitem que o ar circule para as zonas não superficiais. A distribuição do efluente é feita através de 4 braços rotativos com múltiplos espalhadores.



Figura 23 - Leitões percoladores - vista geral e pormenor - ETAR de Celorico de Basto

- **Caixa de distribuição**

A caixa de distribuição, exibida na figura 25, recebe o efluente proveniente dos leitões percoladores. Recebe também o efluente dos decantadores secundários, em compartimento separado, recirculando-o para a caixa sifonada ou enviando-o para o meio recetor. O compartimento que recebe o efluente decantado está equipado com duas bombas submersíveis para processar a recirculação e com um caudalímetro para a quantificação do caudal recirculado.

- **Decantadores secundários**

Os decantadores secundários possuem uma configuração cilíndrica com um diâmetro útil de 10 m e 2,0 m de profundidade, acoplado a uma parte inferior troncocónica invertida inclinada a 10° com diâmetro de base de 1,7 m, que por sua vez tem na parte inferior uma zona também troncocónica invertida, com 1,0 m de altura com um diâmetro de base de 0,95 m. Para a recolha das lamas, estão equipados com um raspador de fundo.



Figura 24 - Decantadores secundários e caixa de distribuição - ETAR de Celorico de Basto

- **Digestor anaeróbio de lamas**

Os digestores anaeróbios recebem as lamas provenientes dos decantadores primários e secundários. Possuem configuração idêntica, sendo cada um constituído por um tanque de forma cilíndrica, com 8 m de diâmetro e 8,05 m de altura. Os fundos têm uma inclinação de 2 %. Estão ligados a uma caixa coletora central que recebe as lamas digeridas, conduzindo-as aos leitos de secagem.

Cada digestor possui uma descarga de superfície e três purgas de sobrenadantes, ambas ligadas ao circuito de escorrências.



Figura 25 - Digestores anaeróbios de lamas - ETAR de Celorico de Basto

- **Poço de bombagem de lamas**

Este poço recebe as lamas dos decantadores primários e secundários, conduzindo-as aos digestores, por auxílio de duas bombas submersíveis.



Figura 26 - Poço de bombagem de lamas - ETAR de Celorico de Basto

- **Leitos de secagem de lamas**

Os leitos de secagem são constituídos por cinco unidades idênticas de 6 x 7, numa área total de 210 m². As escorrências líquidas das lamas e os sobrenadantes do digestor são recolhidas e conduzidas para a obra de entrada.



Figura 27 - Leitos de secagem de lamas - ETAR de Celorico de Basto

- **Filtração**

As águas provenientes da caixa de distribuição são armazenadas num poço de efluente tratado. Caso seja necessário procede-se à filtração, fazendo passar a água por um filtro tipo AMIAD para retenção de sólidos.



Figura 28 - Sistema de filtração - AMIAD - ETAR de Celorico de Basto

5.3 Construção do modelo da ETAR de Celorico de Basto

O modelo da ETAR de Celorico de Basto, construído em STOAT, é apresentado na figura seguinte.

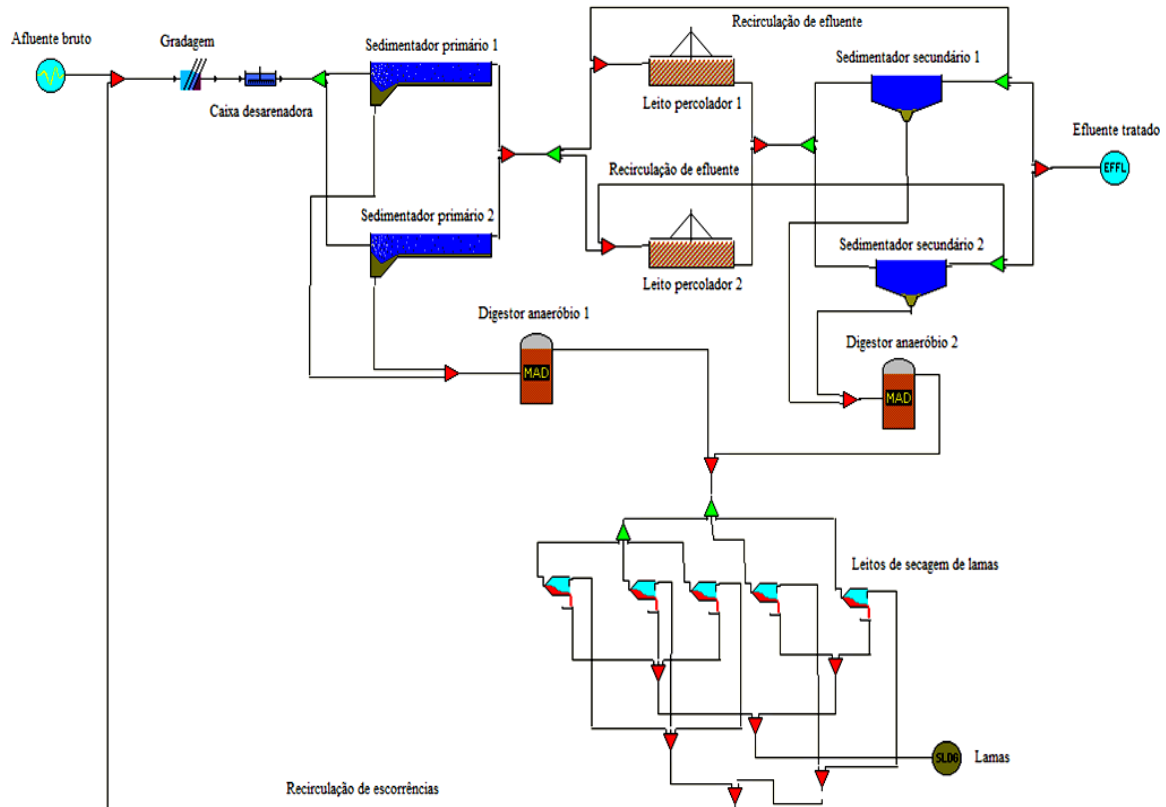


Figura 29 - Modelo da ETAR de Celorico de Basto (ambiente STOAT)

O modelo construído integra as etapas de gradagem, desarenação, decantação primária, tratamento secundário (leitos percoladores e decantadores secundários). Integra ainda dois digestores anaeróbios e tanques de desidratação de lamas existentes no sistema real. As etapas de gradagem e desarenação foram consideradas desprezáveis no presente modelo por se considerar a inexistência de sólidos grosseiros afluentes à ETAR. Assim, o modelo construído foca-se nas etapas ocorridas na decantação primária, tratamento biológico e decantação secundária.

- **Decantadores primários**

O modelo usado para os decantadores primários é baseado na carência bioquímica de oxigênio (CBO) e foi criado por Lessard e Beck (1998).

Para o modelo do decantador primário é necessário determinar a fração sedimentável e particulada de CBO_5 . O mesmo é necessário para as frações de sólidos suspensos voláteis e não voláteis. No que respeita ao azoto, é também necessária a quantificação da fração particulada de azoto orgânico. Convém referir que para a situação em estudo apenas é necessário definir os parâmetros relacionados com CBO, SST e azoto.

A parametrização necessária para o funcionamento do modelo é a apresentada na tabela 9.

Tabela 8 – Quantificação dos parâmetros utilizados no modelo *BOD-based* – decantadores primários

| Parâmetro | Unidades | Valor utilizado |
|---|----------|-----------------|
| Modelo | - | CBO_5 |
| Volume | m^3 | 130.62 |
| Área superficial | m^2 | 30.48 |
| Percentagem de sólidos | % | 5 |
| Número de estágios | - | 2 |
| Fração sedimentável de CBO particulada | - | 0.6 |
| Fração sedimentável de sólidos voláteis | - | 0.75 |
| Fração sedimentável de sólidos não voláteis | - | 0.75 |
| Fração sedimentável de azoto orgânico particulado | - | 0.75 |
| Coeficiente de sedimentação "K" | - | 7.2 |
| Coeficiente de sedimentação "h" | - | 1.3 |
| Parâmetro "score" | - | 0 |

Para os restantes parâmetros foram mantidos os valores “*default*” previamente inseridos no modelo por especialistas da WRc (ver parâmetros em anexo).

As equações seguintes descrevem o comportamento das partículas nos decantadores primários.

- Componentes solúveis não sedimentáveis

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q}{V} (S_i - S) \quad \text{Eq.17}$$

- Componentes particulados sedimentáveis

$$\frac{dX}{dt} = \frac{Q}{V} (X_i - X) - V_s(1 - \lambda) \frac{A}{V} X \quad \text{Eq.18}$$

S_i e X_i correspondem aos correspondem aos componentes solúveis e particulados em cada estágio do tanque de decantação. A e V correspondem à área e volume do tanque, respetivamente. O parâmetro λ (“Score”) funciona como um parâmetro de calibração, permitindo ajustar os valores de sedimentação obtidos através do modelo com os valores reais. Normalmente este valor é considerado zero (0).

A velocidade de sedimentação (V_s) nos decantadores primários é modelada pela seguinte equação,

$$V_s = K \cdot C^h \quad \text{Eq.19}$$

Onde K e h são constantes empíricas e C corresponde à concentração total de sólidos sedimentáveis.

- **Leitos percoladores**

O modelo utilizado para a simulação dos leitos percoladores denomina-se “*BOD semi-dynamic*”. Este modelo considera o biofilme totalmente desenvolvido. Outra das facilidades deste modelo é permitir que as condições iniciais para cada um dos componentes do leito percolador possam ser iniciadas com o valor zero (0). Estas serão automaticamente calculadas pelo modelo, com base nas características do afluente (afetando apenas as primeiras horas de simulação até se atingir os valores de equilíbrio). Este modelo é especialmente útil em situações onde a informação detalhada é escassa, como é o caso.

Para a parametrização do modelo, foram utilizados os parâmetros apresentados na tabela seguinte.

Tabela 9 - Quantificação dos parâmetros utilizados no modelo *BOD semi-dynamic* – leitos percoladores

| Parâmetro | Unidades | Valor utilizado |
|--|--------------------------------|------------------|
| Modelo | - | BOD semi-dynamic |
| Área superficial | m ² | 176.71 |
| Profundidade | m | 2 |
| Número de estágios | - | 5 |
| Dimensão característica do meio de suporte | m | 0.15 |
| Área superficial específica do meio de suporte | m ² /m ³ | 300 |
| Área superficial efetiva do meio de suporte | m ² /m ³ | 300 |

Os restantes parâmetros foram mantidos nos valores “*default*”. Todos os parâmetros são apresentados em anexo.

As equações utilizadas no modelo são as seguintes (ver parâmetros e simbologia em anexo)

- Sólidos voláteis no filme líquido do biofilme (interface sólido-líquido)

$$\frac{\partial X_V}{\partial t} = \frac{Q}{A \cdot a \cdot \Delta Z} \cdot \frac{X_{V,i} - X_V}{d_f + T_f} - \frac{K}{d_f + T_f} X_V^{*2} \quad \text{Eq.20}$$

- Sólidos voláteis adsorvidos no biofilme

$$X_V^* = T_f \cdot X_V \quad \text{Eq.21}$$

- CBO solúvel no filme líquido

$$\frac{\partial S_S}{\partial t} = \frac{Q(S_{Si} - S_S)}{A \cdot a \cdot \Delta Z \cdot d_f} + \frac{K \cdot Y_{S,X}}{d_f} X_V^{*2} + \frac{D_B}{d_f} \frac{\partial S_{S,f}}{\partial y} \Big|_y = 0 \quad \text{Eq.22}$$

- Amónia

$$\frac{\partial S_{NH_3}}{\partial t} = \frac{Q(S_{NH_3,i} - S_{NH_3})}{A \cdot a \cdot \Delta Z \cdot d_f} + \frac{D_{NH_3}}{d_f} \frac{\partial S_{NH_3,f}}{\partial y} \Big|_y = 0 \quad \text{Eq.23}$$

- Nitrato

$$\frac{\partial S_{NO_3}}{\partial t} = \frac{Q(S_{NO_3,i} - S_{NO_3})}{A \cdot a \cdot \Delta Z \cdot d_f} + \frac{D_{NO_3}}{d_f} \frac{\partial S_{NO_3,f}}{\partial y} \Big|_y = 0 \quad \text{Eq.24}$$

- Oxigênio dissolvido

$$\frac{\partial S_O}{\partial t} = \frac{Q(S_{O,i} - S_O)}{A \cdot a \cdot \Delta Z \cdot d_f} + \frac{K_L}{d_f} \cdot (S_O^* - S_O) + \frac{D_O}{d_f} \frac{\partial S_{O,f}}{\partial y} \Big|_y = 0 \quad \text{Eq.25}$$

S_O^* corresponde à concentração de equilíbrio de oxigênio dissolvido.

O coeficiente de transferência de massa é calculado através da equação:

$$K_L = 0.0051 \cdot (Q \cdot g/A)^{0.33} Re^{0.66} Sc^{-0.5} Mc^{0.4} \quad \text{Eq.26}$$

No interior do biofilme é produzida nova biomassa (crescimento). A mesma quantidade de biomassa é libertada para o efluente (decaimento). Este processo de equilíbrio é representado da seguinte forma (*):

$$\frac{\partial X_X}{\partial t} = \frac{Q(X_{X,i}-X_X)}{A \cdot a \cdot \Delta Z \cdot d_a} - V_H \cdot Y_{H,B} \frac{D_S}{df} \frac{\partial S_{S,f}}{\partial y} \Big|_y = 0 - V_A \cdot Y_{A,N} \frac{D_{NH_3}}{df} \frac{\partial S_{NH_3,f}}{\partial y} \Big|_y = 0 \quad \text{Eq.27}$$

(*) Convém frisar que no modelo adotado o biofilme encontra-se totalmente desenvolvido, ou seja, parte já deste estado de equilíbrio.

- Sólidos não voláteis

$$\frac{\partial X_{NV}}{\partial t} = \frac{Q(X_{NV,i}-X_{NV})}{A \cdot a \cdot \Delta Z \cdot d_f} \quad \text{Eq.28}$$

- CBO no interior do biofilme

$$D_S \frac{\partial^2 S_{S,f}}{\partial y^2} = \frac{X_H}{Y_{H,S}} \cdot \mu_H \cdot \frac{S_{S,f}}{K_S + S_{S,f}} \cdot \frac{S_{O,f}}{K_{O,S} + S_O} \quad \text{Eq.29}$$

- Amónia no interior do biofilme

$$D_{NH_3} \frac{\partial^2 S_{NH_3,f}}{\partial y^2} = \frac{X_A}{Y_{H,N}} \cdot \mu_A \cdot \frac{S_{NH_3,f}}{K_{NH_3} + S_{NH_3,f}} \cdot \frac{S_O}{K_{O,N} + S_O} \quad \text{Eq.30}$$

- Nitrato no interior do biofilme

$$D_{NO_3} \frac{\partial^2 S_{NO_3,f}}{\partial y} = -Y_{NO_3,NH_3} \cdot D_{NH_3} \cdot \frac{\partial^2 S_{NH_3}}{\partial y^2} \quad \text{Eq.31}$$

- Oxigênio dissolvido no interior do biofilme

$$D_{O_2} \frac{\partial^2 S_{O,f}}{\partial y^2} = \alpha_{O,S} \cdot D_S \frac{\partial^2 S_{S,f}}{\partial y^2} + \alpha_{O,N} \cdot D_N \cdot \frac{\partial^2 S_{NH_3,f}}{\partial y^2} \quad \text{Eq.32}$$

As taxas de crescimento variam com a temperatura, de acordo com a seguinte equação:

$$\mu = \mu_{max} \cdot e^{b \cdot (T - T_{ref})} \quad \text{Eq.33}$$

Onde μ_{max} é a taxa máxima de crescimento à temperatura de referência (T_{ref}). O parâmetro b na equação corresponde ao coeficiente da temperatura.

