

**HENRIQUE MARTINS NETO**

**SISTEMA CÍCLICO DE LODO ATIVADO EMPREGADO PARA  
REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NUTRIENTES DE ESGOTO SANITÁRIO**

**São Paulo  
2014**

**HENRIQUE MARTINS NETO**

**SISTEMA CÍCLICO DE LODO ATIVADO EMPREGADO PARA  
REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NUTRIENTES DE ESGOTO SANITÁRIO**

**Dissertação apresentada à Escola  
Politécnica da Universidade de São Paulo  
para obtenção do título de Mestre em  
Engenharia Civil**

**Área de Concentração:  
Engenharia Hidráulica e Ambiental**

**Orientador: Prof. Associado Roque  
Passos Piveli**

**São Paulo  
2014**

**Este exemplar foi revisado e corrigido em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com a anuência de seu orientador.**

**São Paulo,     de novembro de 2014.**

**Assinatura do autor** \_\_\_\_\_

**Assinatura do orientador** \_\_\_\_\_

#### Catálogo-na-publicação

**Martins Neto, Henrique**

**Sistema cíclico de iodo ativado empregado para remoção biológica de nutrientes de esgoto sanitário / H. Martins Neto. -- versão corr. -- São Paulo, 2014.**

**145 p.**

**Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental.**

**1.Lodo ativado 2.Remoção de nutrientes 3.Esgostos sanitários I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental II.t.**

## AGRADECIMENTOS

Agradeço,

Primeiramente a Deus, pela a saúde e as oportunidades que me foram concedidas.

Aos meus pais, Henrique Martins Filho (*in memoria*) e Maria Isabel Affonso Martins, pela educação, ensinamentos e apoio, sempre constantes.

Meus irmãos Débora Martins e Rafael Martins e minha esposa e companheira Natália Moura Lopes, que também contribuíram e muito para a realização deste trabalho, principalmente pela força para vencer os desafios da pesquisa.

Aos colegas do laboratório, Fábio, Laerte, Vladimir, Rodrigo, Humberto, Eloi e Lara, por participarem do dia a dia de rotinas de análises e trabalhos em conjunto.

Ao meu orientador, Prof. Roque Passos Piveli, pelos ensinamentos, correções e oportunidade de fazer parte de sua equipe de pesquisa.

Aos professores das demais disciplinas do curso de mestrado da EPUSP, e em especial aos professores da banca examinadora, Prof. Pedro Alem Sobrinho e Prof. Eduardo Pacheco Jordão (UFRJ), pelas contribuições significativas e muito positivas para o presente trabalho.

E ao CNPq (Conselho Nacional Científico e Tecnológico), pela bolsa de mestrado fornecida e a Finep (Financiadora de Estudos e Projetos), pelos equipamentos adquiridos, para a realização deste trabalho.

## RESUMO

Tendo em vista a crescente problemática quanto à eutrofização de corpos d'água em países em desenvolvimento, devido ao lançamento de esgoto mesmo que tratado em nível secundário, o processo de lodo ativado vem sendo estudado e aprimorado para efetuar a remoção conjunta de matéria orgânica, nitrogênio e o fósforo, nutrientes limitantes para ocorrência da eutrofização. Neste contexto, o presente trabalho pretende contribuir com informações quanto à remoção biológica de nutrientes de esgoto sanitário através de estudo em escala piloto em um sistema cíclico de lodo ativado. Este sistema, operado em regime de bateladas sequenciais, difere da configuração habitual, pois possui três compartimentos internos, zonas 1, 2 e 3 que apresentam condições anaeróbias/anóxicas, anóxicas e aeróbias respectivamente, além do retorno de lodo da zona 3 para zona 1 durante o período de reação, sob vazão de 20% da vazão afluente a unidade. Cada batelada possui duração de 4 horas, distribuídas em 4 etapas de 1h cada, sendo elas o enchimento com aeração, reação, sedimentação e descarga. Com essas características o sistema cíclico de lodo ativado do presente estudo, demonstrou no tratamento de esgoto sanitário, elevada eficiência na remoção de matéria orgânica, sempre acima de 90%, além da boa eficiência de remoção nitrogênio através do processo de nitrificação e desnitrificação, cuja concentração média de amônia e nitrato no efluente final foram respectivamente de 2,8 e 11,4 mgN.L<sup>-1</sup> para idade de lodo de 25 dias e quando operado com 12 dias de idade, o efluente apresentou concentração de 6,6 e 12,4 mgN.L<sup>-1</sup>. Também foram determinadas via respirometria as taxas máximas de crescimento ( $\mu_{n,max}$ ) para bactérias nitrificantes e nitratantes, os valores obtidos foram respectivos, de 0,45 d<sup>-1</sup> e 0,37 d<sup>-1</sup> para idade de lodo de 12 dias, resultados próximos a literatura. A remoção biológica de fósforo foi obtida com melhor resultado na segunda etapa, superando 95% de eficiência, produzindo efluente final com teor de fósforo total inferior a 0,5 mgP.L<sup>-1</sup>.

Palavras-chaves: lodo ativado em bateladas sistema cíclico de lodo ativado, remoção biológica de nutrientes, nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de fósforo.

## ABSTRACT

Given the growing problem regarding the eutrophication of water bodies in developing countries, due to discharge of sewage treated even at the secondary level, the activated sludge process has been enhanced to study and perform the joint removal of organic matter, nitrogen and phosphorus, the limiting nutrient for the occurrence of eutrophication. In this context, this work aims to contribute information for biological nutrient removal from wastewater by pilot scale study in a cyclic activated sludge system. This system operated in sequential batch system differs from typical configuration because it has three internal compartments, zones 1, 2 and 3 show that anaerobic / anoxic, aerobic and anoxic respectively, beyond the conditions of return sludge from zone 3 to zone 1 during the reaction, flow rate under 20% of the influent flow unit. Each batch has a duration of 4 hours, distributed into 4 stages each 1H, they aeration and filling, reaction, settling and discharge. With these characteristics the cyclic activated sludge system of the present study showed for the treatment of sewage, high efficiency in the removal of organic matter, always above 90%, besides the good efficiency of nitrogen removal by nitrification and denitrification, which average concentration of ammonia and nitrate in the final effluent were respectively 2.8 and 11.4 mgN.L-1 for sludge age of 25 days, when operated at 12 days of age, the effluent showed a concentration of 6.6 to 12.4 mgN.L-1. Were also determined via respirometry maximum growth rates ( $\mu_n$ , max) for nitrifying bacteria and nitratantes, the respective value obtained were, 0.45 d-1 and 0.37 d-1 for sludge age of 12 days, results Nearby literature. Biological phosphorus removal was obtained with better results in the second stage, surpassing 95% efficiency, producing the final content of the effluent below 0.5 mgP.L-1 total phosphorus.

Keywords: activated sludge in batch cyclic activated sludge system, biological nutrient removal, nitrification, denitrification and biological phosphorus removal.

## LISTA DE TABELAS

|  |     |
|--|-----|
| <b>Tabela 1</b> - Padrões de corpos d'água doce classe II, conforme resoluções do N° 357/2005 do CONAMA.....   | 18  |
| <b>Tabela 2</b> - Características de esgoto sanitário.....   | 19  |
| <b>Tabela 3</b> - Classificação do processo de lodos ativados. ....  | 24  |
| <b>Tabela 4</b> - Duração de cada etapa do ciclo, segundo três alternativas de projetos para remoção biológica de DBO, N e P.....  | 28  |
| <b>Tabela 5</b> - Valores das frações de material orgânico no efluente para diferentes águas residuárias.....  | 33  |
| <b>Tabela 6</b> - Valores cinéticos experimentais obtidos para o processo de nitrificação ....   | 49  |
| <b>Tabela 7</b> - Parâmetro e frequência de análises .....   | 90  |
| <b>Tabela 8.18</b> - Substratos utilizados para os ensaios respirométricos de nitrificação e nitratação.....   | 91  |
| <b>Tabela 9</b> - Parâmetros operacionais do Sistema .....   | 96  |
| <b>Tabela 10</b> – Sólidos totais e suas frações no esgoto bruto.....  | 97  |
| <b>Tabela 11</b> – Sólidos totais e suas frações no esgoto tratado.....  | 98  |
| <b>Tabela 12</b> - Sólidos em suspensão e suas frações no esgoto bruto.....  | 98  |
| <b>Tabela 13</b> - Sólidos em suspensão e suas frações no esgoto tratado.....  | 98  |
| <b>Tabela 14</b> - Sólidos totais no licor misto aeróbio.....  | 99  |
| <b>Tabela 15</b> - Sólidos em suspensão no licor misto.....  | 100 |
| <b>Tabela 16</b> - Índice volumétrico de licor misto aeróbio .....   | 100 |
| <b>Tabela 17</b> - Alcalinidade total afluente bruto, efluente tratado e licor misto aeróbio... ..   | 102 |
| <b>Tabela 18</b> – Monitoramento pontual do pH no afluente bruto, efluente tratado e licor misto aeróbio.....  | 103 |
| <b>Tabela 19</b> - OD pontual nas câmaras anaeróbio, anóxica e aeróbia durante as fases I e II .....   | 104 |
| <b>Tabela 20</b> – Concentração de DQO e DBO total afluente .....  | 105 |
| <b>Tabela 21</b> – Concentração de DQO e DBO no efluente .....   | 105 |
| <b>Tabela 22</b> - Balanço de massa de material nitrogenado no sistema de lodo ativado, referente às idades de lodo de 25 e 12 dias, nas fases I e II, respectivamente. .... | 110 |
| <b>Tabela 23</b> - Concentrações médias de NTK, N-orgânico e NH <sub>3</sub> no afluente nas fases I e II .....  | 111 |

|   |     |
|---|-----|
| <b>Tabela 24</b> - Concentrações médias de NTK, N-orgânico e NH <sub>3</sub> no efluente nas fases I e II .....   | 111 |
| <b>Tabela 25</b> – Concentração de nitrito e nitrato no efluente tratado durante as fases I e II .....  | 116 |
| <b>Tabela 26</b> - Nitrogênio total afluente bruto e efluente tratado .....   | 117 |
| <b>Tabela 27</b> - Fósforo total afluente e efluente ao sistema nas fases I e II .....  | 120 |
| <b>Tabela 28</b> - Fósforo total afluente e efluente ao sistema nas fases I e II .....  | 121 |
| <b>Tabela 29</b> - Valores médios da TCO devido ao consumo de amônia pelas bactérias nitritantes.....   | 127 |
| <b>Tabela 30</b> - Valores médios da TCO devido ao consumo de nitrito pelas bactérias nitratantes.....  | 127 |
| <b>Tabela 31</b> - Valores médios dos coeficientes de crescimento específico máximo de bactérias envolvidas na nitrificação ( $\mu_m$ ) .....                                     | 128 |
| <b>Tabela 32</b> - Valores médios das constantes de meia saturação de amônia e nitrato na equação de Monod para crescimento das bactérias envolvidas na nitrificação ( $K_n$ )... | 129 |
| <b>Tabela 33</b> - Valores médios das taxas máximas de utilização de amônia e nitrito .....   | 130 |



## LISTA DE FIGURAS

|   |    |
|---|----|
| <b>Figura 1</b> - Desenho esquemático do floco biológico .....  | 23 |
| <b>Figura 2</b> - Fluxograma esquemático do sistema de lodos ativados modalidade aeração prolongada. ....   | 25 |
| <b>Figura 3</b> - Ciclos de operação do sistema de lodo ativado em batelada seqüencial. ...   | 26 |
| <b>Figura 4</b> - Esquema básico de operação do sistema cíclico de lodo ativado. ....   | 29 |
| <b>Figura 5</b> - Etapas sequências do sistema cíclico de lodo ativado.....   | 30 |
| <b>Figura 6</b> - Representação das frações do material orgânico .....  | 33 |
| <b>Figura 7</b> - Representação esquemática dos processos metabólicos num ambiente aeróbio .....  | 34 |
| <b>Figura 8</b> - Fluxograma básico de um sistema de lodo ativado.....  | 35 |
| <b>Figura 9</b> - Taxa de crescimento celular em função da concentração de substrato.....   | 39 |
| <b>Figura 10</b> - Representação esquemática das formas e das reações do material nitrogenado no sistema de lodo ativado.....   | 44 |
| <b>Figura 11</b> - Influência dos valores numéricos das constantes cinéticas de nitrificação sobre a concentração de amônia residual em um sistema completamente misturado. ....  | 50 |
| <b>Figura 12</b> – Variação da concentração de OD no interior do floco biológico. ....  | 54 |
| <b>Figura 13</b> - Fluxogramas esquemáticos de sistema de lodo ativados com pré-desnitrificação .....   | 56 |
| <b>Figura 14</b> - Eficiência teórica máxima de remoção de nitrato em sistema com pré-desnitrificação, em função da razão de recirculação total ( $R_{lodo} + R_{nitrato}$ )..... | 56 |
| <b>Figura 15</b> - Fluxogramas esquemáticos de sistema de lodo ativados com pós-desnitrificação .....   | 57 |
| <b>Figura 16</b> - Fluxogramas esquemáticos de sistema de lodo ativados com pós-desnitrificação .....   | 58 |
| <b>Figura 17</b> - Sistema UCT modificado.....  | 59 |
| <b>Figura 18</b> - Sistema de lodos ativados operado em batelada seqüencial para remoção de nitrogênio com pós-desnitrificação .....  | 60 |
| <b>Figura 19</b> - sistema de pré-desnitrificação nos lodos ativados em batelada seqüencial com enchimento escalonado.....  | 61 |
| <b>Figura 20</b> - Perfis típicos da concentração de nitrato em reatores anóxicos com pré-desnitrificação e pós-desnitrificação.....  | 63 |

|  |     |
|--|-----|
| <b>Figura 21</b> - Variação do número de oxidação de nitrogênio nos processos de nitrificação e desnitrificação .....  | 64  |
| <b>Figura 22</b> - Variação teórica da alcalinidade versus variação experimental para diferentes sistemas de lodo ativado .....  | 68  |
| <b>Figura 23</b> - Variação do pH em função da alcalinidade do licor misto .....   | 70  |
| <b>Figura 24</b> - Produção de lodo de excesso em função da idade do lodo para $f_{up} = 0,05$ , $f_{us} = 0,07$ (esgoto bruto típico), $b_h = 0,34 d^{-1}$ , Temperatura = 20°C ..... | 72  |
| <b>Figura 25</b> – Descrição básica do processo de remoção biológica de P em sistema de lodos ativados .....   | 74  |
| <b>Figura 26</b> - Representação esquemática do sistema Phoredox .....   | 79  |
| <b>Figura 27</b> - Representação esquemática do sistema Bardenpho modificado (3 reatores) .....  | 80  |
| <b>Figura 28</b> - Representação esquemática do sistema de lodo ativado em batelada seqüencial operado em batelada para remoção biológica de fósforo. ....                             | 81  |
| <b>Figura 29</b> – Tratamento preliminar do esgoto bruto.....  | 85  |
| <b>Figura 30</b> – Bomba de transferência de esgoto pré-tratado. ....  | 85  |
| <b>Figura 31</b> - Caixa elevadas para alimentação das unidades pilotos no CTH .....   | 86  |
| <b>Figura 32</b> - Esquema de funcionamento e principais elementos do sistema piloto. ....   | 86  |
| <b>Figura 33</b> - Vista do painel de controle do SCLA.....  | 87  |
| <b>Figura 34</b> - Dimensões internas do tanque do sistema SCLA (vista superior) .....   | 88  |
| <b>Figura 35</b> - Vista superior do reator durante a fase de reação. ....   | 88  |
| <b>Figura 36</b> - Respirometrô Beluga modelo S32c.....  | 91  |
| <b>Figura 37</b> - Respirograma para obtenção da TCO no processo e nitritação e nitrificação durante a fase I .....  | 92  |
| <b>Figura 38</b> – Respirograma genérico de adição substrato .....   | 95  |
| <b>Figura 39</b> - Índice volumétrico do licor misto aeróbio durante as fases I e II .....   | 101 |
| <b>Figura 40</b> - Série temporal com média móveis de 3 termos: Análise de alcalinidade total no afluente bruto, licor misto e efluente tratado nas fase I e II .....                  | 102 |
| <b>Figura 41</b> - Série temporal com média móveis de 3 termos: Análise de alcalinidade total no afluente bruto, licor misto e efluente tratado nas fase I e II .....                  | 103 |
| <b>Figura 42</b> - Série temporal com média móveis de 3 termos: Análise de OD nas câmaras anaeróbia, anóxica e aeróbia nas fase I e II .....   | 104 |
| <b>Figura 43</b> - Diagrama Box-Whiskers: Análises médias da DQO e DBO total e solúvel do afluente e efluente nas fases I e II.....  | 106 |

|  |     |
|--|-----|
| <b>Figura 44</b> - Série temporal com médias móveis de 4 termos: Análises de DQO e DBO total e solúvel do afluente e efluente nas fases I e II.....                | 107 |
| <b>Figura 45</b> - Diagrama de Box-Whiskers: Eficiência na remoção da DQO e DBO total e solúvel nas fases I e II.....  | 108 |
| <b>Figura 46</b> - Série temporal com médias móveis de 4 termos: Eficiência na remoção de DQO e DBO total e solúvel nas fases I e II .....                         | 109 |
| <b>Figura 47</b> - Balanço de massa de material nitrogenado nas fases I & II.....  | 110 |
| <b>Figura 48</b> - Diagrama de Box- Whiskers: Análises médias de NKT, N-orgânico e NH <sub>3</sub> l afluente e efluente fase I e II .....                         | 112 |
| <b>Figura 49</b> - Diagrama de Box-Whiskers: Eficiência na remoção de NKT, N-orgânico e NH <sub>3</sub> no sistema de lodo ativado durante as fases I e II .....   | 113 |
| <b>Figura 50</b> - Série temporal com médias móveis de 3 termos: Análise do NTK, N-orgânico e NH <sub>3</sub> do afluente e efluente nas fases I e II .....        | 114 |
| <b>Figura 51</b> - Série temporal com médias móveis de 4 termos: Eficiência na remoção de NKT, N-orgânico e NH <sub>3</sub> nas fases I e II.....                  | 115 |
| <b>Figura 52</b> - Série temporal com médias móveis de 2 termos: Análise do nitrito e nitrato no efluente nas fases I e II .....                                   | 116 |
| <b>Figura 53</b> - Diagrama de Box-Whiskers: Eficiência na remoção de Nitrogênio total no sistema de lodo ativado durante as fases I e II .....                    | 117 |
| <b>Figura 54</b> - Diagrama de Box-Whiskers: Análises médias de Fósforo total e solúvel afluente e efluente nas fases I e II.....                                  | 121 |
| <b>Figura 55</b> - Diagrama de Box-Whiskers: Eficiência de remoção de fósforo total e solúvel nas fases I e II.....  | 122 |
| <b>Figura 56</b> - Série temporal com médias móveis de 3 termos: Análise de Fósforo total e solúvel no afluente e efluente nas fases I e II.....                   | 123 |
| <b>Figura 57</b> - Série temporal com médias móveis de 4 termos: Eficiência na remoção de Fósforo total e solúvel nas fases I e II .....                           | 124 |
| <b>Figura 58</b> - Diagrama de Box-Whiskers quanto ao percentual de fósforo no lodo no lodo ativado durante as fases I e II.....                                   | 124 |
| <b>Figura 59</b> - Exemplo de um respirograma experimental de batelada de lodo ativado com substrato de cloreto de amônio obtido durante a fase II do estudo. .... | 126 |

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

|                          |  |
|--------------------------|--|
| <b>APHA</b>              | American Public Health Association                       |
| <b>AT</b>                | Amplitude total  |
| <b>CTH</b>               | Centro Tecnologia de Hidráulica e Recursos Hídricos      |
| <b>CETESB</b>            | Companhia de Saneamento Ambiental do Estado de São Paulo |
| <b>CRUSP</b>             | Conjunto residencial da Universidade de São Paulo        |
| <b>CONAMA</b>            | Conselho Nacional de Meio Ambiente                       |
| <b>CASS<sup>tm</sup></b> | Cyclic Activated Sludge System <sup>tm</sup>             |
| <b>DP</b>                | Desvio Padrão  |
| <b>EPA</b>               | Environmental Protection Agency                          |
| <b>IET</b>               | Índices de estado tróficos                               |
| <b>LAB</b>               | Lodo ativado operado por batelada                        |
| <b>SCLA</b>              | Sistema cíclico de lodo ativado                          |
| <b>URGHI</b>             | Unidades de gerenciamento de recurso hídrico             |
| <b>USP</b>               | Universidade de São Paulo                                |
| <b>DP</b>                | Desvio padrão  |
| <b>AT</b>                | Amplitude total  |
| <b>CV</b>                | Coeficiente de variância                                 |

## LISTA DE SÍMBOLOS

|          |  |
|----------|--|
| Alc      | alcalinidade total ( $\text{mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ )  |
| A/M      | razão alimento / massa de lodo ( $\text{mg DQO} \cdot \text{mg}^{-1} \text{SVS} \cdot \text{d}^{-1}$ )   |
| B        | fator de recuperação   |
| b        | constante de decaimento bacteriana ( $\text{d}^{-1}$ )   |
| DBO      | demanda bioquímica de oxigênio ( $\text{mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ )                                   |
| $D_c$    | capacidade de desnitrificação ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )  |
| DQO      | demanda química de oxigênio ( $\text{mg O}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ )                                      |
| E        | produção de excesso de lodo ( $\text{kg} \cdot \text{d}^{-1}$ )  |
| $f_x$    | fração de massa de lodo num reator anóxico   |
| f        | fração de massa  |
| $f_{cv}$ | razão SVS/DQO ( $\text{mgSVS} \cdot \text{mg}^{-1} \text{DQO}$ )   |
| $K_m$    | constante de Monod ( $\text{mg} \cdot \text{mg}^{-1} \text{X} \cdot \text{d}^{-1}$ )                     |
| $K_s$    | constante de meio saturação ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )  |
| $K_n$    | constante de Monod para nitrificação ( $\text{mgN} \cdot \text{L}^{-1}$ )                                |
| $K_o$    | constante de meia saturação ( $\text{mg DO} \cdot \text{L}^{-1}$ )                                       |
| K        | constante de desnitrificação ( $\text{mgN} \cdot \text{L}^{-1}$ )  |
| m        | massa por unidade de DQO no afluente ( $\text{mg} \cdot \text{mg}^{-1} \text{DQO} \cdot \text{d}^{-1}$ ) |
| OD       | concentração de oxigênio dissolvido ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )                                  |
| $Q_a$    | vazão afluente ( $\text{L} \cdot \text{d}^{-1}$ )  |
| q        | vazão de excesso de lodo ( $\text{L} \cdot \text{d}^{-1}$ )  |
| r        | taxa de reação de um processo ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ )                    |
| R        | tempo de residência (d)  |
| $R_s$    | idade de lodo (d)  |
| S        | concentração de material orgânico ( $\text{mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$ )                                 |
| TCO      | taxa de consumo de oxigênio ( $\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ )                   |
| $T_{su}$ | taxa específica de utilização de S ( $\text{mgDQO} \cdot \text{mgX}_a^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ )        |
| V        | volume do reator ( $\text{m}^3$ )  |
| X        | concentração de lodo ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )   |
| Y        | coeficiente de síntese celular ( $\text{mgSVS} \cdot \text{mg}^{-1} \text{DQO}$ )                        |
| $\Theta$ | fator de temperatura (Arrhenius)   |
| $\mu$    | taxa de crescimento celular ( $\text{d}^{-1}$ )  |

## SUMÁRIO

|  |           |
|--|-----------|
| <b>1. INTRODUÇÃO .....</b>   | <b>16</b> |
| <b>2. OBJETIVOS.....</b>   | <b>17</b> |
| 2.1 OBJETIVO GERAL .....   | 17        |
| 2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....  | 17        |
| <b>3. REVISÃO DA LITERATURA .....</b>  | <b>18</b> |
| 3.1 QUALIDADE E POLUIÇÃO DE CORPOS D'ÁGUA .....  | 18        |
| 3.2 O LODO ATIVADO.....  | 22        |
| 3.2.1 LODO ATIVADO FLUXO CONTÍNUO.....   | 25        |
| 3.2.2 LODO ATIVADO FLUXO BATELADA.....   | 26        |
| 3.2.3 SISTEMA CICLICO DE LODO ATIVADO .....  | 28        |
| 3.3 REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA.....  | 32        |
| 3.3.1 Aspectos básicos sobre o material orgânico e suas frações.....                     | 32        |
| 3.3.2 - Metabolismo de material orgânico .....   | 34        |
| 3.3.3 - Balanço de material orgânico no sistema.....                                     | 35        |
| 3.3.4 A cinética de remoção do material orgânico.....                                    | 38        |
| 3.4 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO.....   | 41        |
| 3.4.1 Balanço de massa nitrogenado .....   | 44        |
| 3.4.2 Cinética de nitrificação .....   | 46        |
| 3.4.3 Processo de desnitrificação.....   | 53        |
| 3.4.4 Configurações de sistema para remoção biológica de nitrogênio .....                | 55        |
| 3.4.5 Cinética de desnitrificação.....   | 61        |
| 3.4.6 Estequiometria das reações do material nitrogenado .....                           | 64        |
| 3.5 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO.....  | 71        |
| 3.5.1 Cinética de remoção de biológica de fósforo.....                                   | 74        |
| 3.5.2 Configurações do sistema de lodos ativados para remoção biológica de fósforo ..... | 79        |

|  |            |
|--|------------|
| <b>4. METODOLOGIA</b> .....  | <b>84</b>  |
| 4.1 DESCRIÇÕES DOS MATERIAS EMPREGADOS.....  | 84         |
| 4.3 CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO E ENSAIOS LABORATORIAIS. ....  | 89         |
| 4.4 Respirometria .....  | 90         |
| 4.4.1 Determinação via respirometria das principais constantes cinéticas do processo de nitrificação .....                   | 92         |
| <b>5. RESULTADOS E DISCUSSÕES</b> .....  | <b>96</b>  |
| 5.1 SÉRIES DE SÓLIDOS .....  | 97         |
| 5.1.1 Afluente bruto e efluente tratado .....  | 97         |
| 5.2.2 Licor misto .....  | 98         |
| 5.3 Alcalinidade total e fatores ambientais .....  | 101        |
| 5.3.1 Alcalinidade total .....   | 101        |
| 5.3.2 pH.....  | 102        |
| 5.3.4 Monitoramento de OD .....  | 103        |
| 5.4 REMOÇÃO DE MATERIAL ORGÂNICO.....  | 104        |
| 5.5 REMOÇÃO DE MATERIAL NITROGENADO .....  | 110        |
| 5.5.3 Nitrito e Nitrato no efluente tratado.....   | 116        |
| 5.5.5 Nitrogênio total afluente bruto e efluente tratado.....  | 117        |
| 5.6 REMOÇÃO DE FÓSFORO .....   | 118        |
| 5.7 Ensaio respirométrico .....  | 125        |
| 5.7.1 Verificação do balanço de massa para validação do teste respirométrico.....  | 125        |
| 5.7.2 Resultados da taxa de consumo de oxigênio devido ao consumo de amônia e nitrito por meio de teste respitométricos..... | 126        |
| 5.7.3 Determinação da taxa de crescimento específico máximo ( $\mu_m$ ).....   | 127        |
| 5.7.4 Constantes de meia saturação de amônia e nitrito ( $K_n$ ) .....   | 129        |
| 5.7.5 Taxa máxima de utilização de amônia e nitrato ( $r_{n,máx}$ ) .....  | 129        |
| <b>6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES</b> .....   | <b>131</b> |
| <b>7. REFERÊNCIAS</b> .....  | <b>134</b> |

## INTRODUÇÃO

Tendo em vista a crescente problemática quanto à eutrofização de corpos d'água em países em desenvolvimento, devido ao lançamento de esgoto mesmo que tratado em nível secundário, o processo de lodo ativado vem sendo estudado e aprimorado para efetuar a remoção conjunta de matéria orgânica, nitrogênio e o fósforo, nutrientes limitantes para ocorrência da eutrofização.

Dentre as alternativas de tratamento biológico de esgotos, existe o sistema cíclico de lodo ativado que é uma variante do processo de lodo ativado operado em bateladas. Há uma versão deste sistema que é patenteado e segundo o fabricante, este sistema possui eficiência superior a 90% na remoção de matéria orgânica e os referidos nutrientes, nitrogênio e fósforo, porém empregando um único tanque operado de modo similar ao sistema de lodo ativado em bateladas sequenciais. (Goronszy M. C. *et. Al*, 1995) e (Von Sperling, 2002).

Esse único tanque de reação, inclui três compartimentos, identificados por zonas 1, 2 e 3 que apresentam condições anaeróbias/anóxicas, anóxicas e aeróbias, respectivamente.

Além disso, é efetuada recirculação de licor misto da ordem de 20% da vazão média de alimentação ao sistema, da zona 3 para a zona 1, durante a fase ativa, podendo essa ser variada de acordo com a necessidade.

O ciclo total de cada batelada é 4 horas, distribuído em 4 etapas de 1h, sendo elas enchimento sob aeração, reação, sedimentação e descarga. Estas características típicas do sistema cíclico de lodo ativado proporcionam muitos benefícios para ao processo biológico de remoção de nutrientes e empregam ciclos mais curtos que nos sistemas tradicionais.

No presente trabalho, será investigado através de uma unidade piloto, as eficiências máximas que podem ser obtidas pelo sistema quanto à remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo no tratamento de esgoto doméstico. Também serão determinadas



as taxas de consumo de oxigênio para oxidação biológica da material nitrogenado, por meio de ensaios de respirometria, e suas principais constantes cinéticas, utilizado a modelagem cinética desenvolvida por Van Haandel e Marais (1999).

## **1. OBJETIVOS**

### **1.1 OBJETIVO GERAL**

Avaliação experimental em escala piloto do sistema cíclico de lodo ativado operando, empregado para tratamento de esgoto doméstico.

### **1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

- (1) Avaliar o desempenho do processo de tratamento na remoção biológica de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo, em duas condições distintas de idade do lodo.
- (2) Avaliar as condições ambientais em cada compartimento do tanque de aeração, quanto à seleção biológica, condição anóxica e aeróbia, e também verificar sua estabilidade e se há influência de um processo biológico sobre o outro, quanto à ocorrência de benefícios ou prejuízos mútuos.
- (3) Determinar as taxas de consumo de oxigênio no processo de nitrificação e seus respectivos coeficientes cinéticos.

## 2. REVISÃO DA LITERATURA

### 2.1 QUALIDADE E POLUIÇÃO DE CORPOS D'ÁGUA

No Brasil, o Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA), classifica os corpos d'água bem como estabelece critérios para os parâmetros de lançamentos de efluentes. Para finalidade do presente estudo, a classe II de água doce, será brevemente detalhada, pois esta é muito comum em diversas localidades do país e também são as que mais recebem despejos de efluentes. Na Tabela 1 resumem-se os principais parâmetros de qualidade conforme resolução CONAMA Nº 357 de 17 de março de 2005 (BRASIL, 2005).

**Tabela 1** - Padrões de corpos d'água doce classe II, conforme resoluções do Nº 357/2005 do CONAMA.

| Parâmetro                  | Valor máximo            | Unidade                            |
|----------------------------|-------------------------|------------------------------------|
| DBO 5 dias a 20°C          | 5,0                     | mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> |
| OD                         | 5,0                     | mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> |
| Fósforo total <sup>1</sup> | 0,03                    | mg P.L                             |
| Fósforo total <sup>2</sup> | 0,05                    | mg P.L <sup>-1</sup>               |
| Fósforo total <sup>3</sup> | 0,1                     | mg P.L <sup>-1</sup>               |
| Nitrato                    | 10,0                    | mg N.L <sup>-1</sup>               |
| Nitrito                    | 1,0                     | mg N.L <sup>-1</sup>               |
| Nitrogênio amoniacal       | 3,7 para pH ≤ 7,5       | mg N.L <sup>-1</sup>               |
|                            | 2,0 para 7,5 ≤ pH ≤ 8,0 |                                    |
|                            | 1,0 para 8,0 ≤ pH ≤ 7,5 |                                    |
|                            | 0,5 para pH ≥ 8,5       |                                    |

Fósforo total<sup>1</sup> em ambiente lântico; Fósforo total<sup>2</sup> em ambiente com tempo de residência de 2 a 40 dias e tributários diretos de ambiente lântico; Fósforo total<sup>3</sup> em ambiente lótico e tributário de ambientes intermediários.

Fonte: Brasil (2005);

Entretanto, no parágrafo terceiro da referida resolução, há referência específica para o nitrogênio total (após oxidação), onde este deve possuir concentração máxima de 1,27 e 2,18 mg N.L<sup>-1</sup> na vazão de referência em ambientes lânticos e lóticos, respectivamente, quando esse for limitante ao processo de eutrofização.

A eutrofização, segundo Braga *et al* (2005), é descrito como o enriquecimento das águas com nutrientes, notadamente nitrogênio e fósforo que são elementos de fundamental importância para o crescimento da vida vegetal aquática.

Este fenômeno ocorre naturalmente, devido à dinâmica do ecossistema aquático, que em condições naturais ocorre muito lentamente, pois está associada com a evolução de diversos agentes. Porém, o processo de eutrofização vem sendo acelerado em muitos locais devido à ação antropogênica, com intervenções nos usos das bacias hidrográficas e ocupação de solos.

As principais fontes eutrofização, também descrita por Braga *et al* (2005), são a presença de esgoto doméstico, esgotos industriais e fertilizantes agrícolas, estes carreados pelas águas das chuvas, aos corpos d'água receptores.

Tipicamente o esgoto sanitário apresenta as seguintes características, descritas por Von Sperling, (2002) na Tabela 2.

**Tabela 2** - Características de esgoto sanitário.

| Parâmetro                | Faixa     | Típico | Unidade                               |
|--------------------------|-----------|--------|---------------------------------------|
| DBO                      | 250 a 400 | 300    | mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>    |
| DQO                      | 450 a 800 | 600    | mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>    |
| Sólidos suspensos totais | 200 a 400 | 350    | mg.L <sup>-1</sup>                    |
| Nitrogênio total         | 35 a 60   | 45     | mg N.L <sup>-1</sup>                  |
| Nitrogênio amoniacal     | 20 a 35   | 20     | mg N-NH <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> |
| Nitrito                  | ≈ 0       | ≈ 0    | mg N-NO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> |
| Nitrato                  | 0 a 1     | ≈ 0    | mg N-NO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> |
| Fósforo total            | 4 a 15    | 7      | mg P.L <sup>-1</sup>                  |
| Fósforo inorgânico       | 3 a 9     | 5      | mg P.L <sup>-1</sup>                  |
| Fósforo orgânico         | 1a 6      | 2      | mg P.L <sup>-1</sup>                  |

Fonte: Von Sperling (2002).