As condições de fronteira para as equações do biofilme são as apresentadas a seguir. À superfície do biofilme, as concentrações são as mesmas que as verificadas na água residual:

$$S_{S,f}|y = 0 = S_S \quad \text{Eq.34}$$

$$S_{NH3,f}|y = 0 = S_{NH3} \quad \text{Eq.35}$$

$$S_{NO3,f}|y = 0 = S_{NO3} \quad \text{Eq.36}$$

$$S_{O,f}|y = 0 = S_O \quad \text{Eq.37}$$

Se existir CBO suficiente para remover o oxigénio presente ao longo da profundidade do biofilme, ou seja, se a concentração de CBO for superior a zero, as equações de fronteira são as seguintes:

$$S_{O,f}|y = \infty = 0 \quad \text{Eq.38}$$

$$\frac{\partial S_{S,f}}{\partial y}|y = \infty = 0 \quad \text{Eq.39}$$

$$\frac{\partial S_{NH3,f}}{\partial y}|y = \infty = 0 \quad \text{Eq.40}$$

$$\frac{\partial S_{NO3,f}}{\partial y}|y = \infty = 0 \quad \text{Eq.41}$$

Pelo contrário, se a CBO e a amónia são removidas na totalidade no interior do biofilme, as equações usadas passam a ser as seguintes:

$$S_{S,f}|y = \infty = 0 \quad \text{Eq.42}$$

$$S_{NH3,f}|y = \infty = 0 \quad \text{Eq.43}$$

$$\frac{\partial S_{NO3,f}}{\partial y}|y = \infty = 0 \quad \text{Eq.44}$$

$$\frac{\partial S_{O,f}}{\partial y}|y = \infty = 0 \quad \text{Eq.45}$$

- **Decantadores secundários (Humus tank)**

Para representar a decantação secundária simples, sem recirculação de lamas, o STOAT incorpora o presente modelo. O “*Humus tank model I*” é um modelo desenvolvido para uso exclusivo em tratamento onde não existe recirculação de lamas secundárias, sendo estas extraídas na sua totalidade em duas frações: a fração que sedimenta e é retirada do sistema pela purga de lamas e a fração que não sedimenta e deixa o sistema juntamente com o efluente final. É um modelo simples que opera em estado estacionário, dada a baixa disponibilidade de dados existentes relativamente ao

funcionamento destes tanques. A base de funcionamento do modelo consiste em calcular a remoção de sólidos sedimentáveis, que se descreve pela equação seguinte:

$$\text{Removal fraction} = \exp\left(-3 \frac{V_{95}}{V}\right) \quad \text{Eq.46}$$

V_{95} corresponde à velocidade de fluxo ascendente à qual 95% dos sólidos sedimentam. V corresponde à velocidade real do sistema. V_{95} é facilmente calculado por comparação dos valores obtidos no modelo e os valores reais. A fração sedimentável corresponde aos sólidos não voláteis e à biomassa que entra no decantador secundário. Os sólidos voláteis de origem não orgânica são considerados não sedimentáveis.

A equação geral segundo a qual o modelo simula a remoção de sólidos é dada pela equação:

$$X_e = X_{NS} + X_S \exp\left(-3 \frac{V_{95}}{V}\right) \quad \text{Eq.47}$$

X_e corresponde à concentração de sólidos no efluente; X_S corresponde à concentração de sólidos sedimentáveis no afluente e X_{NS} corresponde à concentração de sólidos não sedimentáveis no afluente.

Na construção do modelo, foram admitidos alguns pressupostos no que respeita à constituição das águas residuais afluentes à ETAR. Tal deveu-se ao facto de não existir informação detalhada relativamente à composição das mesmas.

A informação disponível relativa às análises realizadas devolve os teores de CBO_5 , SST, Azoto Fósforo (este não é abordado no presente trabalho) e pH. Para o funcionamento do modelo, este requer a subdivisão de CBO_5 , SST e Azoto nas seguintes frações:

- **CBO₅**
 - CBO₅ solúvel
 - CBO₅ particulada
- **SST**
 - Sólidos suspensos voláteis

- Sólidos suspensos não voláteis
- **Amónia**
 - Nitratos
 - Azoto orgânico solúvel
 - Azoto orgânico particulado

Os valores assumidos para estas frações foram os apresentados na tabela seguinte.

Tabela 10 - Frações de CBO₅ solúvel, CBO₅ particulada, SS voláteis e não voláteis, nitrato, nitrito, amónia, azoto orgânico volátil e não volátil adotadas no modelo *Humus tank*

| CBO₅ | | | | |
|------------------------|----------|--------|--------------------|------------------------|
| CBO solúvel | | | CBO particulada | |
| 1/2 | | | 1/2 | |
| SST | | | | |
| SS voláteis | | | SS não voláteis | |
| 4/5 | | | 1/5 | |
| Azoto | | | | |
| Nitratos | Nitritos | Amónia | N orgânico | |
| 0 | 0 | 2/3 | 1/3 | |
| | | | N orgânico solúvel | N orgânico particulado |
| | | | 1/2 | 1/2 |

6. Resultados e discussão

6.1 Análise do desempenho da ETAR de Celorico de Basto

Com vista à descrição do desempenho da ETAR de Celorico de Basto, foram analisadas as características da água residual à entrada e à saída da mesma em termos de CBO₅, SST, e Azoto total (N_T). As figuras seguintes mostram os valores experimentais de cada um dos parâmetros à saída da ETAR.

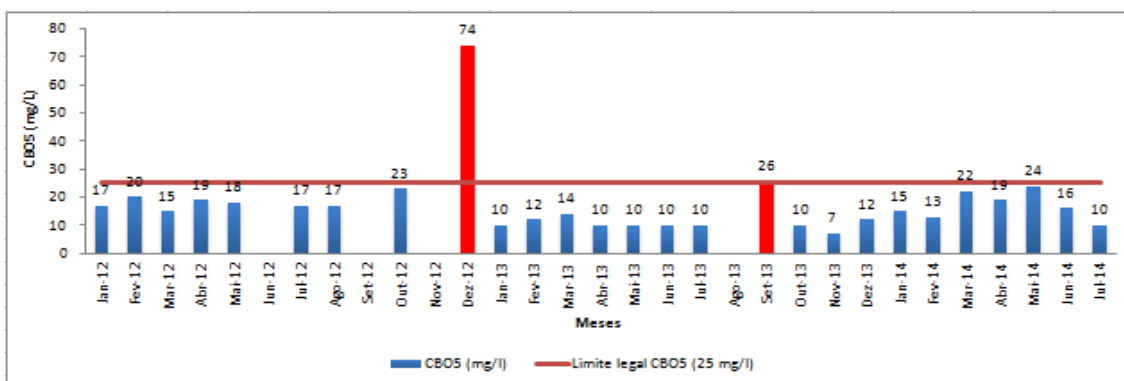


Figura 30 - CBO₅ (mg/L) à saída da ETAR de Celorico de Basto

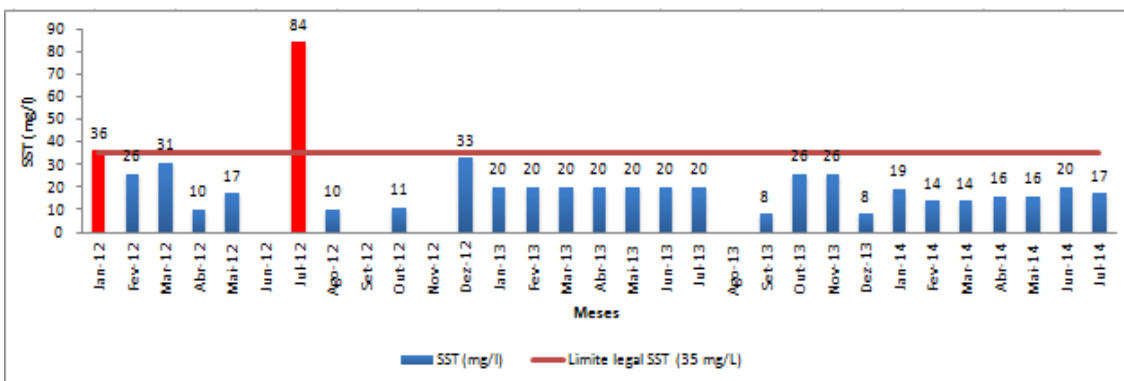


Figura 31 - SST (mg/L) à saída da ETAR de Celorico de Basto

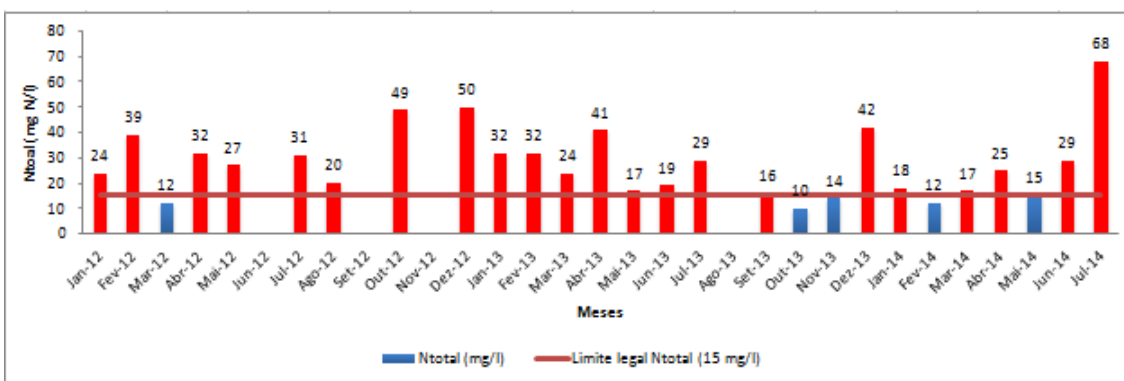


Figura 32 - Azoto total (mg/L) à saída da ETAR

Pela análise das figuras anteriores, pode concluir-se que em termos de CBO₅ e SST, a ETAR cumpre quase na totalidade dos meses amostrados os valores limite. Em relação ao azoto, verifica-se precisamente o contrário. Na grande maioria dos meses, este parâmetro encontra-se acima do limite legal.

Convém referir que, embora a licença de operação da ETAR em estudo não obrigue ao cumprimento deste parâmetro, é de todo importante reduzir as emissões deste contaminante dos sistemas aquáticos de modo a evitar perturbações significativas no meio recetor.

A tabela seguinte faz um resumo em termos estatísticos, relativos aos parâmetros de controlo estudados à saída da ETAR.

Tabela 11 - Estatísticas descritivas - CBO₅, SST e N_T à saída da ETAR de Celorico de Basto

| | Parâmetro | | |
|---------------|-------------------------|------------|-----------------------|
| | CBO ₅ (mg/L) | SST (mg/L) | N _T (mg/L) |
| Média | 17.41 | 21.56 | 27.56 |
| Mediana | 15.00 | 20.00 | 15.00 |
| Desvio padrão | 12.37 | 14.38 | 13.78 |
| Máximo | 74.00 | 84.00 | 68.00 |
| Mínimo | 7.00 | 8.00 | 10.00 |

No que diz respeito a análises realizadas à água residual à entrada da ETAR, existe um conjunto de 6 análises realizadas, três delas durante o ano de 2013 e as restantes três durante o ano 2014.

Tabela 12 - Características da água residual - Entrada da Etar

| | Parâmetro | | |
|--------|-------------------------|------------|------------------|
| | CBO ₅ (mg/L) | SST (mg/L) | N total (mg P/L) |
| Fev-13 | 270 | 720 | 6 |
| Mai-13 | 870 | 1500 | 34 |
| Nov-13 | 270 | 1100 | 20 |
| Jan-14 | 403 | 1200 | 40 |
| Abr-14 | 1500 | 3300 | 163 |
| Jul-14 | 466 | 1200 | 159 |

As figuras que se seguem mostram a eficiência de remoção para os parâmetros em estudo.

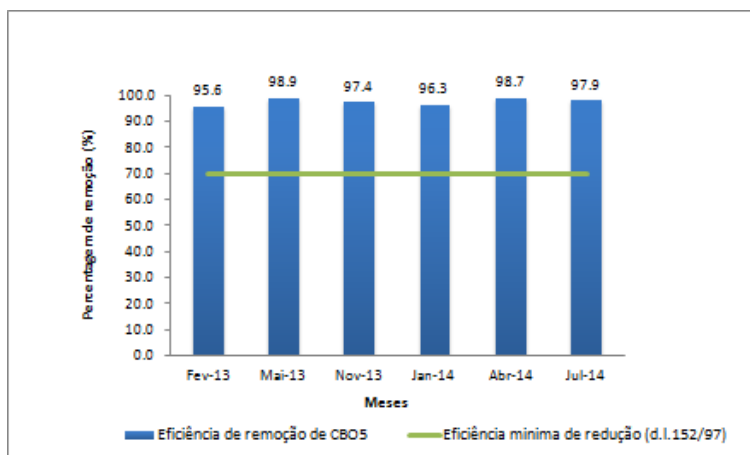


Figura 33 - Eficiência de remoção de CBO₅ (%)

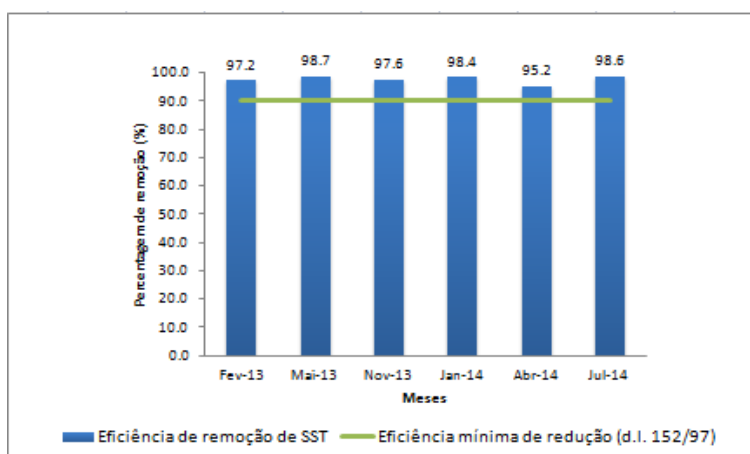


Figura 34 - Eficiência de remoção de SST (%)

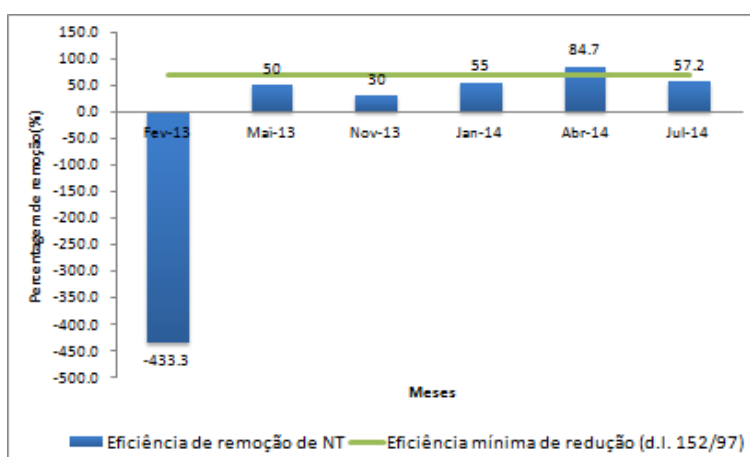


Figura 35 - Eficiência de remoção de Azoto total (%)

Pela análise das figuras acima, conclui-se que a ETAR apresenta elevada eficiência de remoção de SST e CBO₅. Relativamente ao azoto, este apresenta eficiências bastante baixas, o que não surpreende pelas razões que foram discutidas nos pontos 3.4 e 3.5. Um valor que desperta alguma curiosidade é o verificado no mês de

Fevereiro de 2013. Este mês apresenta uma concentração 433% superior à verificada no afluente. Este tipo de situação pode acontecer em ETAR's com problemas de funcionamento, sobretudo em situações de *sludge bulking* ou *foaming* que podem levar ao *washout* do material biológico. Todavia, estando associado a este tipo de situação, seria natural ter-se registado igualmente quebras na eficiência de remoção de CBO_5 e de SST, o que não sucedeu. Questões relacionadas com erros de amostragem também não devem ser rejeitadas.

6.2 Resultados do modelo

Após a conclusão do modelo foram inseridos todos os parâmetros que descrevem o sistema real, como por exemplo volumes dos tanques, áreas, profundidades, entre outros.

As constantes cinéticas e a estequiometria foram mantidas, por se ter verificado a sua potencial concordância face às concentrações reais encontradas no efluente tratado.

Os resultados obtidos com a experimentação realizada sobre o modelo, assim como a sua comparação com os valores reais são apresentados nas tabelas seguintes.

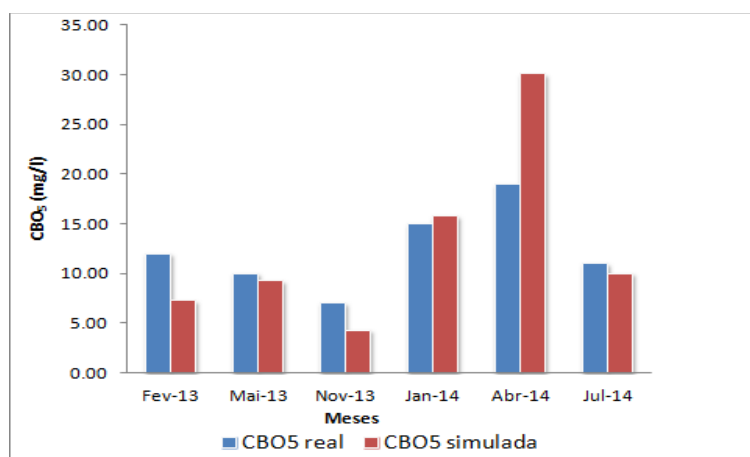


Figura 36 - Comparação dos valores de CBO_5 reais e simulados - saída da ETAR

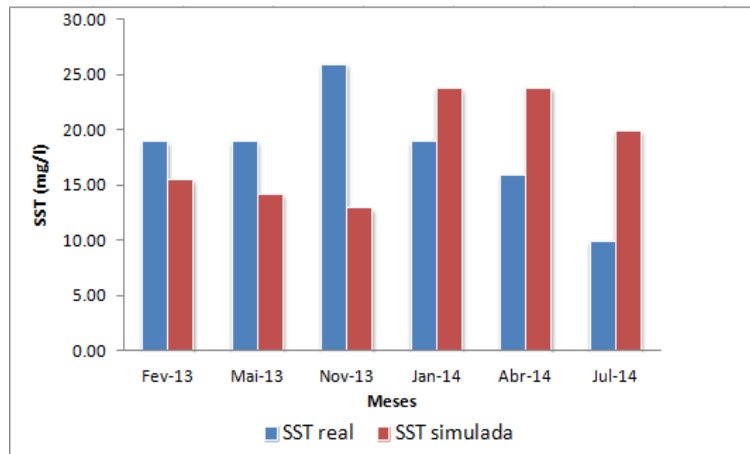


Figura 37 - Comparação dos valores de SST reais e simulados - saída da ETAR

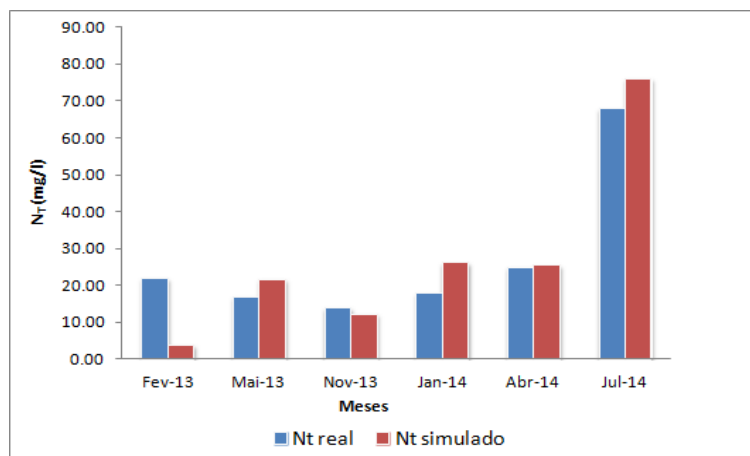


Figura 38 - Comparação dos valores de N_T reais e simulados - saída a ETAR

Uma primeira leitura para a comparação dos resultados obtidos pelo modelo e os resultados obtidos experimentalmente no sistema real permite observar um ajustamento entre ambos, o que à partida mostra a adequabilidade do modelo para descrever o sistema estudado. Para o parâmetro SST parece, no entanto, existir um certo desfasamento nos resultados obtidos comparativamente aos resultados reais.

Para a validação do modelo foram realizados um conjunto de testes com recurso a parâmetros estatísticos frequentemente utilizados em modelos de sistemas ambientais (Hanna *et al.*, 1993; Borrego *et al.*, 2008, citados em Rodrigues, 2013). Na tabela seguinte são indicados esses parâmetros, assim como descrita a sua formulação.

Tabela 13 – Parâmetros aplicados na validação do modelo – desvio geométrico, desvio das variâncias, coeficiente de correlação e índice de concordância

| Parâmetro | Fórmula de cálculo | Valores aceitáveis | Valor ideal |
|------------------------------|---|--------------------|-------------|
| Desvio geométrico, MG | $DG = e^{(\ln \bar{O} - \ln \bar{S})}$ | >0 | 1 |
| Desvio das variâncias, DV | $DV = e^{[(\ln \bar{O} - \ln \bar{S})^2]}$ | >0 | 1 |
| Coeficiente de correlação, r | $r = \frac{\sum_{i=1}^N (O_i - \bar{O}) \cdot (S_i - \bar{S})}{\sqrt{\sigma_O \cdot \sigma_S}}$ | 0-1 | 1 |
| Índice de concordância, d | $d = 1 - \frac{\sum_{i=1}^N (S_i - O_i)^2}{\sum_{i=1}^N (S_i - \bar{O} + O_i - \bar{O})^2}$ | 0-1 | 1 |

Simbologia:

- O: Valores observados
- O_i : Valores observados no instante i
- S: Valores simulados
- S_i : Valores simulados no instante i.
- σ_O : Desvio padrão dos valores observados
- σ_S : Desvio padrão dos valores simulados

Os resultados da aplicação dos testes são os descritos na tabela seguinte.

Tabela 14 - Resultados dos parâmetros aplicados a CBO₅, N_T e SST para validação do modelo

| | Parâmetro | | | |
|------------------|-----------|------|-------|------|
| | DG | DV | r | d |
| CBO ₅ | 1.11 | 1.01 | 0.94 | 0.82 |
| N _T | 1.20 | 1.02 | 0.929 | 0.95 |
| SST | N/A | N/A | N/A | N/A |

O desvio geométrico e das variâncias permitem que os valores extremos de CBO₅, e N_T sejam tratados de forma mais equilibrada em relação aos desvios aritméticos. Valores inferiores a 1 dão a indicação de que o modelo sobrestima as concentrações de CBO₅ e N_T, ao passo que a obtenção de valores superiores a 1 indicam que o modelo subestima as concentrações reais. No caso do modelo utilizado, existe uma subestimação ligeira, sendo que estão muito próximos do valor que indica uma excelente descrição do comportamento médio do sistema por parte do modelo. Relativamente ao coeficiente de correlação, este mostra a correlação existente entre o

conjunto de dados reais e simulados. Analisando os valores, conclui-se que existe elevada correlação entre os valores reais e simulados. Assim sendo, pode considerar-se o modelo válido. O índice de concordância apresenta também valores muito próximos de 1, o que indica uma boa relação entre as variáveis reais e simuladas. Este índice permite uma leitura que avalia se os valores reais e simulados variam ou não da mesma forma, sem dar tanta importância aos desvios existentes entre as séries de dados reais e simulados.

Os parâmetros não foram aplicados aos SST pelo facto de não aparecerem nos boletins de análise com uma concentração absoluta. Em relação a este parâmetro, para os meses de Fevereiro e Maio de 2013 o valor indicado é de “ <20”. Assim, a aplicação dos parâmetros de avaliação da qualidade dos resultados do modelo perde significado prático. Mesmo assim, face aos resultados para os outros meses em análise, o modelo apresenta-se com elevada adequabilidade para representar o comportamento global da ETAR em termos de CBO_5 e N_T , acredita-se que o mesmo se verifique para os SST.

Depois de validado o modelo, o passo seguinte consistiu em avaliar a evolução dos parâmetros em estudo ao longo da ETAR. Esta avaliação será feita de uma forma empírica, avaliando os acontecimentos e comparando-os com o que é teoricamente esperado em cada etapa. Terá de recorrer-se a esta simplificação pelo facto de não existir informação detalhada ao longo dos processos de tratamento, dado que a ETAR em estudo, apenas faz análises à entrada e saída da mesma. Assim, com base nos resultados do modelo, a evolução potencial dos parâmetros em estudo ao longo do tratamento é a que se mostra nas figuras e tabelas seguintes.

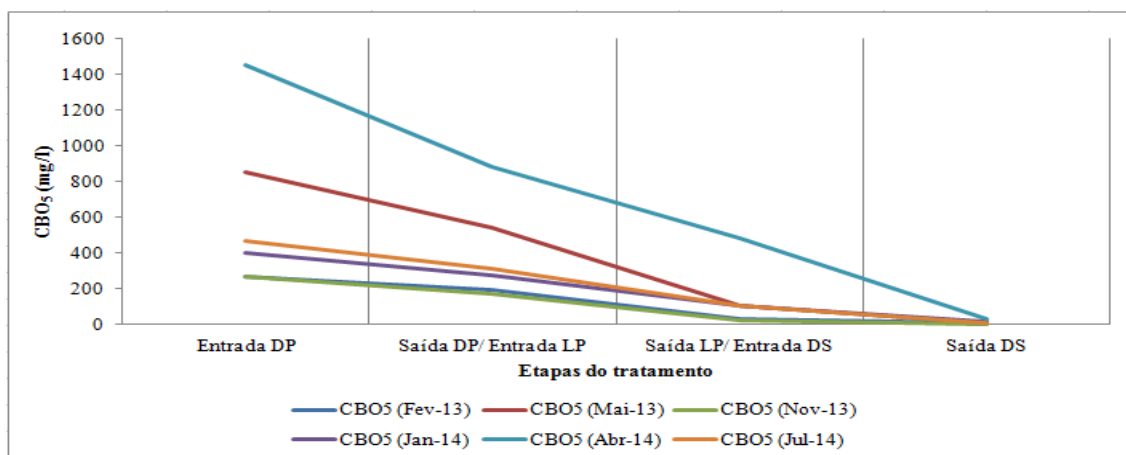


Figura 39 - Evolução da CBO₅ ao longo do tratamento

Tabela 15 - Eficiências de remoção de CBO₅ nos decantadores primários, leitos percoladores e decantadores secundários

| | Eficiência de remoção de CBO ₅ (%) | | | | |
|------------------|---|------|------|-------|--------|
| | DP | LP | DS | LP+DS | Global |
| Fev-13 | 28.3 | 83.5 | 77.1 | 96.2 | 97.3 |
| Mai-13 | 36.5 | 80.1 | 91.4 | 98.3 | 98.9 |
| Nov-13 | 35.8 | 87.5 | 80.3 | 97.5 | 98.4 |
| Jan-14 | 30.2 | 62.1 | 85.0 | 94.3 | 96.0 |
| Abr-14 | 39.0 | 45.2 | 93.8 | 96.6 | 97.9 |
| Jul-14 | 32.6 | 65.8 | 90.7 | 96.8 | 97.8 |
| Eficiência média | 33.7 | 70.7 | 86.4 | 96.6 | 97.7 |

Uma análise aos resultados obtidos permite concluir que as eficiências de remoção acompanham as eficiências teoricamente esperadas em funcionamento normal. Por exemplo, para os decantadores primários são esperadas eficiências de remoção de CBO₅ na ordem dos 20 a 50%. Para o modelo criado a eficiência média de remoção ronda os 34%, o que se considera perfeitamente aceitável.

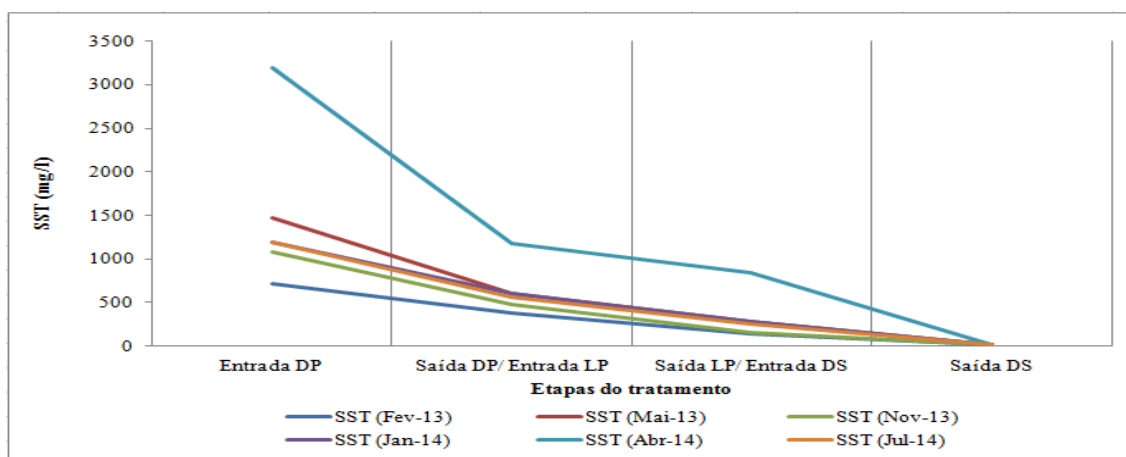


Figura 40 - Evolução de SST ao longo do tratamento

Tabela 16 - Eficiências de remoção de SST nos decantadores primários, leitos percoladores e decantadores secundários

| | Eficiência de remoção de SST (%) | | | | |
|------------------|----------------------------------|------|------|-------|--------|
| | DP | LP | DS | LP+DS | Global |
| Fev-13 | 46.5 | 62.1 | 89.3 | 95.9 | 97.8 |
| Mai-13 | 59.4 | 52.7 | 95.0 | 97.6 | 99.0 |
| Nov-13 | 56.4 | 66.6 | 91.8 | 97.3 | 98.8 |
| Jan-14 | 49.6 | 52.6 | 91.6 | 96.0 | 98.0 |
| Abr-14 | 62.9 | 28.5 | 97.2 | 98.0 | 99.3 |
| Jul-14 | 52.3 | 55.0 | 92.2 | 96.5 | 98.3 |
| Eficiência média | 54.5 | 52.9 | 92.8 | 96.9 | 98.5 |

Uma leitura aos resultados para as eficiências de remoção de SST ao longo das etapas de tratamento permite afirmar que os resultados estão também dentro dos valores teoricamente esperados. Para o decantador primário, a eficiência média de remoção de SST ronda os 55%, o que se considera aceitável.

A eficiência relativamente baixa para este parâmetro ao nível dos decantadores primários estará relacionada com as frações de sólidos suspensos definidas na construção do modelo, sendo 80% correspondente a sólidos suspensos voláteis e 20% a sólidos suspensos não voláteis, o que leva a que a grande maioria dos sólidos sejam de natureza orgânica, acabando por parte destes não sedimentar nesta primeira etapa. A natureza maioritariamente orgânica dos sólidos suspensos comprova-se com as eficiências verificadas para as etapas seguintes.

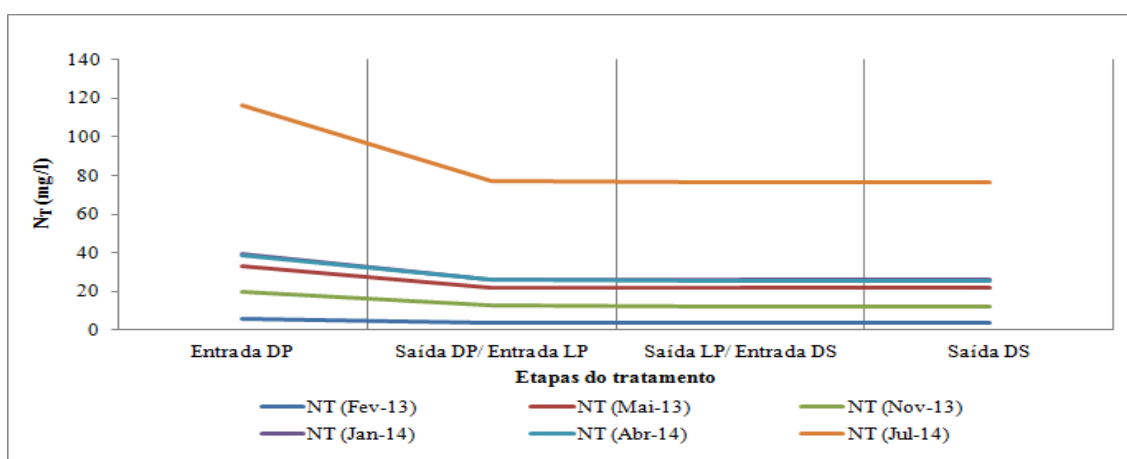
**Figura 41 - Evolução de azoto total ao longo do tratamento**

Tabela 17 - Eficiências de remoção de N_T nos decantadores primários, leitos percoladores e decantadores secundários

| | Eficiência de remoção de N_T (%) | | | | |
|------------------|------------------------------------|-----|-----|-------|--------|
| | DP | LP | DS | LP+DS | Global |
| Fev-13 | 33.8 | 1.0 | 0.0 | 1.0 | 34.5 |
| Mai-13 | 33.4 | 2.0 | 0.0 | 2.0 | 34.7 |
| Nov-13 | 36.0 | 1.9 | 0.0 | 1.9 | 37.2 |
| Jan-14 | 32.8 | 0.8 | 0.0 | 0.8 | 33.3 |
| Abr-14 | 32.8 | 1.4 | 0.0 | 1.4 | 33.7 |
| Jul-14 | 33.7 | 1.0 | 0.0 | 1.0 | 34.4 |
| Eficiência média | 33.8 | 1.4 | 0.0 | 1.8 | 3.4 |

Analisando os resultados modelados, verifica-se uma clara diminuição em termos de CBO_5 e SST. O mesmo não se verifica na evolução de azoto total (N_T). Este sofre um decréscimo na decantação primária, associado à fração sedimentável de azoto, mas depois tende para um valor de equilíbrio que se mantém até ao final do tratamento. Neste sentido, torna-se necessário avaliar a causa em detalhe. A figura seguinte mostra a evolução das frações de azoto amónia e nitrato.