Nota-se que o esgoto doméstico apresenta características que podem contribuir de forma significativa para a eutrofização de corpos d'água, embora possam haver variações nas concentrações de nitrogênio e fósforo de acordo com a localidade e a condição social da população. (Von Sperling, 2002).

O principal efeito da eutrofização é o crescimento explosivo de algas, que ocasiona grandes distúrbios no meio aquático, como a partição do corpo d'água em duas regiões, onde na superfície, totalmente dominada por algas, há grande produção de oxigênio via fotossíntese e uma zona imediatamente inferior, onde não há penetração de luz e, portanto, outros organismos fotossintéticos não produzem oxigênio, gerando

alta competição da biota pelo gás, o que resulta na morte de peixes e seres de maior porte.

Outro efeito notável da eutrofização é variação brusca de oxigênio dissolvido no meio aquático entre o dia e a noite, uma vez que durante o dia as algas, produzem oxigênio através da fotossíntese, porém, durante a noite o consomem devido à respiração, e quando a concentração de algas for demasiadamente alta, podem ocorrer depleções deste gás com a conseqüente morte de macro e microrganismos.

A presença de algas em mananciais utilizados para abastecimento público também podem comprometer a qualidade da água, em termos de sabor e odor, que tornam o uso da água objetável. Além disso, algumas algas produzem toxinas, denominadas cianotoxinas, que podem ter neurotóxicas e hepatóxicas. (Brandão Henrique e Domingos Patrícia, 2006).

Sabe-se também, que muitas vezes o Fósforo é tido como o agente limitante da eutrofização, pois as fontes deste elemento são reduzidas, principalmente na forma de fosfatos ou assimilados em matéria orgânica, que quando decomposta o liberam para a fase aquosa. Já o nitrogênio, pode ser capturado do ar atmosférico e fixado na água na forma de amônia, por cianobactérias do gênero *Synechococcus*, *Microcystis*, *Cylindrospermopsis*, entre outras, segundo Brandão Henriques e Domingos Patrícia, (2006).

Segundo Paerl (2008) *apud* Fernandes Oliveira (2009), locais onde a razão molar entre N/P é inferior a 15, a dominância tende a ser imposta por cianofíceas principalmente fixadoras de nitrogênio. Já águas com razão N/P superior a 20, favorecem algas eucarióticas.

No Estado de São Paulo, a Companhia de Tecnologia e Saneamento Ambiental (CETESB) é o órgão delegado responsável pelo monitoramento da qualidade dos corpos d'água. Desde 2000, anualmente a agência divulga relatórios com os resultados dos monitoramentos, divididos em 19 unidades de gerenciamento de recurso hídrico (URGHI) espalhadas pelo Estado. (CETESB, 2011)

Com o intuito de agregar dados recentes ao presente estudo, serão mencionados apenas os índices de estado tróficos (IET) das águas superficiais, divulgados pela agência ambiental em seu último relatório, divulgado em 2011.

O IET classifica os corpos d'água em diferentes graus de trofia, ou seja, qual o grau de enriquecimento por nutrientes e qual sua relação com o crescimento de algas. Este índice é calculado a partir da concentração de clorofila *a* e fósforo total.

As classificações do IET variando do menor para o maior estado recebem as seguintes denominações: ultraoligotrófico, oligotrófico, mesotrófico, eutrófico, supereutrófico e hipertrófico. (CETESB, 2011).

Segundo os resultados divulgados em 2011, 63% dos corpos d'água, apresentaram grau de ultraoligotrófico e oligotrófico, o que foi considerado como aumento na qualidade da água em relação aos anos anteriores.

Na região metropolitana de São Paulo, os reservatórios Guarapiranga e Billings, são classificados como ambientes eutróficos, embora o reservatório de Guarapiranga tenha apresentado valores mais altos, próximos a ambientes supereutrófico.

Também foram observados que algumas comunidades bentônicas, do reservatório Billings, apresentaram redução da biodiversidade, que segundo o relatório foram caudas devido à carga orgânica e eutrofização.

Porém, para Menegon e Bevilacqua, (2012), o aumento da qualidade deveria ter sido maior, pois existem legislações mais restritivas em vigor, como a resolução CONAMA Nº 359 de 2005, que dispõe sobre a regulamentação do teor de fósforo em detergentes em pó para uso em todo o território nacional, sendo que após sua adoção houve a redução de 3.160 toneladas de fósforo por ano para os corpos d'água.

Objetivando o controle e eliminação do processo de eutrofização, é necessário efetuar a remoção dos referidos nutrientes, principalmente nas fontes poluidoras, destacando-se o esgoto doméstico e esgoto industrial. (Van Haandel E Marais, 1999).

O principal sistema de tratamento de esgoto visando à remoção conjunta de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo é o de lodo ativado, que vem sendo estudado e pesquisado desde a década de 70, pois este permite uma série de modificações que possibilitam unir elevada eficiência com menores custos operacionais. (Van Haandel e Marais, 1999).

## **2.2 O LODO ATIVADO**

O processo de lodo ativado foi concebido na Inglaterra em 1914 por Ardern e Lockett, e recebeu este nome, pois produz uma massa ativa de microrganismos capaz de estabilizar efluentes líquidos de maneira aeróbia. (Ardern e Lockett, 1914 *apud* Metcalf & Eddy, 2003).

Originalmente projetado em regime de batelada, o lodo ativado era apenas utilizado para o tratamento de esgoto sanitário, sendo uma tecnologia mais eficiente, dos demais sistemas até então utilizados, como a precipitação química e filtros multimídia, empregados entre 1884 e 1912 (EPA, 1986).

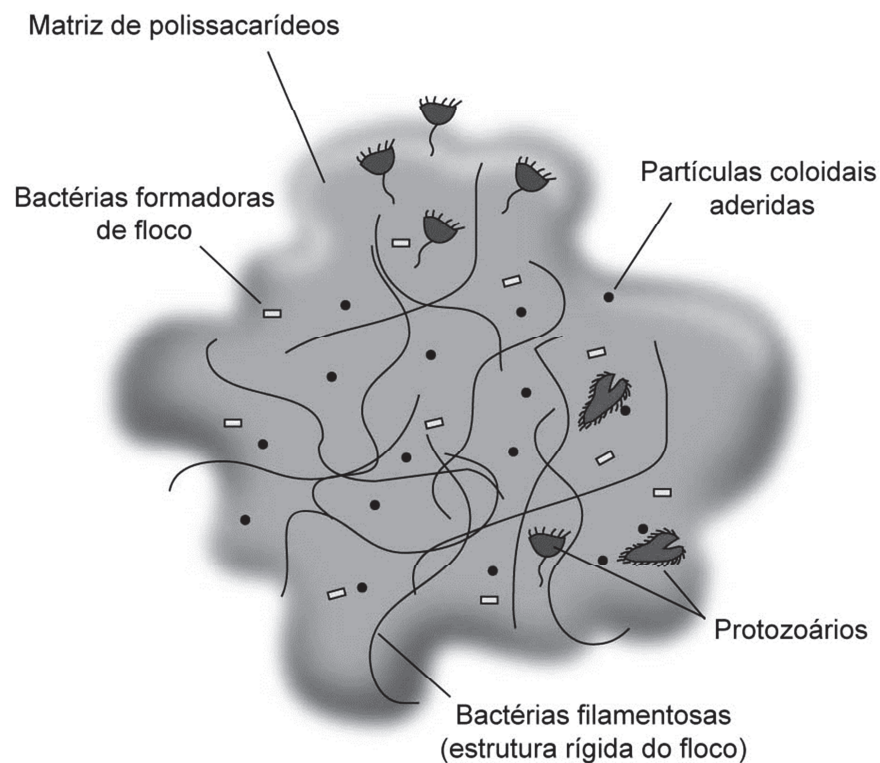
A operação do lodo ativado em bateladas seqüenciais (LAB) consiste em, alimentar o reator onde se faz presente o lodo ativado, com o esgoto sanitário ou industrial, período denominado de enchimento, para então ser acionado o sistema de aeração, com o objetivo de fornecer oxigênio através do ar atmosférico para a biomassa que será capaz de consumir a matéria orgânica via oxidação biológica. Após este processo, a aeração é interrompida, para a sedimentação do lodo e por fim, ocorre a remoção do sobrenadante tratado, para o início da próxima batelada.

Porém, apenas após a década de 20, novas tecnologias foram adotadas, modificando o processo de batelada para fluxo contínuo, pois o LAB demandava elevado consumo de energia elétrica, rígido controle operacional, constantes entupimentos dos difusores de ar após o período de sedimentação, além de problemas com a qualidade dos vertedouros flutuantes, equipamentos de remoção do sobrenadante, que apenas sofreram significativa melhora nas décadas de 50 e 60 (EPA, 1986).

Ainda hoje o LAB é muito empregado para o tratamento de efluentes municipais e industriais, pois possui grande eficiência e ocupa área muito reduzida se comparada às demais alternativas de tratamento, como lagoas de estabilização. (Von Sperling, 2002).

O processo de separação da biomassa do efluente tratado ocorre via sedimentação, devido à ação de floculação do lodo ativado. Este fenômeno ocorre devido ao fato das bactérias possuírem uma matriz gelatinosa, que permite a aglutinação destas e outros microrganismos, como protozoários, ilustrados na Figura 1.

**Figura 1** - Desenho esquemático do flocó biológico



Fonte: Von Sperling, (2002).

No processo de lodo ativado o tempo de detenção hidráulico, ou seja, o tempo médio de residência do efluente dentro do tanque de aeração é da ordem de poucas horas, com isto o tanque de aeração apresenta pequeno volume. No entanto, com a retenção de biomassa esta permanece alguns dias no sistema, sendo o tempo de residências dos sólidos, também é denominado idade do lodo.

Este maior período de permanência da biomassa no sistema, permite ao lodo ativado uma grande eficiência na remoção de matéria biodegradável, já que as células têm tempo suficiente para metabolizar praticamente toda a matéria orgânica. (Metcalf & Eddy, 2003)

Com o consumo da matéria orgânica, a biomassa cresce, aumentando o teor de sólidos no reator e caso o processo fosse mantido nesta condição de crescimento livre, a concentração de biomassa seria muito elevada e prejudicaria a eficiência do sistema de aeração quanto à transferência de oxigênio para a massa líquida. Além disso, o excesso de lodo também sobrecarrega a operação de sedimentação, não havendo as condições favoráveis para sedimentação, a biomassa deixa o sistema junto com o efluente tratado, prejudicando assim sua qualidade.

Portanto, para o equilíbrio no sistema é necessário efetuar a remoção do lodo de excesso, que pode ser feito em suspensão sob mistura completa ou após sedimentação. (Van Haandel e Marais, 1999).

Existem algumas variantes do processo de lodo ativado classificadas de acordo com a idade de lodo, carga orgânica aplicada e tipo de fluxo (contínuo ou intermitente). A Tabela 3 resume estas classificações:

**Tabela 3** - Classificação do processo de lodos ativados.

| Idade do lodo | Faixa de relação A/M<br>(kgDBO.kgSSVTA <sup>-1</sup> .dia <sup>-1</sup> ) | Denominação usual  |
|---------------|---|--------------------|
| 2 a 4 dias    | 0,70 a 1,10   | Alta taxa          |
| 4 a 15 dias   | 0,25 a 0,50   | Taxa convencional  |
| 18 a 30 dias  | 0,07 a 0,15   | Aeração Prolongada |

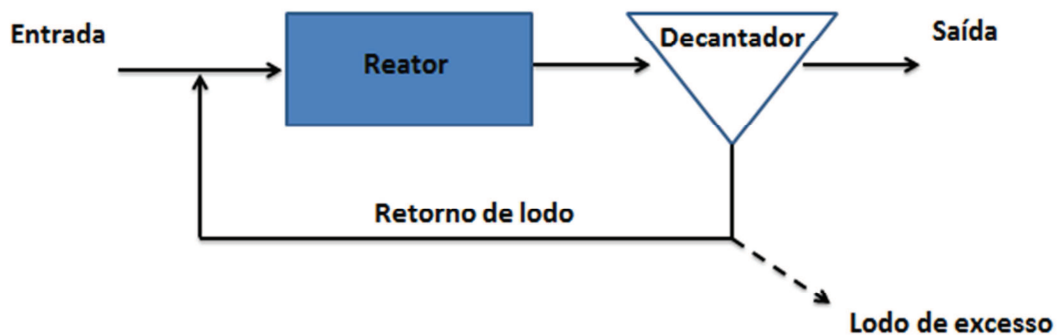
Fonte: adaptado de Von Sperling, (2002) e Metcalf e Eddy (2003).



### 3.2.1 LODO ATIVADO FLUXO CONTÍNUO

Basicamente, o lodo ativado em fluxo contínuo, ilustrado na Figura 2 é composto por um tanque de aeração, onde ocorre a degradação de matéria orgânica, associado a um decantador, onde ocorre a separação do lodo ativado do efluente tratado, através da ação sedimentação dos sólidos (biomassa).

**Figura 2** - Fluxograma esquemático do sistema de lodos ativados modalidade aeração prolongada.



Fonte: Metcalf & Eddy, (2003).

Ao sedimentar no fundo do decantador, o lodo ativado é recirculado para o tanque de aeração, desse modo, a concentração de biomassa no mesmo é incrementada, com o objetivo de aumentar a eficiência do sistema.

Com a recirculação do lodo ativado, a concentração de biomassa em suspensão no tanque de aeração é mais de 10 vezes superior à de uma lagoa aerada de mistura completa, sem recirculação, o que justifica o fato de suas dimensões serem proporcionalmente menores. (Von Sperling, 2002).

No sistema de alta taxa, o lodo ativado possui idade do lodo de 2 a 4 dias e efetua apenas a oxidação de matéria orgânica, sem nitrificação. Já quando operado com idade 6 a 10 dias, processo convencional, ocorre à oxidação da matéria orgânica e nitrificação, havendo necessidade de digestores de lodo.

Nos sistemas de lodo ativado modalidade aeração prolongada, a idade do lodo é mais elevada, da ordem de 18 a 30 dias, e como não há decantador primário, a quantidade de matéria orgânica e sólidos é maior, desse modo é necessário volume ao tanque de

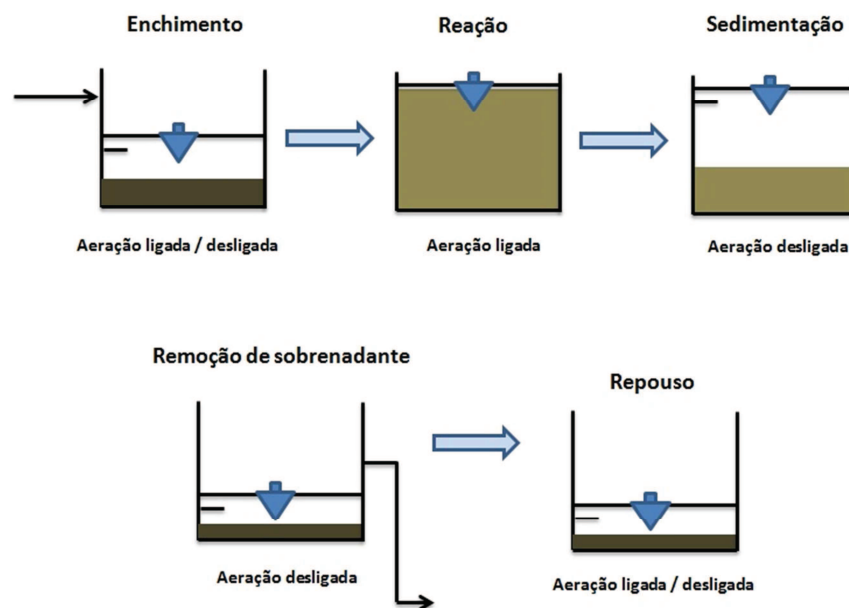
aeração, que proporcione um período de tempo de detenção hidráulica na unidade é da ordem de 16 a 24 horas, por isso este tipo de sistema recebe a denominação de aeração prolongada. (Metcalf & Eddy, 2003).

Na aeração prolongada ocorre remoção de matéria orgânica, nitrificação e maior estabilização do lodo, podendo-se dispensar o emprego de digestores de lodo.

### 3.2.2 LODO ATIVADO FLUXO BATELADA

Conforme descrito anteriormente, também é possível efetuar a classificação do sistema quanto ao fluxo, contínuo ou intermitente. Sob fluxo intermitente, recebe o nome de reator de bateladas sequenciais. O processo de lodo ativado operado por batelada (LAB) também pode operar nas faixas convencional e com aeração prolongada, embora esta seja a mais comum.

No sistema LAB, todas as etapas ocorrem dentro do tanque de aeração em ciclo divididos em função no tempo. As etapas correm na seguinte sequência: enchimento do reator, reação (aeração), sedimentação e descarga do efluente tratado e do lodo de excesso, conforme ilustra a figura 3. (EPA, 1986).



**Figura 3** - Ciclos de operação do sistema de lodo ativado em batelada seqüencial. Fonte: (Metcalf & Eddy, 2003).

O sistema LAB possui algumas flexibilidades, dentre elas o atendimento a vazão contínua de água residuária ao longo do dia, porém para tanto se emprega pelo menos duas unidades, desse modo, enquanto uma unidade está na fase de enchimento à outra está em outra etapa do ciclo.

A operação do sistema LAB possui muitas vantagens em relação ao sistema contínuo, destacando-se as principais características, conforme descrevem Metcalf & Eddy (2003) e EPA (1986).

- O tanque exerce a função de equalizar o efluente durante o período de enchimento, evitando choques devido a picos de vazão e carga orgânica, sem prejuízo significativo da qualidade do efluente tratado.
- Separação sólido-líquida é mais eficiente, pois a sedimentação ocorre praticamente em condições estáticas, não há curto-circuito e a dimensão do reator produz uma baixa taxa de escoamento superficial, permitindo a remoção de pequenos flocos que seriam perdidos em sistemas contínuos.
- Não há necessidade de bombas de retorno de lodo, pois o mesmo já se encontra presente no reator.
- O controle do crescimento de bactérias filamentosas pode ser facilmente exercido, com pequenos ajustes durante a fase de enchimento.
- Qualquer sistema LAB pode ser operado para alcançar a nitrificação, desnitrificação ou remoção de fósforo sem a adição de produtos químicos.

Porém, é preciso ressaltar algumas desvantagens do LAB, que incluem necessidade de um sistema sofisticado de controle, com temporizadores e sensores analíticos diversos, ocorrem problemas durante o período de descargas de efluente tratado devida a dificuldade de controle nos vertedouros flutuantes e arraste de sólidos devido à flotação. Também é comum ocorrer o entupimento das membranas do sistema de ar difuso, principalmente durante as fases de sedimentação, descarga e repouso. (EPA, 1986).

Para efeito de dimensionamento em projeto e controle operacional do LAB, podem-se adotar as modelagens cinéticas do processo contínuo, pois as diferenças são mínimas

e não alteram significativamente o sistema. Existem alguns modelos específicos para sistema em bateladas, porém até o presente momento sem grandes consagrações. (Von Sperling, 2002).

Neste caso, todo o projeto é efetuado seguindo os mesmos parâmetros do fluxo contínuo, porém como todas as etapas ocorrem na mesma unidade, os processos são divididos em função do tempo e ciclo de operação, conforme apresentado na tabela 4 abaixo, descrito por Chernicharo e Von Sperling (1993) *apud* Von Sperling, (2002).

**Tabela 4** - Duração de cada etapa do ciclo, segundo três alternativas de projetos para remoção biológica de DBO, N e P

| Etapa                 | Sistema convencional | Aeração prolongada |
|-----------------------|----------------------|--------------------|
| Enchimento            | 3,0 h                | 2,5 h              |
| Enchimento com reação | -                    | 0,5 h              |
| Reação anaeróbia      | 0,5 h                | 0,5 h              |
| Reação aeróbia        | 2,5 h                | 2,5 h              |
| Reação anóxica        | 2,0 h                | 2,0 h              |
| Sedimentação          | 1,5 h                | 1,0 h              |
| Descarga              | 2,0 h                | 1,5 h              |
| Total                 | 11,5 h               | 10,5 h             |

Fonte: adaptado de Von Sperling, (2005).

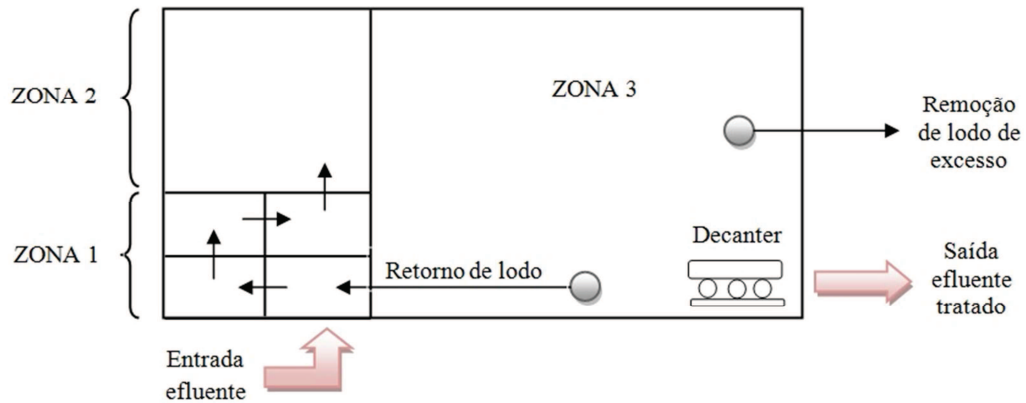
Com os avanços das tecnologias, principalmente no controle do sistema de aeração, vertedouros flutuantes e sensores analíticos mais robustos, os sistemas de lodo ativado em batelada estão sendo novamente pesquisados e aprimorados e desse modo o presente trabalho pretende colaborar neste sentido.

### 3.2.3 SISTEMA CICLICO DE LODO ATIVADO

O sistema cíclico de lodo ativado apresenta os benefícios mencionados do sistema em fluxo contínuo e batelada, porém emprega um único tanque operado em regime de batelada, compartimentado em três zonas associados a uma recirculação interna de

licor misto, durante a fase ativada de cada ciclo, conforme descreve Goronszy M. C. *et. al.* (1995), o esquema básico do SCLA é apresentado na figura 4.

**Figura 4** - Esquema básico de operação do sistema cíclico de lodo ativado.



Fonte: Goronszy M. C. *et. al.*(1995).

A zona 1 é anaeróbia e possui um misturador estático para receber o esgoto bruto afluente e licor misto aeróbio oriundo da zona 3. Esta zona opera como um seletor biológico, pois em condições anaeróbias/anóxicas com presença de microrganismos acumuladores de fósforo, pois são favorecidos por assimilar o substrato mais rapidamente que outros microrganismos não armazenadores (Van Haandel e Marais, 1999), mesmo sob condições anaeróbia/anóxica (Goronszy M. C. *et. al.* 1995).

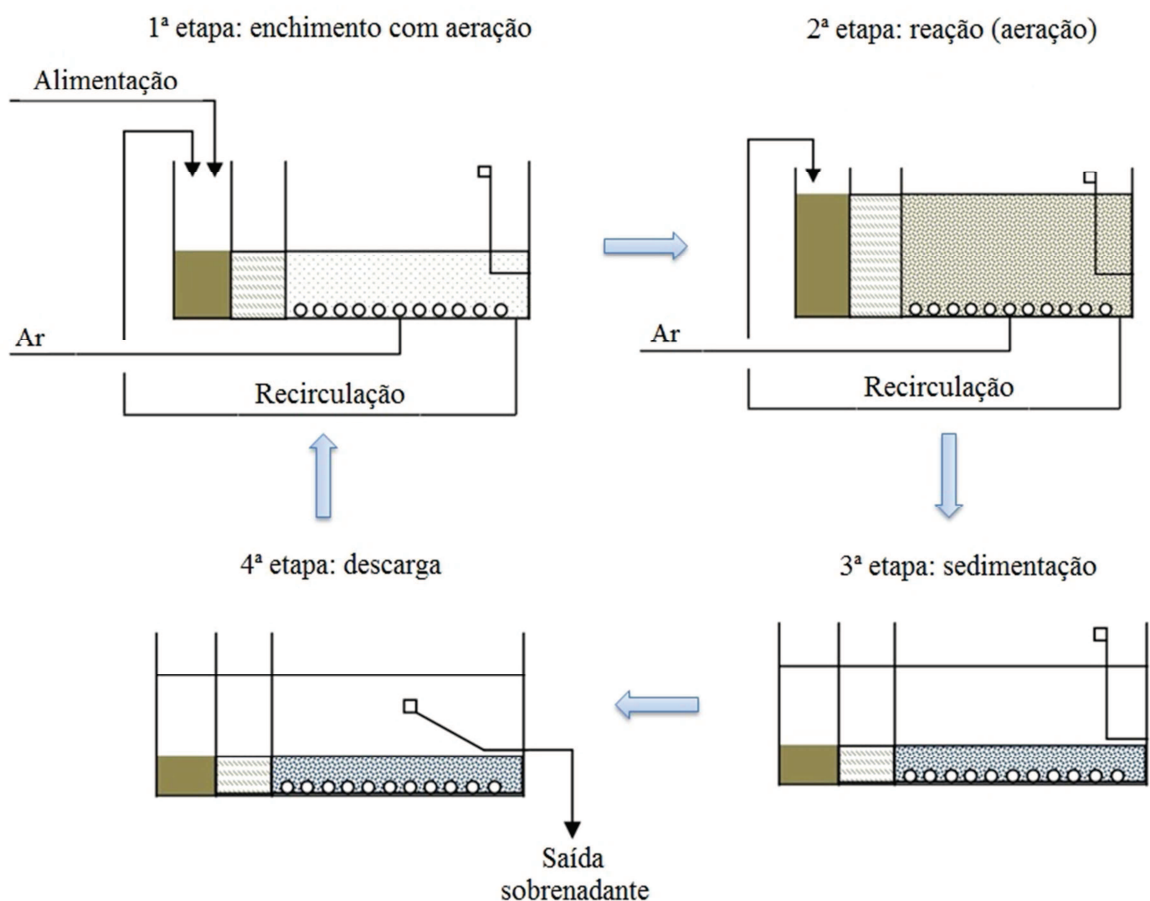
Já a zona 2 possui misturador eletromecânico para mistura completa sem aeração e se apresenta em estado anóxico, ou seja, carente de oxigênio dissolvido, porém rico em nitrato que será utilizado como aceptor de elétrons. Portanto a zona 2 é responsável pela maior fração de remoção de nitrogênio, através do processo de desnitrificação, que utiliza como fonte de carbono a matéria orgânica presente no esgoto bruto afluente.

Por sua vez a zona 3 é estritamente aeróbia, devido ao sistema de aeração, em geral sistema por aeração difusa e possui a maior concentração de biomassa, sendo sua manutenção essencial para se obter, condição de metabolismo celular em regime próximo ao estacionário. (Goronszy M. C. *et. al.* 1995). Nesta zona ocorre o processo de assimilação de matéria orgânica e a nitrificação, conversão do nitrogênio amoniacal para nitrato.

O teor de sólidos suspensos na zona 3 varia de 3.000 a 5.000 mg SS.L<sup>-1</sup> e após a completa sedimentação são comuns concentrações da ordem de 15.000 mg SS.L<sup>-1</sup> devido ao controle populacional entre as bactérias formadoras de floco e filamentosas, que proporciona excelentes valores de índices volumétrico do lodo.

No tratamento de esgoto sanitário, a distribuição típica entre os volumes do tanque do sistema cíclico de lodo ativado é de 1:2:17, respectivamente para zona 1, 2 e 3. O tempo de cada ciclo para a referida aplicação é de 4 horas, distribuídas em 60 minutos para enchimento com aeração, 60 minutos para reação (aeração), 60 minutos para sedimentação e 60 minutos para descarga. Cujo ciclo completo é ilustrado na Figura 5, conforme Goronszy M. C. *et. al.* (1995).

**Figura 5** - Etapas sequências do sistema cíclico de lodo ativado.



Fonte: adaptado de Goronszy M. C. *et. al.*(1995).

Conforme mencionado anteriormente, durante a fase ativa, se emprega recirculação de lodo da zona 3 para a zona 1, que em reatores de larga escala proporcionam condição

de reator pistonado em regime praticamente estacionário. No tratamento de esgoto sanitário esta corrente de recirculação é da ordem de 20% da vazão média de alimentação do sistema, podendo ser variada de acordo com as necessidades do processo de tratamento. (Li Ying *et al.* 2011).

Ainda segundo o trabalho publicado por Goronszy M. C. *et al.* (1995), o sistema SCLA em escala real, operando com TDH de 24h na zona 3, vazão de recirculação de 20%, ciclos de 4 horas, divididos em 120 minutos para enchimento com aeração, 60 minutos para sedimentação e 60 minutos para descarga de efluente tratado, SSTA de 3500 a 5000 mg SS.L<sup>-1</sup> e OD de 0,0 a 2,5 mg O<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>, tratando esgoto sanitário típico, cuja concentração de DQO de 325 a 580 mg O<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>, N-NH<sub>3</sub> 17 a 32,6 mg.L<sup>-1</sup> e P 5,4 a 7,4 mg.L<sup>-1</sup>, obteve resultados muitos satisfatórios na redução dos referidos parâmetros, cujos valores de eficiências máximos foram de 96,7%, 98,6% e 91,4%, mesmo em condições de picos de vazão e em baixas temperaturas.

Porém em alguns casos, pode-se recorrer ao aumento da vazão de retorno objetivando melhorias no processo, para esgoto com elevado teor de nitrogênio amoniacal, como descreve Li Ying *et al.* (2011).

Em sua pesquisa, o referido autor avaliou o comportamento do SCLA, na remoção biológica de nitrogênio total em esgoto sanitário com elevada concentração de amônia, N-NH<sub>3</sub> de 90~120 mg.L<sup>-1</sup> e DQO de 400~900 mg O<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>. As características do reator piloto foram, TDH 16 horas, SSTA 4000~4500 mg SS.L<sup>-1</sup> e OD entre 2.5 ~ 3.0 mg O<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>. O tempo de cada ciclo foi de 4 horas, sendo 120 minutos para reação, 90 minutos para sedimentação, descarga em 20 minutos e repouso de 10 minutos.

A pesquisa de Li Ying *et al.* (2011) efetuou variações crescentes da vazão de recirculação interna, em 50%, 100%, 150%, 200% e 250%, obtendo eficiências crescentes até a vazão de 150%, melhor resultado, porém acima deste, a eficiência do sistema reduziu-se consideravelmente. Com isto a melhor eficiência alcançada no processo de remoção de nitrogênio total foi superior a 88% e a remoção de DQO superior a 97%.

A título comparativo, um estudo realizado por Sung Lee *et al*, (2001), empregou um sistema seqüencial de lodo ativado de escala laboratorial, objetivando a remoção via biológica de TOC, N e P de esgoto sanitário, através da divisão da etapa de reação com duração de 6,5 h, em condições anaeróbia, aeróbia, anóxica e aeróbia, distribuídas respectivamente em, 1.5 h, 1.5 h, 2.5 h e 1.0 h, além de 1,5 h adicional para sedimentação e descarte, sendo obtidas as seguintes eficiências quanto à remoção de TOC, N e P foram respectivamente. 92%, 88% e 99%.

Nota-se, portanto, que o SCLA possui eficiência semelhante ao sistema de batelada tradicional, porém com apenas 2 horas de período ativo e 6 ciclos por dia, ao invés de 3 como no estudo de Sung Lee *et al*, (2001).

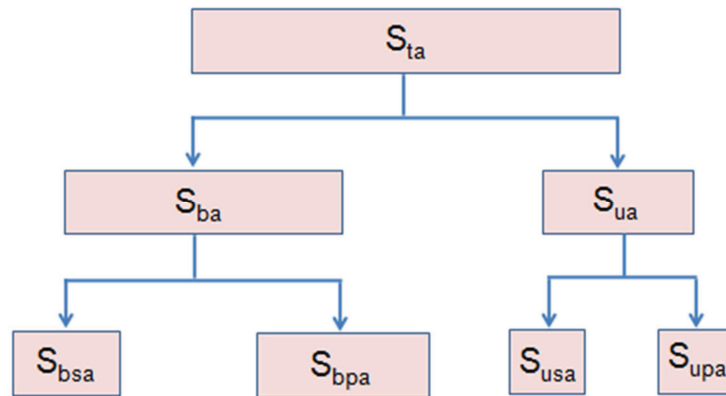
### **3.3 REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA.**

No presente estudo foi utilizada a modelagem cinética simplificada desenvolvida por Van Haandel e Marais (1999) ao longo de décadas de pesquisas na Universidade de da Cidade do Cabo - África do sul através de em estudos em escala de laboratorial, piloto e real, sob as mais diversas condições. Dentre a principal vantagem deste para outros modelos é o uso da DQO para quantificação da matéria orgânica na água residuária, que permitindo determinar suas respectivas frações e avaliar em maiores detalhes o processo biológico, além disso, com o uso da DQO é possível executar o balanço de massa do material orgânico no sistema, haja à que a quantificação da DBO<sub>5,20°C</sub>, não é capaz de quantificar a matéria orgânica total no lodo de excesso, pois esta técnica determinar apenas a fração biodegradável.

#### **3.3.1 Aspectos básicos sobre o material orgânico e suas frações**

Conforme apresentado anteriormente na Tabela 2, o esgoto sanitário possui DQO por volta de 450 a 800 mg.L<sup>-1</sup>, que pode ser fracionada em particulada e solúvel e suas respectivas frações biodegradável e não biodegradável, conforme ilustração a seguir:



**Figura 6** - Representação das frações do material orgânico

Fonte: adaptado de Van Haandel e Marais (1999)

Sendo:

$S_{ta}$  = DQO total afluente

$S_{ba}$  = DQO biodegradável afluente

$S_{ua}$  = DQO não biodegradável afluente

$S_{bsa}$  = DQO biodegradável e solúvel afluente

$S_{bpa}$  = DQO biodegradável e particulada afluente

$S_{usa}$  = DQO não biodegradável e solúvel afluente

$S_{upa}$  = DQO não biodegradável e particulada afluente

A Tabela 5 apresenta os valores típicos das frações encontradas em diferentes águas residuárias.

**Tabela 5** - Valores das frações de material orgânico no efluente para diferentes águas residuárias

| Água residuária            | Fração   |          |          | Referência             |
|----------------------------|----------|----------|----------|------------------------|
|                            | $f_{us}$ | $f_{up}$ | $f_{sb}$ |                        |
| Esgoto bruto municipal     | 0,07     | 0,05     | 0,25     | Coura Dias et al       |
| Esgoto bruto municipal     | 0,09     | 0,12     | 0,25     | Marais e Ekama (1976)  |
| Esgoto decantado municipal | 0,12     | 0,02     | 0,37     | Marais e Ekama (1976)  |
| Esgoto decantado CRUSP     | 0,07     | 0,20     | 0,12     | Bueno Rodrigues (2011) |

Fonte: adaptado de Van Haandel e Marais (1999) e Bueno Rodrigues (2011).