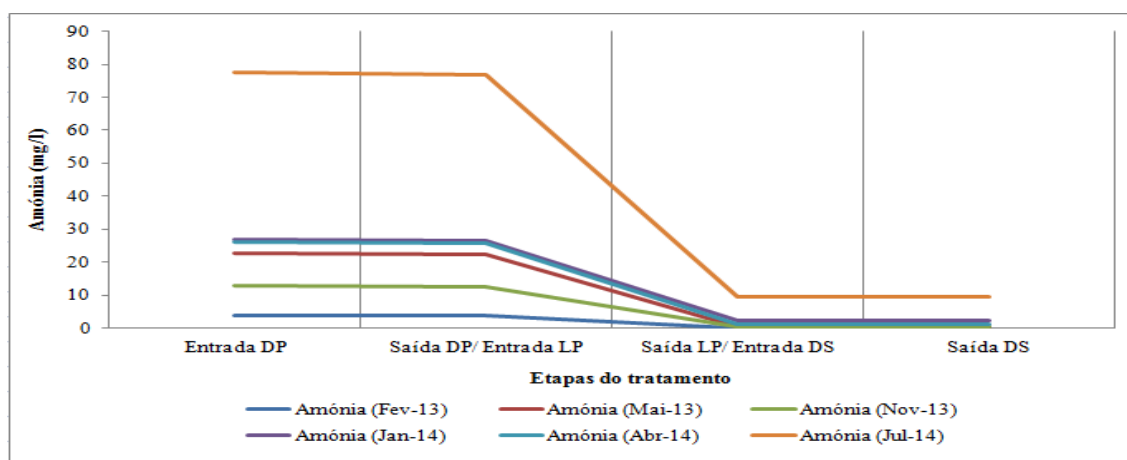


Figura 42 - Evolução da amónia ao longo do tratamento

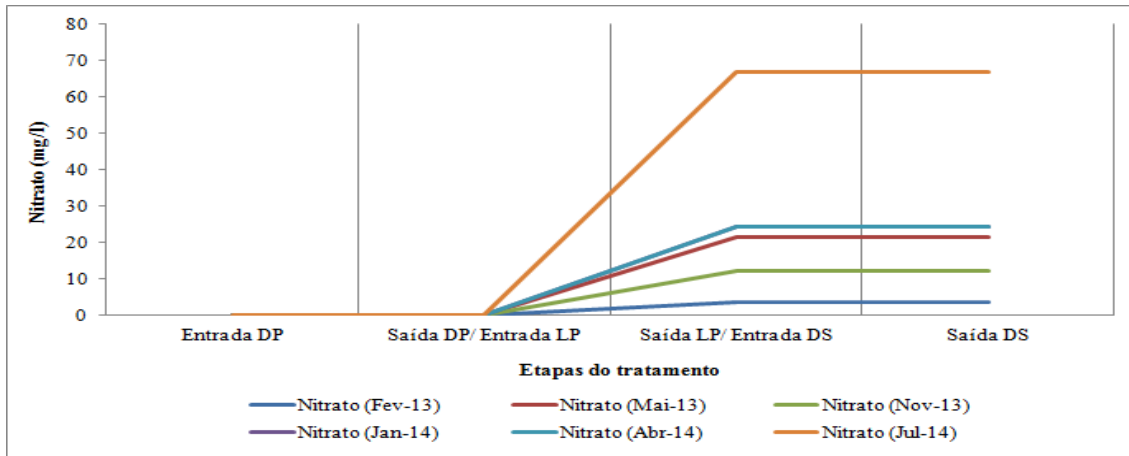


Figura 43 - Evolução de nitrato ao longo do tratamento

Uma análise detalhada das figuras anteriores permite concluir que o modelo devolve a resposta do que se pensa ser o que acontece na realidade desta situação. O azoto que entra no sistema está na sua maioria na forma de amónia. Ao chegar aos leitos percoladores este contaminante das águas residuais vai sofrer um processo de oxidação por ação dos organismos nitrificantes – nitrificação. Por isso, o decréscimo da amónia é acompanhado pelo aumento do aumento do nitrato. Os resultados demonstram que o azoto não é removido do sistema, apenas ocorre uma alteração do seu estado de oxidação. Para que ocorra a remoção do azoto, a ETAR em estudo deve integrar uma etapa dedicada ao processo de desnitrificação, ou seja, colocar microrganismos em anaerobiose e a conduzir uma decomposição anóxica. Só desta forma será possível eliminar biologicamente os elevados valores de azoto presentes no efluente tratado.

6.2.1 Otimização do desempenho da ETAR de Celorico de Basto

Depois de avaliado o modelo e concluindo-se que este é capaz de representar o sistema real estudado, foram feitas algumas simulações com o objetivo de avaliar se a ETAR se encontra a operar na máxima eficiência, ou se é possível ainda otimizar o seu funcionamento. Foi avaliada a recirculação de efluente com o objetivo de verificar se os 0.2Q atualmente recirculados correspondem à melhor opção possível. A tabela seguinte mostra os resultados para simulações com recirculações de 0.1Q, 0.2Q, 0.3Q, 0.5Q e 0.8Q. Por uma questão de simplificação, foi selecionado o mês de Maio de 2013, acreditando que o mesmo se verificará nos restantes meses estudados.

Tabela 18 - Avaliação da influência da recirculação de efluente na eficiência de tratamento

| | r=0.1Q | r=0.2Q | r=0.3Q | r=0.5Q | r=0.8Q |
|------------------|--------|--------|--------|--------|--------|
| CBO ₅ | 9.48 | 9.26 | 9.47 | 9.46 | 9.44 |
| SST | 15.24 | 14.25 | 15.24 | 15.25 | 15.25 |
| NT | 21.76 | 21.74 | 21.76 | 21.76 | 21.76 |

Pela análise da tabela 14 pode concluir-se que a ETAR se encontra otimizada no que respeita à recirculação de efluente. Com a recirculação atualmente efetuada (0.2Q), verificam-se as concentrações mais baixas dos poluentes estudados no efluente tratado. Do ponto de vista energético, poderia ainda equacionar-se a diminuição da recirculação para 0.1Q, dado que as diferenças em termos de qualidade de efluente são pouco significativas. De um modo geral, verifica-se que a alteração da taxa de recirculação produz variações pouco significativas nas concentrações verificadas no efluente final.

Tal está relacionado com o facto de o modelo possuir uma simplificação que considera que a biomassa é rapidamente hidrolisável, sendo absorvida quase instantaneamente, traduzindo-se a recirculação de efluente num efeito pouco significativo em termos de concentrações no efluente final.

6.3 Análise de processos para a remoção de azoto

Depois de feita a análise aos resultados experimentais e modelados, foi possível identificar um problema ao nível da remoção de azoto, em particular com as emissões elevadas de nitratos. Este problema advém do facto da ETAR não ter sido concebida para assegurar a remoção eficiente de azoto quer por via biológica quer por via química. Em termos de processo biológicos, a ETAR proporciona transformações de azoto como a amonificação e a nitrificação, diminuindo de certa forma a perigosidade do efluente no meio recetor, mas não dispõe de qualquer unidade específica para proporcionar a remoção de azoto pelo processo de desnitrificação.

Face a esta situação, decidiu-se criar um cenário assente na construção de uma ETAR com o objetivo de eliminar SST, CBO₅ e também N_T. Assim, optou-se por substituir o tratamento secundário por uma lama ativada com um reator biológico constituído por dois tanques: um anóxico e outro aeróbio, do tipo *Ludzack-Ettinger modificado*, descrito no capítulo 3.5.3.

O sistema *Ludzack-Ettinger modificado* é um sistema pré-anóxico, que para este caso de estudo é particularmente vantajoso em relação a sistemas pós-anóxicos, dado a ETAR estar instalada numa área com restrições de espaço de construção. Os decantadores primários foram mantidos na sua configuração original, assim como os decantadores secundários, com a diferença de passarem a efetuar recirculação de lamas. O modelo criado passa a ter a configuração que se apresenta na figura seguinte.

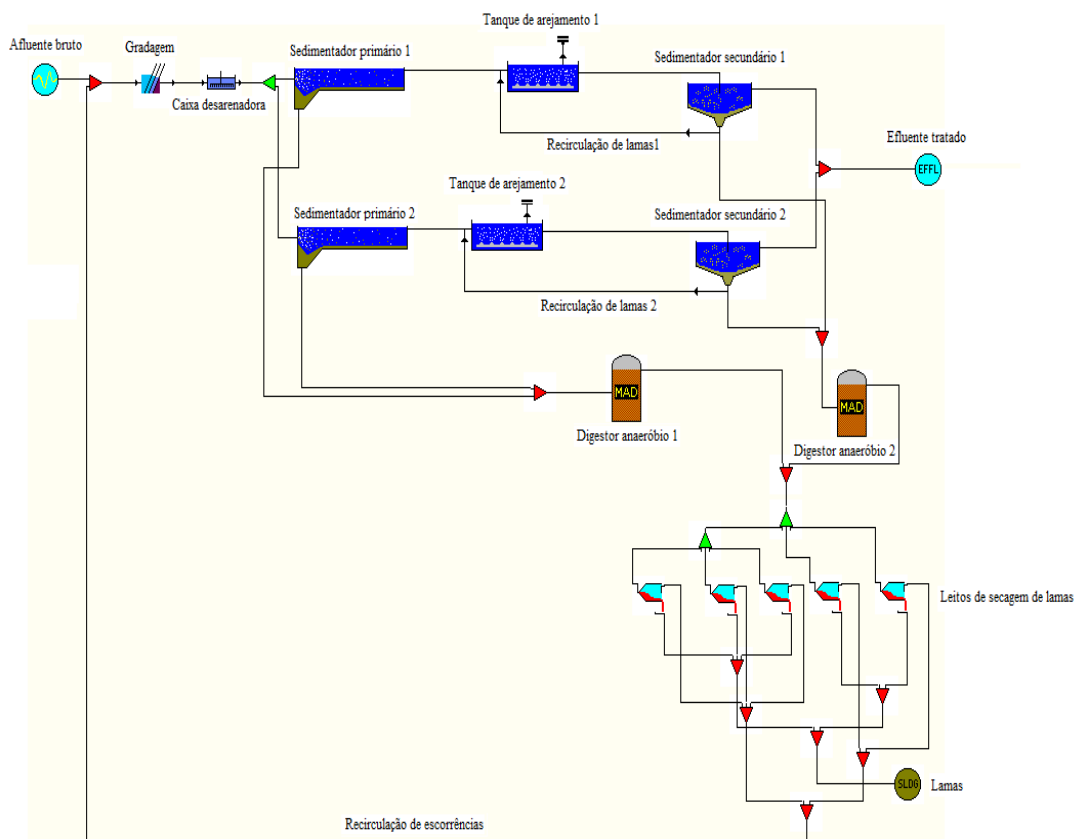


Figura 44 - Proposta de esquema de tratamento para remoção de lamas ativadas - Ludzack-Ettinger modificado - Sistema Pré-anóxico (ambiente STOAT)

O modelo utilizado no tanque de arejamento foi o ASAL1. Este modelo criado pela WRc, é idêntico ao modelo clássico ASM1, igualmente baseado na matriz de Petersen desenvolvida para o modelo ASM1. A diferença reside no facto deste ser baseado na CBO ao invés da CQO. Todos os processos envolvidos na ETAR são modelados com base na CBO.

No que respeita aos decantadores secundários, estes também operam de forma diferente dos usados no modelo anterior, que não possuíam recirculação (*Humus tank*). O modelo utilizado nos decantadores secundários é o modelo de Takács (1991), abordado anteriormente.

Para a parametrização do tanque de arejamento foram apenas inseridos o volume do tanque e definido o número de estágios. Os restantes parâmetros são os verificados na matriz de Petersen para o modelo ASM1, matriz que é também utilizada no presente modelo (ASAL1).

Para a definição dos dois estágios existentes, um anóxico e outro aeróbio, foram definidos do seguinte modo.

Tabela 19 – Quantificação dos parâmetros para a definição da zona anóxica e zona aeróbica no tanque de arejamento

| | Estágio anóxico | Estágio aeróbio |
|----------------------------------|-----------------|-----------------|
| Distribuição do volume* | 0.30 | 0.70 |
| Distribuição da alimentação* | 1.00 | 0.00 |
| Distribuição das lamas ativadas* | 1.00 | 0.00 |
| Kla mínimo | 0.00 | 2.00 |
| Kla máximo | 0.00 | 10.00 |
| Ponto de controlo de OD | 0.00 | 2.00 |
| Estágio onde o OD é medido | 1.00 | 2.00 |

Os parâmetros assinalados com (*) são quantificados em termos de fração.

Relativamente aos decantadores secundários, estes possuem exatamente as mesmas dimensões e configurações definidas para o “húmus tank” utilizado no modelo para a situação atual. As recirculações de lamas ativadas e a purga de lamas vão sendo alteradas consoante as condições definidas.

- **Dimensionamento do tanque de arejamento**

Para o dimensionamento do tanque de arejamento o fator preponderante a ter em conta foi a questão do espaço disponível. Atualmente, o espaço ocupado pelos dois leitos percoladores é de 352.42 m², correspondendo a 176.71m² por leito percolador. A ETAR possui um espaço adjacente, para a possibilidade já prevista no projeto de instalação de um terceiro leito percolador, assim como espaços adjacentes para um terceiro decantador primário e um terceiro decantador secundário. Utilizando o espaço destinado ao leito percolador, tem-se uma área disponível de 530.12 m².

Para o dimensionamento foi também tido em conta o caudal de ponta máximo de projeto, correspondendo a 226.8 m³/h. Para aproveitar ao máximo o espaço disponível e

também permitir maximizar o tempo de retenção hidráulico (HRT ou θ) do afluyente no tanque de arejamento, este foi definido como 8 horas.

$$\theta = \frac{V}{Q} \Leftrightarrow V = \theta \cdot Q \Leftrightarrow V = 8 \cdot 226.8 \Leftrightarrow V = 1814 \text{ m}^3 \quad \text{Eq.48}$$

Admitindo uma altura do tanque de 3.5 m, a área ocupada pelos dois será de 518.3 m², o que satisfaz as condições em termos de área disponível. Cada um dos tanques terá assim um volume de 907m³.

Embora o volume dimensionado para os tanques de arejamento possa parecer sobredimensionado para os caudais afluentes atuais, convém frisar que a ETAR tem definido em projeto a possibilidade de acrescentar um terceiro decantador primário e um terceiro decantador secundário, aumentando a sua capacidade de tratamento. Assim, o dimensionamento efetuado permitirá acompanhar as alterações que eventualmente possam vir a ser introduzidas na atual configuração.

Como é objetivo a remoção de azoto, cada um dos tanques será dividido em dois estágios, sendo um deles anóxico (o primeiro no sentido do escoamento) e o outro aeróbio, correspondendo a cada um deles 30% e 70% do volume total, respetivamente.

A operação dos tanques de arejamento com um HRT de 8 horas é típico do regime de operação em média carga, como mostra a tabela 20.