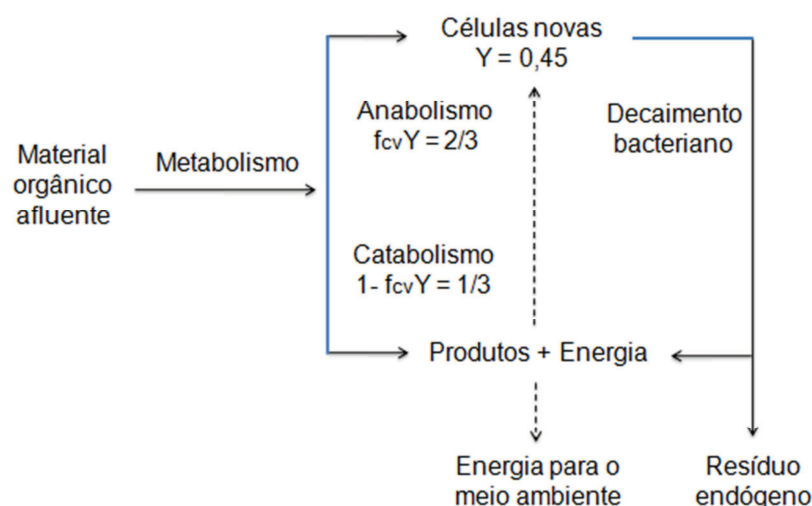
Segundo a principal premissa do modelo cinético simplificado proposto por Van Haandel e Marais (1999), a remoção de matéria orgânica contida no afluente ocorre

através da respiração exógena, onde a fração solúvel e biodegradável ( $S_{bs}$ ) é praticamente oxidada imediatamente após o contato com a biomassa, a fração particulada biodegradável ( $S_{bp}$ ) é floculada no interior do lodo ativado para posteriormente ser digerida e assimilada. Já a fração não biodegradável e solúvel ( $S_{us}$ ), estará presente integralmente no efluente tratado e a fração particulada não biodegradável ( $S_{up}$ ) é floculada junto com o lodo e deixa o sistema com o excesso de lodo.

### 3.3.2 - Metabolismo de material orgânico

A assimilação da matéria orgânica pela biomassa heterotrófica ocorre em ambiente aeróbio promovendo a produção celular (anabolismo) e também a geração de energia (catabolismo). Conforme detalham Van Haandel e Catunda (1983) *apud* Van Haandel e Marais (1999), estes processos são passíveis de quantificação, através da avaliação da produção celular associada ao aumento de sólidos em suspensão e a quantidade de oxigênio consumida, respectivamente. Na a Figura 7, apresentam-se de maneira esquemática os referidos processos metabólicos.

**Figura 7** - Representação esquemática dos processos metabólicos num ambiente aeróbio



Fonte: Van Haandel e Marais (1999)

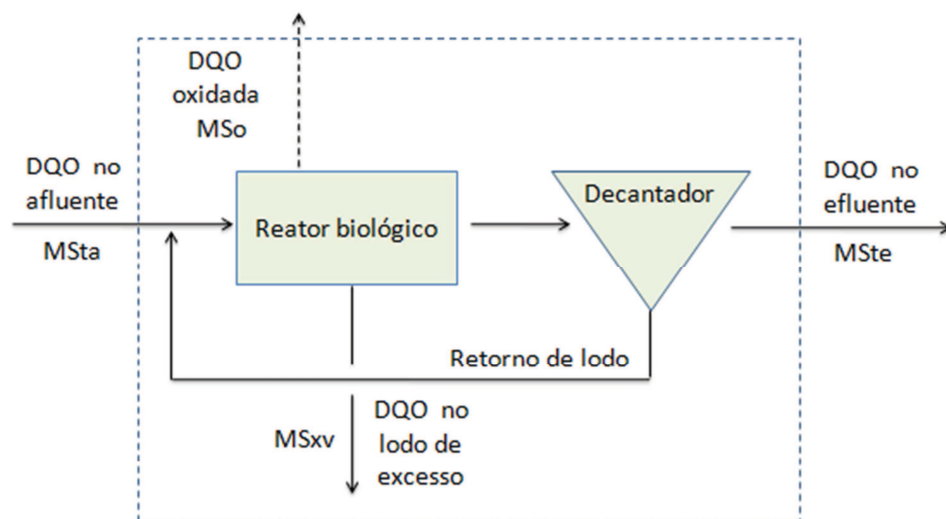
Sendo que o coeficiente de produção celular ou coeficiente de produção de lodo ( $Y$ ) possui valor médio de  $0,45 \text{ g SSV} \cdot \text{g}^{-1} \text{ DQO}$ . Porém, até o momento, não se sabe qual a

parcela exata da DQO utilizada no anabolismo, ou seja, o valor da DQO da biomassa, que recebe o símbolo de  $f_{cv}$ , entretanto após uma série de análises e pesquisas consagrou-se o valor médio para o  $f_{cv}$  em  $1,48 \text{ mg DQO} \cdot \text{mg SSV}^{-1}$ , desse modo pode-se prever que  $2/3$  da DQO afluyente serão utilizados no anabolismos e  $1/3$  no catabolismo. (Van Haandel e Marais, 1999).

### 3.3.3 - Balanço de material orgânico no sistema

Quando o sistema de lodo ativado opera com carga constante de material orgânico, se obtém o regime estacionário, ou seja, não ocorre acúmulo de massa no sistema, permitindo assim efetuar o balanço de massa simplificado do sistema. Na Figura 8 lustra-se o fluxo da fração do material orgânico ao longo do sistema, objetivando o balanço de massa, através do modelo desenvolvido por Van Haandel e Marais (1999).

**Figura 8** - Fluxograma básico de um sistema de lodo ativado



Fonte: adaptado de Van Haandel e Marais (1999)

Onde:

$MS_{ta}$  = Massa total de material orgânico afluyente (mg DQO.d<sup>-1</sup>)

$MS_{te}$  = Massa total de material orgânico efluente (mg DQO.d<sup>-1</sup>)

$MS_{xv}$  = Massa total de material orgânico no lodo de excesso (mg DQO.d<sup>-1</sup>)

$MS_o$  = Massa total de material orgânico oxidado (mg DQO.d<sup>-1</sup>)

A partir do balanço de massa do sistema, obtém-se a seguinte expressão:

$$MS_{ta} = MS_{te} + MS_{xv} + MS_o \quad (\text{Equação 1})$$

Porém, Van Haandel e Marais (1999) sugerem o fator de recuperação  $B_o$ , que consiste na recuperação do todo do balanço mássico, ou seja, na unidade, desse modo a equação será:

$$B_o = (MS_{te} + MS_{xv} + MS_o) / MS_{ta} \quad (\text{Equação 1.1})$$

$B_o$  tende a ficar por volta de 1, ou seja a relação massa total na saída do sistema será a mesma que a total afluyente segundo os referidos autores, quando o reator estiver operando com carga orgânica constante e os erros analíticos são mínimos ou não significativos e também é possível concluir que os dados experimentais são confiáveis.

As frações  $MSt_a$  e  $MSt_e$ , podem ser determinadas facilmente conforme as seguintes expressões:

$$MSt_a = Q_a * S_{ta} \quad (\text{Equação 1.2})$$

e

$$MSt_e = (Q_a - q) S_{te} \quad (\text{Equação 1.3})$$

Onde:

$Q_a$  = vazão afluyente (L.d<sup>-1</sup>)

$q$  = vazão de lodo de excesso (L.d<sup>-1</sup>)

A fração do material orgânico do lodo de excesso ( $MS_{xv}$ ) pode ser determinada pela relação entre a quantidade de DQO contida no lodo e sua massa de voláteis, conforme anteriormente apresentado, cujo valor é  $f_{cv} = 1,48 \text{ mg DQO.mg SSV}^{-1}$ , considerando que a DQO da fase líquida é idêntica ao efluente final. Desse modo calcula-se a fração de DQO no lodo de excesso pela seguinte expressão:

$$MS_{xv} = q(f_{cv} * X_v + Ste) \quad (\text{Equação 1.4})$$

Onde:

$X_v$  = massa de sólidos voláteis no licor misto ( $\text{mg SSV.L}^{-1}$ )

O fluxo oxidado  $MS_o$  é calculado através do consumo direto de oxigênio dissolvido (OD) pelo lodo ativado, sendo que o fluxo de oxigênio consumido é igual ao produto do volume do reator pela taxa de consumo de oxigênio ( $TCO_c$ ), que pode ser determinado por diversas técnicas, dentre elas destaca-se a respirometria, que será detalhada no item 4.3.1 do presente trabalho. Portanto o fluxo  $MS_o$  é obtido pela seguinte expressão:

$$MS_o = TCO_c * V_r \quad (\text{Equação 1.5})$$

Onde:

$V_r$  = volume do reator (L)

Porém, no processo de lodo ativado onde há ocorrência de nitrificação, também existe demanda adicional de oxigênio para oxidação da amônia, portanto, por uma taxa  $TCO_n$ , desse modo a  $TCO_c$  carbonácea deve ser determinada a partir da  $TCO_t$  total do sistema, descontando a  $TCO_n$ .

$$TCO_c = TCO_t - TCO_n \quad (\text{Equação 1.6})$$

Onde:

$TCO_c$  = TCO para oxidação de material orgânico ( $\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ )

$TCO_t$  = TCO total ( $mgO_2.L^{-1}.d^{-1}$ )

$TCO_n$  = TCO para nitrificação ( $mgO_2.L^{-1}.d^{-1}$ )

### 3.3.4 A cinética de remoção do material orgânico

A velocidade com que a biomassa assimila o material orgânico, ou a taxa de utilização de substrato é proporcional ao metabolismo dos microrganismos durante a oxidação e síntese celular, sendo que ambas as taxas são dependentes da concentração de substrato no meio e podem ser modeladas pela seguinte expressão (Van Haandel e Marais, 1999):

$$\mu_m = \mu_{m\acute{a}x} * [S / (S + K_s)] \quad \text{(Equação 1.7)}$$

Onde:

$\mu_m$  = taxa específica de crescimento ( $d^{-1}$ )

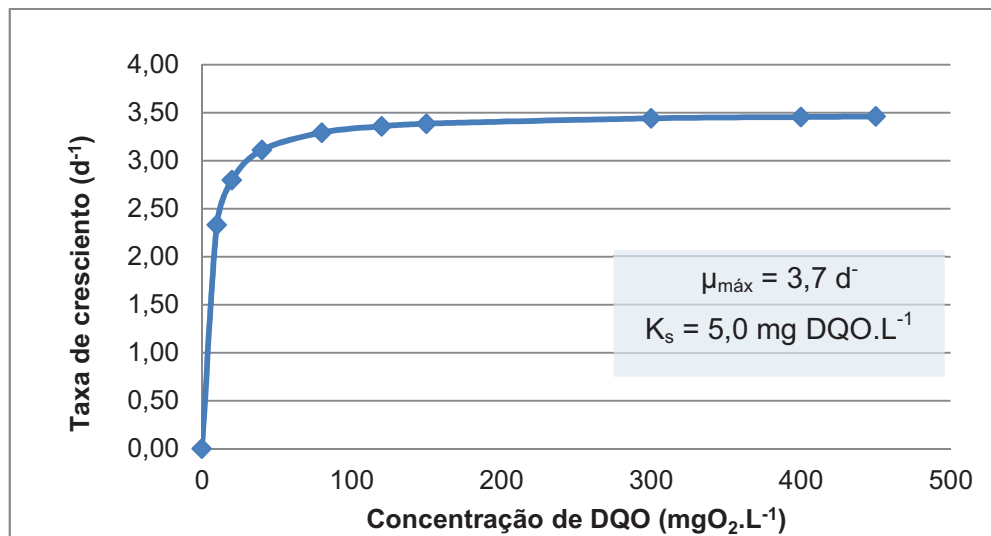
$\mu_{m\acute{a}x}$  = taxa específica máxima de crescimento ( $d^{-1}$ )

S = concentração de substrato ( $mg\ DQO.L^{-1}$ )

$K_s$  = constante de meia saturação;

Quando a concentração de substrato é baixa, a taxa de crescimento possui velocidade reduzida, porém quando a concentração de substrato é muito superior à concentração de saturação ( $K_s$ ), a taxa de crescimento independe desta, desse modo  $\mu_m$  é idêntico a  $\mu_{m\acute{a}x}$ , conforme Figura 9.

**Figura 9** - Taxa de crescimento celular em função da concentração de substrato



Fonte: adaptado de van Haandel e Marais (1999) e Metcalf & Eddy (2003).

Sabendo-se que:

$$\mu_m = Y \cdot r_u \quad (\text{Equação 1.8})$$

e

$$r_u = r_{m\acute{a}x} \cdot \left( \frac{[S]}{[S] + K_s} \right) / X \quad (\text{Equação 1.9})$$

E, na condição de  $S \gg K_s$ ,

$$r_u = r_{m\acute{a}x} / X \quad (\text{Equação 1.9.1})$$

Podemos dizer que:

$$\mu_{m\acute{a}x} = (Y \cdot r_{m\acute{a}x}) / X_a \quad (\text{Equação 1.9.2})$$

Onde:

$Y$  = coeficiente de síntese celular heterotrófico (mgSSV.mgDQO<sup>-1</sup>)

$r_u$  = taxa de utilização de substrato carbonáceo (mgDQO.X<sub>a</sub><sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>)

$r_{m\acute{a}x}$  = taxa máxima de utilização de substrato carbonáceo (mgDQO.X<sub>a</sub><sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>)

$X_a$  = concentração de lodo ativado (mgSSV.L<sup>-1</sup>)

Assim a taxa máxima de utilização de substrato carbonáceo ( $r_{m\acute{a}x}$ ) pode ser simplificada obtida utilizando a taxa de consumo de oxigênio exógeno  $TCO_{exo}$ , cuja valor pode ser determinado pela equação 1.9.3.

$$TCO_{exo} = (1-f_{cv} \cdot Y)r_{m\acute{a}x} \quad (\text{Equação 1.9.3})$$

Onde:

$TCO_{exo}$  = taxa de consumo de oxigênio exógeno ( $mgO_2 \cdot L^{-1} \cdot d^{-1}$ )

$f_{cv} = 1,48 \text{ mg DQO} \cdot \text{mg SSV}^{-1}$

$Y = 0,45 \text{ mg SSV} / \text{mgDQO} \cdot d$

Portanto:

$$r_{m\acute{a}x} = 3 \cdot TCO_{exo} / X_a \quad (\text{Equação 1.9.4})$$

A taxa de consumo de oxigênio exógeno ( $TCO_{exo}$ ) também pode ser determinada experimentalmente por respirometria, porém, para se obter o valor preciso da taxa de crescimento máxima ( $\mu_{m\acute{a}x}$ ) e de taxa de utilização de substrato ( $r_{m\acute{a}x}$ ), faz-se necessário determinar a quantidade lodo ativo contido nos sólidos em suspensão, haja à vista que nem todo lodo volátil é ativo. Desse modo, Van Haandel e Marais (1999) apresentam a seguinte equação para determinação da fração volátil ativa dos sólidos:

$$X_a = [YR_s / (1 + b_h R_s)] S_{ta} / R_h \quad (\text{Equação 1.9.5})$$

Onde:

$R_s$  = idade do lodo (d)

$b_h$  = coeficiente de decaimento endógeno de bactérias heterotróficas ( $d^{-1}$ )

$R_h$  = residência hidráulica no reator (d)

Ainda referente aos presentes autores, concentração de lodo ativo nos sólidos voláteis pode ser determinada a partir da taxa de consumo de oxigênio endógena ( $TCO_{end}$ ) através da seguinte expressão:



$$X_a = \text{TCO}_{\text{end}} / [f_{\text{cv}}(1-f)b_h] \quad (\text{Equação 1.9.6})$$

Onde:

f = fração não biodegradável após decaimento do lodo (0,2)

### 3.4 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO

Esgotos sanitários tratados apenas em nível secundário lançados em corpos d'água contribuem para a manutenção da qualidade quanto à oxigenação dos mesmos, entretanto, não garantem a inibição ou mesmo eliminação da eutrofização. A eutrofização, conforme mencionado anteriormente, é o processo de crescimento acelerado da vida aquática, principalmente de algas, devido à presença de nitrogênio e fósforo, tidos como principais fontes nutricionais e limitantes para a vida aquática, juntamente com o dióxido de carbono. (Van Haandel e Marais, 1999).

Desse modo, nos últimos anos o sistema de lodos ativados tem sido exaustivamente estudado visando o tratamento terciário de esgotos, que objetivam a remoção ou mesmo eliminação dos referidos nutrientes dos esgotos tratados, pois seu processo de tratamento permite diversos arranjos e combinações que lhe conferem eficiências satisfatórias muitas vezes capazes de gerar ganhos econômicos, com a redução do consumo de alcalinidade e oxigenação, durante o processo de remoção de nitrogênio através das etapas de nitrificação e desnitrificação, por exemplo, assuntos do presente capítulo.

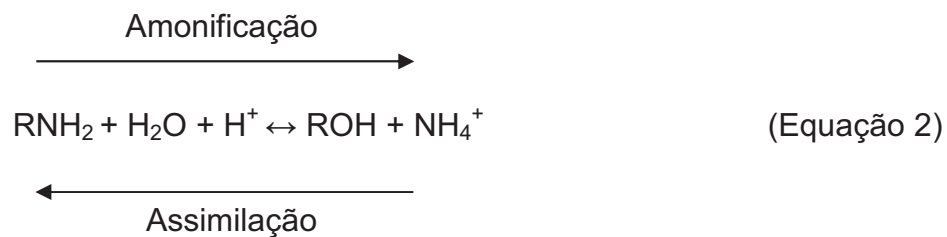
Segundo Van Haandel e Marais (1999), o nitrogênio está presente no esgoto sanitário, predominantemente em sua amoniacal como gás ( $\text{NH}_3$ ) ou sal ( $\text{NH}_4^+$ ) e em menor quantidade em compostos orgânicos, como ureia, aminoácidos, entre outros. Já as formas oxidadas como nitrito ( $\text{NO}_2$ ) e nitrato ( $\text{NO}_3$ ), são praticamente ausentes ou mesmo nulas.

O sistema de lodo ativado é capaz de utilizar os compostos nitrogenados como substrato, assim como o material carbonáceo, porém, existem etapas, microrganismos

e condições específicas para efetuar a remoção dos compostos nitrogenados de esgotos, a seguir serão apresentados a seguir.

#### a) Amonificação e assimilação

O material nitrogenado na forma orgânica, ao entrar em contato com o lodo ativado é rapidamente e praticamente integralmente consumido e convertido para a forma amoniacal salina, devido à condição de pH situado próximo à neutralidade. Este processo recebe a denominação de amonificação. Ainda durante o processo, o inverso também ocorre, ou seja, há a conversão no nitrogênio amoniacal para a forma orgânica devido à assimilação deste pela biomassa. Ambos os processos podem ser representados pela seguinte expressão:



#### b) Nitrificação

A nitrificação é o processo de conversão do nitrogênio amoniacal para nitrato sendo este realizada exclusivamente por bactérias nitrificantes quimioautotróficas, que obtêm energia a partir da oxidação de compostos inorgânicos como amônio e nitrito, utilizando o dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) como fonte de carbono inorgânico para a síntese de novas células e necessidades vitais. Entretanto, este processo de nitrificação ocorre em duas etapas, são elas a nitritação e nitratação, respectivamente nesta ordem.

Durante a nitritação, ocorre a oxidação do íon amônio ( $\text{NH}_4^+$ ) a nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ), através de bactérias do gênero Nitrossomonas, conforme Equação 2.1.



Este processo é expresso como a oxidação do íon amônio por causa da predominância da forma ionizada ( $\text{NH}_4^+$ ) em valores de pH situados próximos da neutralidade.

Concluída a primeira etapa, as bactérias dos gêneros Nitrobacter, efetuam a oxidação do nitrito a nitrato pelo processo de nitratação, conforme Equação 2.2.



A oxidação total do nitrogênio amoniacal a nitrato é representado pela e Equação 2.3.



A nitrificação envolve mais do que a oxidação seqüencial da amônia a nitrito pelas Nitrossomonas e de nitrito a nitrato pelas Nitrobacter, pois nesses processos várias reações controladas e influenciadas pela temperatura, pH, alcalinidade, concentração de oxigênio dissolvido, concentração de N-amoniacal, idade do lodo, a presença de compostos inibidores e etc.

### c) Desnitrificação

Apenas o processo de nitrificação não é capaz de remover o nitrogênio do esgoto, pois ela apenas o converte em outra forma salina, através da alteração do estado de oxidação, portanto, para eliminar o material nitrogenado é necessária a etapa de desnitrificação.

A desnitrificação é o processo pelo qual o nitrato é reduzido a nitrogênio molecular na forma de gás ( $N_2$ ), realizado por bactérias heterotróficas facultativas desnitrificantes dos gêneros Pseudomonas e Micrococcus (Von Sperling, 2002) que necessitam de condições anóxicas e uma fonte externa de carbono, para que a matéria orgânica seja oxidada e o nitrato funcione como um aceptor de elétrons.

Dessa forma, admitindo-se o composto orgânico ácido acético de formulação molecular  $C_2H_4O_2$  o processo de desnitrificação pode ser escrito como:

I) Oxidação (não balanceada):



II) Redução (não balanceada):



III) Redox (não balanceada):

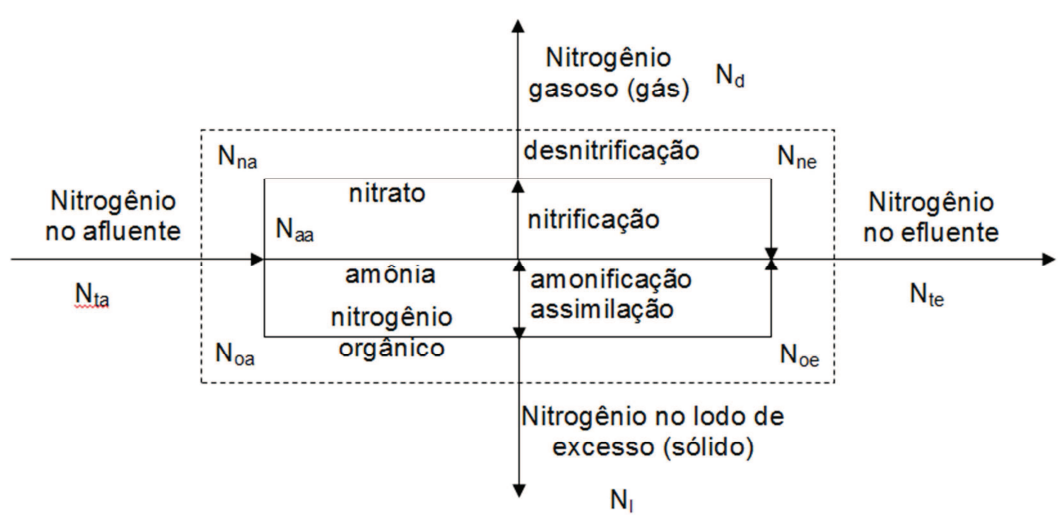


Fonte: adaptado de Van Haandel e Marais (1999).

### 3.4.1 Balanço de massa nitrogenado

O nitrogênio afluente o processo de lodos ativados, pode deixar o sistema de três maneiras, são elas: na forma sólida através do lodo de excesso, dissolvido no efluente e como gás na forma molecular. A Figura 10 ilustra estas rotas em função da etapa de processamento.

**Figura 10** - Representação esquemática das formas e das reações do material nitrogenado no sistema de lodo ativado



Fonte: adaptado de Van Haandel e Marais (1999)

A partir deste conceito, pode-se também efetuar o balanço de massa no sistema, utilizando metodologia apresentada para a matéria orgânica no sistema de lodos ativados, definindo o fato de recuperação ( $B_n$ ) com a razão entre os fluxos de material nitrogenado, expresso por:

$$B_n = (MN_I + MN_{te} + MN_d) / MN_{ta} \quad (\text{Equação 2.4})$$

Onde:

$B_n$  = fração de recuperação do material nitrogenado

$MN_I$  = fluxo de material nitrogenado no lodo de excesso

$MN_{te}$  = fluxo de material nitrogenado no efluente

$MN_d$  = fluxo de material nitrogenado denitrificado

$MN_{ta}$  = fluxo de material nitrogenado no afluente

Esta equação pode ser empregada quanto o fluxos apresentarem parâmetros mensuráveis, permitindo assim a verificação de  $B_n$  e sua proximidade com o valor teórico de 1,00.

O fluxo  $MN_I$ , é determinado pela seguinte expressão:

$$MN_I = f_n * MX_v / R_s \quad (\text{Equação 2.5})$$

Onde:

$f_n$  = fração nitrogenada no lodo de excesso, cujo valor é 0,1

Já os fluxos de nitrogênio afluente (índice "a") e efluente (índice "e"), são expressos como:

$$MN_{ta} = Q_a(N_{oa} + N_{aa} + N_{na}) \quad (\text{Equação 2.6})$$

$$MN_{te} = Q_e(N_{oe} + N_{ae} + N_{ne}) \quad (\text{Equação 2.7})$$

Onde:

$N_t$  = concentração de material nitrogenado dissolvido

$N_a$  = concentração de nitrogênio amoniacal

$N_o$  = concentração de nitrogênio orgânico

$N_n$  = concentração de nitrogênio dissolvido

Para de determinar o fluxo de nitrogênio desnitrificado é preciso avaliar a configuração do sistema, pois quando se pretende efetuar a remoção de nitrogênio o sistema de lodo ativado se compõe uma série de reatores, com no mínimo duas unidades, sendo uma aerada e outra apenas com mistura, sem aeração. Desse modo, pode-se expressar o fluxo  $MN_d$ , como:

$$MN_{dk} = Q_k * \Delta N_{nk} \quad (\text{Equação 2.8})$$

Onde:

$MN_{dk}$  = fluxo de nitrogênio desnitrificado no reator anóxico "k"

$Q_k$  = vazão afluyente do reator "k" (vazão deve incluir, vazão afluyente, retorno de lodo e eventuais recirculações)

$\Delta N_{nk}$  = variação da concentração de nitrato ( $N_n$ ) entre entrada e saída do reator "k"

Combinando-se as Equações 2.4, 2.5, 2.6, 2.7 e 2.8, obtém-se a seguinte expressão para cálculo do fator  $B_n$ .

$$B_n = [f_n MX_v / R_s + Q_a N_{te} + \sum_{k=1}^K (Q_k * \Delta N_{nk})] / (Q_a N_{ta}) \quad (\text{Equação 2.9})$$

### 3.4.2 Cinética de nitrificação

Conforme apresentado no item anterior, o processo de nitrificação ocorre em duas etapas através da ação conjunta das bactérias Nitrossomonas e Nitrobacter, porém, cada grupo possui velocidade metabólica distinta. Em um sistema bem estabilizado a produção de nitrito é muito inferior à velocidade de conversão deste para nitrato, que ocorre praticamente instantaneamente, de tal modo que o processo de nitrificação é

limitado exclusivamente pela primeira etapa, a nitrificação. Desse modo, segundo Downing *et al* (1964) *apud* Van Haandel e Marais (1999), o crescimento das bactérias Nitrossomonas pode ser expresso por:

$$(dX_n/dt) = (dX_n/dt)_c + (dX_n/dt)_d \quad (\text{Equação 3.0})$$

e

$$(dX_n/dt)_c = \mu_n \cdot X_n = \mu_{n,m\acute{a}x} \cdot X_n \cdot N_a / (N_a + K_n) \quad (\text{Equação 3.1})$$

$$(dX_n/dt)_d = - b_n X_n \quad (\text{Equação 3.2})$$

Em que:

$X_n$  = concentração de bactérias Nitrossomonas ( $\text{mgSSV.L}^{-1}$ )

$(dX_n/dt)$  = variação de concentração de bactérias Nitrossomonas ( $\text{mgSSV.L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ )

$(dX_n/dt)_c$  = taxa de crescimento de bactérias Nitrossomonas ( $\text{mgSSV.L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ )

$(dX_n/dt)_d$  = taxa de decaimento endógeno de bactérias Nitrossomonas ( $\text{mgSSV.L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ )

$\mu_n$  = taxa de crescimento de bactérias Nitrossomonas ( $\text{d}^{-1}$ )

$\mu_{n,m\acute{a}x}$  = taxa máxima de crescimento de bactérias Nitrossomonas ( $\text{d}^{-1}$ )

$b_n$  = constante de decaimento endógeno de bactérias Nitrossomonas ( $\text{d}^{-1}$ )

$K_n$  = constante de meia saturação de Monod ( $\text{mg N.L}^{-1}$ )

Na equação acima descrita, a constante  $\mu_n$  representa o crescimento bruto de células em função do tempo, desse modo com o valor de  $\mu_n$  em  $0,6 \text{ d}^{-1}$ , se obtém um aumento de 60% na velocidade de síntese celular diária. Nota-se também que a concentração de substrato ( $N_a$ ) também influencia a taxa de crescimento, cujo valor máximo dar-se-á quando a concentração de amônia for elevada (saturação). Observa-se que a constante  $K_n$  é equivalente à concentração de substrato quando  $\mu_n$  for a metade de  $\mu_{n,m\acute{a}x}$ .

Para se determinar a concentração de amônia do efluente final em um sistema de lodo ativado completamente misturado e operando em regime estacionário, pode-se utilizar a Equação 3.1. Porém, nesta condição não há variação significativa de massa de

bactérias Nitrossomonas, pois a taxa de crescimento líquida ( $dX_n/dt$ ), obtida através da diferença da taxa de crescimento bruto  $(dX_n/dt)_c$  e taxa decaimento endógeno  $(dX_n/dt)_d$  é equivalente à taxa de descarga de lodo de excesso, supondo-se retirada contínua do mesmo do reator biológico. Desse modo:

$$(dX_n/dt) = 0 = (dX_n/dt)_c + (dX_n/dt)_d + (dX_n/dt)_e \quad (\text{Equação 3.3})$$

A variação da concentração de Nitrossomonas devido à descarga de lodo de excesso pode ser calculada por:

$$(dX_n/dt)_e = - X_n/R_s \quad (\text{Equação 3.4})$$

Desse modo, a equação de crescimento líquida, pode ser expressa do seguinte modo:

$$(dX_n/dt) = 0 = \mu_{n,m\acute{a}x} * X_n * N_a / (N_a + K_n) - b_n X_n - X_n / R_s \quad (\text{Equação 3.5})$$

Sendo assim, para se determinar a concentração de amônia final no efluente basta efetuar o rearranjo da equação, resultando em:

$$N_a = K_n(b_n + 1/R_s) / [\mu_{n,m\acute{a}x} - (b_n + 1/R_s)] \quad (\text{Equação 3.6})$$

Fica evidente através da Equação 3.6, que a concentração de amônia no efluente final depende das constantes cinéticas  $\mu_{n,m\acute{a}x}$ ,  $K_n$  e  $b_n$  e de uma variável de processo, a idade do lodo ( $R_s$ ), sendo notável a não dependência da concentração inicial. Entretanto, a concentração de amônia efluente ( $N_a$ ) nunca será superior a afluente disponível para nitrificação ( $N_p$ ), sendo assim pode-se definir a idade mínima de lodo para a nitrificação como:

$$N_a \leq N_p = K_n(b_n + 1/R_s) / [\mu_{n,m\acute{a}x} - (b_n + 1/R_s)] \quad (\text{Equação 3.6a})$$

ou

$$R_{sn} = (1 + K_n/N_p) / [\mu_{n,m\acute{a}x} - (b_n + K_n/N_p)]$$



No caso específico de esgoto doméstico, a concentração de  $N_p$  sempre será muito superior a  $K_n$ , ou seja, a razão  $K_n/N_p$  será  $\ll 1$ , portanto a idade lodo mínima para nitrificação em esgoto doméstico pode ser expressa como:

$$R_{sn} = 1/(\mu_{n,m\acute{a}x} - b_n) \quad (\text{Equação 3.7})$$

A Equação 3.7, apresenta a idade mínima de lodo para que ocorra a nitrificação em um sistema de lodos ativados, sendo que abaixo deste valor não se desenvolve significativa concentração de Nitrossomonas, pois a taxa de descarte é superior à taxa de crescimento líquido. Já para idade do lodo acima da idade mínima, a eficiência do processo será controlada apenas pelas constantes cinéticas  $\mu_{n,m\acute{a}x}$ ,  $K_n$  e  $b_n$  e a variável de processo, a idade do lodo ( $R_s$ ).

Após os estudos pioneiros de Downing, diversos pesquisadores realizaram investigações experimentais para se determinar as constantes cinéticas de nitrificação no processo de lodos ativados. A Tabela 6 apresenta alguns desses:

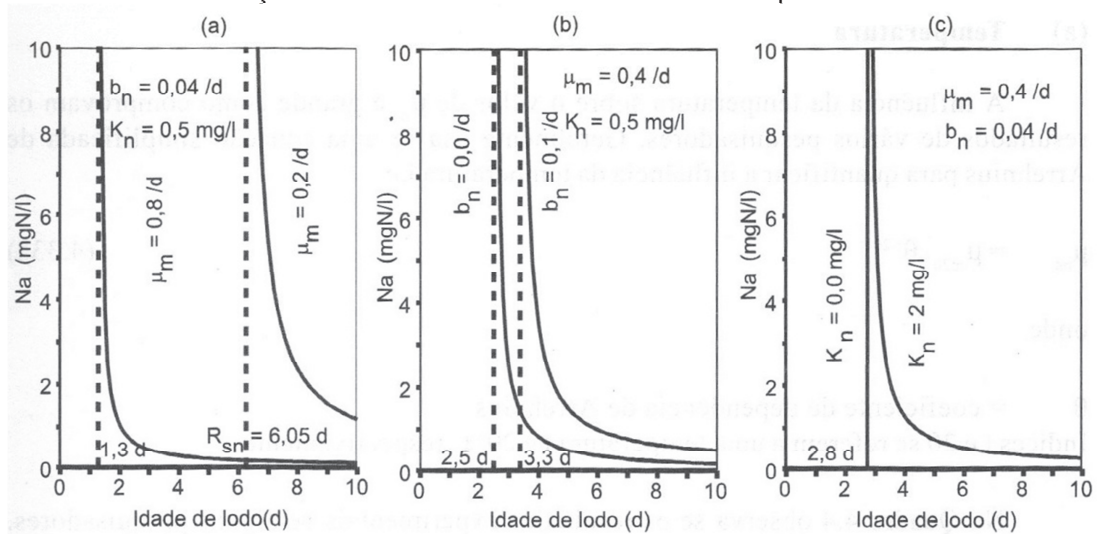
**Tabela 6** - Valores cinéticos experimentais obtidos para o processo de nitrificação

| Temp. (°C) | $\mu_{n,m\acute{a}x}$ (d <sup>-1</sup> ) | $b_n$ (d <sup>-1</sup> ) | $K_n$ (mgN.L <sup>-1</sup> ) | Referência               |
|------------|--|--------------------------|------------------------------|--------------------------|
| 20         | 0,33                                     | 0,00                     | 0,2                          | Downing et al (1964)     |
| 20         | 0,33 a 0,65                              | 0,04                     | 1,0                          | Ekama e Marais (1976)    |
| 23         | 0,76 a 1,02                              | 0,11                     | 0,04                         | Poduska e Andrews (1974) |

Fonte: adaptado de van Haandel e Marais (1999)

Van Haandel e Marais (1999) analisaram as influências das constantes cinéticas do processo, através da variação numéricas das mesmas em função de variadas idades do lodo, obtendo os gráficos da figura 11.