Tabela 20 - Principais parâmetros operacionais dos processos de lamas ativadas versus respetivos regimes de funcionamento (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

| Parâmetros | Regime de funcionamento | | |
|---|-------------------------|-------------|------------|
| | Baixa carga | Média carga | Alta carga |
| Idade de lamas (dias) | 15-30 | 3-15 | 0.5-3 |
| Relação F/M (kg CBO ₅ . kg ⁻¹ SSV.dia ⁻¹) | 0.03-0.135 | 0.2-0.5 | 1-5 |
| Carga volúmica (kg CBO ₅ .m-3.dia ⁻¹) | <0.3 | 0.3-0.7 | 1.2-2.4 |
| Sólidos suspensos totais (mg SST.L ⁻¹) | 4000-8000 | 3000-5000 | 1500-3000 |
| Sólidos suspensos voláteis (mg SSV.L ⁻¹) | 3000-5000 | 2400-4000 | 2200-2500 |
| Tempo de retenção hidráulico (horas) | 16-24 | 4-8 | 2-3 |
| Produção de lamas (kg MS. kg CBO ₅ rem ⁻¹) | 0.1-0.2 | 0.3-0.5 | 0.4-0.7 |
| Consumo de oxigénio (kg O ₂ .kg CBO ₅ rem ⁻¹) | 1.2-2.0 | 0.8-1.2 | 0.4-0.8 |

– Exploração do cenário proposto

Para o cenário definido foi efetuada uma avaliação em termos de recirculação de lamas, de forma a avaliar qual a que melhor satisfaz os requisitos pretendidos em termos de qualidade de descarga, com particular importância para a questão do azoto. Assim, fez-se variar a recirculação de lamas entre 0.25Q, 0.5Q, 0.75Q e 1Q. As recirculações

foram efetuadas com base no balanço à biomassa, admitindo que à saída do decantador secundário $X_e \approx 0$. A recirculação interna ao nível do tanque de arejamento foi mantida em 400%.

A figura seguinte mostra os resultados para as simulações efetuadas.

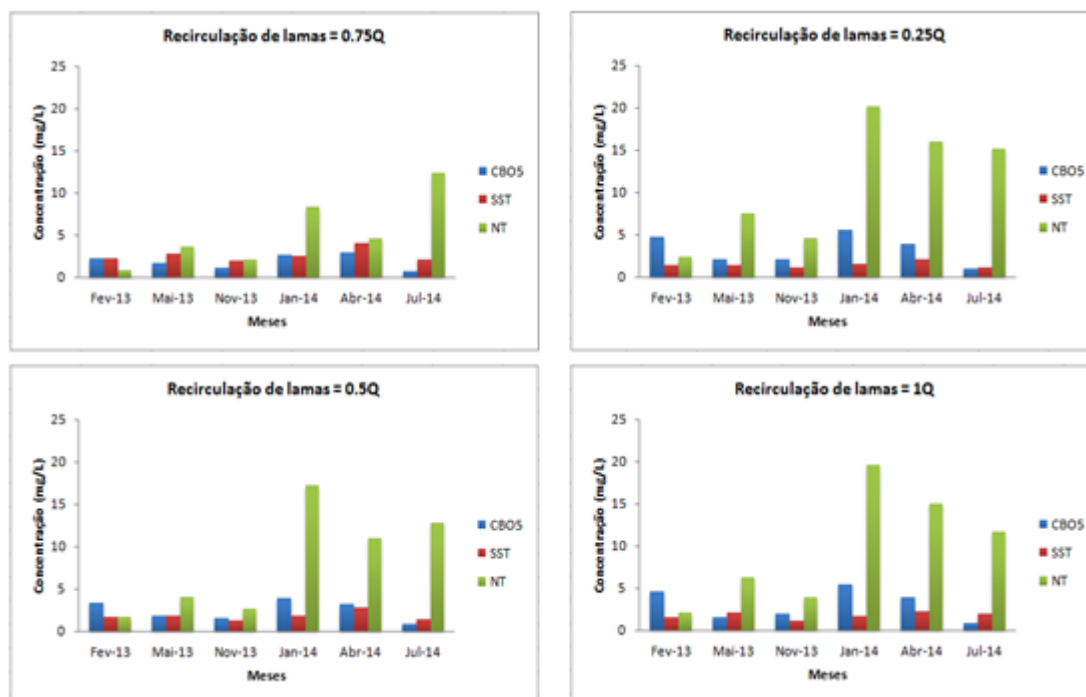


Figura 45 - Avaliação das concentrações de CBO5, SST e NT em função da recirculação de lamas

Fazendo uma análise à figura anterior, conclui-se que para uma recirculação de 0.75Q são obtidos os melhores resultados para todos os poluentes, com particular destaque para o azoto que vê a sua concentração sempre abaixo do limite desejado. É também importante referir que para uma recirculação de lamas de 0.25Q o regime de funcionamento verificado foi a média carga. Relativamente a uma recirculação de 0.75Q, o regime de funcionamento passou a ser de baixa carga. Assim, pode concluir-se que para as características do afluente a tratar pela ETAR, o regime de funcionamento que se mostrou mais eficaz foi o regime de baixa carga.

– Avaliação da recirculação interna

A recirculação interna é um ponto-chave no que respeita à eficiência de remoção de azoto. Através da recirculação dos sólidos suspensos do licor misto (MLSS), os nitratos formados na etapa aeróbia são conduzidos à etapa anóxica para aí se realizar a

desnitrificação, como já havia sido descrito anteriormente. Para selecionar a melhor recirculação para o caso estudado, foi selecionado o mês de Julho de 2014, sendo o que verifica a maior concentração de azoto. A figura 46 mostra os resultados da análise.

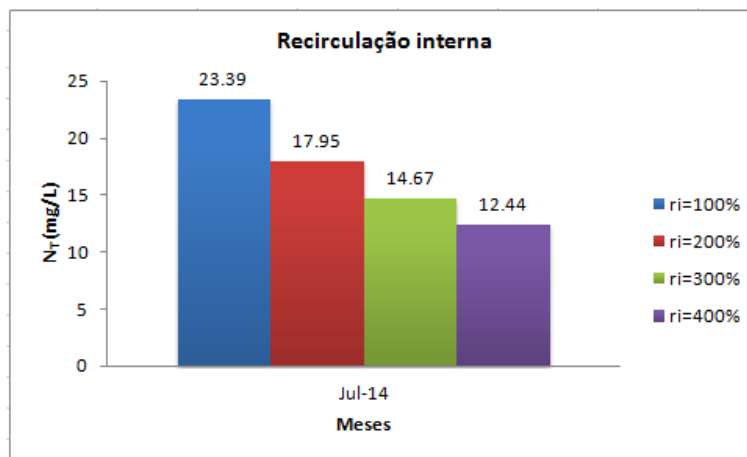


Figura 46 – Avaliação das concentrações de N_T em função da recirculação interna

Analisando os resultados obtidos, conclui-se que a recirculação interna de 400% (usada nas simulações para o cenário definido) é a que melhores resultados obtém, sendo cumprido o limite desejado. Com uma recirculação de 300% também é conseguida a concentração desejada, mas esta já se apresenta muito próxima do limite requerido.

– Avaliação das eficiências do sistema proposto

Depois de verificado que a configuração do sistema proposto responde eficazmente às necessidades requeridas, é também importante a sua avaliação em termos de eficiências de remoção de poluentes.

Tabela 21 - Avaliação das eficiências de remoção de CBO_5 , SST e N_T do sistema proposto

| | Concentração à entrada (mg/L) | | | Concentração à saída (mg/L) | | | Eficiência de remoção (%) | | |
|--------|-------------------------------|------|-------|-----------------------------|------|-------|---------------------------|------|-------|
| | CBO_5 | SST | N_T | CBO_5 | SST | N_T | CBO_5 | SST | N_T |
| Fev-13 | 270 | 720 | 6 | 2.3 | 2.24 | 0.88 | 99.1 | 99.7 | 85.3 |
| Mai-13 | 870 | 1500 | 34 | 1.68 | 2.8 | 3.63 | 99.8 | 99.8 | 89.3 |
| Nov-13 | 270 | 1100 | 20 | 1.2 | 1.95 | 2.19 | 99.6 | 99.8 | 89.1 |
| Jan-14 | 403 | 1200 | 40 | 2.65 | 2.56 | 8.32 | 99.3 | 99.8 | 79.2 |
| Abr-14 | 1500 | 3300 | 163 | 3 | 4.14 | 4.58 | 99.8 | 99.9 | 97.2 |
| Jul-14 | 466 | 1200 | 159 | 0.78 | 2.13 | 12.44 | 99.8 | 99.8 | 92.2 |

Pela análise da tabela 21, verifica-se que na configuração proposta as eficiências de remoção de CBO₅ e SST estão sempre acima de 99%, o que mostra uma eficiência extremamente elevada para estes poluentes, estando as concentrações no efluente tratado muito abaixo do valor limite desejado (25mg/L para CBO₅ e 60mg/L para SST). Em relação ao azoto, verificam-se também elevadas eficiências de remoção, tendo como resultado baixas concentrações de azoto no efluente final.

As eficiências mais baixas em relação ao azoto verificam-se para os meses de Janeiro de 2014 e Fevereiro de 2013 e as mais altas para os meses de Abril e Julho de 2014. Nas eficiências obtidas está bastante implícito o fator temperatura como limitante à eficiência de nitrificação e desnitrificação. Para os meses de Janeiro e Fevereiro, onde são verificadas as temperaturas mais baixas, a eficiência reduziu consideravelmente. Para os meses mais quentes (Abril e Julho) são verificadas as maiores eficiências registadas.

– Alternativa à proposta sugerida

Uma opção considerada durante o estudo do caso em análise seria manter a linha de leitos percoladores e introduzir um tanque anóxico imediatamente antes destes.

O efluente dos leitos percoladores, rico em nitratos, seria recirculado ao tanque anóxico, onde se processaria a desnitrificação. Este cenário obrigaria a menores alterações no sistema atual, o que poderia apresentar-se como uma solução interessante e potencialmente eficiente para a remoção de azoto.

Todavia, a possibilidade de exploração desta opção não foi possível, dado o STOAT não apresentar mecanismos que permitam controlar a recirculação de nitratos para o tanque anóxico. Com a opção dos divisores de caudais (processo que simula as caixas de repartição) a condição de recirculação não seria satisfeita, pelo motivo de estes operarem em termos de fração. Assim, o máximo de recirculação possível seria de 99%, sendo que neste caso apenas 1% do caudal seguiria para os sedimentadores secundários. Pelo analisado no cenário anterior, conclui-se que para garantir uma elevada eficiência a recirculação para o tanque anóxico deverá ser na ordem dos 400%. No entanto, esta seria também uma opção interessante para o problema em causa.

7. Conclusão

As operações e processos realizados numa ETAR são de uma complexidade elevada, dado o grande número de fatores que atuam sobre as várias etapas ao longo da linha de tratamento. De acordo com muitos autores, os modelos matemáticos são sem dúvida uma ferramenta de apoio de elevada importância ao longo das várias fases deste tipo de infraestruturas, desde o dimensionamento, na fase de projeto, até à fase de exploração.

A ferramenta de modelação utilizada no presente trabalho, STOAT, denotou uma aplicabilidade elevada ao caso de estudo adotado. Com o desenvolvimento do modelo, foi possível avaliar a ETAR de Celorico de Basto em termos de eficiências, assim como denunciar o principal problema atual deste sistema, relacionado com as concentrações do nutriente azoto no efluente tratado. De facto, esta unidade de tratamento não possui uma etapa específica para o efeito, sendo este o ponto de partida que motivou e justificou o desenvolvimento do presente caso de estudo. Com a Construção da Barragem de Fridão, em pleno Rio Tâmega, do qual é afluente o Rio Freixieiro onde é descarregado o efluente tratado na ETAR em análise, as concentrações de azoto muitas vezes verificadas serão um problema maior, sendo conhecidos os seus efeitos nos cursos de água, principalmente em sistemas lênticos.

A avaliação dos resultados experimentais realizados ao afluente e efluente da ETAR estudada mostram que esta apresenta um bom desempenho no que respeita à remoção de CBO_5 e SST. Relativamente ao azoto, esta não dispõe de nenhum tratamento específico para uma remoção eficiente, tendo como resultado as elevadas concentrações deste nutriente no efluente final.

Os resultados do modelo mostram que a nitrificação ocorre no leito percolador de forma eficiente, mas o mesmo já não acontece em relação à desnitrificação, que requer condições que permitam a ocorrência de decomposição anóxica. Esta situação conduz a uma descarga elevada de azoto na forma de nitratos, que embora contribua para a redução da perigosidade no meio recetor, não é suficiente para uma remoção efetiva de azoto.

Embora o modelo criado possa apresentar algumas fragilidades, relacionadas com a escassez de informação relativa ao sistema estudado, não permitindo um estudo mais detalhado ao longo das várias etapas da linha de tratamento, em termos globais, este

respondeu de forma muito positiva, podendo considerar-se que os objetivos inicialmente propostos foram alcançados.

A simulação de um sistema de lamas ativadas com um tanque anóxico seguido por um aeróbio (*Ludzack-Ettinger modificado*), permitiu concluir que uma solução viável para o atual problema relacionado com os elevados níveis de azoto no efluente da ETAR. Com esta configuração, a desnitrificação que ocorre na zona anóxica permite a remoção de nitratos (e nitritos) através da sua conversão em azoto molecular.

A aplicação de ferramentas de modelação ajudam a avaliar o funcionamento deste tipo de sistema, mas a validação da mesma requer que os sistemas reais sejam caracterizados de forma mais detalhada. Com a realização de análises apenas à entrada e à saída da mesma, não é possível uma avaliação por etapas de forma a poderem ser definidas medidas de otimização em cada uma delas.

Neste sentido, uma das propostas de melhoria para o atual estado de operação da ETAR de Celorico de Basto aponta para um maior controlo ao nível das análises realizadas ao efluente, que deverá ser efetuada ao longo das etapas de tratamento (e não apenas à entrada e à saída), com o objetivo de permitir a definição de estratégias de otimização por etapas que contribuam para o conhecimento mais detalhado dos processos realizados na ETAR.

8. Referências bibliográficas

- Águas do Noroeste. (s.d.). ETAR de Celorico de Basto - Mosqueiros, Britelo.
- D.L. 152/97. (1997). Ministério do Ambiente:Decreto-Lei nº 152/97 De 19 De Junho De 1997. Diário da República nº 139 - I Série - A.
- Davis, M. L. (2010). *Water and Wastewater Engineering - Design Principles and Practice*. USA: McGraw Hill.
- Dochain, D., & Vanrolleghem, P. (2001). *Dynamical Modelling and Estimation in Wastewater Treatment Processes*. IWA Publusing.
- Eckenfelder, W. W. (1989). *Industrial Water Pollution Control*. USA: McGraw Hill.
- Ekama, G., Barnard, J., Gunthert, F., Krebs, P., McCorquodale, J., Parker, D., & Wahlberg, E. (1997). *Secondary Settling Tanks: Theory, Modelling, Design and Operation* (Vol. 6). (S. a. Report, Ed.) IWA Publishing.
- Ferreira, F. (2011). *Simulação Dinâmica Do Comportamento De ETAR: Principios e Modelos*. Universidade Nova de Lisboa.
- Gernaey, K. V., van Loosdrecht, M. C., Henze, M., Lind, M., & Jorgensen, S. B. (2004). Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art. *Environmental Modelling & Software* 19, 763 - 783.
- Grau, P., Beltrán, S., de Garcia, M., & Ayesa, E. (2007). New mathematical procedure for the automatic estimation of influent characteristics in WWTPs. *Water Science & Technology*, 56, 95-106.
- Gujer, W., Henze, M., Mino, T., & van Loosdrecht, M. (1999). Activated Sludge Model No. 3. *Water Science and Technology*, 39, 183-193.
- Henze, M., Grady, C., Gujer, W., Marais, G., & Matsuo, T. (1987). *Activated Sludge Model No. 1* (Vol. 1). London, UK: IAWPRC Scientific and Technical Reports.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M. C., & Marais, G. v. (1995). *Activated Sludge Model No. 2* (Vol. 3). London, UK: IAWQ Scientific and Technical Report.
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M. C., Marais, G. v., & van Loosdrecht, M. C. (1999). Outline activated sludge model No. 2d. *Water science & technology*, 165-182.
- Henze, M., Gujer, W., Takashi, M., & van Loosdrecht, M. (2000). *Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*. London, U.K.: IWA Publising.

- Jeppson, U. (1996). *Modelling aspects of wastewater treatment processes*. Ph.D. thesis, Lund Institute of Technology, Department of Industrial Electrical Engineering and Automation, Sweden.
- Lessard, P., & Beck, M. (1988). Dynamic modelling of primary sedimentation. *Journal of Environmental Engineering* 114 (4), 753-769.
- Lin, S. D., & Lee, C. C. (2007). *Handbook of Environmental Engineering Calculations* (2^a ed.). USA: McGraw Hill.
- Metcalf & Eddy. (2003). *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse* (4^a ed.). USA: McGraw Hill.
- Mulkerrins, D., Dobson, A. D., & Colleran, E. (2004). Parameters affecting biological phosphate removal from wastewaters. *Environment International* 30, 249-259.
- Nuhoglu, A., Keskinler, B., & Yildiz, E. (7 de June de 2005). Mathematical modelling of the activated sludge process—the Erzincan case. *Process Biochemistry*, 40, 2467-2473.
- Petersen, B., Gernaey, K., & Vanrolleghem, P. A. (2002). *Calibration of Activated Sludge Models: A Critical Review of Experimental Designs*. Denmark.
- Rauch, W., Bertrand-Krajewski, J., Krebs, P., Mark, O., Schilling, W., Schütze, M., & Vanrolleghem, P. (2002). Deterministic modelling of integrated urban drainage. *Water Science and Technology*, 45, 81-94.
- Rodrigues, F. J. (2013). *Avaliação da qualidade do ar interior em salas de aulas sem sistemas AVAC*.
- Takács, I., Patry, G., & Nolasco, D. (1991). A dynamic model of the clarification-thickening process. *Water Research*, 58, 1263-1271.
- United States Environmental Protection Agency (U.S. EPA). (1993). *Nitrogen control manual - Office of research and development*. EPA/625/R-93/010.
- United States Environmental Protection Agency (U.S. EPA). (2009). *Nutrient control design Manual – State of technology review report*. EPA/600/R-08/012.
- Water Environment Federation (WEF). (2010). *Nutrient Removal*. Alexandria, Virginia: McGraw Hill.
- Water Research Center (WRc). (2002). *STOAT: Process model descriptions*. U.K.
- Water Research Center (WRc). (2002). *STOAT: Tutorials guide*. U.K.
- Water Research Center (WRc). (2002). *STOAT: Unit process descriptions*. U.K.

WEF, ASCE, EWRI. (2005). *Biological nutrient removal (BNR) operation in wastewater treatment plants*. (A. E. Manual of Practice n° 29 of WEF and Manuals and Reports on Engineering Practice n° 109 of WEF, Ed.) USA: McGraw-Hill.

Wiesmann, U., Chu, I. S., & Dombrowski. (2007). *Fundamentals of Biological Wastewater Treatment*. Weinheim: Wiley-VCH Verlag GmGH & Co. KGaA.

9. Anexos

Anexo 1 – Resultados das simulações para o modelo atual e modelo proposto.

Anexo 2 – Parâmetros utilizados pelo modelo e valores típicos para o modelo ASM1/ASAL1.

Anexo 3 – Matrizes de Petersen para os modelos ASM1, ASM2, ASM2_D e ASM3.

Anexo 1

- Modelo situação atual

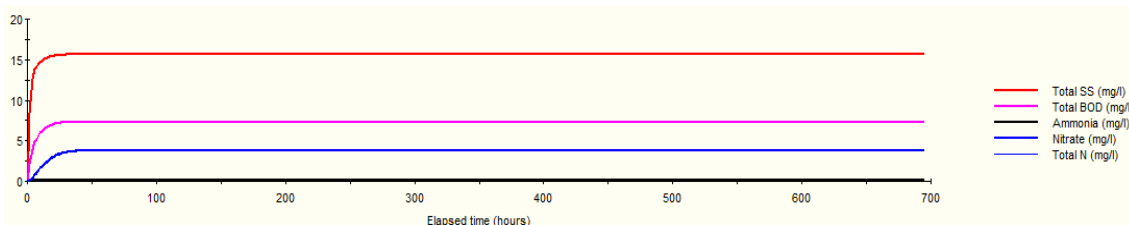


Figura 47 - Resultados do modelo para a configuração atual – Concentrações de CBO₅, SST, N_T, Nitrato e Amónia à saída da ETAR (Fevereiro de 2013)

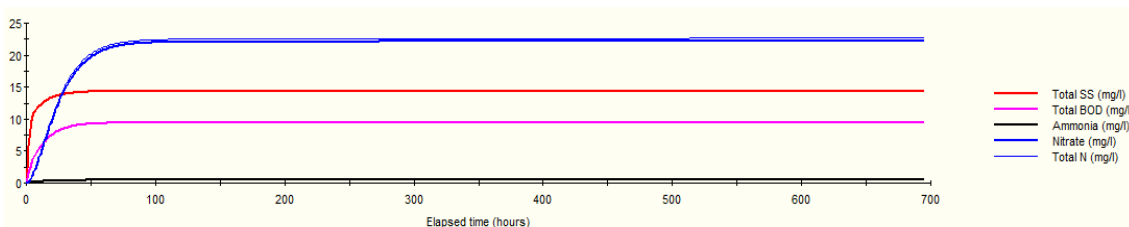


Figura 48 - Resultados do modelo para a configuração atual – Concentrações de CBO₅, SST, N_T, Nitrato e Amónia à saída da ETAR (Maio de 2013)

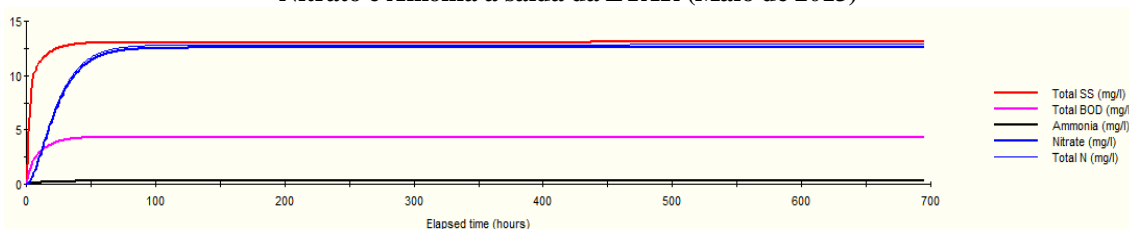


Figura 49 - Resultados do modelo para a configuração atual – Concentrações de CBO₅, SST, N_T, Nitrato e Amónia à saída da ETAR (Novembro de 2013)

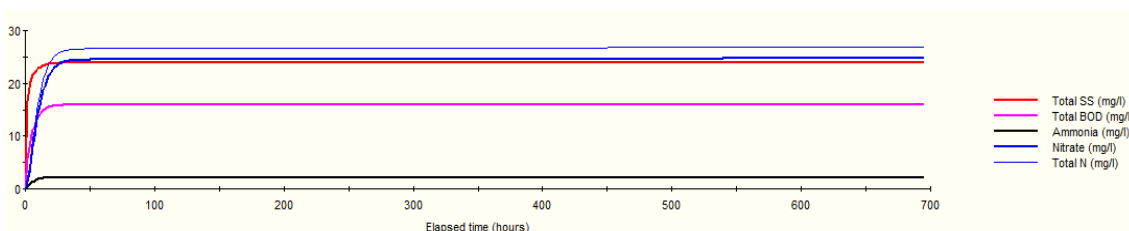


Figura 49 - Resultados do modelo para a configuração atual – Concentrações de CBO₅, SST, N_T, Nitrato e Amónia à saída da ETAR (Janeiro de 2014)

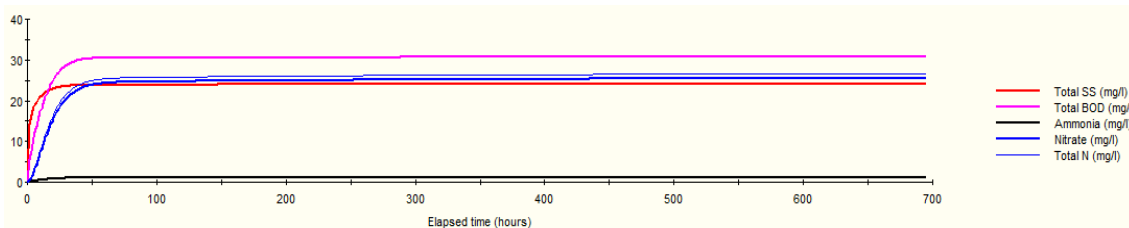


Figura 50 - Resultados do modelo para a configuração atual – Concentrações de CBO₅, SST, N_T, Nitrate e Amónia à saída da ETAR (Abril de 2014)

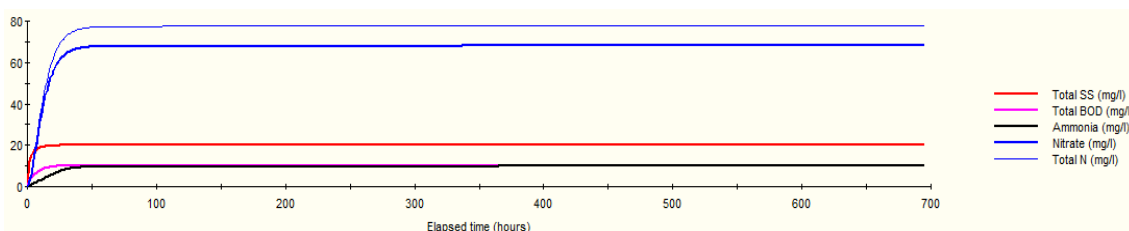


Figura 51 - Resultados do modelo para a configuração atual – Concentrações de CBO₅, SST, N_T, Nitrate e Amónia à saída da ETAR (Julho de 2014)

- Modelo - configuração proposta

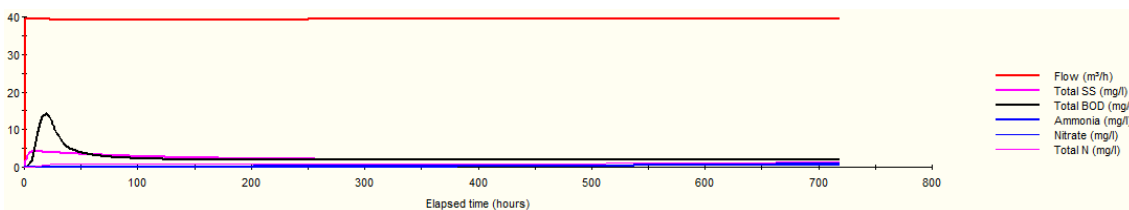


Figura 52 - Resultados do modelo para a configuração proposta - Concentrações de CBO₅, SST, N_T, Nitrate e Amónia à saída da ETAR com recirculação de lamas 0.75Q (Fevereiro de 2013)

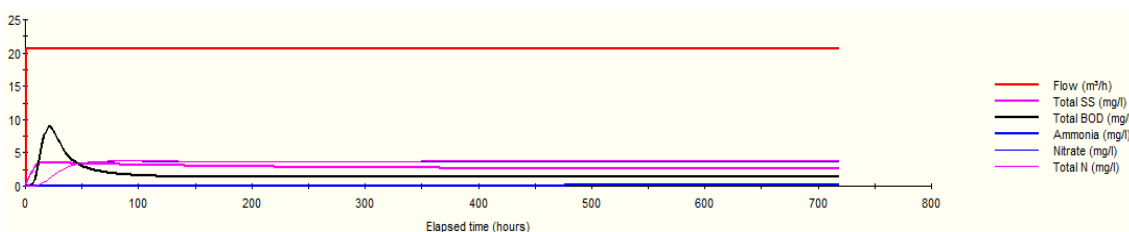


Figura 53 - Resultados do modelo para a configuração proposta - Concentrações de CBO₅, SST, N_T, Nitrate e Amónia à saída da ETAR com recirculação de lamas 0.75Q (Maio de 2013)

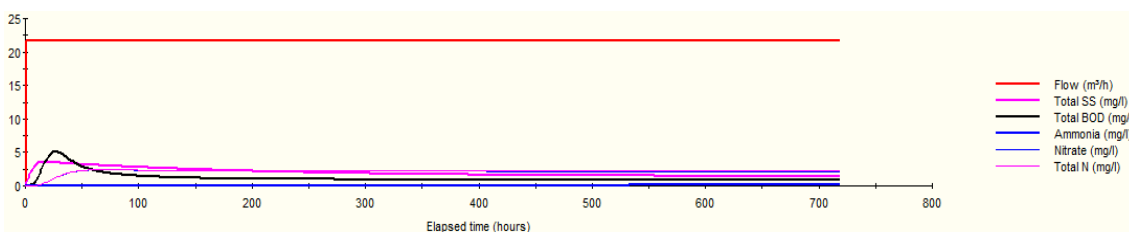


Figura 54 - Resultados do modelo para a configuração proposta - Concentrações de CBO₅, SST, N_T, Nitrate e Amónia à saída da ETAR com recirculação de lamas 0.75Q (Novembro de 2013)

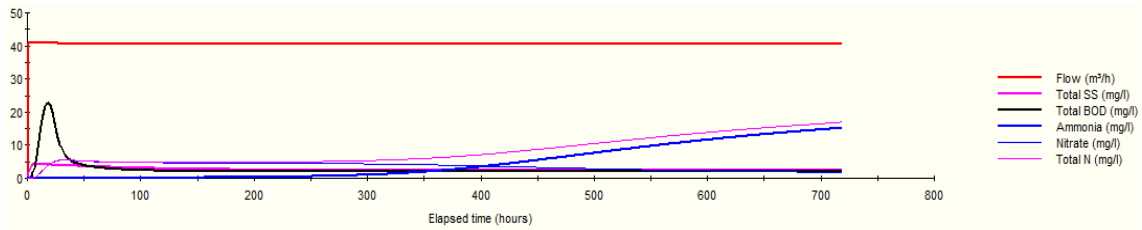


Figura 55 - Resultados do modelo para a configuração proposta - Concentrações de CBO₅, SST, N_T, Nitrato e Amónia à saída da ETAR com recirculação de lamas 0.75Q (Janeiro de 2014)

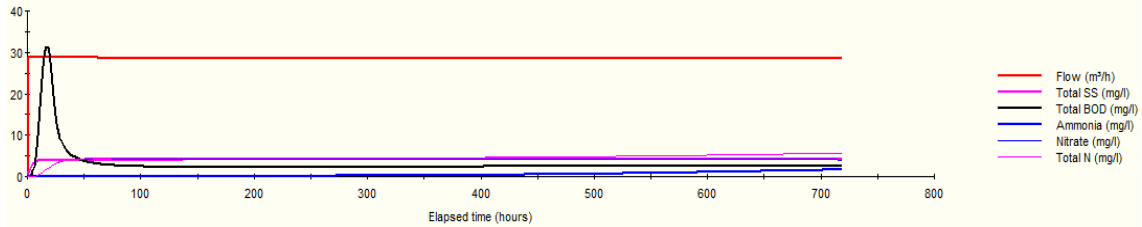


Figura 56 - Resultados do modelo para a configuração proposta - Concentrações de CBO₅, SST, N_T, Nitrato e Amónia à saída da ETAR com recirculação de lamas 0.75Q (Abril de 2014)

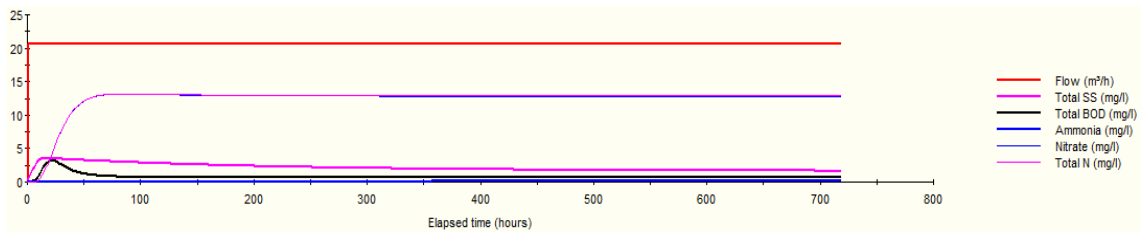


Figura 57 - Resultados do modelo para a configuração proposta - Concentrações de CBO₅, SST, N_T, Nitrato e Amónia à saída da ETAR com recirculação de lamas 0.75Q (Julho de 2014)