**Figura 11** - Influência dos valores numéricos das constantes cinéticas de nitrificação sobre a concentração de amônia residual em um sistema completamente misturado.



Fonte: Van Haandel e Marais (1999)

Resumidamente, os referidos autores observam dois aspectos importantes: a influência de  $\mu_{n,m\acute{a}x}$  sobre a concentração de amônia residual, portanto sobre a eficiência do processo, é muito maior que das constantes  $K_n$  e  $b_n$  e que para uma idade do lodo cerca de 50% maior que a idade mínima para nitrificação, a concentração de residual de amônia é tão baixa que pode-se considerar a completa nitrificação do esgoto.

Além da questão metabólica, o meio também exerce grande influência no processo devido a fatores ambientais externos, como temperatura, pH, concentração de oxigênio dissolvido e substâncias tóxicas ou inibidoras.

#### a) Temperatura

A taxa de crescimento celular máximo das bactérias nitrificantes ( $\mu_{n,m\acute{a}x}$ ) sofre forte influência da temperatura do meio conforme descreve Van Haandel e Marais (1999), tal taxa pode ser determinada em função da temperatura do esgoto conforme Equação 3.8.

$$\mu_{n,t} = \mu_{n,m\acute{a}x,t20^{\circ}C} \times \theta^{(t-20)}$$

(Equação 3.8)

Onde:

$\mu_{n,t}$  = taxa de crescimento das bactérias nitrificantes na temperatura t ( $d^{-1}$ )

$\mu_{n,m\acute{a}x,t20^{\circ}C}$  = taxa de crescimento máximo das bactérias nitrificantes a 20°C ( $d^{-1}$ )

$\theta$  = coeficiente de Arrhenius

t = temperatura do meio liquido ( $^{\circ}C$ )

O coeficiente de Arrhenius varia de 1,08 a 1,13, sendo que o valor 1,10 é tido como o mais recorrente, conforme descrevem os pesquisadores Barnes e Bliss (1983) *apud* Von Sperling (2005). Desse modo, a velocidade de nitrificação pode aumentar de 8 a 13% por grau centigrado de aumento de temperatura.

A reação de nitrificação ocorre em uma faixa de temperatura de 5 a 50°C, tendo como valor ótimo por volta de 25 e 36°C, conforme descrevem Arceivala (1981); Barnes e Bliss (1983) *apud* Von Sperling (2002). Em países de clima tropical como Brasil, a nitrificação no processo de lodo ativado é praticamente inevitável, pois as temperaturas médias dos esgotos se situam muito próximas ao valor ótimo para processo. (Van Haandel e Marais, 1999).

#### b) pH

Para muito pesquisadores o valor de  $\mu_{n,m\acute{a}x}$  é praticamente constante em pH de 7,0 a 8,5, entretanto, fora desta faixa a taxa de crescimento é rapidamente reduzida. Downing (1978) *apud* Von Sperling (2002), descreve a taxa de crescimento das Nitrossomonas em função do pH através da Equação 3.8.1.

$$\mu_{n,pH} = \mu_{n,m\acute{a}x,pH=7,2} [1-0,83(7,2-pH)] \quad (\text{Equação 3.8.1})$$

Onde:

$\mu_{n,pH}$  = taxa de crescimento das bactérias nitrificantes no pH do meio ( $d^{-1}$ )

$\mu_{n,m\acute{a}x,pH=7,2}$  = taxa de crescimento das bactérias nitrificantes no pH de 7,2 ( $d^{-1}$ )

Entretanto, deve-se destacar que o processo de nitrificação, promove a redução do pH do meio devido a liberação de íons  $H^+$  durante a oxidação da amônia a nitrito. Desse

modo, se o meio não tiver capacidade de tamponamento, ou seja, alcalinidade total igual ou superior  $35 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ , a nitrificação pode ser reduzida ou mesmo inibida, conforme descrevem Van Haandel e Marais (1999).

c) Concentração de oxigênio dissolvido

Além da temperatura e pH do meio, a concentração de oxigênio dissolvido (OD) é tido como pré-requisito para ocorrência da nitrificação e segundo Stenstrom e Poduscka (1980) *apud* Van Haandel e Marais (1999) sua influência na taxa de crescimento celular pode ser expressão como:

$$\mu_{n,OD} = \mu_{n,m\acute{a}x} * N_a / (N_a + K_n) \cdot OD / (OD + K_o) \quad (\text{Equação 3.8.2})$$

Onde:

$\mu_{n,OD}$  = constante de crescimento celular em OD do meio ( $\text{d}^{-1}$ )

$K_n$  = Constante de meia de Monod ( $\text{mgN} \cdot \text{L}^{-1}$ )

$K_o$  = Constante de meia saturação ( $\text{mgOD} \cdot \text{L}^{-1}$ )

Portanto, para que ocorra a completa nitrificação do esgoto é fundamental que se disponha de oxigênio dissolvido no meio líquido, em geral com concentração superior a  $0,5 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ , tida como concentração crítica segundo Downing (1978) *apud* Von Sperling (2005). Tipicamente a concentração de  $2,0 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ , é o suficiente para se obter a nitrificação sem inibição.

Porém, recentemente têm-se publicado diversas pesquisas onde sistema de lodos ativados operados rigorosamente com OD na faixa de  $0,5$  a  $0,8 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$  podem apresentar elevada eficiência de nitrificação em condições específicas, estes sistema recebem a denominação de sistema de nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS), conforme descrevem Fuerhacker et al (2000), Bueno R., (2011) e Jingbo Guo (2013).

### 3.4.3 Processo de desnitrificação

A desnitrificação é o processo pelo qual o nitrato é reduzido a nitrogênio molecular, pois este é utilizado como aceptor de elétrons pelas bactérias facultativas desnitrificantes para oxidar a matéria orgânica, conforme apresentado na Equação 2.3C.

Para a ocorrência deste processo no sistema de lodos ativados, Van Haandel e Marais (1999) mencionam que as condições necessárias são: a presença de massa significativa de bactérias facultativas desnitrificantes, nitrato e o doador de elétrons, além de ausência de oxigênio dissolvido (OD) e condições ambientais adequadas para o crescimento de microrganismos. Cada requisito será sucintamente descrito a seguir.

#### a) Massa de bactérias facultativas

A denominação facultativa implica na capacidade de determinadas bactérias utilizarem o OD ou  $\text{NO}_3^-$  para oxidar o material orgânico em função da concentração do mesmo no meio. No processo de lodo ativado praticamente todos os micro organismos são facultativos, de modo que na ausência de oxigênio dissolvido e na presença de nitrato o lodo oxida a matéria orgânica através da redução do nitrato, praticamente sem variação mensurável da atividade do lodo, enquanto a condição anóxica existir.

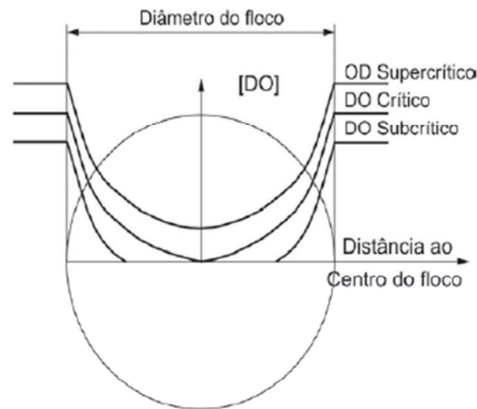
#### b) Presença de nitrato e ausência de OD no licor misto

No caso de esgoto sanitário, o nitrato não se apresenta em quantidade significativa (virtualmente ausente) e, portanto para que ocorra a desnitrificação é necessário que antes a amônia tenha sido nitrificada.

A presença de OD no licor misto implica na inibição da desnitrificação, pois este é preferencialmente utilizado pelas bactérias facultativas, em geral concentração de OD acima de 0,2 a 0,5  $\text{mg O}_2\cdot\text{L}^{-1}$ , reduzem significativamente a taxa de desnitrificação. (Van Haandel e Marais, 1999)

Entretanto, a concentração de OD sofre variação no interior do floco biológico, de modo que a concentração no interior do mesmo não é equivalente à da fase líquida, conforme Figura 12.

**Figura 12** – Variação da concentração de OD no interior do floco biológico.



Fonte: adaptado de van Haandel e Marais (1999)

Tendo em vista estas características e conforme descrevem Fuerhacker et al (2000), Bueno, R. (2011) e Jingbo Guo (2013), o sistema de lodos ativados operado com rigoroso controle de OD na faixa de 0,3 a 0,8 mg O<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>, denominados sistema de nitrificação e desnitrificação simultânea (SND), efetua a nitrificação no lado mais externo do floco com o OD disponível no meio e devido a maior capacidade de difusão do nitrato para o interior do floco obtém-se condição anóxica neste, permitindo assim a desnitrificação.

### c) Condições ambientais

Dentre as condições ambientais mais importante, destacam-se a temperatura e pH do meio. A temperatura aumenta a taxa desnitrificação até seu valor ótimo, obtido a 40°C. Já o pH produz melhor taxa de desnitrificação por volta de 7,0 a 7,5 e para valores inferior a 6,0 ou superior a 8,5 há uma diminuição significativa da atividade de desnitrificação. Em geral, o processo de lodos ativados com desnitrificação possui etapa anterior de nitrificação e como esta é muito mais sensível à variação de pH, pode-se concluir que um sistema com boa operação de nitrificação também terá bom desempenho de desnitrificação. Outro ponto importante é que as bactérias nitrificantes

também são mais sensíveis a compostos tóxicos, desse modo, elas também contribuem para a redução da desnitrificação devido à menor produção de nitrato.

d) Presença de um doador de elétrons

A presença de um doador de elétrons é fundamental para a redução do nitrato a nitrogênio gasoso, este doador é o material orgânico biodegradável. Em geral sistemas de desnitrificação podem ser divididos em dois grupos cuja fonte de material orgânico pode ser externa e interna.

Na condição de fonte externa, é adicionado no processo após a nitrificação, material orgânico como metanol, etanol, acetona e ácido acético. Já no processo com fonte interna, conta-se com o material orgânico do afluente ou a partir do material orgânico celular endógeno. A escolha do tipo de material orgânico é de fundamental importância sobre a configuração do sistema de desnitrificação.

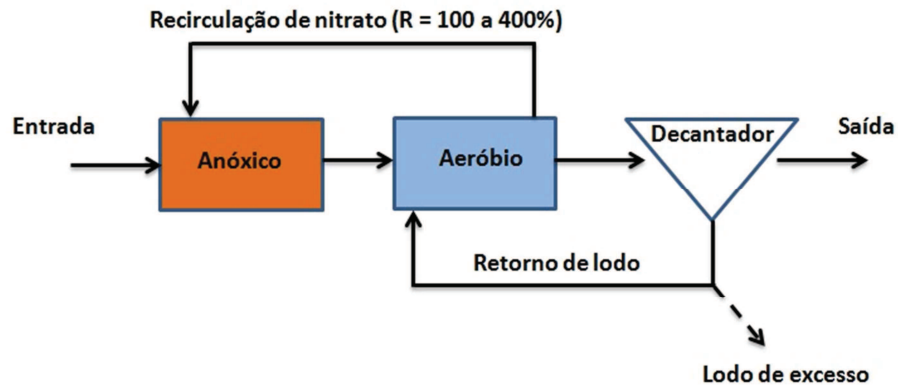
#### 3.4.4 Configurações de sistema para remoção biológica de nitrogênio

Devido à possibilidade de operar o sistema de desnitrificação com fonte externa ou interna de material orgânica, existem pelo menos duas configurações possíveis, o sistema pré-desnitrificação e pós-desnitrificação:

a) Processo com pré-desnitrificação

Na configuração de pré-desnitrificação, existem duas câmaras sendo uma anóxica e outra aeróbia, interligadas em série obrigatoriamente nesta ordem. A zona aerada é responsável pela nitrificação e produção de nitrato, que é então recirculado junto com o licor misto para a zona anóxica a montante. Na zona anóxica ocorre o processo de desnitrificação, utilizando o material orgânico biodegradável do esgoto bruto.

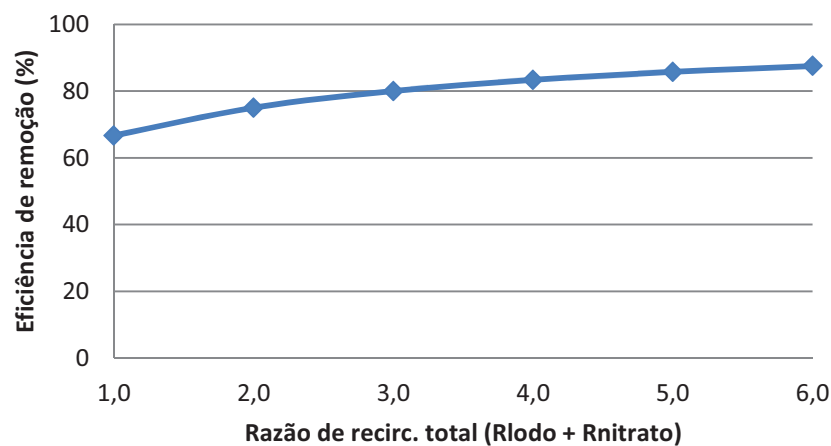
**Figura 13** - Fluxogramas esquemáticos de sistema de lodo ativados com pré-desnitrificação



Fonte: adaptado de Von Sperling (2002);

A recirculação interna de licor misto é complementar ao retorno de lodo de lodo, pois quanto maior for à quantidade de nitrato na zona anóxica mais eficiente será o processo de desnitrificação, conforme observa Von Sperling (2002), através da Figura 14.

**Figura 14** - Eficiência teórica máxima de remoção de nitrato em sistema com pré-desnitrificação, em função da razão de recirculação total ( $R_{\text{lodo}} + R_{\text{nitrato}}$ )



Fonte: adaptado de von Sperling (2002);

A zona anóxica em sistema pré-desnitrificação possui elevada taxa de desnitrificação, da ordem de  $0,03$  a  $0,11 \text{ mg N-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ , devido à presença de material orgânico trazido pelo esgoto bruto. Além dessa vantagem, os processos de pré-desnitrificantes apresentam tempos de retenção hidráulica na zona anóxica muito

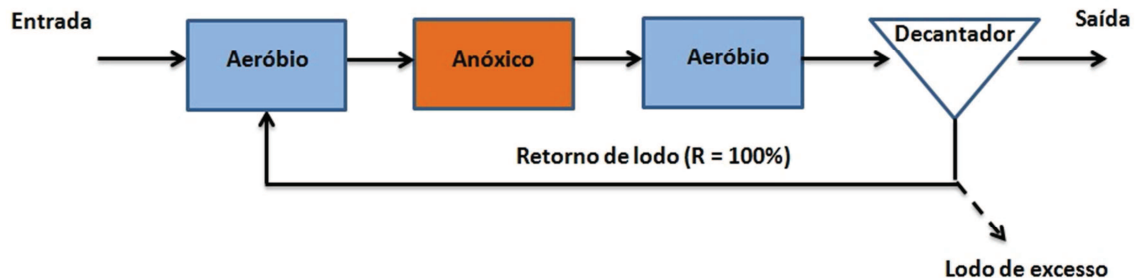


baixos, se comparado, com o sistema com pós-desnitrificação, também há redução do consumo de oxigênio na fase aeróbia devido à geração do mesmo durante a redução do nitrato e remoção de DQO do esgoto bruto. Porém, a principal desvantagem é a necessidade de grandes vazões recirculações internas para se obter altas eficiências de desnitrificação.

#### b) Processo pós-desnitrificação

O processo com pós-desnitrificação utiliza ao menos duas câmaras, sendo a primeira aeróbia e a segunda anóxica ou três câmaras, aeróbia, anóxica e aeróbia opcional. Nesta configuração, a remoção de matéria orgânica e nitrificação são realizadas na câmara aeróbia a montante, produzindo assim o nitrato direto para a zona anóxica, sem a necessidade de recirculações internas como no sistema pré-desnitrificação.

**Figura 15** - Fluxogramas esquemáticos de sistema de lodo ativados com pós-desnitrificação



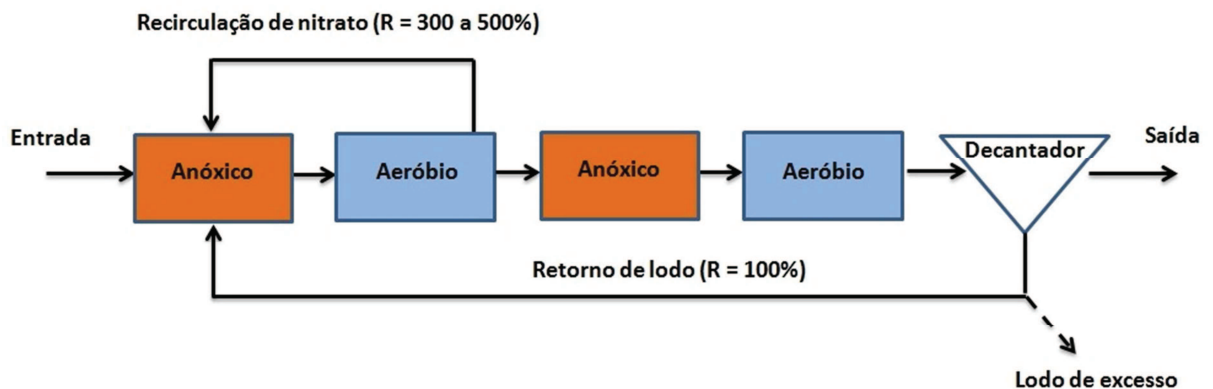
Fonte: adaptado de Von Sperling (2002);

Entretanto, como grande parte da matéria orgânica é consumida na zona aerada o processo de desnitrificação utiliza material orgânico de origem endógena, desse modo as taxas de desnitrificação são menores, compreendidas entre  $0,015$  a  $0,045 \text{ mg N-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{SSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$  e o tempo de detenção é maior. Dentre as manobras para se acelerar o processo de pós-desnitrificação pode-se efetuar a adição artificial matéria orgânica através de dosagem direta na câmara anóxica de metanol, etanol e etc.

c) Processo Bardenpho de quatro estágios

O processo Bardenpho de quatro estágios é uma combinação dos sistemas pré e pós-desnitrificação, desse modo o processo de nitrificação pode ocorrer na zona aeróbia que recircula o nitrato para a zona anóxica a montante do processo, onde a desnitrificação dar-se-á devido à presença de matéria orgânica do esgoto bruto. Após esta etapa inicial, o nitrato tem novo contato com condição anóxica, permitindo assim a remoção de nitrato eventualmente não removido na primeira passagem, o que confere ao sistema eficiência na remoção de nitrogênio da ordem de 90% ou mais, porém requer maior volume para os tanques.

**Figura 16** - Fluxogramas esquemáticos de sistema de lodo ativados com pós-desnitrificação

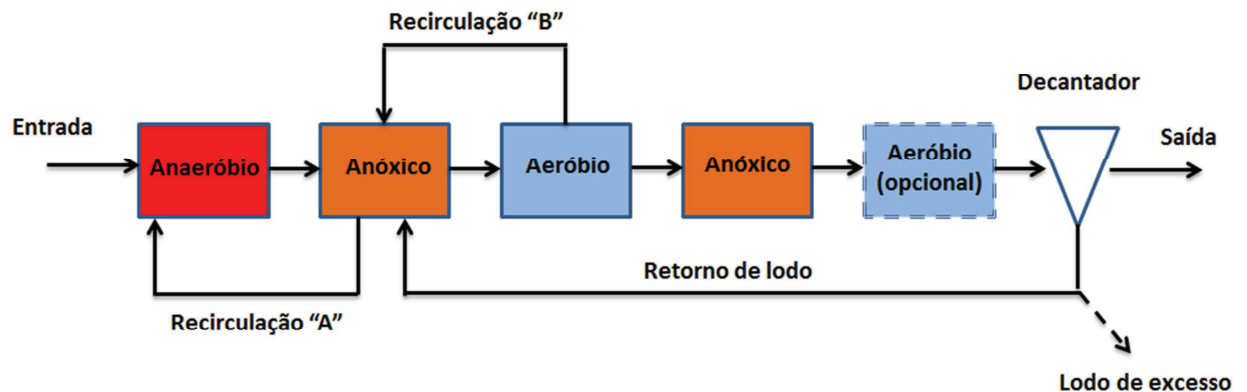


Fonte: adaptado de Von Sperling, (2002).

d) Sistema de lodo ativado UCT (University of Cape Town)

O sistema de lodo ativado UCT, utiliza 4 tanques, sendo o primeiro anaeróbio, o segundo e o quarto anóxico e o terceiro aeróbio, podendo ou não utilizar um quinto reator aeróbio. O sistema de lodos ativados UCT modificado foi desenvolvido por Rabinowitz e Marais (1980) *apud* Van Haandel e Marais (1999), objetivando efetuar a remoção biológica de nitrogênio e fósforo.

Figura 17 - Sistema UCT modificado



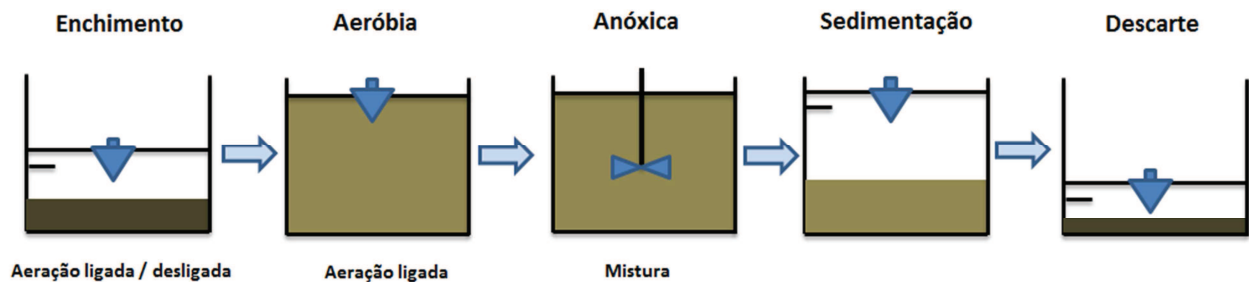
Fonte: adaptado de Van Haandel e Marais (1999)

O sistema UCT modificado permite que não seja enviado nitrato para a zona anaeróbia, pois este implica em redução da capacidade de remoção biológica de fósforo, processo apresentado no próximo capítulo do presente trabalho. Na primeira zona anóxica é mantida baixa concentração de nitrato em função da vazão de recirculação "B", de tal modo que o nitrato disponível seja igual ou inferior à capacidade para desnitrificação. Nesta configuração, o processo assegura que não ocorra introdução de nitrato, mesmo quando a concentração deste a taxa de desnitrificação variem com o tempo. Porém a câmara anóxica fica subutilizada e tende a ocorrer maior concentração de nitrato do efluente, que inclusive pode causar problemas de sedimentabilidade no lodo do decantador secundários devido ao arraste dos sólidos pelo gás nitrogênio.

#### e) Sistemas operados em batelada seqüenciais

O sistema de lodos ativados operado por batelada seqüencial para remoção biológica de nitrogênio possui as mesmas condições anóxica e aeróbia, porém, ao invés de se utilizar diversos tanques e recirculações de lodo e nitrato, o sistema é operado em função do tempo, ou seja, durante a fase de reação ocorre a aeração para favor a nitrificação seguido de mistura mecânica sem aeração para se obter condição anóxica, no sistema pós-desnitrificação, conforme descrevem Von Sperling (2002) e Henrique, I.N. *et al.* (2010) na Figura 18.

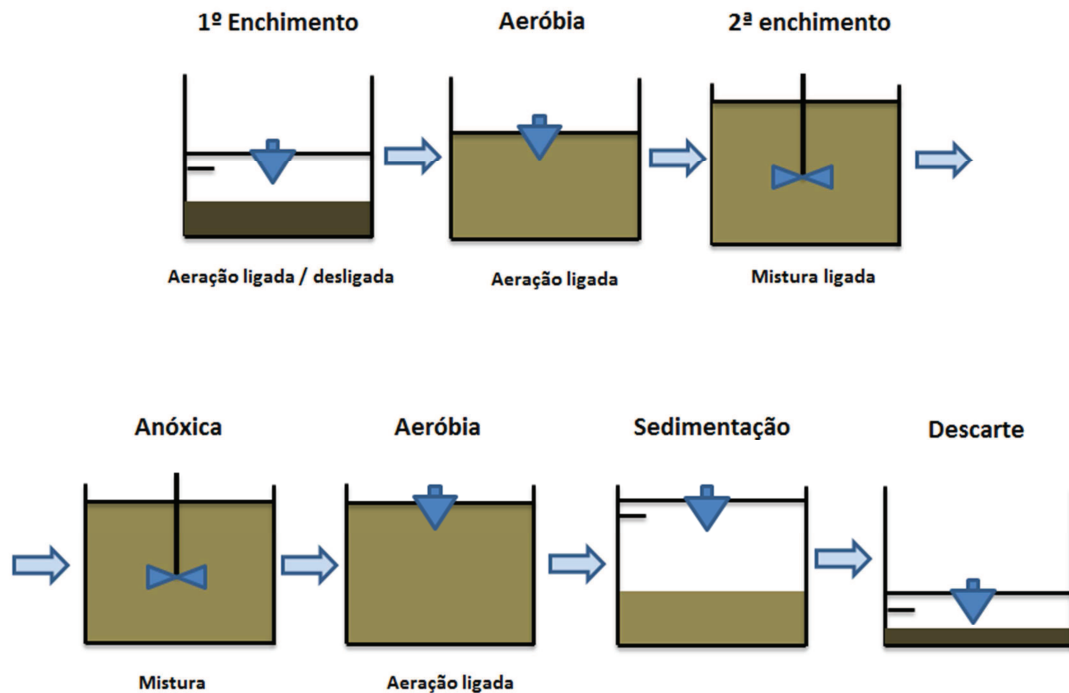
**Figura 18** - Sistema de lodos ativados operado em batelada seqüencial para remoção de nitrogênio com pós-desnitrificação



Fonte: adaptado de Von Sperling (2002) e Henrique, I.N. *et al.* (2010).

Já para se desenvolver o sistema de pré-desnitrificação nos lodos ativados em batelada seqüencial, segundo Lamego Neto e Costa (2011) e Sung Lee et al (2001) é necessário efetuar o enchimento escalonado do reator, ou seja, inicia-se a etapa de enchimento com aeração para produção de nitrato, interrompendo-a quando concluída e, na sequencia, é efetuando novo enchimento do reator, porém, apenas com mistura mecânica sem aeração, para promover condição anóxica e efetuar a desnitrificação com a matéria orgânica presente no esgoto bruto, conforme Figura 19.

**Figura 19** - sistema de pré-desnitrificação nos lodos ativados em batelada seqüencial com enchimento escalonado.



Fonte: adaptado de Lamego Neto e Costa (2011) e Sung Lee et al (2001)

O sistema cíclico de lodos ativados (SCLA), objetivo do presente trabalho, apresenta a particularidade de utilizar um único tanque operado em batelada seqüencial com três compartimentos internos, anaeróbio anóxico e aeróbio, conforme Figura 6.

Desse modo o sistema SCLA possui características similares ao processo de pré-desnitrificação, pois a zona anóxica está a montante imediata da zona aeróbia e características do Bardenpho modificado com cinco reatores, já que a recirculação de lodo é efetuada para a zona anaeróbia sob vazão de 20%, conforme descrevem Goronszy M.C. *et al* (1995) e Ling Yang *et al* (2011).

### 3.4.5 Cinética de desnitrificação

Segundo dados apresentados por Stern e Marais (1974), Marsden e Marais (1974) Wilson e Marais (1976) *apud* Van Haandel e Marais (1999), a taxa de desnitrificação no sistema de lodos ativados é proporcional à concentração de lodo ativo ( $X_a$ ) no sistema e pode ser expressa como:

$$R_d = (dN/dt) = -K \cdot X_a \quad (\text{Equação 4})$$

Em que:

$$K = \text{constante de desnitrificação (mg N.mgX}_a^{-1} \cdot \text{d}^{-1})$$

Para se descrever a constante de desnitrificação  $K$  no reator com pré-desnitrificação, é preciso utilizar mais duas constantes, referente à fase primária ( $K_1$ ) e para a fase secundária ( $K_2$ ) do processo, pois conforme mostraram van Haandel e Marais (1981) *apud* Van Haandel e Marais (1999), a desnitrificação ocorre com a utilização de matéria orgânica rapidamente e lentamente biodegradável.

Durante a primeira fase da desnitrificação as bactérias utilizam preferencialmente o material orgânico rapidamente biodegradável, de modo que a segunda fase da desnitrificação conta apenas com o material lentamente biodegradável, reduzindo assim a taxa de desnitrificação, de maneira que a taxa de desnitrificação pode ser descrita como:

$$R_d = (dN/dt) = R_{Ds} + R_{Dp} = (K_1 + K_2) \cdot X_a \quad (t < t_p) \quad (\text{Equação 4.1a})$$

$$R_d = (dN/dt) = R_{Dp} = K_2 \cdot X_a \quad (t > t_p) \quad (\text{Equação 4.1b})$$

Onde:

$R_{Ds}$  = taxa de desnitrificação associada à utilização de material rapidamente biodegradável

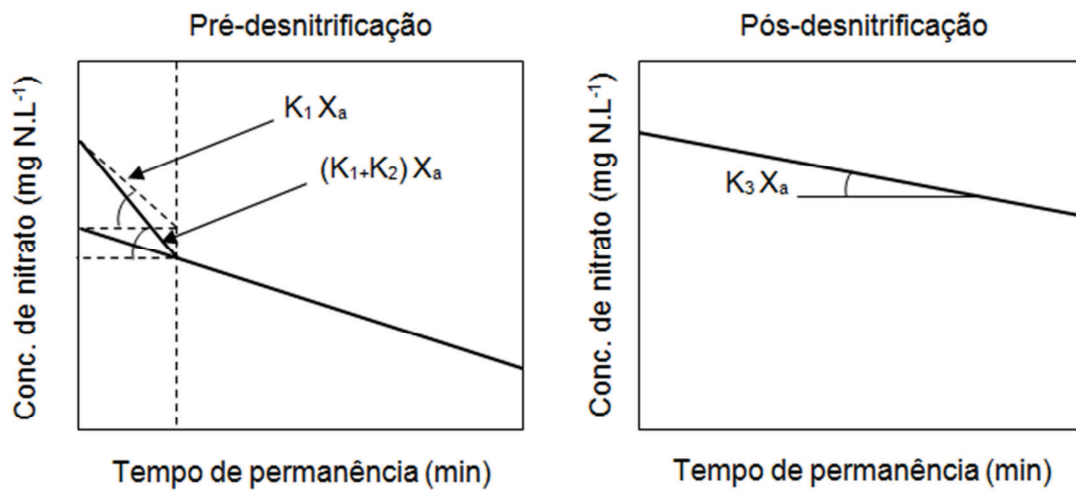
$R_{Dp}$  = taxa de desnitrificação associada a utilização de material lentamente biodegradável

$K_1$  = constante de desnitrificação para material rapidamente biodegradável ( $\text{mg N} \cdot \text{mgX}_a^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ )

$K_2$  = constante de desnitrificação para material lentamente biodegradável ( $\text{mg N} \cdot \text{mgX}_a^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ )

$t_p$  = duração da primeira fase

**Figura 20** - Perfis típicos da concentração de nitrato em reatores anóxicos com pré-desnitrificação e pós-desnitrificação



Fonte: Van Haandel e Marais (1999)

No reator com pós-desnitrificação, a taxa de desnitrificação está associada com o material lentamente biodegradável e, como a concentração desse material é menor que no sistema com pré-desnitrificação, a remoção de nitrogênio é mais lenta, com a taxa sendo descrita como:

$$R_d = (dN/dt) = K_3 \cdot X_a \quad (\text{Equação 4.2})$$

Onde:

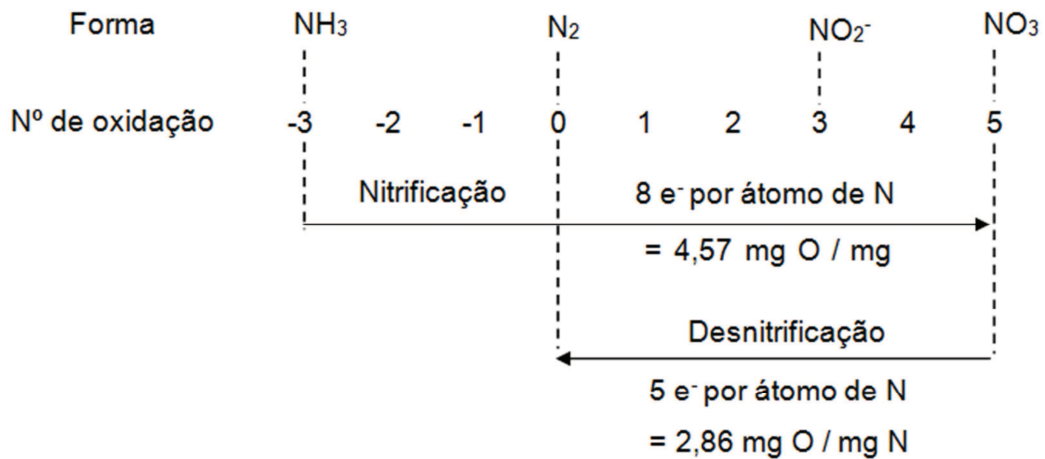
$K_3$  = constante de desnitrificação para material lentamente biodegradável ( $\text{mg N} \cdot \text{mgX}_a^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ )

### 3.4.6 Estequiometria das reações do material nitrogenado

#### a) Consumo de oxigênio

Durante a remoção biológica de nitrogênio, o consumo de oxigênio só é relevante para o processo durante a nitrificação e desnitrificação, sendo que a estequiometria da transferência de elétrons ( $e^-$ ) está representada pela Figura 21.

**Figura 21** - Variação do número de oxidação de nitrogênio nos processos de nitrificação e desnitrificação



Fonte: Van Haandel e Marais (1999)

Observa-se que durante a nitrificação o número de oxidação do nitrogênio na amônia varia de -3 para +5 na forma de nitrato, através da transferência de  $8e^-$  por átomo de nitrogênio, aceitos pelo oxigênio. Sendo preciso quatro átomos (duas moléculas de  $O_2$ ), cuja variação do número de oxidação é de 0 para -2. Portanto, durante a nitrificação, 1 mol de  $NH_3$  consome 4 mols de  $O_2$ , ou seja 4,57 mg  $O_2$  são consumidos por mg de  $NH_3$  oxidado. Já durante a desnitrificação, o nitrogênio no nitrato apresenta número de oxidação +5, e após ser reduzido pela matéria orgânica a nitrogênio gasoso, apresenta número de oxidação 0, liberando assim  $5 e^-$  por átomo.

Observa-se que dos  $8e^-$  liberados pelo nitrogênio amoniacal durante sua oxidação, apenas 5 são recuperados, quando o nitrato é reduzido a nitrogênio molecular. Ou seja, em termos oxidimétricos, o nitrato da desnitrificação tem a capacidade de oxidação igual a uma fração de 5/8 de oxigênio necessário para a nitrificação, ou seja, como



cada mg de amônia consome 4,57 mg de O<sub>2</sub>, na nitrificação são recuperados 2,86 mg O<sub>2</sub> por N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup> desnitrificado. Conclui-se que para a remoção de nitrogênio há um consumo líquido de 1.57 mg O por mg N.

#### b) Consumo e variação de alcalinidade

Os processos biológicos de amonificação, nitrificação e desnitrificação exercem influência direta sobre a alcalinidade total que pode ser simplesmente representada pelas relações estequiométricas de cada reação (Eq. 2.3a, 2.3b e 2.3c). Vale observar que todas as reações envolvem íons de hidrogênio (H<sup>+</sup>), na amonificação é consumido 1 mol de H<sup>+</sup> por mol de amônia produzido, na nitrificação são gerados 2 moles de H<sup>+</sup> e na desnitrificação é consumido 1 mol de H<sup>+</sup>. Como 1 mol de H<sup>+</sup> é equivalente a 50 g CaCO<sub>3</sub>, temos que: (a) no processo de amonificação há produção de 50 g CaCO<sub>3</sub> por mol de N-NH<sub>3</sub> amonificado, (b) no processo de nitrificação são consumidos 100 g CaCO<sub>3</sub> por mol de N-NH<sub>3</sub> nitrificado e (c) na desnitrificação são produzidos 50 g CaCO<sub>3</sub> por mol de N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup> reduzido. Portanto, as variações de alcalinidade podem ser expressas como:

$$(\Delta\text{Alc}/\Delta\text{N})_{\text{am}} = 50 / 14 = 3,57 \text{ mg CaCO}_3.\text{mgN}^{-1} \quad (\text{Equação 4.3a})$$

$$(\Delta\text{Alc}/\Delta\text{N})_{\text{n}} = -100 / 14 = -7,14 \text{ mg CaCO}_3.\text{mgN}^{-1} \quad (\text{Equação 4.3b})$$

$$(\Delta\text{Alc}/\Delta\text{N})_{\text{d}} = 50 / 14 = 3,57 \text{ mg CaCO}_3.\text{mgN}^{-1} \quad (\text{Equação 4.3c})$$

Em que:

$(\Delta\text{Alc}/\Delta\text{N})$  = variação de alcalinidade por mg de N.

Índices “am”, “n” e “d” se referem a amonificação, nitrificação e desnitrificação, respectivamente.

No caso de esgoto sanitário municipal, o efeito de amonificação sobre a alcalinidade geralmente é pequeno, pois a concentração de nitrogênio amonificado no sistema de lodos ativados é dado pela diferença entre a soma nitrogênio orgânico afluente e nitrogênio no lodo de excesso, ou seja:

$$\Delta N_{am} = N_{oa} - N_{oe} - N_l \quad (\text{Equação 4.4})$$

Onde:

$\Delta N_{am}$  = concentração de nitrogênio amonificado no sistema de lodo ativado ( $\text{mg N.L}^{-1}$  de afluente)

Normalmente no caso de esgoto sanitário a concentração de nitrogênio orgânico no efluente é muito pequena, por volta de 1,0 a 2,0  $\text{mg N.L}^{-1}$ , enquanto que valores de concentração de  $N_{oa}$  e  $N_l$  ambas são aproximadamente igual a 25% do TKN do afluente. Desse modo, a variação de alcalinidade (positiva ou negativa) devido à amonificação será pequena, podendo ser expressa por:

$$\Delta \text{Alc}_{am} = 3,57 \Delta N_{am} = 3,57(N_{oa} - N_{oe} - N_l) \quad (\text{Equação 4.5})$$

A variação de alcalinidade devido à nitrificação é calculada a partir da concentração de amônia nitrificada, esta concentração é obtida pela diferença da concentração de nitrogênio kjeldahl total afluente ( $N_{ka}$ ) e a soma das concentrações do NKT efluente ( $N_{ke}$ ) e a parcela do lodo ( $N_l$ ), expressa, portanto por:

$$\Delta N_c = N_{ka} - N_{ke} - N_l \quad (\text{Equação 4.6})$$

Onde:

$\Delta N_c$  = concentração de nitrogênio nitrificado pelo sistema de lodos ativados ( $\text{mg N.L}^{-1}$ )

O efeito da nitrificação sobre a alcalinidade pode ser expressão como:

$$\Delta \text{Alc}_n = -7,14 \Delta N_c = -7,14(N_{ka} - N_{ke} - N_l) \quad (\text{Equação 4.7})$$

Já o efeito da variação de alcalinidade devido à desnitrificação depende da concentração de nitrato reduzido pelo sistema, cuja concentração é dada por:

$$\Delta N_d = N_{na} - N_c - N_{ne} \quad (\text{Equação 4.8})$$

Desse modo, a variação de alcalinidade devido a desnitrificação será dada por:

$$\Delta Alc_d = 3,57 \Delta N_d = 3,57(N_{na} - N_c - N_{ne}) \quad (\text{Equação 4.9})$$

A variação total da alcalinidade do sistema de lodos ativados devido às reações de nitrogênio será igual à somatória dos efeitos da amonificação, nitrificação e desnitrificação (Eq. 4.5, 4.7 e 4.8):

$$\Delta Alc_t = \Delta Alc_{am} + \Delta Alc_n + \Delta Alc_d \quad (\text{Equação 4.9.1})$$

ou

$$\Delta Alc_t = 3,57(N_{na} + N_{ka} - N_{ke} - N_l - N_e)$$

Lembrando que NKT ( $N_k$ ) é a soma da concentração de nitrogênio orgânico ( $N_o$ ) e amoniacal ( $N_a$ ), a equação para se determinar a variação alcalinidade total se simplificada para:

$$\Delta Alc_t = 3,57(\Delta N_a - \Delta N_n) \quad (\text{Equação 4.9.2})$$

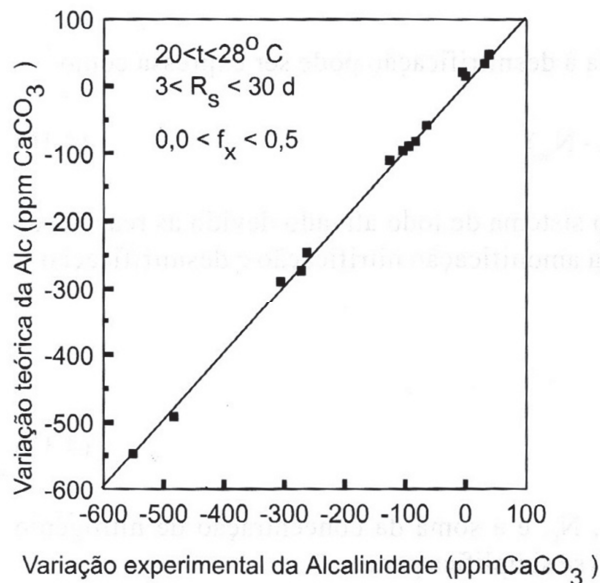
Onde:

$\Delta N_a$  = variação da concentração de amônia no sistema de lodo ativado

$\Delta N_n$  = variação da concentração de nitrato no sistema de lodo ativado

Também pode-se determinar experimentalmente a variação da alcalinidade no sistema de lodos ativados. Van Haandel e Marais (1999), lançaram em gráfico os valores de variação de alcalinidade teóricas a partir da Equação 4.9.1, apresentada em função da variação alcalinidade experimental observada para diferentes sistemas de lodos ativados, operados sem nitrificação, com nitrificação e sem desnitrificação e com nitrificação e desnitrificação, sob diferentes idades de lodo e temperatura. Os dados obtidos são apresentados na Figura 22.

**Figura 22** - Variação teórica da alcalinidade versus variação experimental para diferentes sistemas de lodo ativado



Fonte: Van Haandel e Marais (1999)

Os referidos autores concluem que devido à excelente correlação entre os valores teóricos e calculados da variação de alcalinidade para uma larga faixa (-600 a +100 mg  $\text{CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ ), a variação de alcalinidade no sistema de lodos ativados se deve aos efeitos estequiométricos dos processos de amonificação, nitrificação e desnitrificação.

### 3.4.7 Efeito das reações do material nitrogenado sobre o pH

Após a verificação e determinação da variação de alcalinidade, pode-se avaliar o efeito dessas reações sobre o pH, utilizando o modelo de Loewenthal e Marais (1976) *apud* Van Haandel e Marais (1999). Este modelo descreve a interrelação entre a alcalinidade, acidez e pH em solução aquosa que contém ácidos fracos. No caso do sistema de lodos ativados, a alcalinidade se deve exclusivamente ao equilíbrio do sistema carbonato ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{HCO}_3^-$  e  $\text{CO}_3^{2-}$ ), pois outros equilíbrios entre ácido fraco e base conjugada ( $\text{NH}_4^+$  e  $\text{NH}_3$ ) não têm importância em pH neutro como é caso do licor misto, pois toda a amônia estará na forma salina e também outros equilíbrios com valor de pK na faixa de pH neutro, como  $\text{H}_2\text{PO}_4-\text{HPO}_4^{2-}$  (pK = 7,2) e  $\text{H}_2\text{S}-\text{HS}^-$  (pK = 7,2), não têm importância porque as concentrações de fosfato e sulfeto são muito mais baixas que as concentrações do sistema carbônico, conforme afirmam Van Haandel e Lettinga, (1994) *apud* Van Haandel e Marais (1999).

No sistema carbônico, a alcalinidade é definida como:

$$\text{Alc} = [\text{HCO}_3^-] + 2[\text{CO}_3^{2-}] + [\text{OH}^-] + [\text{H}^+] \quad (\text{Equação 4.5.1})$$

Para relacionar a alcalinidade ao pH é preciso traduzir as concentrações molares de  $[\text{HCO}_3^-]$ ,  $[\text{CO}_3^{2-}]$  e  $[\text{OH}^-]$ , através das equações de dissociação a seguir:



A constante de equilíbrio  $k_1$  é dada por:

$$k_1 = (\text{HCO}_3^-) \cdot (\text{H}^+) / (\text{CO}_2) \quad (\text{Equação 4.6.1})$$

Ou

$$[\text{HCO}_3^-] = k_1 / f_m [\text{CO}_2] / (\text{H}^+) = k^*_1 [\text{CO}_2] / (\text{H}^+)$$

Onde:

(X) = atividade de X em mol.L<sup>-1</sup>

$k_1$  = constante termodinâmica da dissociação de  $\text{CO}_2 = 4,45 \cdot 10^{-7}$  ( a 20°C)

$k^*_1$  = constante real de dissociação

$f_m$  = coeficiente de atividade de um íon monovalente no licor misto

De modo semelhante, pode escrever que:

$$k_2 = (\text{CO}_3^{2-}) \cdot (\text{H}^+) / (\text{HCO}_3^-) \quad (\text{Equação 4.6.2})$$

Ou

$$[\text{CO}_3^{2-}] = k_2 (f_m / f_d) [\text{HCO}_3^-] / (\text{H}^+) = k^*_1 \cdot k^*_2 [\text{CO}_2] / (\text{H}^+)^2$$

e

$$[\text{OH}^-] = (k_w / f_m) / (\text{H}^+) = k_w^* / (\text{H}^+) \quad (\text{Equação 4.6.3})$$

Onde:

$k_2$  = constante termodinâmica da dissociação de  $\text{HCO}_3^- = 4,69 \cdot 10^{-11}$  ( a 20°C)

$k_w$  = constante termodinâmica da dissociação de  $\text{H}_2\text{O} = 1 \cdot 10^{-14}$  ( a 20°C)

$f_d$  = coeficiente de atividade de um íon bivalente

Portanto, substituindo os fatores obtidos na equação da alcalinidade, temos que:

$$\text{Alc} = [\text{CO}_2] \left\{ k_1 / (\text{H}^+) + 2K_1 K_2 / (\text{H}^+)^2 \right\} + k_w / (\text{H}^+) - (\text{H}^+) \quad (\text{Equação 4.6.4})$$

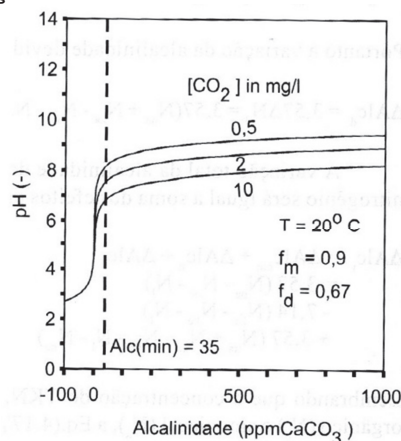
Como  $(\text{H}^+) = 10^{-\text{pH}}$  obtemos que:

$$\text{Alc} = [\text{CO}_2] 10^{\text{pH}-\text{pk}^*} (1 + 2 \cdot 10^{\text{pH}-\text{pk}^*2}) + (10^{\text{pH}-\text{pk}^*w} - 10^{-\text{pH}}) \quad (\text{Equação 4.6.5})$$

Com a Equação 4.6.5 e conhecendo-se a concentração de dióxido de carbono, é possível determinar o pH para qualquer valor de alcalinidade, lembrando que a concentração de dióxido de carbono no licor misto depende da taxa de produção do gás devido à oxidação do material orgânico e da eficiência de sua remoção pelo sistema de aeração devido ao arraste para a atmosfera, conforme descrevem Van Haandel e Marais (1999).

Na Figura 23, observa-se curva de pH em função da alcalinidade para concentração de  $\text{CO}_2$  variando de  $0,5 \text{ mg.L}^{-1}$  (concentração de saturação) a  $10 \text{ mg.L}^{-1}$ , sob temperatura de 20°C e com valores de  $f_m = 0,90$  e  $f_d = 0,67$ .

**Figura 23** - Variação do pH em função da alcalinidade do licor misto



Fonte: Van Haandel e Marais (1999)

Conclui-se, portanto, que para uma alcalinidade mínima de 35 mg CaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>, o pH não varia significativamente, já para concentração de 35 a 500 mg CaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> representa um aumento de um ponto no pH e para concentração de 35 a 0 mg CaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> o pH caíxa para valor de 4,2 aproximadamente.

Como no processo de nitrificação, o pH influência diretamente no desempenho das bactérias Nitrossomonas e Nitrobacter, recomenda-se que o sistema opere com alcalinidade mínima superior aos 35 mg CaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>, pois em pH igual a 6,0 o processo de nitrificação é virtualmente inibido. A partir destas condições, pode-se determinar a alcalinidade mínima no afluente para que o pH do sistema de lodo ativado mantenha um valor estável na faixa neutra:

$$\Delta\text{Alc}_t = \text{Alc}_e - \text{Alc}_a = 35 - \text{Alc}_a = 3,57(\Delta\text{N}_a - \Delta\text{N}_e) \quad (\text{Equação 4.6.6})$$

Ou, aproximadamente:

$$\text{Alc}_a > 3,57(\Delta\text{N}_a - \Delta\text{N}_e + 10) \quad (\text{Equação 4.6.7})$$

Onde:

Alc<sub>a</sub> = alcalinidade do afluente (mg CaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>)

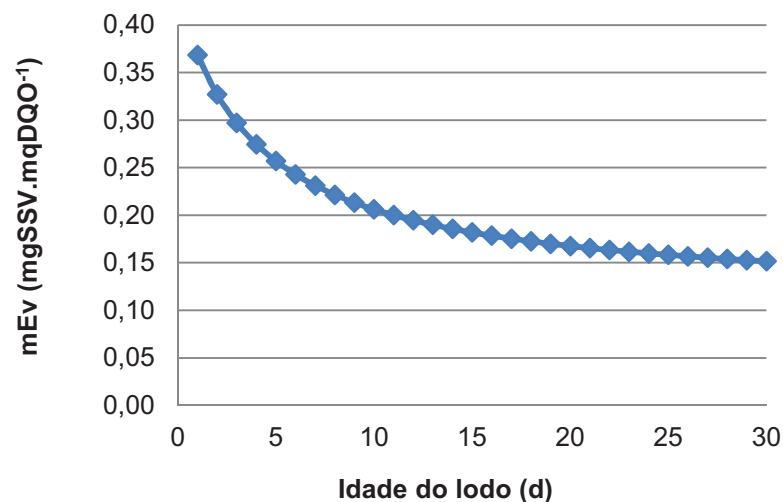
Alc<sub>e</sub> = alcalinidade do efluente (mg CaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>)

### 3.5 REMOÇÃO BIOLÓGICA DE FÓSFORO.

O fósforo é encontrado em esgoto sanitário predominantemente na forma de fosfato (ortofosfato) e em menor quantidade na forma de fósforo orgânico, presente em amino ácidos. (Metcalf & Eddy, 2003), (Van Haandel e Marais, 1999).

No sistema de lodo ativado convencional, a remoção de fósforo se dá através da descarga junto com o lodo de excesso. Tendo-se um sistema com uma idade de lodo média de 12 dias, para viabilizar a remoção biológica de nitrogênio, a produção de lodo biológico, será de aproximadamente  $0,20 \text{ mgSSV.mgDQO}^{-1}$  para esgoto “normal”, conforme Figura 24. Adotando-se uma fração típica de massa e P no lodo de 2,5% e cm base na Equação 4.5, a remoção de fósforo será de aproximadamente  $0,20 * 0,025 = 0,005 \text{ mgP.mgDQO}^{-1}$ , assim para esgotos com uma razão de P/DQO na faixa de 0,01 a  $0,02 \text{ mgP.mgDQO}^{-1}$ , espera-se uma concentração residual de 0,004 a  $0,014 \text{ mgP.mgDQO}^{-1}$ , ou seja, 2,5 a  $7,5 \text{ mg P.L}^{-1}$  para esgoto com uma DQO de  $500 \text{ mg.L}^{-1}$ . Geralmente procura-se obter uma concentração final inferior a  $1,0 \text{ mg P.L}^{-1}$  e para isso ser viável é necessário as condições favoráveis de baixa razão P/DQO e curta idade do lodo.

**Figura 24** - Produção de lodo de excesso em função da idade do lodo para  $f_{up} = 0,05$ ,  $f_{us} = 0,07$  (esgoto bruto típico),  $b_h = 0,34 \text{ d}^{-1}$ , Temperatura =  $20^\circ\text{C}$



Fonte: adaptado de Van Haandel e Marais (1999)

$$P_{\text{res, esp}} = P_a - (mE_v * P_{\text{lodo}} * S_{ta}) \quad (\text{Equação 5})$$

Em que:

$P_{\text{res, esp}}$  = concentração de fósforo residual no efluente final ( $\text{mg P.L}^{-1}$ )



$P_a$  = fósforo total no afluente ( $\text{mg P.L}^{-1}$ )

$mE_v$  = massa gerado de lodo de excesso ( $\text{mg SSV.mgDQO}^{-1}$ )

$P_{\text{lodo}}$  = concentração de fósforo no lodo de excesso ( $\text{mgP.mgSSV}^{-1}$ )

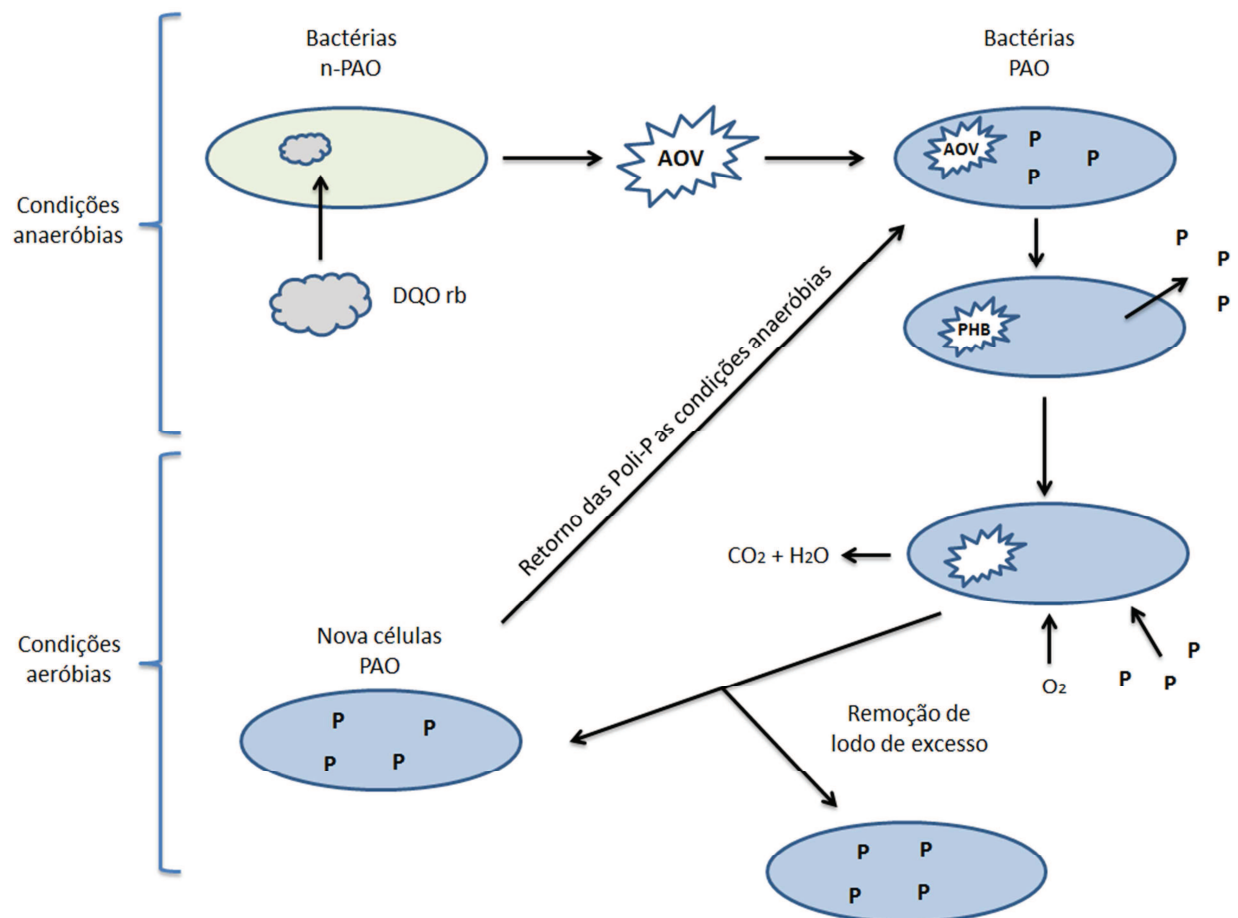
Atendendo a estes requisitos de qualidade de esgoto e idade do lodo adequada, segundo Wentzel *et al*, (1990) e Van Haandel e Marais (1999) a concentração de fósforo no lodo pode se elevar de 2,5 para 38%, desde que o sistema de lodo ativado, além da razão P/DQO e idade lodo adequada, possua um reator anaeróbio antes do anóxico/aeróbio, o afluente apresente concentração e composição de material orgânico favorável e baixa presença de nitrato para desenvolvimento os organismos acumuladores de fósforo (PAO). Van Haandel e Marais (1999) também apontam que em sistema de lodo ativado com presença de organismos PAO a relação entre sólidos suspensos voláteis e totais seja reduzida de 0,8 (típica) para 0,45  $\text{mgSSV.mgSS}^{-1}$ .

Segundo Wentzel *et al*, (1990), em sistema de lodo ativado com culturas mistas, isto é microrganismos não acumulares (n-PAO) e acumulares de fósforo (PAO), durante a fase na zona anaeróbia as bactérias n-PAO produzem ácidos orgânico voláteis de cadeias curtas (AOV) através da oxidação da DQO rapidamente biodegradável, que é então sequestrado pelas bactérias tipo PAO e estocado internamente na célula na forma de poli- $\beta$ -hidroxibutirado (PHB). Para tanto, o polifosfato é consumido internamente para obtenção de energia, liberando assim o fósforo para a fase líquida sob aproximadamente 0,5 mg P por mg AOV como DQO sequestrado.

Durante a fase aeróbia, o oxigênio está presente e será o aceptor de elétrons e desse modo, o PHB armazenado internamente na célula PAO é consumido para produção energia e crescimento de novas células PAO, processo associada à absorção de fosfato pelo lodo.

A Figura 25 apresenta um diagrama simplificado e esquemático do processo de remoção biológica de fósforo, conforme descrição anterior.

**Figura 25** – Descrição básica do processo de remoção biológica de P em sistema de lodos ativados



Fonte: adaptado de Wentzel et al (1990) e von Sperling (2002).

### 3.5.1 Cinética de remoção de biológica de fósforo

Os modelos para a remoção de biológica de fósforo em culturas mistas são relativamente complexos e envolvem diversas etapas de processo e componentes. Porém, muitos desses processos apresentam pouca influência na massa de fósforo removida pelo sistema, podendo ser omitidos para efeito de projetos, conforme descrevem Wentzel *et al* (1990).

Para a modelagem simplificada com culturas puras, existem as seguintes premissas: pode-se assumir que a energia para liberação de fósforo é sempre menor que a energia para absorção do mesmo e, portanto a concentração de PAO no lodo de

excesso é constante e todo o substrato sequestrado durante a fase anaeróbia e armazenado como PHB é utilizado na etapa aeróbia seguinte.

a) Liberação de fósforo e captura de AOV na zona anaeróbia

De acordo com o acordo com pesquisas elaboradas por Wentzel *et al* (1988) *apud* Wentzel *et al* (1990), em uma cultura pura de PAO utilizando apenas acetado como fonte de substrato, o sequestro do mesmo pelas células é muito rápido e apresenta comportamento cinética de ordem zero.

Portanto, na faixa usual de fração de massa anaeróbia empregada em sistemas de remoção biológica de excesso de P biológicas (massa anaeróbia > 5%), todo o acetato vai ser sequestrado na zona anaeróbia, não havendo expressão cinética para o sequestrado e armazenado como PHB ( $MS_{phb}$ ), portanto:

$$MS_{phb} = MS_{bs,a} \quad \text{(Equação 5.1)}$$

Em que:

$MS_{phb}$  = massa de PHB armazenado

$MS_{bs,a}$  = massa de substrato biodegradável como acetado

Sendo a massa de fósforo liberada ( $MP_{lib}$ ) proporcional à massa de acetado sequestrado, pode-se escrever que:

$$MP_{lib} = f_{p,lib} * MS_{bs,a} \quad \text{(Equação 5.2)}$$

Em que:

$f_{p,lib}$  = constante de proporcionalidade entre a liberação de P e sequestro de acetato (0,5 mg P / mg Acetato como DQO).

b) Utilização de PHB e absorção de Fósforo na zona aeróbio

A partir deste conceito entre a relação de liberação de fósforo e captura de AOV, pode-se determinar a quantidade de PHB que será consumida para a absorção de fósforo durante a fase aeróbia, onde ocorre também a síntese celular das PAO's, através da seguinte expressão:

$$MX_{B,G(sintese)} = Y_g * MS_{phb} \quad (\text{Equação 5.3})$$

Em que:

$Y_g$  = coeficiente de síntese celular de PAO's (0,45 mg SSVA/mg DQO)

c) Redução de massa devido à fase endógena

Pelo modelo cinético, a perda de massa endógena ocorre durante as fases anaeróbia e aeróbia, havendo redução de biomassa ativa de PAO e geração de massa de resíduo endógeno.

A redução de biomassa ativada é dada pela seguinte expressão:

$$(dMX_{B,G} / dt) = - b_g * MX_{B,G} \quad (\text{Equação 5.4})$$

Em que:

$b_g$  = coeficiente endógeno para as PAO's (0,04 d<sup>-1</sup> a 20°C).

Já a massa de resíduo endógeno gerado é determinada por:

$$(dMX_{E,G} / dt) = + b_g * f_{Ep,G} * MX_{B,G} \quad (\text{Equação 5.5})$$

Em que:

$f_{Ep,G}$  = resíduo não biodegradável de PAO (0,25 mg SSV/mgSSVA)

Efetuada o balanço de massa do sistema, obtém-se a expressão para determinar a massa ativa de PAO, conforme se apresenta:

$$MX_{B,G} = (Y_g * MS_{bs,ai} * R_s) / (1 + b_g * R_s) \quad (\text{Equação 5.6})$$

Em que:

$MS_{bs,ai}$  = massa de acetado consumida por dia (mgDQO/dia)

#### d) Geração de massa de resíduo endógeno

Da Equação 5.6, efetuando um balanço de massa no sistema, obtém-se a expressão para determinar a geração de resíduo endógeno oriundo da perda massa de endógena de organismos PAO.

$$MX_{E,G} = f_{Ep,G} * b_g * MX_{B,G} * R_s \quad (\text{Equação 5.7})$$

#### c) Massa total de lodo

Como em culturas puras não há presença de sólidos inertes no afluente, a massa total de lodo orgânico volátil no sistema ( $MX_{G,t}$ ) é dada por:

$$MX_{G,t} = MX_{B,G} + MX_{E,G} \quad (\text{Equação 5.8})$$

ou

$$MX_{G,t} = [(Y_g * MS_{bs,ai} * R_s) / (1 + b_g * R_s)] * (1 + f_{Ep,G} * b_g * R_s)$$

#### d) Massa de lodo de excesso descarregada

A massa de lodo de excesso descarregada ( $\Delta MX_{G,t}$ ) do sistema é igual à massa produzida por dia, dada pela seguinte expressão:

$$(\Delta MX_{G,t}) = MX_{G,t} / R_s \quad (\text{Equação 5.9})$$

e) Massa de fósforo removida pelo sistema

A massa de fósforo removida por dia ( $\Delta MP$ ) que está contida no lodo de excesso descarregado do sistema, composto pela parcela ativa ( $\Delta MX_{B,G}$ ) e endógena ( $\Delta MX_{E,G}$ ), é determinada pela seguinte expressão:

$$\Delta MP = f_{XBG,P} * \Delta MX_{B,G} + f_{XEG,P} * \Delta MX_{E,G} \quad (\text{Equação 5.9.1})$$

ou

$$\Delta MP = f_{XBG,P} * MX_{B,G} / R_s + f_{XEG,P} * MX_{E,G} / R_s$$

Em que:

$f_{XBG,P}$  = fração de fósforo contida na biomassa ativada (mgP/mgSSVA)

$f_{XEG,P}$  = fração de fósforo contida na biomassa endógena (mgP/mgSSVE)

Desse modo, a concentração de fósforo no efluente final pode é dado por:

$$\Delta P = \Delta MP / Q \quad (\text{Equação 5.9.2})$$

Em que:

$\Delta P$  = Concentração de fósforo no efluente (mgP/L)

$Q$  = Vazão afluyente (L/d)

Na Equação 5.9.1, a fração de fósforo na biomassa ativa de POA ( $f_{XBG,P}$ ) precisa ser determinada. A partir do regime estacionário do sistema, pode-se determinar a referida fração a partir das equações anteriores, obtendo-se a seguinte expressão:

$$f_{XBG,P} = \Delta P [(1+b_g * R_s) / (S_{bs,ai} Y_g)] - f_{XEG,P} * f_{XEp,G} * b_G * R_s \quad (\text{Equação 5.9.3})$$

Sendo a fração de fósforo na massa endógena de PAO ( $f_{XEG,P}$ ) de 0,02 mgP/mg SSV, pode-se determinar a fração  $f_{XBG,P}$ , pois todos os demais parâmetros da Equação 5.9, são mensuráveis durante o regime estacionário do sistema.

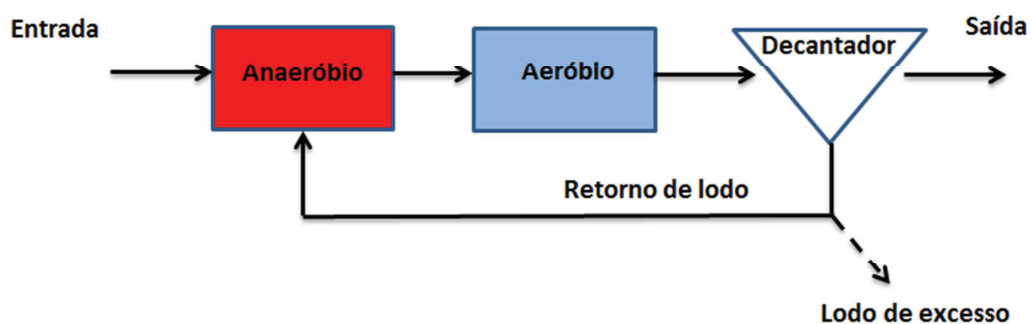
### 3.5.2 Configurações do sistema de lodos ativados para remoção biológica de fósforo

As configurações do sistema de lodos ativados para remoção biológica de fósforo mais comuns são o sistema Phoredox, Bardenpho modificado (3 ou 5 reatores) e UCT e UCT modificado (já apresentados na secção anterior), basicamente a diferença entre os processos está na maneira como é criada a condição anaeróbia e a proteção quanto à presença de nitrato.

#### a) Sistema Phoredox

Sistema Phoredox proposto por Barnard (1976) *apud* Van Haandel e Marais (1999) é composto por dois reatores em série, sendo o primeiro anaeróbio, que recebe a vazão afluyente e retorno de lodo do decantador e o segundo aeróbio. Neste sistema, não há recirculação interna entre os reatores assim como não há remoção biológica de nitrogênio. Desse modo, o sistema precisa operar com idade de lodo reduzida, para se evitar a nitrificação, pois a presença de nitrato prejudica a remoção biológica de fósforo, conforme descrevem Wentzel (1990) e van Haandel e Marais (1999). Devido a esta condição, o sistema Phoredox é mais utilizado em países de clima frio e temperado.