Anexo 2

Tabela 22 - Parâmetros e respetiva descrição – *BOD model* – decantadores primários

| Parâmetro | Descrição |
|-------------|--|
| S_{NH3} | Amónia [mg/l] |
| S_{NO3} | Nitrato [mg/l] |
| S_O | Oxigénio dissolvido [mg/l] |
| S_P | Fósforo solúvel [mg/l] |
| S_S | CBO solúvel [mg/l] |
| $X_{NV,s}$ | Sólidos sedimentáveis não-voláteis [mg/l] |
| $X_{NV,n}$ | Sólidos não sedimentáveis não voláteis [mg/l] |
| $X_{NV,s1}$ | Sólidos não voláteis nas lamas decantadas [kg] |
| $X_{S,s}$ | Sólidos sedimentáveis voláteis [mg/l] |
| $X_{S,n}$ | CBO não sedimentável particulada [mg/l] |
| $X_{S,s1}$ | BOD particulada nas lamas decantadas [kg] |
| $X_{V,s}$ | CBO sedimentável particulada [mg/l] |
| $X_{V,n}$ | Sólidos não sedimentáveis voláteis [mg/l] |
| $X_{V,s1}$ | Sólidos voláteis nas lamas decantadas [kg] |

Tabela 23 - Parâmetros e respetiva descrição - *BOD semi-dynamic* - leitos percoladores

| Parâmetro | Descrição |
|------------------------|---|
| a | Área superficial específica do material filtrante [m^2/m^3] |
| A | Área superficial do material filtrante [m^2] |
| d_f | Espessura da camada líquida ao longo do biofilme [m] |
| D_{NH3} | Difusividade da amónia [m^2/h] |
| D_{NO3} | Difusividade do nitrato [m^2/h] |
| D_O | Difusividade do oxigénio [m^2/h] |
| d_P | Dimensão média do filtro [m] |
| D_S | Difusividade da CBO solúvel [m^2/h] |
| g | Aceleração gravítica [m/s^2] |
| K | Taxa de degradação de sólidos [L/m mg h] |
| K_L | Coefficiente de transferência de massa [m/h] |
| K_{N,O} | Coefficiente de transferência de massa [m/h] |
| K_N | Constante de meia taxa: autotróficos em amónia [mg/L] |
| K_{S,O} | Constante de meia taxa: heterotróficos em oxigénio [mg/L] |
| K_S | Constante de meia taxa: heterotróficos em CBO [mg/L] |
| Mc | Número característico médio = $a \cdot d_f$ [-] |
| N | Número de estádios [-] |

| | |
|----------------------------|---|
| Q | Caudal [m^3/h] |
| Re | Número Reynolds = $Q \, dP / A \, \nu$ [-] |
| Sc | Número de Schmidt = $Q / A \, DO$ [-] |
| S_{NH3,f} | Concentração de amónia no interior do biofilme [mg/L] |
| S_{NO3,f} | Concentração de nitrato no interior do biofilme [mg/L] |
| S_{O,f} | Concentração de oxigénio no interior do biofilme [mg/L] |
| S_O* | Concentração de saturação de oxigénio dissolvido [mg/L] |
| S_{S,f} | Concentração de CBO no interior do biofilme [mg/L] |
| T_f | Coefficiente de adsorção de sólidos [m] |
| V_A | Viabilidade de autotróficos [-] |
| V_H | Viabilidade de heterotróficos [-] |
| X_V* | Sólidos adsorvidos no biofilme [m mg/L] |
| Y_{A,N} | Rendimento autotrófico em amónia [-] |
| Y_{H,S} | Rendimento heterotrófico em CBO [-] |
| Y_{NO3,NH3} | Rendimento de nitrato em amónia [-] |
| Y_{S,X} | Rendimento de CBO a partir de sólidos voláteis [-] |
| Z | Profundidade do leito do filtro [m] |

Tabela 24 - Simbologia utilizada nas equações de descrição do modelo *BOD semi-dynamic* - leitos percoladores

| Simbologia | Descrição |
|----------------|--|
| ν | Viscosidade cinemática (m^2/s) |
| μ_A | Taxa de crescimento autotrófico (1/h) |
| μ_H | Taxa de crescimento heterotrófico (/h) |
| $\alpha_{O,S}$ | Rácio oxigénio consumido por CBO removida |
| $\alpha_{O,N}$ | Rácio oxigénio consumido por amónia-N removida |
| Δz | Profundidade de cada estágio, Z/N (m) |

Tabela 25 - Valores típicos para os parâmetros cinéticos e estequiométricos do modelo ASM1, para pH neutro e águas residuais domésticas (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

| Símbolo | Designação | Valor típicos a 20°C | Unidades |
|------------------------------------|--|----------------------|------------------------------------|
| Parâmetros Estequiométricos | | | |
| Y_H | Rendimento celular da biomassa heterotrófica | 0,6 | gCOD.g ⁻¹ COD |
| f_D | Fração da biomassa que origina produtos particulados | 0,08 | gcell debris.g ⁻¹ COD |
| $i_{N/XB}$ | Massa de azoto/massa de CQO na biomassa | 0,086 | gN.g ⁻¹ COD ativo |
| $i_{N/XD}$ | Massa de azoto/massa de CQO nos produtos da biomassa | 0,06 | gN.g ⁻¹ COD (detritos) |
| Y_A | Rendimento celular da biomassa autotrófica | 0,24 | gCOD.g ⁻¹ N oxidado |
| Parâmetros cinéticos | | | |
| μ_H | Taxa máxima específica do crescimento da biomassa heterotrófica | 6 | dia ⁻¹ |
| K_S | Coeficiente de meia-saturação para a biomassa heterotrófica | 20 | mg.L ⁻¹ |
| $K_{O,H}$ | Coeficiente de meia-saturação em oxigénio para a biomassa heterotrófica | 0,1 | mg.L ⁻¹ |
| K_{NO} | Coeficiente de meia-saturação em azoto para a biomassa heterotrófica | 0,2 | mg.L ⁻¹ |
| $b_{L,H}$ | Coeficiente de decaimento da biomassa heterotrófica | 0,4 | g.g ⁻¹ .d ⁻¹ |
| η_g | Fator de correção de μ_H em condições anóxicas | 0,8 | g.g ⁻¹ |
| η_h | Factor de correcção da hidrólise em condições anóxicas | 0,4 | g.g ⁻¹ |
| K_a | Taxa específica de amonificação | 0,16 | L.mg COD.d ⁻¹ |
| K_h | Taxa máxima específica de hidrólise | 2,21 | g.g ⁻¹ .d ⁻¹ |
| K_X | Coeficiente de meia-saturação para a hidrólise de substrato | 0,15 | g.g ⁻¹ .d ⁻¹ |
| μ_A | Taxa máxima específica do crescimento da biomassa autotrófica | 0,76 | g.g ⁻¹ .d ⁻¹ |
| K_{NH} | Coeficiente de meia-saturação em azoto amoniacal para a biomassa autotrófica | 1 | mg.L ⁻¹ |
| $K_{O,A}$ | Coeficiente de meia-saturação em oxigénio para a biomassa autotrófica | 0,75 | mg.L ⁻¹ |
| $b_{L,A}$ | Coeficiente de decaimento da biomassa autotrófica | 0,07 | g.g ⁻¹ .d ⁻¹ |

*Estes valores aplicam-se também ao modelo ASAL1

Anexo 3

Tabela 26 - Matriz de Petersen para o modelo ASM1 – estequiometria e taxas processos (adaptado de Metcalf & Eddy, 2003)

| Componente → | i | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | Taxas do Processo, p_j [ML ⁻³ T ⁻¹] | |
|---|--|-----------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|----------------------------|-------------------------|---------------------------|-------------------------|-------------------------|--|---|--------------|
| j ↓ | Processo ↓ | S_1 | S_2 | X_1 | X_2 | X_{NH} | X_{NA} | X_T | S_O | S_{NO} | S_{NH} | S_{ND} | X_{ND} | S_{ALIX} | | |
| 1 | Crescimento aeróbio das heterotróficas | | $-\frac{1}{Y_H}$ | | | 1 | | | $-\frac{1-Y_H}{Y_H}$ | | $-i_{NH}$ | | | $-\frac{i_{NH}}{14}$ | $\hat{\mu}_H \left(\frac{S_1}{K_S + S_1} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,H} + S_O} \right) X_{NH}$ | |
| 2 | Crescimento anóxico das heterotróficas | | $-\frac{1}{Y_H}$ | | | 1 | | | $-\frac{1-Y_A}{2.86Y_H}$ | | $-i_{NA}$ | | | $\frac{1-Y_A}{14 \cdot 2.86Y_H}$ $-\frac{i_{NA}}{14}$ | $\hat{\mu}_H \left(\frac{S_1}{K_S + S_1} \right) \left(\frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \right) \times \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \eta_H X_{NH}$ | |
| 3 | Crescimento aeróbio das autotróficas | | | | | | 1 | | $-\frac{4.57-Y_A}{Y_A}$ | $\frac{1}{Y_A}$ | $-i_{TA} - \frac{1}{Y_A}$ | | | $-\frac{i_{TA}}{14} - \frac{1}{7Y_A}$ | $\hat{\mu}_A \left(\frac{S_{NH}}{K_H + S_{NH}} \right) \left(\frac{S_O}{K_{O,A} + S_O} \right) X_{NA}$ | |
| 4 | Decaimento das heterotróficas | | | | $1-f_p$ | -1 | | f_p | | | | | | | $i_{NH} - f \hat{\mu}_H$ | $b_H X_{NH}$ |
| 5 | Decaimento das autotróficas | | | | $1-f_p$ | -1 | | f_p | | | | | | | $i_{NA} - f \hat{\mu}_A$ | $b_A X_{NA}$ |
| 6 | Ammonificação do azoto orgânico residual | | | | | | | | | | 1 | -1 | | $\frac{1}{14}$ | $k_d S_{NH} X_{NH}$ | |
| 7 | Hidrólise da matéria orgânica | | 1 | | -1 | | | | | | | | | | $k_h \frac{X_T/X_{NH}}{K_T + (X_T/X_{NH})} \left[\left(\frac{S_O}{K_{O,T} + S_O} \right) + \eta_1 \left(\frac{K_{NH}}{K_{O,H} + S_O} \right) \left(\frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] Y_{NH}$ | |
| 8 | Hidrólise do azoto orgânico | | | | | | | | | | | 1 | -1 | | $p_f (X_{NH}/X_T)$ | |
| Taxas de conversão observadas [ML ⁻³ T ⁻¹] | | $r_i = \sum_j \nu_{ij} p_j$ | | | | | | | | | | | | | | |
| | | [MCOODL ⁻¹] | [MCOODL ⁻¹] | [MCOODL ⁻¹] | [MCOODL ⁻¹] | [MCOODL ⁻¹] | [MCOODL ⁻¹] | [MCOODL ⁻¹] | [M(-COODL ⁻¹)] | [M(NIL ⁻¹)] | [M(NIL ⁻¹)] | [M(NIL ⁻¹)] | [M(NIL ⁻¹)] | Molar units | | |

Tabela 27 - Matriz de Petersen para o modelo ASM2 - estequiometria (adaptado de Henze *et al*, 2000)

| Processo | S_F | S_{NH_4} | S_{PO_4} | S_I | S_{ALK} | X_S | X_{TSS} | S_A | S_{NO_2} | S_{N_2} | X_I | X_H | S_{O_2} | X_{PAO} | X_{FP} | X_{PHA} | X_{AUT} | S_{PO_4} | X_{MeOH} | X_{MeP} | |
|---|------------------|---------------|---------------|----------|--------------|------------|-------------|------------------|---------------------------|--------------------------|----------|-------|-------------------------|-----------|-------------|------------------|-----------|------------|------------|-----------|-------|
| 1 Hidrólise aeróbia | $1/f_{S1}$ | v_{1,NH_4} | v_{1,PO_4} | f_{S1} | $v_{1,ALK}$ | -1 | $v_{1,TSS}$ | | | | | | | | | | | | | | |
| 2 Hidrólise anóxica | $1/f_{S1}$ | v_{2,NH_4} | v_{2,PO_4} | f_{S1} | $v_{2,ALK}$ | -1 | $v_{2,TSS}$ | | | | | | | | | | | | | | |
| 3 Hidrólise anaeróbia | $1/f_{S1}$ | v_{3,NH_4} | v_{3,PO_4} | f_{S1} | $v_{3,ALK}$ | -1 | $v_{3,TSS}$ | | | | | | | | | | | | | | |
| 4 Crescimento aeróbio em S_F | $-\frac{1}{Y_H}$ | | | | | | | | | | | 1 | $1-\frac{1}{Y_H}$ | | | | | | | | |
| 5 Crescimento aeróbio em S_A | | | | | | | | $-\frac{1}{Y_H}$ | | | | 1 | $1-\frac{1}{Y_H}$ | | | | | | | | |
| 6 Crescimento anóxico em S_F Desnitrificação | $-\frac{1}{Y_H}$ | | | | | | | | $-\frac{1-Y_H}{2.86 Y_H}$ | $\frac{1-Y_H}{2.86 Y_H}$ | | 1 | | | | | | | | | |
| 7 Crescimento anóxico em S_A Desnitrificação | | | | | | | | $-\frac{1}{Y_H}$ | $-\frac{1-Y_H}{2.86 Y_H}$ | $\frac{1-Y_H}{2.86 Y_H}$ | | 1 | | | | | | | | | |
| 8 Fermentação | -1 | | | | | | | 1 | | | | | | | | | | | | | |
| 9 Lisis | | | | | | $1-f_{X1}$ | | | | | f_{X1} | -1 | | | | | | | | | |
| 10 Armazenamento de X_{PHA} | | | Y_{PO_4} | | | | | -1 | | | | | | | $-Y_{PO_4}$ | 1 | | | | | |
| 11 Armazenamento de X_{FP} | | | -1 | | | | | | | | | | $-Y_{PHA}$ | | 1 | $-Y_{PHA}$ | | | | | |
| 12 Crescimento aeróbio de X_{PAO} | | | $-i_{FBM}$ | | | | | | | | | | $1-\frac{1}{Y_H}$ | 1 | | $-\frac{1}{Y_H}$ | | | | | |
| 13 Lisis de X_{PAO} | | | v_{13,PO_4} | | | $1-f_{X1}$ | | | | | f_{X1} | | | -1 | | | | | | | |
| 14 Lisis de X_{FP} | | | 1 | | | | | 1 | | | | | | | | | | | | | |
| 15 Lisis de X_{PHA} | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 16 Crescimento aeróbio de X_{AUT} | | | | | | | | | $\frac{1}{Y_A}$ | | | | $-\frac{4.57-Y_A}{Y_A}$ | | | | 1 | | $-i_{FBM}$ | | |
| 17 Lisis | | v_{17,NH_4} | | | | $1-f_{X1}$ | | | | | f_{X1} | | | | | | | | | | |
| 18 Precipitação | | | -1 | | $v_{18,ALK}$ | | 1.42 | | | | | | | | | | | | | -3.45 | 4.87 |
| 19 Redissolução | | | 1 | | $v_{19,ALK}$ | | -1.42 | | | | | | | | | | | | | 3.45 | -4.87 |

Tabela 28 - Matriz de Petersen para o modelo ASM2 - Taxas de processo (adaptado de Henze *et al.*,2002)

| Processo | Equação da taxa de processo ρ |
|---|---|
| Processos de hidrólise | |
| 1 Hidrólise aeróbia | $K_d \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{X_1 / X_H}{K_X + X_5 / X_H} \cdot X_H$ |
| 2 Hidrólise anóxica | $K_d \cdot \theta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{X_2 / X_H}{K_X + X_5 / X_H} \cdot X_H$ |
| 3 Hidrólise anaeróbia | $K_d \cdot \theta_{NO_2} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{K_{NO_2}}{K_{NO_2} + S_{NO_2}} \cdot \frac{X_3 / X_H}{K_X + X_5 / X_H} \cdot X_H$ |
| Organismos heterotróficos: X_H | |
| 4 Crescimento aeróbio em S_F | $\mu_H \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_F}{S_F + S_A} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_F + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$ |
| 5 Crescimento aeróbio em S_A | $\mu_H \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_A}{S_F + S_A} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_F + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$ |
| 6 Crescimento anóxico em S_F Denitrificação | $\mu_H \cdot \theta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_F}{S_F + S_A} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_F + S_{PO_4}} \cdot X_H$ |
| 7 Crescimento anóxico em S_A Denitrificação | $\mu_H \cdot \theta_{NO_3} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_A}{S_F + S_A} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_F + S_{PO_4}} \cdot X_H$ |
| 8 Fermentação | $q_d \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{K_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$ |
| 9 Lise | $b_H \cdot X_H$ |
| Organismos acumuladores de fósforo (PAO): X_{PAO} | |
| 10 Armazenamento de X_{PHA} | $q_{PHA} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PP} / X_{PAO}}{K_{PP} + X_{PP} / X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$ |
| 11 Armazenamento de X_{PP} | $q_{PP} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_{PO_4} + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PHA} / X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA} / X_{PAO}} \cdot \frac{K_{MAX} \cdot X_{PP} / X_{PAO}}{K_{PP} + K_{MAX} \cdot X_{PP} / X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$ |
| 12 Crescimento aeróbio de X_{TAC} | $\mu_{PAO} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_F + S_{PO_4}} \cdot \frac{X_{PHA} / X_{PAO}}{K_{PHA} + X_{PHA} / X_{PAO}} \cdot X_{PAO}$ |
| 13 Lise de X_{TAC} | $b_{PAO} \cdot X_{PAO} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$ |
| 14 Lise de X_{PP} | $b_{PP} \cdot X_{PP} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$ |
| 15 Lise de X_{PHA} | $b_{PHA} \cdot X_{PHA} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$ |
| Organismos autótrofos: X_{AUT} | |
| 16 Crescimento | $\mu_{ACT} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_F + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_{AUT}$ |
| 17 Lise | $b_{AUT} \cdot X_{AUT}$ |
| Precipitação simultânea de fósforo e $Fe(OH)_3$ | |
| 18 Precipitação | $k_{PRD} \cdot S_{PO_4} \cdot X_{M-OH}$ |
| 19 Redissolução | $k_{RED} \cdot X_{M-P} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$ |