**Figura 26** - Representação esquemática do sistema Phoredox

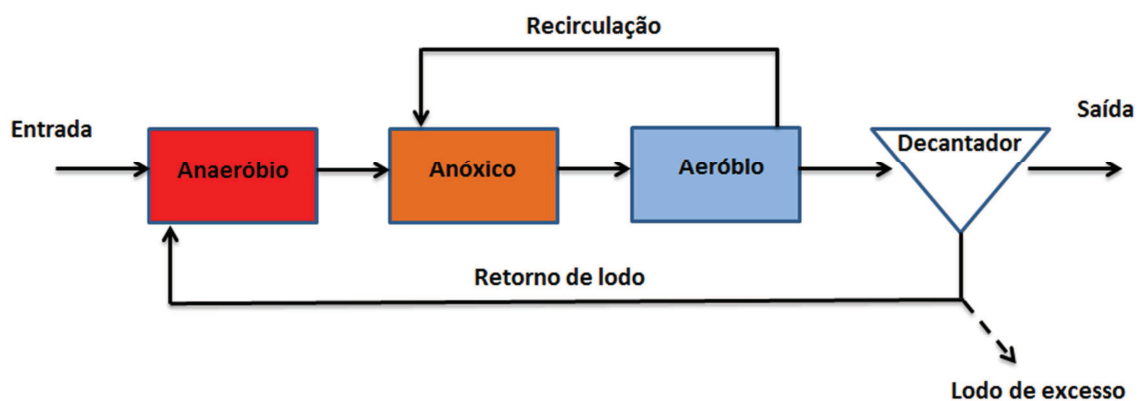


Fonte: adaptado de Van Haandel e Marais (1999)

a) Bardenpho modificado

O sistema Bardenpho modificado difere do Bardenpho convencional, pois apresenta uma zona anaeróbia que recebe a vazão afluyente e retorno de lodo e fica a montante da zona anóxica, que recebe a recirculação de nitrato da zona aeróbia. Nesta configuração, o sistema deve apresentar elevada eficiência na remoção de nitrato, caso contrário a presença de nitrato na zona anaeróbia pode promover uma disputa entre as bactérias desnitrificantes e as PAO por substrato rapidamente biodegradável, prejudicando à remoção de fósforo por ser prejudicada.

**Figura 27** - Representação esquemática do sistema Bardenpho modificado (3 reatores)



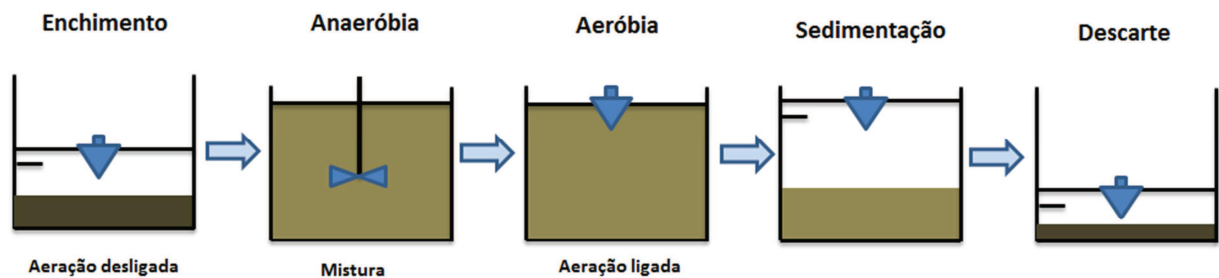
Fonte: adaptado de Van Haandel e Marais (1999)

b) Sistema de lodos ativados em batelada seqüencial

Assim como no caso da remoção biológica de nitrogênio, o sistema de lodo ativado em batelada seqüencial pode ser operado para obter condição anaeróbia no reator em função do tempo de operação. Para tanto, as etapas de enchimento e reação não devem ser aerada, mas apenas misturadas a fim de promover o contato da biomassa com o afluyente, seguida da mistura com aeração, conforme descrevem Alem Sobrinho e Miranda Samudio (2000) e Henrique, I.N. *et al.* (2010).



**Figura 28** - Representação esquemática do sistema de lodo ativado em batelada seqüencial operado em batelada para remoção biológica de fósforo.



Fonte: adaptado de Alem Sobrinho e Miranda Samudio (2000) e Henrique, I.N. *et al.* (2010).

### 3.5.3 Fatores influentes na remoção biológica de fósforo

Os principais fatores que influenciam a ocorrência e desempenho da remoção biológica de fósforo no sistema de lodos ativados são: OD, temperatura, pH, nitrato na zona anaeróbia, característica do afluente bruto, sólidos em suspensão no efluente final e idade do lodo (Von Sperling, 2002), (Van Haandel e Marais, 1999) e (Além sobrinho e Miranda Samudio, 2000).

#### a) Oxigênio dissolvido

A remoção biológica de fósforo exige condição alternada entre anaerobiose e aerobiose, portanto, não deve haver presença de OD durante o primeiro período, pois é reportada a redução de eficiência dos organismos PAO e crescimento de bactérias filamentosas, conforme descreve Von Sperling (2002). Entretanto, não há estudos específicos que indicam a concentração de OD na zona aerada possa afetar a taxa de remoção de fósforo, recomendando-se operar o sistema com OD de 1,5 a 3,0 mg O<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>. Caso esta concentração seja muito reduzida, pode prejudicar o processo de nitrificação e assim gerar lodo com características de má sedimentabilidade ou caso operado com elevado OD, pode-se prejudicar a desnitrificação.

#### b) Temperatura

A remoção biológica de fósforo tem sido aplicada com sucesso em uma ampla faixa de temperatura e infere-se que a capacidade do sistema não seja significativamente

afetada em baixas temperaturas. Porém, em baixas temperaturas, a taxa de liberação de fósforo é menor, requisitando, portanto, maior detenção na zona anaeróbia para que se complete o processo de captura dos AOV.

### c) pH

Assim como no processo de nitrificação, em condições de pH inferior a 5,0 a remoção biológica de fósforo é interrompida e com pH inferior a 6,5 o processo é sensivelmente prejudicado, recomendando-se que para melhor desempenho o pH fique entre 7,5 e 8,0.

### d) Nitrato na zona anaeróbia

A entrada de nitrato na zona anaeróbia reduz a eficiência de remoção de fósforo, pois a redução do nitrato pelas bactérias desnitrificantes também consome o material orgânico rapidamente biodegradável do afluente bruto. Desse modo, a desnitrificação deve ser completa antes de se efetuar a recirculação do licor misto ou do retorno de lodo do decantador. Wentzel *et al* (1990), apresenta a seguinte equação para determinar a concentração de material biodegradável necessário para as PAO's.

$$S'_{bsi} = S_{bsi} - r \cdot 8,6 \cdot NO_3^{-2}{}_r \quad (\text{Equação 6})$$

Em que:

$S'_{bsi}$  = DQO rapidamente biodegradável (mg DQO.L<sup>-1</sup>)

$S_{bsi}$  = DQO rapidamente biodegradável afluente (mg DQO.L<sup>-1</sup>)

r = razão de retorno de nitrato

$NO_3^{-2}{}_r$  = concentração de nitrato na recirculação para zona anaeróbia (mg N-NO<sub>3</sub><sup>-2</sup>.L<sup>-1</sup>)

### e) Características do afluente

Para a remoção biológica de fósforo os PAO's necessitam de material rapidamente biodegradável, principalmente ácido orgânico volátil de cadeia curta, como acetato, conforme descreve Wentzel (1990).

De acordo com Von Sperling (2002), com concentração de DQO rapidamente biodegradável inferior a  $60 \text{ mg O}_2.\text{L}^{-1}$  a remoção de fósforo não é obtida independente da DQO total, já para valores superior a  $60 \text{ mg O}_2.\text{L}^{-1}$ , certamente o sistema será capaz de remover o fósforo, desde que se exclua o nitrato da zona anaeróbia.

O referido autor ainda menciona que a dificuldade de se impedir a entrada de nitrato na zona anaeróbia está vinculada com a relação DQO/NTK, observando que quando está relação se encontra 7 a  $13 \text{ mg DQO.mgN}^{-1}$  é possível efetuar a remoção biológica de fósforo utilizando os sistema Phoredox ou UCT modificado ou convencional, já para relação inferior a  $7 \text{ mg DQO.mg N}^{-1}$  é pouco provável que se alcance a remoção biológica de fósforo em sistemas com nitrificação.

#### f) Sólidos em suspensão do efluente final

Devido ao fato da remoção biológica de fósforo basear-se na incorporação em excesso de fósforo na biomassa, a perda de sólidos em suspensão no efluente final implica na elevação nos teores de fósforo neste. Uma vez que a concentração de fósforo no SSTA situa-se entre 2 e 7% ou mesmo mais, caso o efluente apresente concentração de sólidos suspensos de  $20 \text{ mg SST.L}^{-1}$  com teor de fósforo de 4,0%, apresenta concentração de fósforo no efluente de  $0,8 \text{ mg P.L}^{-1}$ , como em sistemas de lodos ativado com remoção biológica de fósforo a concentração final situa-se em  $1,0 \text{ mg P.L}^{-1}$ , a concentração de fósforo solúvel deve ser de  $0,2 \text{ mg P.L}^{-1}$ , valor muito reduzido. Portanto, para se obter efluente com reduzido teor de fósforo, recomenda-se efetuar o polimento do efluente final através de filtração ou flotação.

#### g) Idade do lodo

Como a remoção de fósforo se baseia na remoção do elemento juntamente com o lodo de excesso, sistema com baixa idade de lodo possuem maiores eficiências, pois há maior produção de lodo, conforme descreve Von Sperling (2002).

Segundo uma avaliação efetuada por Van Haandel e Marais (1999), a eficiência de remoção de fósforo é máxima quando o sistema opera com idade do lodo de 3 a 5 dias e que para idades curtas a produção de PAO diminui porque na concentração baixa de

lodo ativo a conversão de material rapidamente biodegradável em ácidos orgânicos é incompleta, de modo que a disponibilidade de substrato para os PAO's é limitada. Por outro lado, para idades do lodo mais longas que 3 a 5 dias, há conversão de uma fração considerável de material rapidamente biodegradável de modo que são geradas as PAO's, sendo a limitação de remoção de fósforo imposta pela menor descarga de lodo de excesso.

#### **4. METODOLOGIA**

Para a revisão de literatura, foram consultados livros e periódicos da Biblioteca da Universidade de São Paulo (USP) localizada na cidade de São Paulo e busca de artigos científicos nos bancos de dados da Science Direct e SciELO.

Às palavras-chave utilizadas para a busca foram: Sistema seqüencial de lodos ativados em batelada, sistema cíclico de lodo ativado e remoção biológica de nutrientes.

Os critérios de inclusão para o presente estudo contemplam apenas publicações que descrevam o sistema cíclico de lodo ativado, sistema de lodo ativado em batelada e remoção biológica de nutrientes, notadamente o nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário.

A literatura especializada consultada inclui referências nacionais e internacionais, porém, se dispõem de muito poucas publicações específicas sobre o sistema cíclico de lodo ativado, alvo do presente estudo.

##### **4.1 DESCRIÇÕES DOS MATERIAS EMPREGADOS**

A unidade piloto do sistema cíclico de lodo ativado operou em regime de batelada, tratando esgoto doméstico proveniente do Conjunto Residencial da Universidade de São Paulo (CRUSP), localizado em São Paulo, capital, foi escolhido este local, pois este distância de poucas centenas de metros do galpão do Centro Tecnologia de

Hidráulica e Recursos Hídricos (CTH), da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, local onde foi instalada a unidade piloto utilizada.

O tratamento preliminar do esgoto bruto, consiste em remoção de sólidos grosseiro via peneira mecânica tipo "step-screen", seguido de caixa de areia tipo canal, associado à calha parshall.

**Figura 29** – Tratamento preliminar do esgoto bruto



Após a remoção dos sólidos grosseiros, o esgoto bruto segue pela elevatória até as caixas de alimentação da unidade piloto, ilustrado nas Figuras 30 e 31.

**Figura 30** – Bomba de transferência de esgoto pré-tratado.

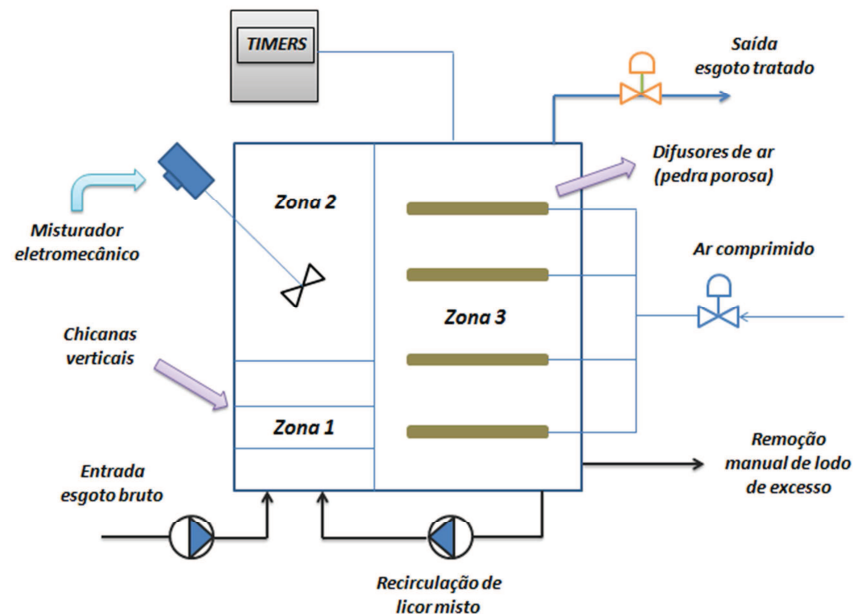


**Figura 31** - Caixa elevadas para alimentação das unidades piloto no CTH



A unidade piloto é composta por 01 tanque, 01 bomba de recalque para alimentação, 01 bomba para retorno de licor misto, 01 bomba para dosagem de solução alcalina, 05 difusores de ar tipo pedra porosa, 01 misturador eletromecânico e 01 válvula solenóide para controle de entrada afluente e saída de efluente, 01 válvula solenóide para controle de ar comprimido, fornecido pelo sistema central, conforme Figura 32.

**Figura 32** - Esquema de funcionamento e principais elementos do sistema piloto.

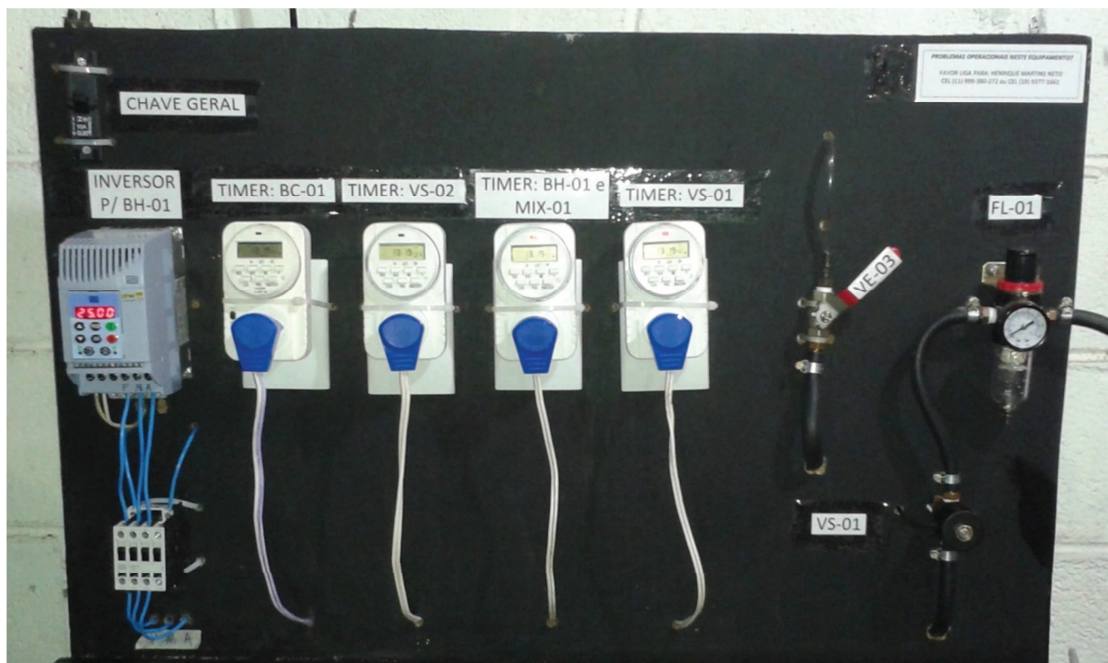


A capacidade de tratamento da unidade piloto é de  $500 \text{ L.d}^{-1}$  durante a primeira fase e  $1000 \text{ L.d}^{-1}$  durante a segunda fase, divididos em 6 ciclos diários com 4 horas de duração cada, sendo 1 hora para enchimento, 1 hora para aeração, 1 hora para

sedimentação da biomassa e 1 hora para descarte do efluente tratado. Porém, durante a etapa de enchimento o sistema de aeração permaneceu acionado, totalizando 2 horas ativas para cada ciclo, durante este mesmo período também é efetuado o retorno do licor misto da câmara aeróbia para o seletor biológico.

O controle operacional de cada processo foi efetuado por 4 *timers* digitais, programados manualmente, apresentados na Figura 33.

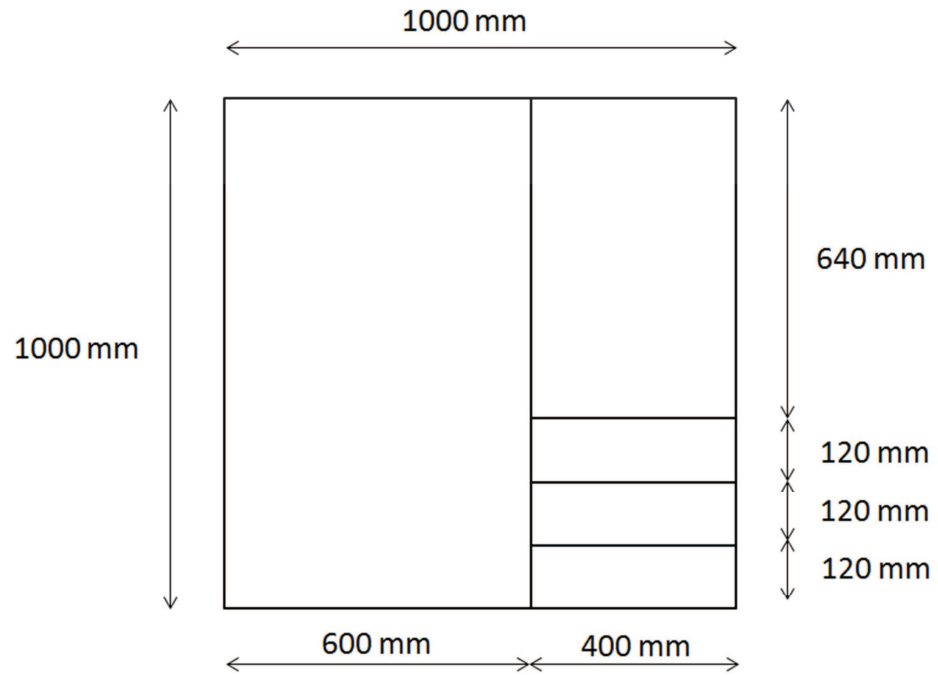
**Figura 33** - Vista do painel de controle do SCLA



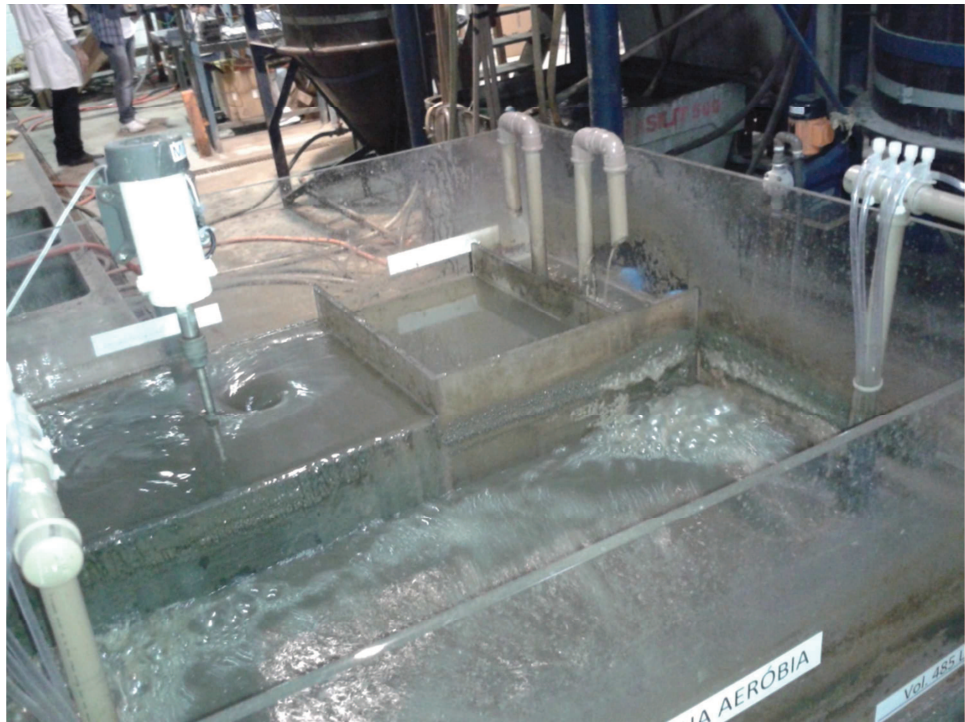
A função de cada *timer* é: Timer BC01 - acionamento da bomba de alimentação, Timer BH-01 - acionamento da bomba de reciclo de lodo e misturador mecânico, Timer VS-02 - Acionamento da válvula solenóide de descarte de efluente, Timer VS-01 - Acionamento da válvula solenóide de ar comprimido.

As dimensões gerais do tanque são 1000 x 1000 x 1200 mm, respectivamente largura, comprimento e altura total, com capacidade volumétrica útil de 970 Litros. Dentro do tanque há três compartimentos, com o volume total de 150, 250 e 570 litros, zona 1, 2 e 3, respectivamente, correspondentes ao seletor biológico, câmara anóxica e câmara aeróbia, cujas dimensões são apresentadas na Figura 34.

**Figura 34** - Dimensões internas do tanque do sistema SCLA (vista superior)



**Figura 35** - Vista superior do reator durante a fase de reação.





Os difusores tipo pedra porosa foram instalados na zona 3 e fornecem oxigênio através do ar comprimido para mistura completa, oxigênio para biomassa, efetuar a remoção aeróbia de matéria orgânica e também efetuar a nitrificação biológica. Já o misturador eletromecânico foi instalado na zona 2 para efetuar a completa homogeneização do conteúdo e viabilizar o processo de desnitrificação biológica. Na zona 1, seletor biológico, será empregado um misturador estático, tipo chicanas verticais cuja altura total será é de 1000 mm e a altura de passagem inferior de 100 mm.

A bomba de alimentação possui vazão de 85 a 170 L.h<sup>-1</sup>, Modelo NM®015BY01L06B, fornecida pela Netzsch, operando por 1 hora a cada ciclo de operação. Já a bomba de retorno de licor misto possui a vazão de 15 a 34 L.h<sup>-1</sup>, Modelo NM®011BY02S12B, fornecida pela Netzsch, e operou por 2 horas em cada ciclo, efetuando a recirculação do licor misto durante a fase ativa de cada batelada. Ambas as bombas foram desligadas durante as fases de sedimentação da biomassa e descarga de efluente tratado.

#### **4.3 CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO E ENSAIOS LABORATORIAIS.**

O sistema operou com tempo de retenção de sólidos ( $R_s$ ) de 25 dias e 12 dias, respectivamente, na primeira e segunda fase do experimento, sendo está a principal diferença operacional entre as fases do presente estudo. A duração de cada fase foi de 141 e 36 dias.

Durante a primeira fase, a concentração de sólidos suspensos no tanque de aeração variou de 3500 a 4000 mg SSTA.L<sup>-1</sup>, a vazão de retorno de licor misto durante a fase ativa foi fixa em 20% do valor da alimentação. Já na segunda, a concentração de sólidos no reator variou de 2000 a 3500 mg SSTA.L<sup>-1</sup> sob mesma razão de retorno.

Para o controle da idade do lodo, foi efetuada a remoção da biomassa de excesso manualmente direto do tanque de aeração, próximo ao período final da etapa ativa do processo.

A concentração de oxigênio dissolvido no tanque de aeração foi mantida na ordem de  $3.5 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  em função da dificuldade de efetuar controle em teores mais baixos, devido a baixa sensibilidade do controle manual do sistema de aeração difuso.

As análises físico-químicas foram efetuados conforme procedimentos descritos no *Standard Methods for Examination of Watee rand Wastewater*, 21<sup>a</sup> Edition (APHA, 2005).

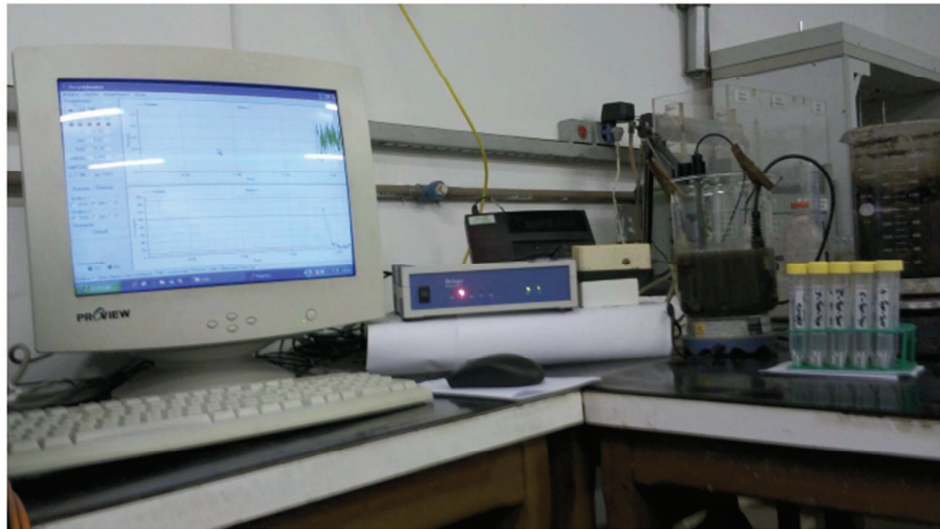
Para análise do efluente bruto e tratado, foram executados ensaios semanais, conforme apresentado na Tabela 7:

**Tabela 7** - Parâmetro e frequência de análises

| Parâmetro               | Afluente  | Efluente  | Licor misto |
|-------------------------|-----------|-----------|-------------|
| DQO total e solúvel     | 2x semana | 2x semana | -           |
| DBO total e solúvel     | 1x semana | 1x semana | -           |
| Série nitrogenada       | 2x semana | 2x semana | -           |
| Fósforo total e solúvel | 2x semana | 2x semana | -           |
| Série de sólidos        | 2x semana | 2x semana | 2x semana   |
| IVL                     | -         | -         | 2x semana   |
| Alcalinidade total      | 2x semana | 2x semana | 2x semana   |
| pH                      | 2x semana | 2x semana | 2x semana   |
| OD                      | -         | -         | 2x semana   |

#### 4.4 Respirimetria

Os ensaios referente à respirometria do lodo ativado, foram executados durante as fases I e II, para obtenção da taxa de consumo de oxigênio no processo biológico de nitrificação e dos principais parâmetro cinéticos da nitrificação, com o auxílio do respirometrô modelo Beluga S32c, ilustrado na Figura 36.

**Figura 36** - Respirometrô Beluga modelo S32c

Em todos os processos desta etapa, o equipamento foi acionado com pelo menos 30 minutos de antecedência para calibração e configuração do oxímetro, cuja faixa de trabalho foi de 1,0 a 3,0 mg.L<sup>-1</sup> de oxigênio dissolvido. Concluída a calibração, adicionou-se 1,0 L de amostra de licor misto aeróbio, coletada poucas horas antes do ensaio direto do tanque de aeração durante os minutos finais do ciclo de reação no equipamento.

Após a obtenção e estabilização da fase endógena do lodo, determinou-se o pH e alcalinidade total da amostra, para então adicionar o substrato e iniciar o ensaio. Na Tabela 8, são apresentados os substratos utilizados para as bactérias nitrificantes e nitratantes.

**Tabela 8** - Substratos utilizados para os ensaios respirométricos de nitrificação e nitratação

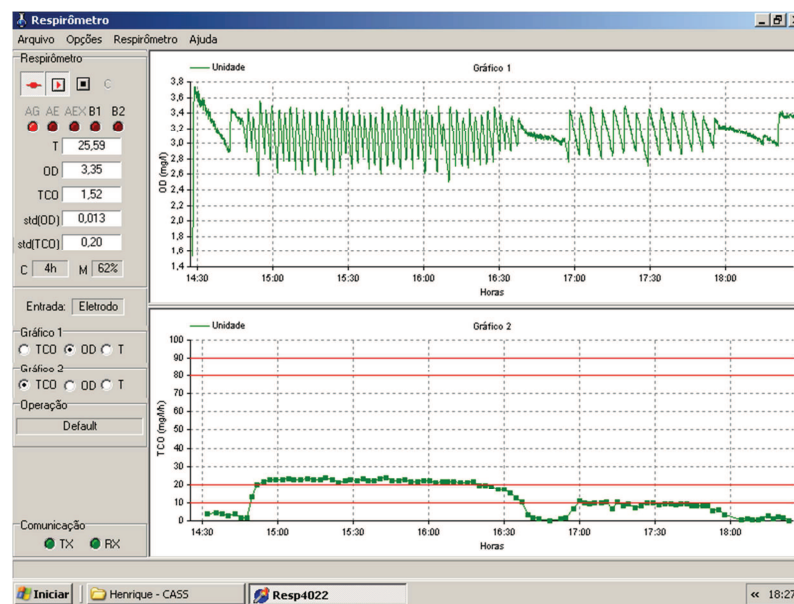
| Grupo de bactérias | Legenda | Substrato específico                   | Oxidante |
|--------------------|---------|--|----------|
| Nitrificantes      | BAN     | Cloreto de Amônio (NH <sub>4</sub> Cl) | Oxigênio |
| Nitratantes        | BAn     | Nitrito de Sódio (NaNO <sub>2</sub> )  | Oxigênio |

Para determinar a taxa de consumo de oxigênio (TCO) devido ao consumo de material nitrogenado, dividiu-se o processo em duas etapas, a nitrificação e nitritação.

A primeira etapa, que consiste na obtenção TCO para nitrificação, utilizou-se solução de cloreto de amônio a  $1,0 \text{ g.L}^{-1}$ , sendo adicionado ao sistema cerca de 10 mL deste solução e mais 100 mL de solução carbonato de sódio a  $1,0 \text{ g.L}^{-1}$ , para garantir a quantidade de alcalinidade requerida ao processo.

Após conclusão da etapa anteriormente descrita, o licor misto permanece no respirometrô até que se obtenha novamente fase endógena, para então adicionar de 10 mL de solução de nitrito de sódio a  $1,0 \text{ g.L}^{-1}$ , visando a determinação da TCO para nitritação. A Figura 37 apresenta um respirograma obtido durante a fase I.

**Figura 37** - Respirograma para obtenção da TCO no processo e nitritação e nitrificação durante a fase I



#### 4.4.1 Determinação via respirometria das principais constantes cinéticas do processo de nitrificação

- a) Determinação da taxa de crescimento específico máximo ( $\mu_m$ )

Para determinar a taxa específica de crescimento máximo ( $\mu_m$ ), foi utilizada a equação de Monod:

$$\mu_m = \mu_{\max} [S/(S+K_S)]$$

Em que:

$\mu_m$  = taxa específica de crescimento ( $d^{-1}$ )

$\mu_{\max}$  = taxa específica máxima de crescimento ( $d^{-1}$ )

$K_S$  = constante de meia saturação (mg N.L<sup>-1</sup>)

S = concentração de substrato (mg N.L<sup>-1</sup>)

Observa-se que se a quantidade de substrato adicionada é muito superior frente a concentração de meia saturação ( $S \gg K_S$ ), desse modo, o valor de  $\mu_m$  é igual ao valor de  $\mu_{\max}$ , sendo  $\mu_{\max}$  determinado através da respirometria, como: (Van Haandel e Marais, 1999).

$$\mu_{\max} = (Y_n * r_{\max}) / X_n$$

Em que:

$X_n$  = concentração ativa das bactérias (mgX<sub>n</sub>.L<sup>-1</sup>)

$Y_n$  = coeficiente de rendimento das bactérias (0,1 mgX<sub>n</sub>.mgN<sup>-1</sup> para autotróficas)

$r_{\max}$  = taxa máxima de consumo do substrato (mgN.L<sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup>), determinada através da TCO<sub>n</sub>.

A taxa de consumo de oxigênio por material nitrogênado TCO<sub>n</sub>, é obtida pela seguinte expressão:

$$TCO_n = TCO_{\text{exo}} - TCO_{\text{end}}$$

Em que:

TCO<sub>n</sub> = taxa de consumo de oxigênio para nitrificação ou nitratação (mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup>)

TCO<sub>exo</sub> = taxa de consumo de oxigênio exógena máxima (mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup>)

$TCO_{\text{end}}$  = taxa de consumo de oxigênio emdógena ( $\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ )

Desse modo, da teoria de lodo ativado (Van Haandel & Marais, 1999), sabe-se que:

$$r_{n, (\text{BAN})} = TCO_n / 4,57$$

$$r_{n, (\text{BAN})} = TCO_n / 1,14$$

Em que:

$r_{n, (\text{BAN})}$  = Taxa de utilização máxima da amônia e do nitrito gerado ( $\text{mgN} \cdot \text{mgX}_n^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ );

$r_{n, (\text{BAN})}$  = Taxa de utilização máxima do nitrito ( $\text{mgNO}_2 \cdot \text{mgX}_n^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ ).

Os denominadores 4,57 e 1,14 da Equação (3.20) e (3.21) respectivamente, fornecem o consumo estequiométrico de oxigênio por mol do substrato considerado (amônia e nitrito, respectivamente).

A concentração das bactérias autotróficas foi determinada conforme a Equação (3.22).

$$X_n = (Y_n R_s / (1 + b_n R_s)) * N_c / R_h = (Y_n R_s / (1 + b_n R_s)) * MN_c / V_r \quad (3.22)$$

Em que:

$R_s$ : idade de lodo (d);

$N_c$ : concentração de amônia nitrificada ( $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ );

$MN_c$ : fluxo da concentração de amônia nitrificada ( $\text{gN} \cdot \text{d}^{-1}$ );

$b_n$ : constante de decaimento =  $0,04 * 1,04^{(T-20)}$ , onde T é a temperatura de operação ( $\text{d}^{-1}$ );

$R_h$ : tempo de permanência (d);

$V_r$ : volume do reator (L);

$X_n$ : concentração das bactérias autotróficas nitrificantes  $\text{mgSSV} \cdot \text{L}^{-1}$ ;

$Y_n$  = coeficiente de rendimento das bactérias ( $0,1 \text{ mgX}_n \cdot \text{mgN}^{-1}$  para autotróficas);

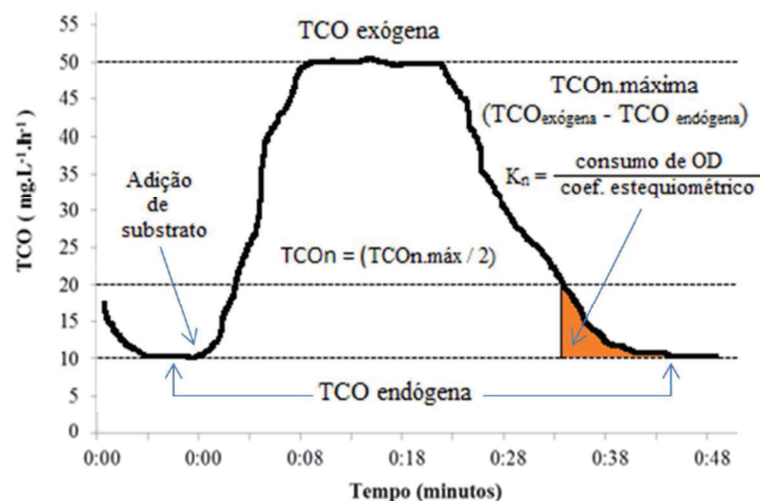
b) Determinação da constante de meia saturação de Monod ( $K_n$ )

Para estimar o valor da constante de meia saturação de Monod ( $K_n$ ), deve-se determinar a concentração de substrato no momento em que  $\mu$  for =  $1/2 \mu_m$  ou quando  $TCO_n = 1/2 TCO_{n,max}$ , conforme figura .

Esta determinação foi efetuada da seguinte maneira:

- I. Obteve-se o respirograma foi utilizado o substrato específico Figura X;
- II. No respirograma, determinou-se o momento em que a TCO exógena é metade da máxima;
- III. Determinou-se o valor da área hachurada, através da somatória de trapézios, que corresponde à quantia de oxigênio consumido para a utilização do substrato residual (amônia e/ou nitrito);
- IV. Com a área do gráfico, determina-se o consumo de oxigênio efetuado divisão da desta área pelo os coeficientes estequiométricos de oxigênio por mol do substrato considerado, 4,57 para amônia ou 1,14 para nitrito.

**Figura 38** – Respirograma genérico de adição substrato



## 5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

Apresentam-se, nesta secção, os resultados e as respectivas estatísticas das análises efetuadas durante a fase experimental, conforme parâmetros apresentados na tabela 8. Os resultados individuais de cada análise se encontram no apêndice do presente trabalho. Já as condições operacionais e as características do afluente e efluente ao sistema são apresentadas nas tabelas 9 e 10 a seguir, respectivamente:

**Tabela 9** - Parâmetros operacionais do Sistema

| Parâmetro                 | Fase I | Fase II | Unidade                                       |
|---------------------------|--------|---------|---|
| Idade do lodo (Rs)        | 25     | 12      | dias  |
| Vazão afluente (Qa)       | 500    | 1000    | L.dia <sup>-1</sup>                           |
| Licor misto aeróbio (SSV) | 2892   | 2219    | mg SSV. L <sup>-1</sup>                       |
| Relação A/M               | 0,07   | 0,14    | mg DBO.mgSSV <sup>-1</sup> .dia <sup>-1</sup> |

**Tabela 10** - Características do afluente e efluente ao sistema durante as fases do projeto

| Parâmetro          | Fase I   |           | Fase II  |           | Unidade                              |
|--------------------|----------|-----------|----------|-----------|--------------------------------------|
|                    | Afluente | Efluente  | Afluente | Efluente  |                                      |
| pH                 | 6,8±0,2  | 6,2±0,8   | 6,9±0,2  | 6,2±0,3   | -                                    |
| Acalinidade total  | 234±25   | 77±92     | 220±29   | 72±39     | mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> |
| SST                | 188±134  | 21±19     | 359±105  | 11±5      | mg SST.L <sup>-1</sup>               |
| TDQO*              | 415±131  | 37±24     | 754±192  | 58±32     | mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>   |
| SDQO*              | 197±62   | 15±10     | 307±90   | 41±14     | mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>   |
| TDBO*              | 216±50   | 20±13     | 306±55   | 13±1      | mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>   |
| SDBO*              | 117±17   | 7±4       | 181±31   | 7±2       | mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>   |
| NKT                | 77,5±19  | 7,8±4     | 78,1±20  | 10,6±10   | mg N.L <sup>-1</sup>                 |
| N-NH <sub>3</sub>  | 56±15    | 2,8±2,2   | 57,2±14  | 6,6±7,3   | mg N.L <sup>-1</sup>                 |
| N-NO <sub>2</sub>  | -        | 0,32±0,28 | -        | 0,71±0,68 | mg N.L <sup>-1</sup>                 |
| N-NO <sub>3</sub>  | -        | 11,4±1,3  | -        | 12,4±1,4  | mg N.L <sup>-1</sup>                 |
| TP-PO <sub>4</sub> | 4,9±0,7  | 0,9±0,7   | 9,43±1   | 0,38±0,1  | mg P.L <sup>-1</sup>                 |
| SP-PO <sub>4</sub> | 2,8±0,7  | 0,33±0,3  | 4,5±0,8  | 0,13±0,1  | mg P.L <sup>-1</sup>                 |

\* Amostra solúvel, filtrada em membrana de 0,45µm



## 5.1 SÉRIES DE SÓLIDOS

### 5.1.1 Afluente bruto e efluente tratado

Nas tabelas 11 a 12, pode-se observar os resultados experimentais obtidos das concentrações médias de sólidos totais e em suspensão do esgoto sanitário afluente e tratado. Nota-se que as concentrações de sólidos totais e suspensos no afluente sofrem aumento, pois durante o período de transição entra as duas fases do presente estudo, o sistema de alimentação de esgoto usado na pesquisa passou por manutenção e readequação hidráulica, desativando-se as caixas elevadas (ver, Figura 31) que alimentavam as unidades piloto. Nestas caixas, ocorria remoção de boa parte de sólidos em suspensão, funcionando de modo similar a um decantador primário. Todavia, observou-se que houve aumento de eficiência na remoção de sólidos totais (tabela 9 e tabela 10) de 1,0% para 45,6% entre as fases I e II, provavelmente devido ao aumento de sólidos em suspensão no afluente. Porém, obteve-se o mesmo grau de mineralização dos efluentes, ou seja, a relação entre os SSV/SST ficou por volta de 0,4. Já a remoção de sólidos em suspensão (tabela 11 e 12), as eficiências de remoção foram aproximadamente iguais, mantendo-se sempre baixa concentração de SST no efluente, indicando que, em ambas as fases as condições operacionais foram favoráveis para a formação de um lodo bem floculado e com ótima sedimentabilidade, principalmente com idade do lodo mais baixa.

**Tabela 11** – Sólidos totais e suas frações no esgoto bruto

| Variável | Sólidos totais (mg ST.L <sup>-1</sup> ) |      |         |         |      |         |
|----------|---|------|---------|---------|------|---------|
|          | Fase I                                  |      |         | Fase II |      |         |
|          | Total                                   | Fixo | Volátil | Total   | Fixo | Volátil |
| média    | 472                                     | 241  | 232     | 627     | 257  | 370     |
| mínimo   | 200                                     | 105  | 95      | 440     | 200  | 200     |
| máximo   | 700                                     | 364  | 336     | 840     | 320  | 600     |
| DP       | 141                                     | 81   | 80      | 129     | 38   | 131     |
| AT       | 500                                     | 259  | 241     | 400     | 120  | 400     |
| CV (%)   | 30                                      | 34   | 35      | 21      | 15   | 35      |
| n        |   | 15   |         |         | 15   |         |

**Tabela 12** – Sólidos totais e suas frações no esgoto tratado

| Variável | Sólidos totais (mg ST.L <sup>-1</sup> ) |      |         |         |      |         |
|----------|---|------|---------|---------|------|---------|
|          | Fase I                                  |      |         | Fase II |      |         |
|          | Total                                   | Fixo | Volátil | Total   | Fixo | Volátil |
| média    | 230                                     | 151  | 77      | 341     | 208  | 132     |
| mínimo   | 110                                     | 75   | 23      | 253     | 139  | 80      |
| máximo   | 400                                     | 250  | 165     | 480     | 345  | 241     |
| DP       | 96                                      | 62   | 45      | 71      | 53   | 40      |
| AT       | 290                                     | 175  | 141     | 227     | 206  | 161     |
| CV (%)   | 42                                      | 41   | 58      | 21      | 25   | 31      |
| n        |   | 15   |         |         | 15   |         |

**Tabela 13** - Sólidos em suspensão e suas frações no esgoto bruto

| Variável | Sólidos suspensos totais no esgoto bruto (mg SS.L <sup>-1</sup> ) |      |         |         |      |         |
|----------|---|------|---------|---------|------|---------|
|          | Fase I  |      |         | Fase II |      |         |
|          | Total   | Fixo | Volátil | Totais  | Fixo | Volátil |
| média    | 188   | 62   | 126     | 359     | 54   | 316     |
| mínimo   | 70  | 23   | 47      | 220     | 8    | 184     |
| máximo   | 636   | 212  | 424     | 535     | 90   | 535     |
| DP       | 134   | 52   | 86      | 105     | 23   | 112     |
| AT       | 566   | 189  | 377     | 315     | 82   | 351     |
| CV (%)   | 71  | 84   | 68      | 29      | 42   | 35      |
| n        |   | 15   |         |         | 15   |         |

**Tabela 14** - Sólidos em suspensão e suas frações no esgoto tratado

| Variável | Sólidos suspensos totais no esgoto tratado (mg SS.L <sup>-1</sup> ) |      |         |         |      |         |
|----------|---|------|---------|---------|------|---------|
|          | Fase I  |      |         | Fase II |      |         |
|          | Total   | Fixo | Volátil | Totais  | Fixo | Volátil |
| média    | 33  | 12   | 21      | 11      | 7    | 5       |
| mínimo   | 4   | 2    | 2       | 5       | 1    | 0       |
| máximo   | 116   | 41   | 75      | 23      | 17   | 12      |
| DP       | 30  | 11   | 19      | 5       | 5    | 5       |
| AT       | 112   | 39   | 73      | 18      | 16   | 12      |
| CV (%)   | 90  | 95   | 91      | 43      | 75   | 88      |
| n        |   | 15   |         |         | 15   |         |

### 5.2.2 Licor misto

Nas tabelas 15 e 16 são apresentadas as concentração de sólidos totais e sólidos suspensos totais no licor misto aeróbio nas duas fases. Observa-se que os valores médios de SSV no tanque de aeração permaneceram entre 2,2 a 2,8 g SSV.L<sup>-1</sup>,

concentração típica para o sistema SCLA conforme descreveu Goronszy M. C. *et al* (1995) e dentro da faixa padrão para sistema de lodos ativados (2,0 a 5,0 g SSV.L<sup>-1</sup>) conforme descrevem Van Haandel e Marais (1999).

A relação entre sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos totais no licor misto aeróbio durante as fase I e II apresentou aumento médio de 0,75 para 0,81, respectivamente. Este aumento era esperado, pois durante a segunda fase o sistema foi operado com menor idade, (12 d) e com maior relação A/M, que passou de 0,07 para 0,14 mg DBO.mgSSV<sup>-1</sup>.dia<sup>-1</sup>, desse modo como houve maior disponibilidade de material orgânico no meio durante a fase de menor idade de lodo, ocorreu a redução da demanda endógena celular.

Outro ponto que fica claro é capacidade do sistema manter a eficiência de remoção aproximadamente constante e acima de 90% em ambas as fases, mesmo sob aumento de carga de sólidos em suspensão de 47% e redução do teor de SSV no licor misto de quase 30%, ou seja, o lodo obtido no processo SCLA apresenta elevada capacidade de floculação e sedimentação.

**Tabela 15** - Sólidos totais no licor misto aeróbio

| Variável | Sólidos totais (mg ST.L <sup>-1</sup> ) |      |         |         |      |         |
|----------|---|------|---------|---------|------|---------|
|          | Fase I                                  |      |         | Fase II |      |         |
|          | Total                                   | Fixo | Volátil | Total   | Fixo | Volátil |
| média    | 3453                                    | 771  | 2750    | 2827    | 600  | 2227    |
| mínimo   | 2560                                    | 579  | 1869    | 2160    | 480  | 1680    |
| máximo   | 3960                                    | 1000 | 3360    | 3800    | 760  | 3040    |
| DP       | 355                                     | 123  | 343     | 541     | 91   | 451     |
| AT       | 1400                                    | 421  | 1491    | 1640    | 280  | 1360    |
| CV (%)   | 10                                      | 16   | 12      | 19      | 15   | 20      |
| n        |   | 15   |         |         | 15   |         |

**Tabela 16** - Sólidos em suspensão no licor misto

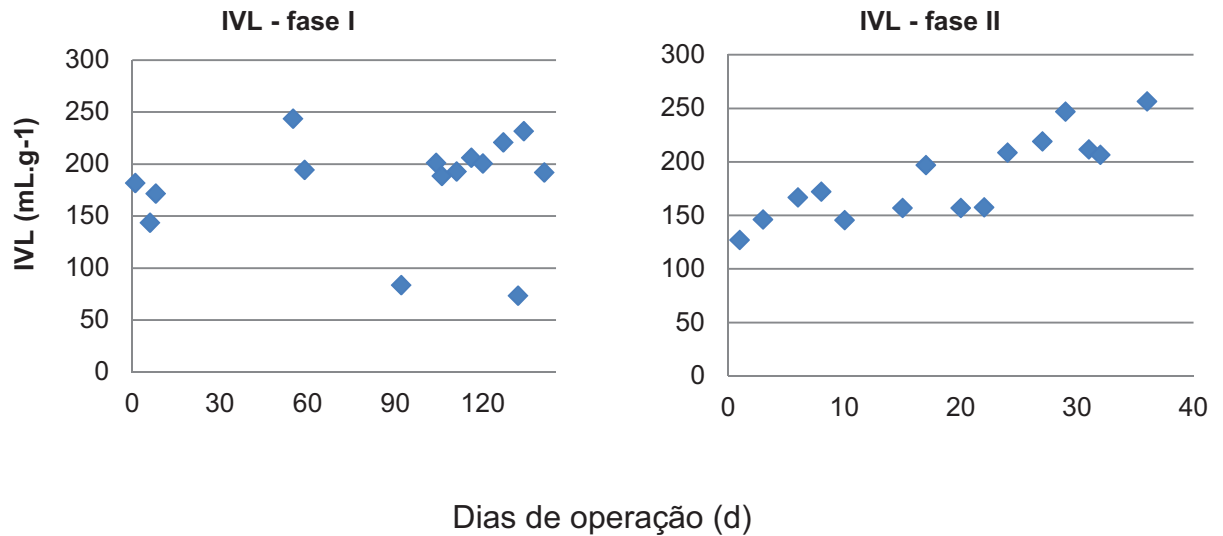
| Sólidos suspensos totais (mg SS.L <sup>-1</sup> ) |        |      |         |         |      |         |
|---|--------|------|---------|---------|------|---------|
| Variável  | Fase I |      |         | Fase II |      |         |
|   | Total  | Fixo | Volátil | Total   | Fixo | Volátil |
| média   | 3821   | 929  | 2892    | 2742    | 522  | 2219    |
| mínimo  | 3400   | 640  | 2613    | 2130    | 380  | 1710    |
| máximo  | 4360   | 1360 | 3180    | 3490    | 620  | 2910    |
| DP  | 270    | 165  | 164     | 452     | 80   | 386     |
| AT  | 960    | 720  | 567     | 1360    | 240  | 1200    |
| CV (%)  | 7      | 18   | 6       | 16      | 15   | 17      |
| n   |        | 15   |         |         | 15   |         |

O índice volumétrico de lodo, apresentado na tabela 17 e figura 39, registrou valores médios em ambas as fase volta de 180 mL.g<sup>-1</sup>, faixa esta considerada como média sedimentabilidade pela literatura (Von Sperling, 2002). Entretanto, durante a operação do sistema o lodo sempre apresentou boas características de sedimentabilidade mesmo quando o índice atingiu seu valor máximo de 243 mL.g<sup>-1</sup>, considerado ruim pela literatura. Desse modo, o ensaio de IVL não apresentou correlação com o desempenho do sistema SCLA, cuja eficiência na remoção de sólidos em suspensão foi igual ou superior a 90% nas duas fases de operação.

**Tabela 17** - Índice volumétrico de licor misto aeróbio

| Variável | IVL (mL.g <sup>-1</sup> ) |         |
|----------|---------------------------|---------|
|          | Fase I                    | Fase II |
| média    | 182                       | 185     |
| mínimo   | 73                        | 127     |
| máximo   | 243                       | 256     |
| DP       | 49                        | 35      |
| AT       | 170                       | 129     |
| CV (%)   | 27                        | 19      |
| n        | 15                        | 15      |

**Figura 39** - Índice volumétrico do licor misto aeróbio durante as fases I e II



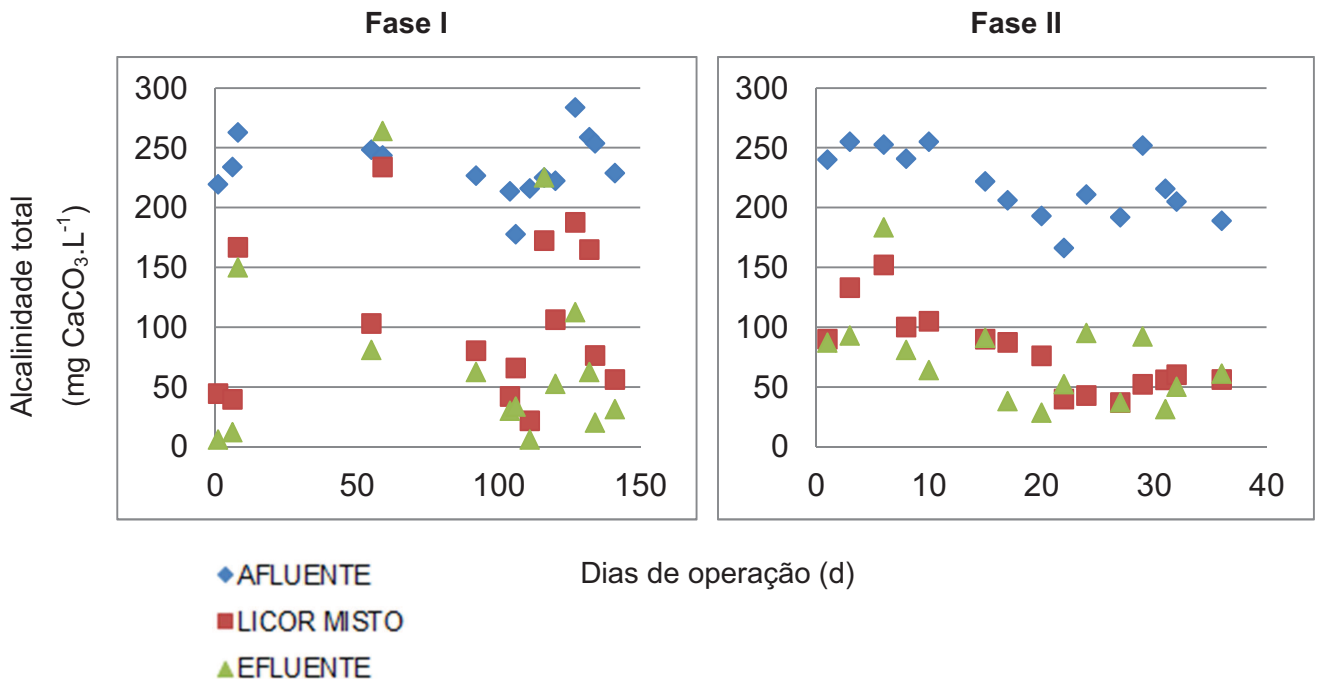
### 5.3 Alcalinidade total e fatores ambientais

#### 5.3.1 Alcalinidade total

Na tabela 18 e Figura 40, observa-se a variação de alcalinidade total nas amostras de afluente bruto, efluente tratado e licor misto. Inicialmente, na partida do sistema não houve adição artificial de alcalinidade do afluente bruto, cujo valor médio foi de 218 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>. Porém, após estabilização do processo de nitrificação notou-se que durante a fase I a alcalinidade foi praticamente toda consumida e para evitar inibição do processo biológico, conforme descrição do processo de nitrificação apresentado no item 3.4. Desse modo, foi então adicionada artificialmente ao afluente bruto cerca de 200 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>, através de solução de soda cáustica diluída. Já na segunda fase experimental, o sistema comportou-se mais estável quanto à queda de alcalinidade e pH, provavelmente devido à ligeira queda de nitrificação, que implica em menor consumo de alcalinidade.

**Tabela 18** - Alcalinidade total afluente bruto, efluente tratado e licor misto aeróbio.

| Variável | Alcalinidade total (mg CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> ) |             |          |          |             |          |
|----------|---|-------------|----------|----------|-------------|----------|
|          | Fase I  |             |          | Fase II  |             |          |
|          | Afluente  | Licor misto | Efluente | Afluente | Licor misto | Efluente |
| média    | 234   | 104         | 77       | 220      | 79          | 72       |
| mínimo   | 178   | 22          | 6        | 166      | 37          | 29       |
| máximo   | 284   | 234         | 264      | 255      | 152         | 183      |
| DP       | 25  | 72          | 92       | 29       | 35          | 39       |
| AT       | 106   | 212         | 258      | 89       | 115         | 155      |
| CV (%)   | 11  | 70          | 120      | 13       | 44          | 53       |
| n        |   | 15          |          |          | 15          |          |

**Figura 40** - Série temporal com média móvels de 3 termos: Análise de alcalinidade total no afluente bruto, licor misto e efluente tratado nas fase I e II

### 5.3.2 pH

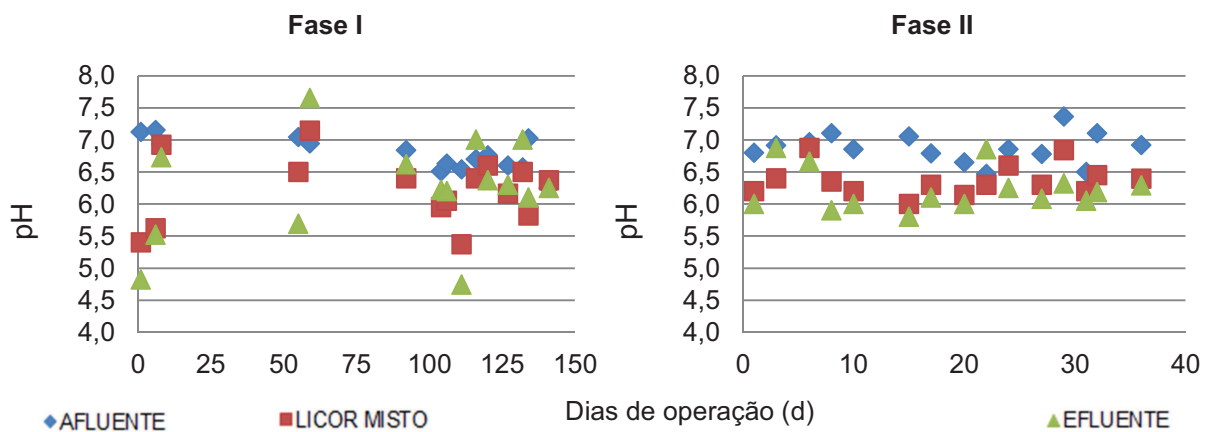
Conforme apresentado no item anterior, durante a fase I do experimento, o afluente bruto não apresentou quantidade suficiente de alcalinidade para processo de nitrificação biológica, mesmo ocorrendo a desnitrificação. Desse modo, ocorreram variações do pH no efluente tratado e licor misto para valores entre 4,5 e 5,5. Já na segunda fase do estudo, assim como a alcalinidade, o pH manteve-se estável sem a

adição de agente alcalinos. A tabela 19 e figura 41 apresentam os valores de pH obtidos para o afluente bruto, licor misto e efluente tratado nas duas fases do experimento.

**Tabela 19** – Monitoramento pontual do pH no afluente bruto, efluente tratado e licor misto aeróbio

| Variável | pH       |             |          |          |             |          |
|----------|----------|-------------|----------|----------|-------------|----------|
|          | Fase I   |             |          | Fase II  |             |          |
|          | Afluente | Licor misto | Efluente | Afluente | Licor misto | Efluente |
| média    | 6,8      | 6,8         | 6,2      | 6,9      | 6,4         | 6,2      |
| mínimo   | 6,3      | 6,3         | 4,7      | 6,5      | 6,0         | 5,8      |
| máximo   | 7,2      | 7,2         | 7,7      | 7,4      | 6,9         | 6,9      |
| DP       | 0,2      | 0,2         | 0,8      | 0,2      | 0,2         | 0,3      |
| AT       | 0,9      | 0,9         | 2,9      | 0,9      | 0,9         | 1,1      |
| CV (%)   | 3,3      | 3,3         | 13,3     | 3,4      | 3,9         | 5,5      |
| n        |          | 15          |          |          | 15          |          |

**Figura 41** - Série temporal com média móvels de 3 termos: Análise de alcalinidade total no afluente bruto, licor misto e efluente tratado nas fase I e II



#### 5.3.4 Monitoramento de OD

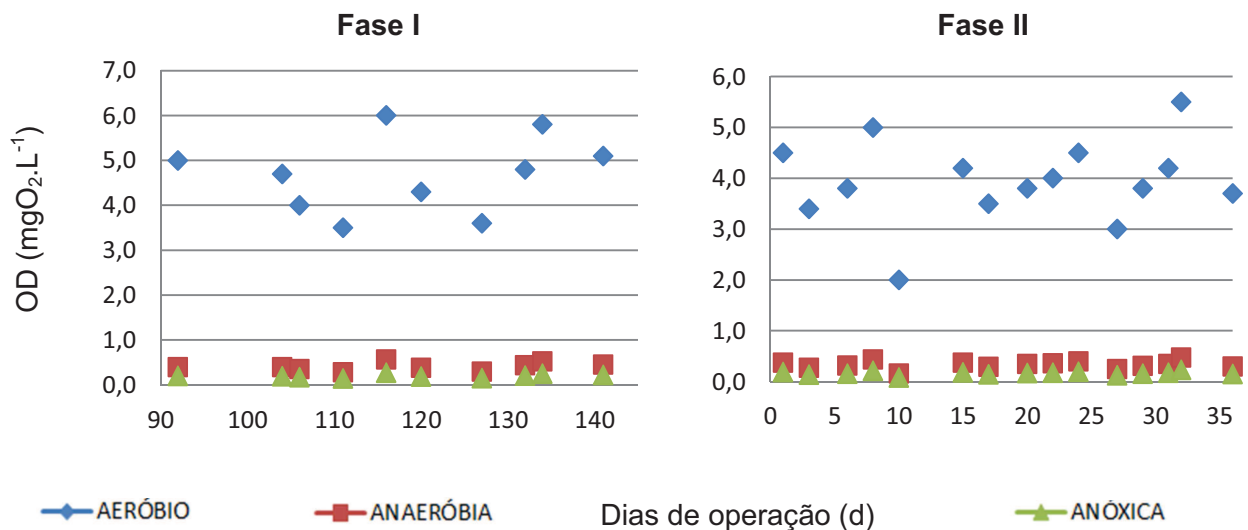
Durante as fases experimentais I e II foi efetuada a medição manual de OD direto nos compartimentos internos do sistema SCLA, durante os instantes finais do período final do ciclo ativo do processo. Os valores obtidos para OD nas câmaras anaeróbio, anóxica e aeróbia são apresentados na tabela 20 e figura 42. Através dos dados experimentais nota-se a presença de OD médio pontual nas câmaras anaeróbia e anóxica foi de 0,41 e 0,20 mg O<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>, respectivamente, em função do retorno de lodo aerado para esta. Vale lembrar que a concentração de OD varia ao longo do tempo de operação do processo e como as concentrações foram obtidas no final de cada ciclo, acredita-se que durante o início da batelada as concentrações da câmara anaeróbia e

anóxica apresentem OD próximo a  $0,0 \text{ mgO}_2\text{.L}^{-1}$ , aumentando ao longo do tempo em função do retorno de lodo aeróbio e aumento gradativo de OD na câmara aeróbia.

**Tabela 20** - OD pontual nas câmaras anaeróbio, anóxica e aeróbia durante as fases I e II

| Variável | Concentração pontual de Oxigênio dissolvido ( $\text{mgO}_2\text{.L}^{-1}$ ) |           |         |         |           |         |
|----------|--|-----------|---------|---------|-----------|---------|
|          | Fase I   |           |         | Fase II |           |         |
|          | aeróbio  | anaeróbia | anóxica | aeróbio | anaeróbia | anóxica |
| Média    | 4,68   | 0,41      | 0,20    | 3,93    | 0,34      | 0,16    |
| Mínimo   | 3,50   | 0,29      | 0,14    | 2,00    | 0,16      | 0,08    |
| Máximo   | 6,00   | 0,57      | 0,27    | 5,50    | 0,48      | 0,23    |
| DP       | 4,98   | 1,50      | 1,04    | 1,56    | 0,50      | 0,34    |
| AT       | 2,50   | 0,28      | 0,13    | 3,50    | 0,32      | 0,15    |
| CV (%)   | 0,20   | 0,67      | 0,96    | 0,64    | 2,01      | 2,96    |
| N        |  | 10        |         |         | 15        |         |

**Figura 42** - Série temporal com média móvels de 3 termos: Análise de OD nas câmaras anaeróbia, anóxica e aeróbia nas fase I e II



#### 5.4 REMOÇÃO DE MATERIAL ORGÂNICO

Nas tabelas 21 e 22, são apresentados os valores médios das concentrações afluente e efluente da DQO e DBO (total e solúvel) obtidos durante as fases I e II do experimento. Pode-se observar que, assim como no caso da série de sólidos, houve aumento da concentração do material orgânico em função da desativação da caixa elevada de alimentação (decantador primário). Os resultados em ambas as fases foram



plenamente satisfatório e superior a 90%, produzindo assim efluente com baixas concentrações de material biodegradável em termos de DQO e DBO, também se deve mencionar que houve ligeiro aumento desta eficiência, conforme apresenta a figura 43, em função da redução da idade do lodo e aumento da relação A/M.