Tabela 29 - Matriz adotada para o modelo ASM2D - estequiometria (adaptado de Henze *et al.*, 2000)

| Processo | S_P | S_{NH_4} | S_{PO_4} | S_I | S_{ALK} | X_B | X_{TSS} | S_{O_2} | S_A | S_{NO_3} | S_{N_2} | X_I | X_H | X_{PHO} | X_{PP} | X_{PHA} | X_{AUT} | S_{PO_4} | X_{MeOH} | X_{MeP} |
|---|------------------|---------------|---------------|----------|--------------|--------------|-------------|--------------------------|------------------|-------------------------------------|------------------------------------|----------|-------|-----------|-------------|------------|-----------|------------|------------|-----------|
| 1 Hidrólise aeróbia | $1 - f_{SI}$ | v_{1,NH_4} | v_{1,PO_4} | f_{SI} | $v_{1,ALK}$ | -1 | $v_{1,TSS}$ | | | | | | | | | | | | | |
| 2 Hidrólise anóxica | $1 - f_{SI}$ | v_{2,NH_4} | v_{2,PO_4} | f_{SI} | $v_{2,ALK}$ | -1 | $v_{2,TSS}$ | | | | | | | | | | | | | |
| 3 Hidrólise anaeróbia | $1 - f_{SI}$ | v_{3,NH_4} | v_{3,PO_4} | f_{SI} | $v_{3,ALK}$ | -1 | $v_{3,TSS}$ | | | | | | | | | | | | | |
| 4 Crescimento aeróbio em S_P | $-\frac{1}{Y_H}$ | | | | | | | $1 - \frac{1}{Y_H}$ | | | | | 1 | | | | | | | |
| 5 Crescimento aeróbio em S_A | | | | | | | | $1 - \frac{1}{Y_H}$ | $-\frac{1}{Y_H}$ | | | | 1 | | | | | | | |
| 6 Crescimento anóxico em S_P | $-\frac{1}{Y_H}$ | | | | | | | | | $-\frac{1 - Y_{II}}{286 \cdot Y_H}$ | $\frac{1 - Y_{II}}{286 \cdot Y_H}$ | | 1 | | | | | | | |
| 7 Crescimento anóxico em S_A Desnitrificação | | | | | | | | | $-\frac{1}{Y_H}$ | $-\frac{1 - Y_{II}}{286 \cdot Y_H}$ | $\frac{1 - Y_{II}}{286 \cdot Y_H}$ | | 1 | | | | | | | |
| 8 Fermentação | -1 | | | | | | | | 1 | | | | | | | | | | | |
| 9 Lísis | | | | | | $1 - f_{XI}$ | | | | | | f_{XI} | -1 | | | | | | | |
| 10 Armazenamento de X_{PHA} | | | Y_{PO_4} | | | | | | -1 | | | | | | $-Y_{PO_4}$ | 1 | | | | |
| 11 Armazenamento aeróbio de X_{PP} | | | -1 | | | | | $-Y_{PHA}$ | | | | | | | 1 | $-Y_{PHA}$ | | | | |
| 12 Armazenamento anóxico de X_{PP} | | | -1 | | | | | | | v_{12,NO_3} | $-v_{12,NO_3}$ | | | | 1 | $-Y_{PHA}$ | | | | |
| 13 Crescimento aeróbio de X_{PHO} | | | $-i_{PHM}$ | | | | | v_{13,O_2} | | | | | 1 | | | $-1/Y_H$ | | | | |
| 14 Crescimento anóxico de X_{PHO} | | | $-i_{PHM}$ | | | | | | | v_{14,NO_3} | $-v_{14,NO_3}$ | | 1 | | | $-1/Y_H$ | | | | |
| 15 Lísis de X_{PHO} | | | v_{15,PO_4} | | | $1 - f_{XI}$ | | | | | | f_{XI} | | -1 | | | | | | |
| 16 Lísis de X_{PP} | | | 1 | | | | | | 1 | | | | | | -1 | | | | | |
| 17 Lísis de X_{PHA} | | | | | | | | | | | | | | | | -1 | | | | |
| 18 Crescimento aeróbio de X_{AUT} | | v_{18,NH_4} | $-i_{PHM}$ | | | | | $\frac{4.57 - Y_A}{Y_A}$ | | $\frac{1}{Y_A}$ | | | | | | | 1 | | | |
| 19 Lísis | | v_{19,NH_4} | v_{19,PO_4} | | | $1 - f_{XI}$ | | | | | | f_{XI} | | | | | -1 | | | |
| 20 Precipitação | | | | | $v_{20,ALK}$ | | 1.42 | | | | | | | | | | | -1 | -3.45 | 4.87 |
| 21 Redissolução | | | | | $v_{21,ALK}$ | | -1.42 | | | | | | | | | | | 1 | 3.45 | -4.87 |

Tabela 30 - Matriz adotada para o modelo ASM2 - Taxas de processo (adaptado de Henze et al., 2000)

| <i>j</i> | Processo | Equação da taxa de processo p_i $p_i \geq 0$ $[M_L \cdot T^{-1}]$ |
|---|---|--|
| <i>Processos de hidrólise</i> | | |
| 1 | Hidrólise aeróbia | $K_h \cdot \frac{S_{CO_2}}{K_{CO_2} + S_{CO_2}} \cdot \frac{X_N/X_H}{K_X + X_N/X_H} \cdot X_H$ |
| 2 | Hidrólise anóxica | $K_h \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{CO_2}}{K_{CO_2} + S_{CO_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{X_N/X_H}{K_X + X_N/X_H} \cdot X_H$ |
| 3 | Hidrólise aneróbia | $K_h \cdot \eta_{NH_4} \cdot \frac{K_{CO_2}}{K_{CO_2} + S_{CO_2}} \cdot \frac{K_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{X_N/X_H}{K_X + X_N/X_H} \cdot X_H$ |
| <i>Organismos heterotróficos X_H</i> | | |
| 4 | Crescimento aeróbio em S_F | $\mu_H \cdot \frac{S_{CO_2}}{K_{CO_2} + S_{CO_2}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_F}{S_F + S_A} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$ |
| 5 | Crescimento aeróbio em S_A | $\mu_H \cdot \frac{S_{CO_2}}{K_{CO_2} + S_{CO_2}} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_F}{S_F + S_A} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$ |
| 6 | Crescimento nódico em S_F Desnitrificação | $\mu_H \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{CO_2}}{K_{CO_2} + S_{CO_2}} \cdot \frac{K_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_F}{S_F + S_A} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$ |
| 7 | Crescimento anódico em S_A Desnitrificação | $\mu_H \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{CO_2}}{K_{CO_2} + S_{CO_2}} \cdot \frac{K_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_F}{S_F + S_A} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$ |
| 8 | Fermentação | $q_{FE} \cdot \frac{K_{CO_2}}{K_{CO_2} + S_{CO_2}} \cdot \frac{K_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}} \cdot \frac{S_F}{K_F + S_F} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_H$ |
| 9 | Lísis | $b_H \cdot X_H$ |
| <i>Organismos acumuladores de fósforo (PAO): X_{PAO}</i> | | |
| 10 | Armazenamento de X_{PEA} | $q_{PEA} \cdot \frac{S_A}{K_A + S_A} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PP}/X_{PNO}}{K_{PP} + X_{PP}/X_{PNO}} \cdot X_{PAO}$ |
| 11 | Armazenamento aeróbio de X_{PP} | $q_{PP} \cdot \frac{S_{CO_2}}{K_{CO_2} + S_{CO_2}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_{PS} + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PEA}/X_{PNO}}{K_{PEA} + X_{PEA}/X_{PNO}} \cdot \frac{K_{MAX} \cdot X_{PP}/X_{PNO}}{K_{PP} + K_{MAX} - X_{PP}/X_{PNO}} \cdot X_{PAO}$ |
| 12 | Armazenamento anódico de X_{PP} | $p_{12} = p_{11} \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{CO_2}}{S_{CO_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}}$ |
| 13 | Crescimento aeróbio em X_{PEA} | $\mu_{PNO} \cdot \frac{S_{CO_2}}{K_{CO_2} + S_{CO_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{PEA}/X_{PNO}}{K_{PEA} + X_{PEA}/X_{PNO}} \cdot X_{PAO}$ |
| 14 | Crescimento anódico de X_{PP} | $p_{14} = p_{13} \cdot \eta_{NO_3} \cdot \frac{K_{CO_2}}{S_{CO_2}} \cdot \frac{S_{NO_3}}{K_{NO_3} + S_{NO_3}}$ |
| 15 | Lísis de X_{PAO} | $b_{PAO} \cdot X_{PAO} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$ |
| 16 | Lísis de X_{PP} | $b_{PP} \cdot X_{PP} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$ |
| 17 | Lísis de X_{PEA} | $b_{PEA} \cdot X_{PEA} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$ |
| <i>Organismos autotróficos: X_{AUT}</i> | | |
| 18 | Crescimento | $\mu_{AUT} \cdot \frac{S_{CO_2}}{K_{CO_2} + S_{CO_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{PO_4}}{K_P + S_{PO_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot X_{AUT}$ |
| 19 | Lísis | $b_{AUT} \cdot X_{AUT}$ |
| <i>Precipitação simultânea de fósforo e Fe(OH)₃</i> | | |
| 20 | Precipitação | $k_{PRE} \cdot S_{PO_4} \cdot X_{Fe(OH)}$ |
| 21 | Redissolução | $k_{BED} \cdot X_{Fe(OH)} \cdot S_{ALK} / (K_{ALK} + S_{ALK})$ |

Tabela 31 - Matriz de Petersen para o modelo ASM3 - estequiometria (adaptado de Henze et al., 2000)

| Componente $i \rightarrow$ | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 |
|--|-----------|-----------|-------------|-------------|-----------|-----------|-----------|-------|--------------|----------------|---------------|-------|-------------|
| j Processo | S_{O_2} | S_1 | S_5 | S_{NH_4} | S_{N_2} | S_{NOX} | S_{ALK} | X_1 | X_5 | X_H | X_{STO} | X_A | X_{SS} |
| Expresso em \rightarrow | O_2 | COD | COD | N | N | N | Mole | COD | COD | COD | COD | COD | SS |
| 1 Hidrólise | | f_{S_1} | x_1 | y_1 | | | z_1 | | -1 | | | | $-i_{X_5}$ |
| <i>Organismos heterotróficos</i> | | | | | | | | | | | | | |
| 2 Armazenamento aeróbio de S_5 | x_2 | | -1 | y_2 | | | z_2 | | | | Y_{STO,O_2} | | t_2 |
| 3 Armazenamento anóxico de S_5 | | | -1 | y_3 | $-x_3$ | x_3 | z_3 | | | | $Y_{STO,NOX}$ | | t_3 |
| 4 Crescimento aeróbio de X_H | x_4 | | | y_4 | | | z_4 | | 1 | $-1/Y_{H,O_2}$ | | | t_4 |
| 5 Crescimento anóxico | | | | y_4 | $-x_5$ | x_5 | z_5 | | 1 | $-1/Y_{H,NOX}$ | | | t_5 |
| 6 Respiração endógena aeróbia | x_6 | | | y_6 | | | z_6 | f_1 | | -1 | | | t_6 |
| 7 Respiração endógena anóxica | | | | y_7 | $-x_7$ | x_7 | z_7 | f_1 | | -1 | | | t_7 |
| 8 Respiração aeróbia de X_{STO} | x_8 | | | | | | | | | | -1 | | t_8 |
| 9 Respiração anóxica de X_{STO} | | | | | $-x_9$ | x_9 | z_9 | | | | -1 | | t_9 |
| <i>Organismos autotróficos</i> | | | | | | | | | | | | | |
| 10 Crescimento aeróbio de X_A | x_{10} | | | y_{10} | | $1/Y_A$ | z_{10} | | | | | 1 | t_{10} |
| 11 Respiração endógena aeróbia | x_{11} | | | y_{11} | | | z_{11} | f_1 | | | | -1 | t_{11} |
| 12 Respiração endógena anóxica | | | | y_{12} | $-x_{12}$ | x_{12} | z_{12} | f_1 | | | | -1 | t_{12} |
| <i>Matrix de composição $u_{k,l}$</i> | | | | | | | | | | | | | |
| <i>k Conservativos</i> | | | | | | | | | | | | | |
| 1 ThOD | g ThOD | -1 | 1 | 1 | | -1.71 | -4.57 | | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 |
| 2 Azoto | g N | | i_{N,S_1} | i_{N,S_5} | 1 | 1 | 1 | | i_{N,X_1} | i_{N,X_5} | $i_{N,BM}$ | | $i_{N,BM}$ |
| 3 Carga iónica | Mole + | | | | 1/14 | | -1/14 | -1 | | | | | |
| <i>Observáveis</i> | | | | | | | | | | | | | |
| 4 SS | g SS | | | | | | | | i_{SS,X_1} | i_{SS,X_5} | $i_{SS,BM}$ | 0.60 | $i_{SS,BM}$ |

Tabela 32 - Matriz de Petersen para o modelo ASM3 - Taxas de processo (adaptado de Henze et al., 2000)

| j Processo | Equação da taxa de processo p_j , $p_j \geq 0$. |
|-----------------------------------|---|
| 1 Hidrólise | $k_H \cdot \frac{X_5/X_H}{K_X + X_5/X_H} \cdot X_H$ |
| <i>Organismos heterotróficos</i> | |
| 2 Armazenamento aeróbio de S_5 | $k_{STO} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_5}{K_S + S_5} \cdot X_H$ |
| 3 Armazenamento anóxico de S_5 | $k_{STO} \cdot \eta_{NOX} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NOX}}{K_{NOX} + S_{NOX}} \cdot \frac{S_5}{K_S + S_5} \cdot X_H$ |
| 4 Crescimento aeróbio | $\mu_H \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{STO}/X_H}{K_{STO} + X_{STO}/X_H} \cdot X_H$ |
| 5 Crescimento anóxico | $\mu_H \cdot \eta_{NOX} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NOX}}{K_{NOX} + S_{NOX}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \cdot \frac{X_{STO}/X_H}{K_{STO} + X_{STO}/X_H} \cdot X_H$ |
| 6 Respiração endógena aeróbia | $b_{H,O_2} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot X_H$ |
| 7 Respiração endógena anóxica | $b_{H,NOX} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NOX}}{K_{NOX} + S_{NOX}} \cdot X_H$ |
| 8 Respiração aeróbia de X_{STO} | $b_{STO,O_2} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot X_{STO}$ |
| 9 Respiração anóxica de X_{STO} | $b_{STO,NOX} \cdot \frac{K_{O_2}}{K_{O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NOX}}{K_{NOX} + S_{NOX}} \cdot X_{STO}$ |
| <i>Organismos autotróficos</i> | |
| 10 Crescimento aeróbio de X_A | $\mu_A \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{A,O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NH_4}}{K_{A,NH_4} + S_{NH_4}} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{A,ALK} + S_{ALK}} \cdot X_A$ |
| 11 Respiração endógena aeróbia | $b_{A,O_2} \cdot \frac{S_{O_2}}{K_{A,O_2} + S_{O_2}} \cdot X_A$ |
| 12 Respiração endógena anóxica | $b_{A,NOX} \cdot \frac{K_{A,O_2}}{K_{A,O_2} + S_{O_2}} \cdot \frac{S_{NOX}}{K_{A,NOX} + S_{NOX}} \cdot X_A$ |