**Tabela 21** – Concentração de DQO e DBO total afluente

| DQO e DBO afluente (mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ) |        |     |     |     |         |     |     |     |
|--|--------|-----|-----|-----|---------|-----|-----|-----|
| Variável   | Fase I |     |     |     | Fase II |     |     |     |
|  | DQO    |     | DBO |     | DQO     |     | DBO |     |
|  | (T)    | (S) | (T) | (S) | (T)     | (S) | (T) | (S) |
| Média  | 415    | 197 | 216 | 117 | 754     | 307 | 306 | 181 |
| Mínimo   | 288    | 108 | 144 | 100 | 440     | 123 | 216 | 131 |
| Máximo   | 704    | 336 | 272 | 142 | 1100    | 473 | 364 | 211 |
| AT   | 416    | 228 | 128 | 42  | 660     | 350 | 149 | 79  |
| DP   | 131    | 62  | 50  | 17  | 192     | 90  | 55  | 31  |
| CV   | 32     | 32  | 23  | 15  | 25      | 29  | 18  | 17  |
| N  | 15     |     | 5   |     | 15      |     | 5   |     |

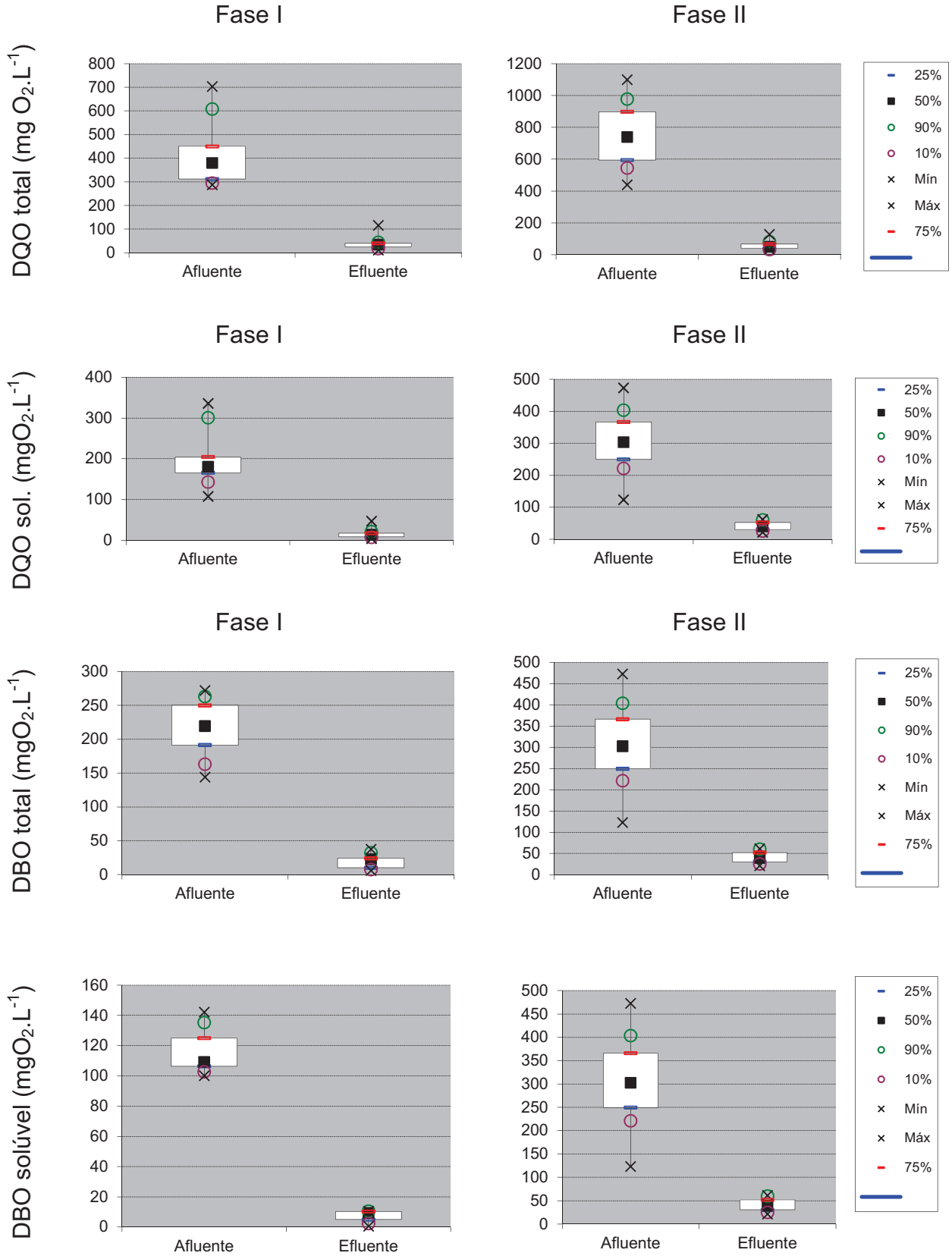
Legenda: (T) total e (S) solúvel

**Tabela 22** – Concentração de DQO e DBO no efluente

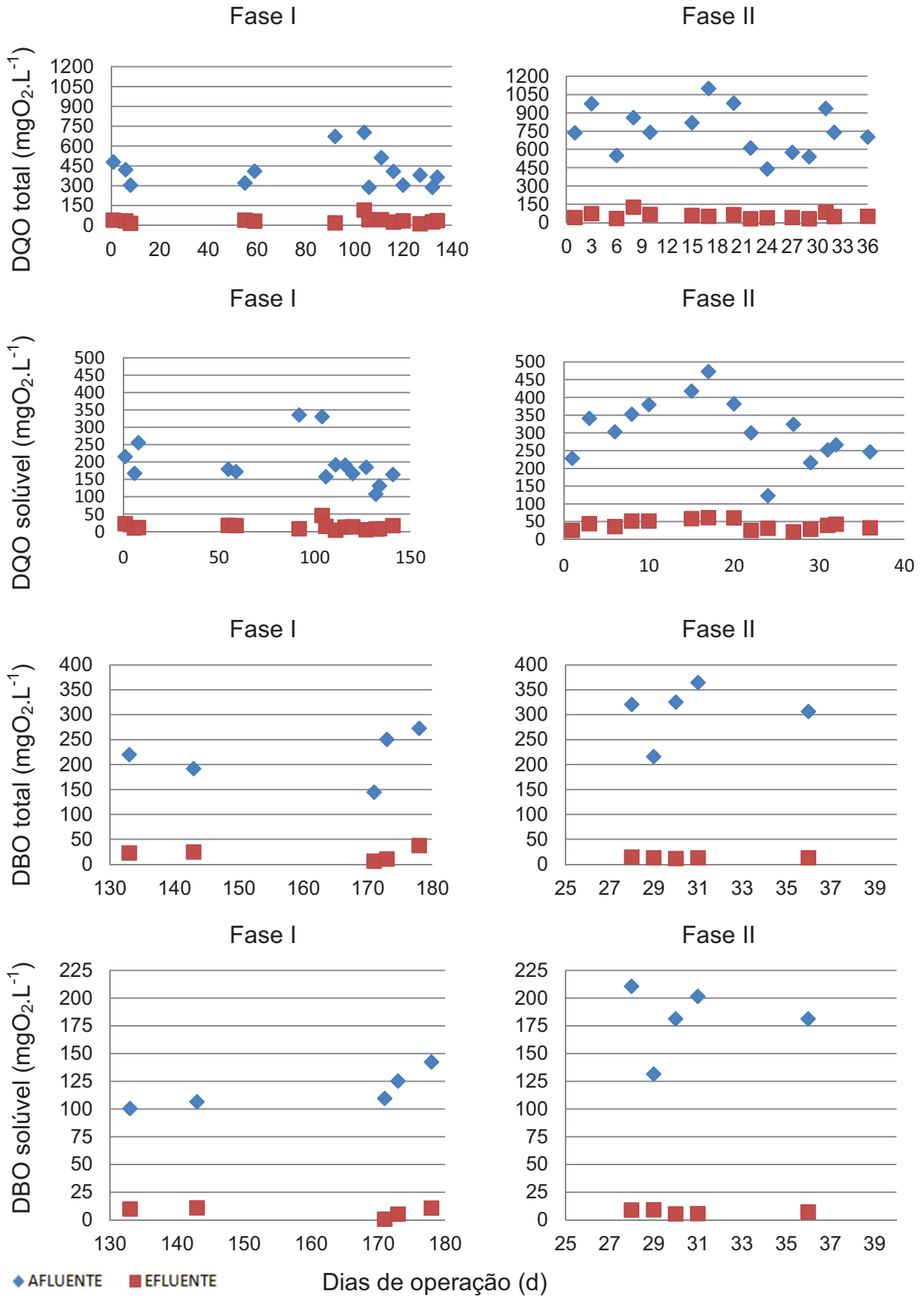
| DQO e DBO efluente (mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ) |        |     |     |     |         |     |     |     |
|--|--------|-----|-----|-----|---------|-----|-----|-----|
| Variável   | Fase I |     |     |     | Fase II |     |     |     |
|  | DQO    |     | DBO |     | DQO     |     | DBO |     |
|  | (T)    | (S) | (T) | (S) | (T)     | (S) | (T) | (S) |
| Média  | 37     | 15  | 20  | 7   | 58      | 41  | 13  | 7   |
| Mínimo   | 12     | 4   | 6   | 1   | 32      | 22  | 11  | 5   |
| Máximo   | 116    | 46  | 37  | 11  | 128     | 61  | 14  | 9   |
| AT   | 104    | 42  | 32  | 10  | 96      | 40  | 3   | 4   |
| DP   | 24     | 10  | 13  | 4   | 32      | 14  | 1   | 2   |
| CV   | 65     | 69  | 63  | 61  | 55      | 34  | 8   | 25  |
| N  | 15     |     | 5   |     | 15      |     | 5   |     |

Legenda: (T) total e (S) solúvel

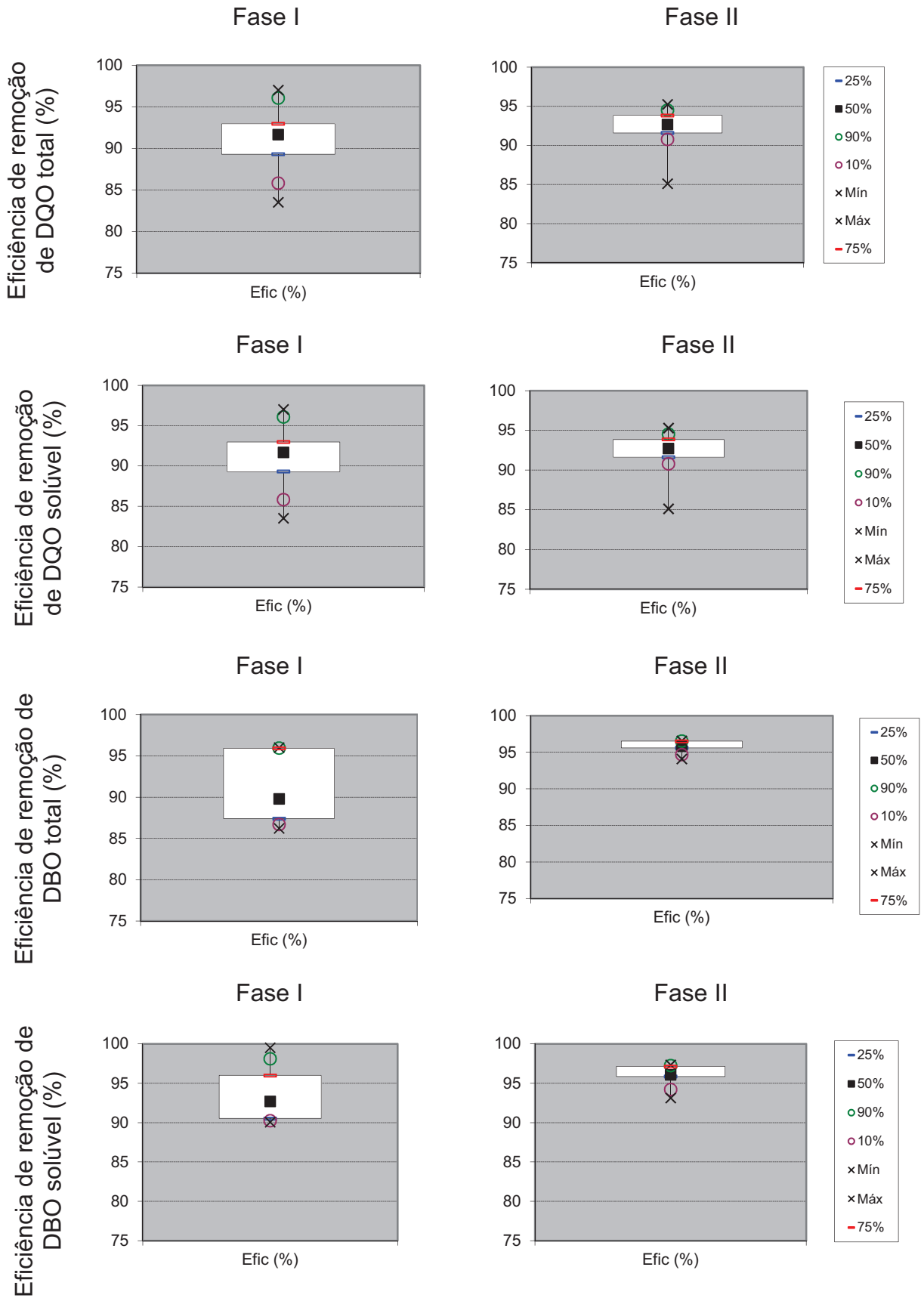
**Figura 43** - Diagrama Box-Whiskers: Análises médias da DQO e DBO total e solúvel do afluente e efluente nas fases I e II



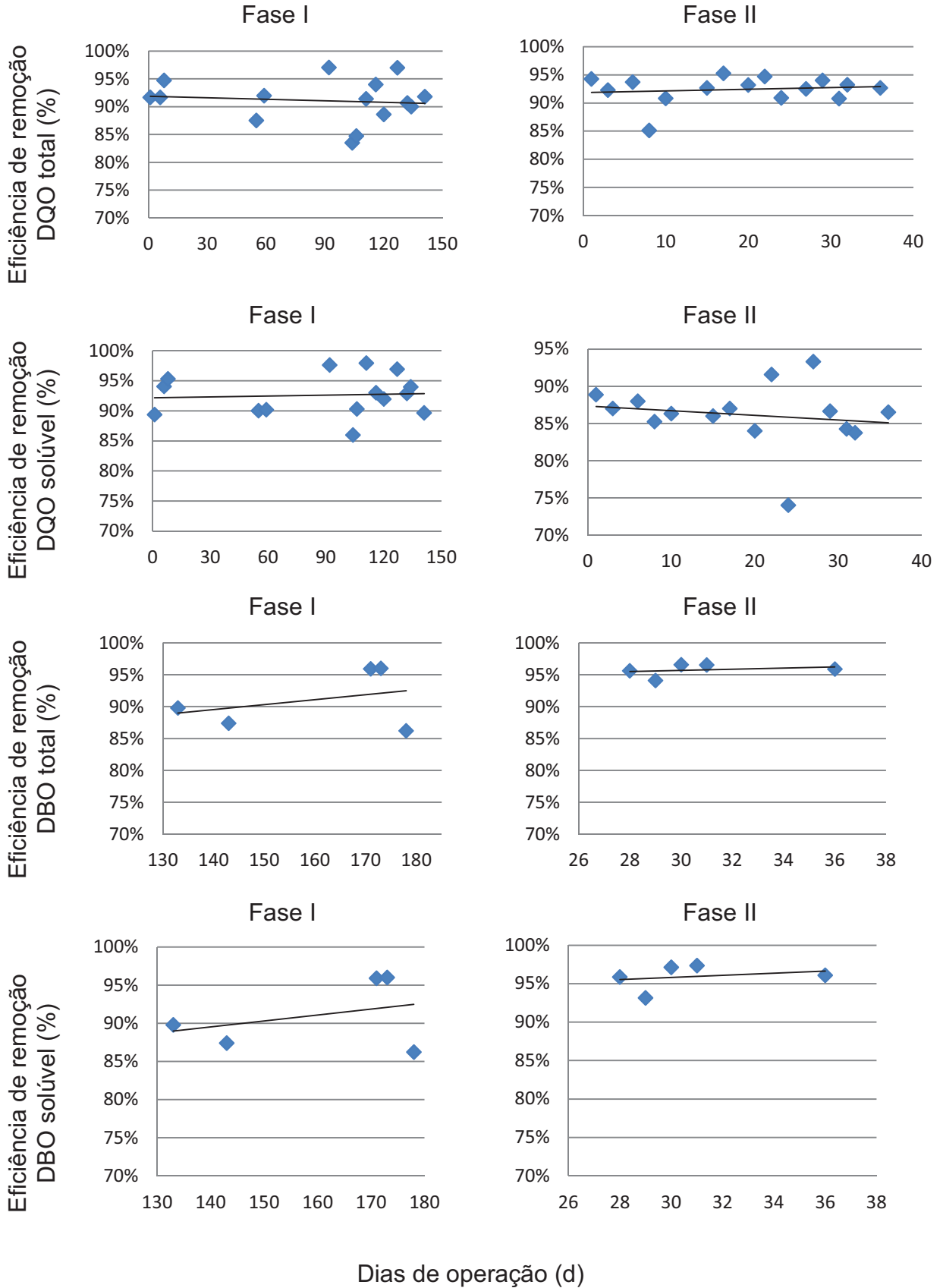
**Figura 44** - Série temporal com médias móveis de 4 termos: Análises de DQO e DBO total e solúvel do afluente e efluente nas fases I e II



**Figura 45** - Diagrama de Box-Whiskers: Eficiência na remoção da DQO e DBO total e solúvel nas fases I e II



**Figura 46** - Série temporal com médias móveis de 4 termos: Eficiência na remoção de DQO e DBO total e solúvel nas fases I e II



## 5.5 REMOÇÃO DE MATERIAL NITROGENADO

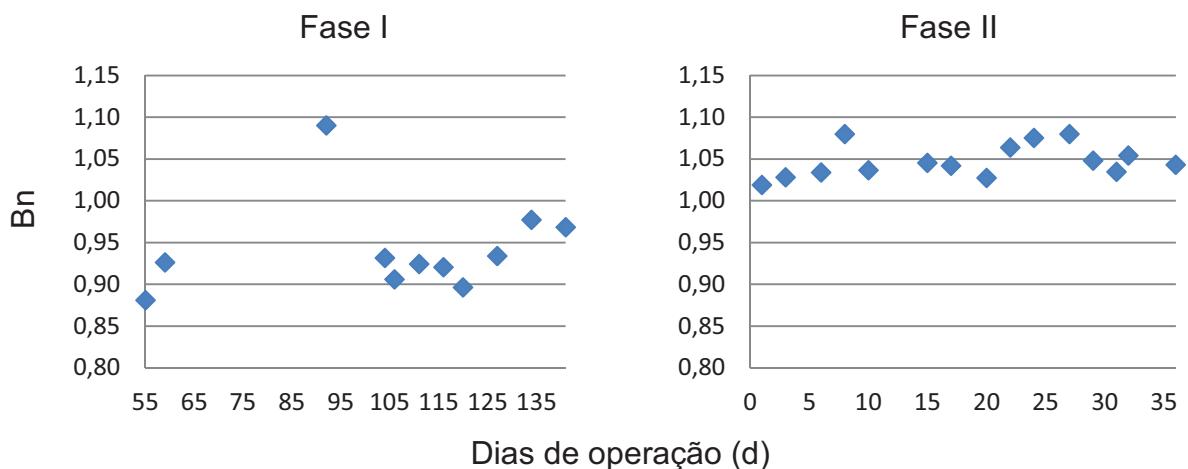
### 5.5.1 Resultados do balanço de massa do material nitrogenado.

Na tabela 23 e figura 47 são apresentados os resultados obtidos referentes aos balanços de massa de material nitrogenado do sistema de lodo ativado durante as fases I e II, conforme metodologia apresentada na seção 3.4.1, capítulo 3. Os valores médios obtidos tiveram boa aproximação junto ao valor teórico de  $B_n = 1$ , diferindo em menos de 10% deste, conclui-se, portanto que o sistema foi operado praticamente em regime estacionário.

**Tabela 23** - Balanço de massa de material nitrogenado no sistema de lodo ativado, referente às idades de lodo de 25 e 12 dias, nas fases I e II, respectivamente.

| Variável | $B_n$  |         |
|----------|--------|---------|
|          | Fase I | Fase II |
| média    | 0,94   | 1,05    |
| mínimo   | 0,88   | 1,02    |
| máximo   | 1,09   | 1,08    |
| DP       | 0,32   | 0,01    |
| AT       | 0,21   | 0,06    |
| CV (%)   | 34,26  | 1,39    |
| n        | 11     | 15      |

**Figura 47** - Balanço de massa de material nitrogenado nas fases I & II



### 5.5.2 Resultados de nitrogênio amoniacal e orgânico afluente e efluente do sistema de lodo ativado

Nas tabelas 24 e 25, são apresentados os valores médios referentes às concentrações afluente e efluente de nitrogênio total kjeldahl (NTK), nitrogênio orgânico (N-orgânico) e nitrogênio amoniacal ( $\text{NH}_3$ ). Ao analisar os resultados, nota-se que as concentrações de nitrogênio amoniacal e orgânico no efluente final são baixas (figura 48 e 49). Desse modo, o sistema SCLA apresenta boa eficiência quanto aos referidos parâmetros, mesmo na ocorrência da pequena redução de eficiência da capacidade de nitrificação, em função da redução da idade de lodo e também devido ao aumento da relação DQO/NKT do afluente de 5,35 para 9,65 nas fases I e II, respectivamente, com o aumento desta relação há o favorece as bactérias heterotróficas. Também se pode inferir que, devido ao baixo escape de sólidos em suspensão no efluente final devido à excelente floculação do licor misto, proporcionou um ligeiro aumento na eficiência de remoção de N-orgânico, durante a segunda fase do experimento.

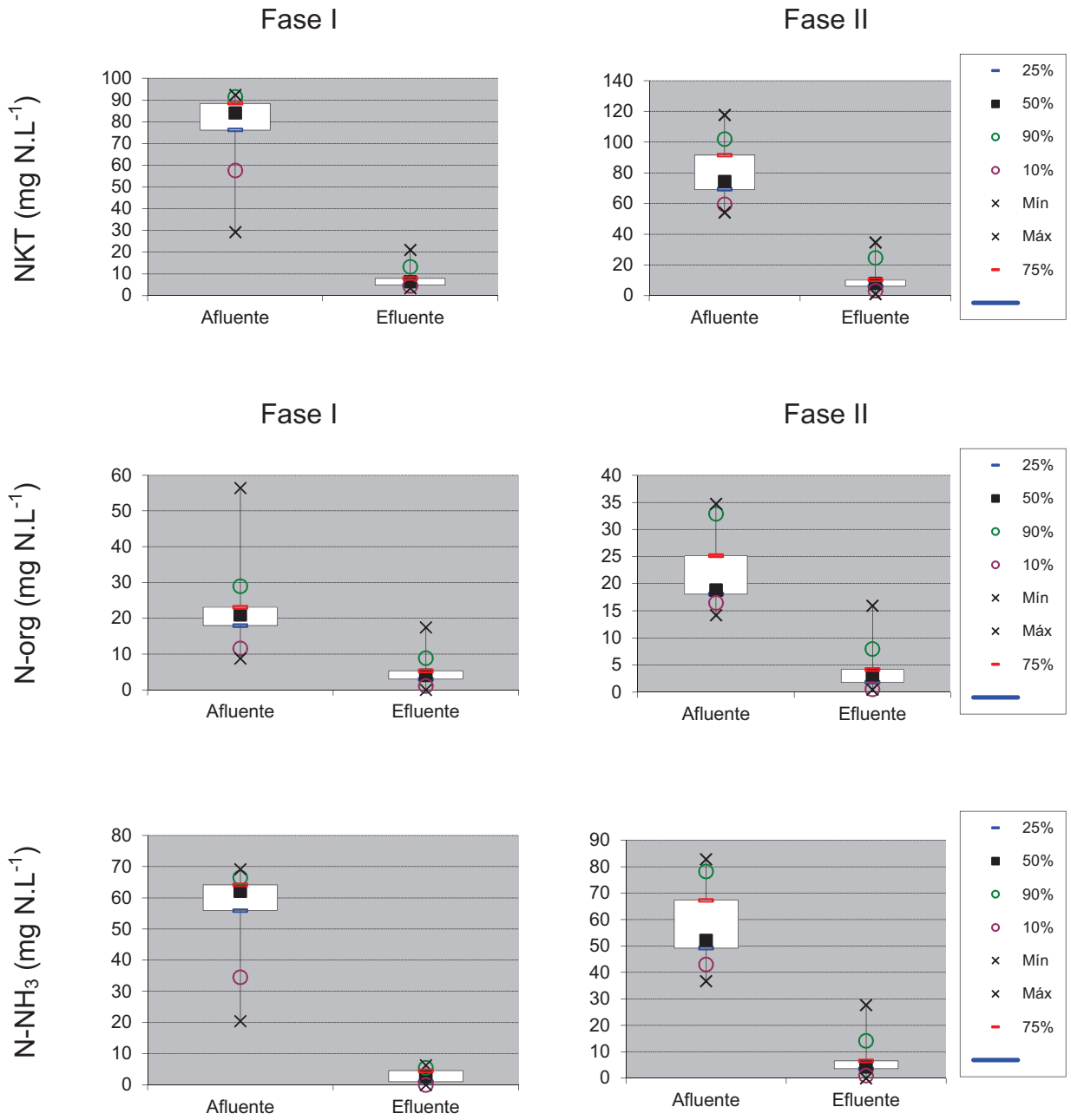
**Tabela 24** - Concentrações médias de NTK, N-orgânico e  $\text{NH}_3$  no afluente nas fases I e II

| Variável | Afluente ( $\text{mg N.L}^{-1}$ ) |       |               |         |       |               |
|----------|-----------------------------------|-------|---------------|---------|-------|---------------|
|          | Fase I                            |       |               | Fase II |       |               |
|          | NTK                               | N org | $\text{NH}_3$ | NTK     | N org | $\text{NH}_3$ |
| média    | 77,5                              | 21,5  | 56,0          | 78,1    | 20,8  | 57,2          |
| mínimo   | 29,2                              | 0,7   | 20,4          | 54,3    | 2,1   | 36,7          |
| máximo   | 92,3                              | 56,4  | 69,2          | 117,6   | 34,7  | 82,9          |
| DP       | 19,4                              | 12,2  | 15,2          | 19,7    | 8,4   | 14,5          |
| AT       | 63,0                              | 55,8  | 48,8          | 63,3    | 32,6  | 46,2          |
| CV (%)   | 25,0                              | 56,6  | 27,2          | 25,2    | 40,4  | 25,3          |
| n        | 15                                |       |               | 15      |       |               |

**Tabela 25** - Concentrações médias de NTK, N-orgânico e  $\text{NH}_3$  no efluente nas fases I e II

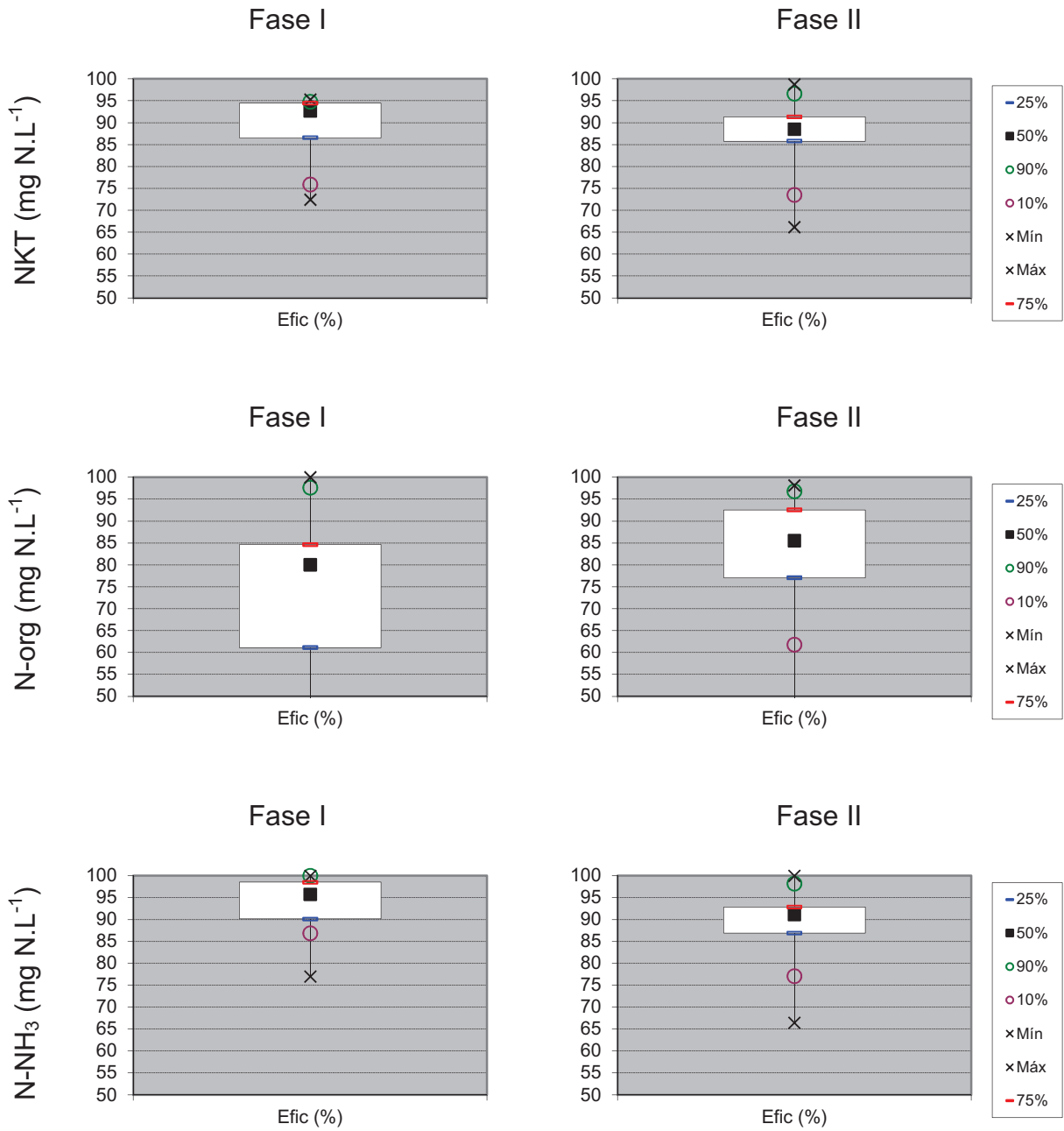
| Variável | Efluente ( $\text{mg N.L}^{-1}$ ) |       |               |         |       |               |
|----------|-----------------------------------|-------|---------------|---------|-------|---------------|
|          | Fase I                            |       |               | Fase II |       |               |
|          | NTK                               | N org | $\text{NH}_3$ | NTK     | N org | $\text{NH}_3$ |
| média    | 7,8                               | 4,9   | 2,8           | 10,6    | 4,1   | 6,6           |
| mínimo   | 3,4                               | 0,0   | 0,0           | 1,1     | 0,5   | 0,0           |
| máximo   | 21,0                              | 17,5  | 6,3           | 34,6    | 16,0  | 27,7          |
| DP       | 4,5                               | 4,1   | 2,2           | 9,8     | 4,0   | 7,3           |
| AT       | 17,6                              | 17,5  | 6,3           | 33,5    | 15,5  | 27,7          |
| CV (%)   | 58,4                              | 84,3  | 78,2          | 91,9    | 99,3  | 111,0         |
| n        | 15                                |       |               | 15      |       |               |

**Figura 48 - Diagrama de Box- Whiskers: Análises médias de NKT, N-orgânico e NH<sub>3</sub>l afluente e efluente fase I e II**

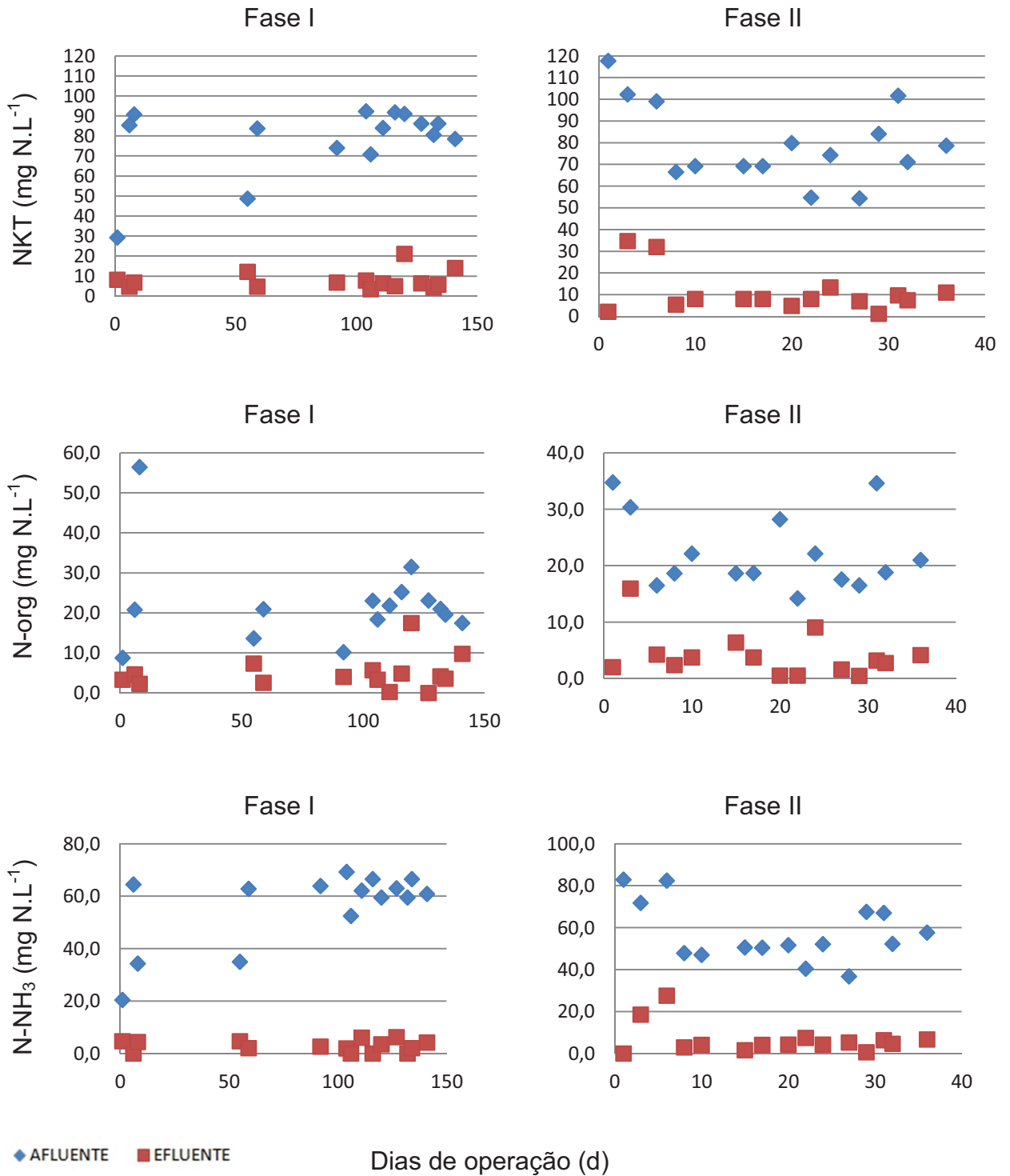




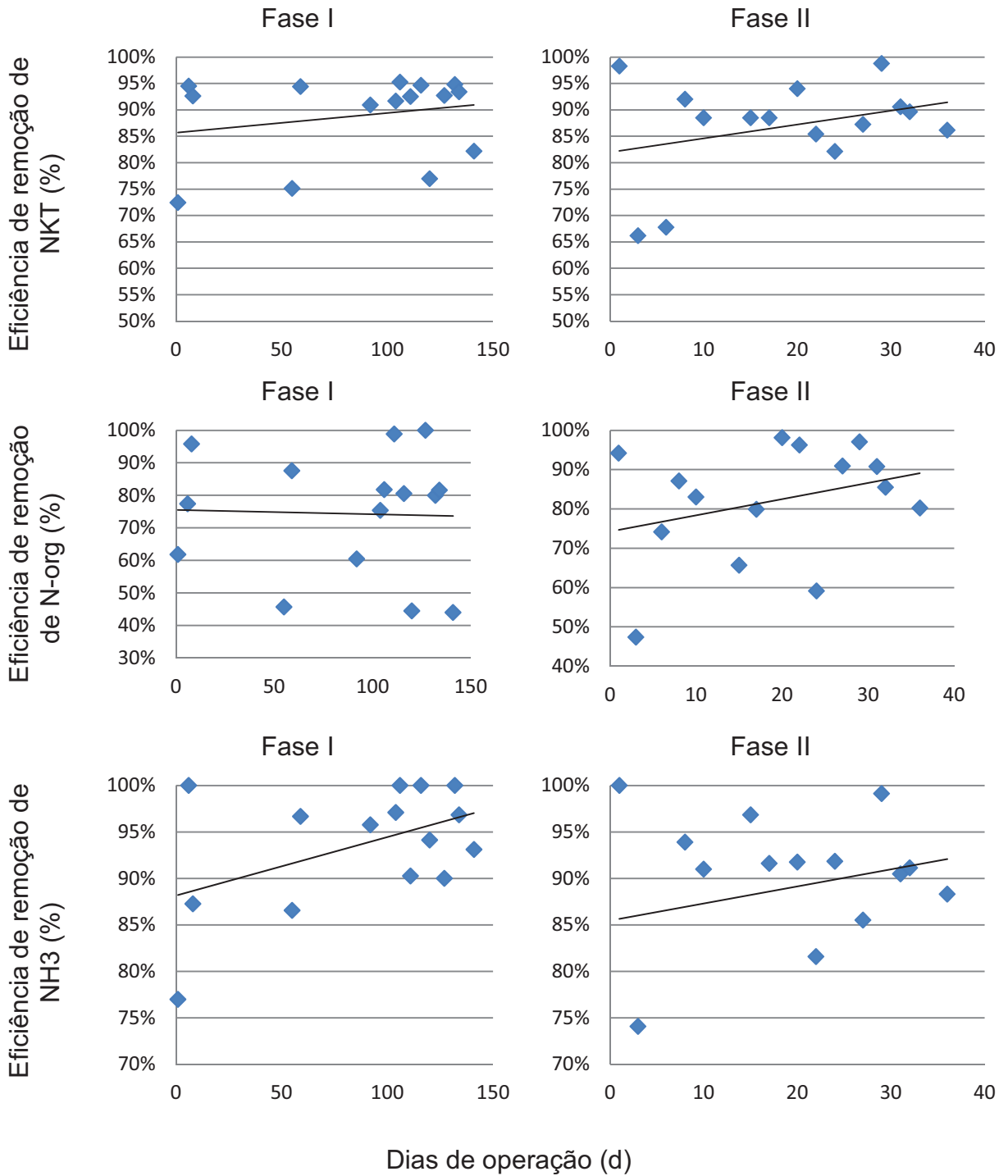
**Figura 49** - Diagrama de Box-Whiskers: Eficiência na remoção de NKT, N-orgânico e NH<sub>3</sub> no sistema de lodo ativado durante as fases I e II



**Figura 50** - Série temporal com médias móveis de 3 termos: Análise do NTK, N-orgânico e NH<sub>3</sub> do afluente e efluente nas fases I e II



**Figura 51** - Série temporal com médias móveis de 4 termos: Eficiência na remoção de NKT, N-orgânico e NH<sub>3</sub> nas fases I e II



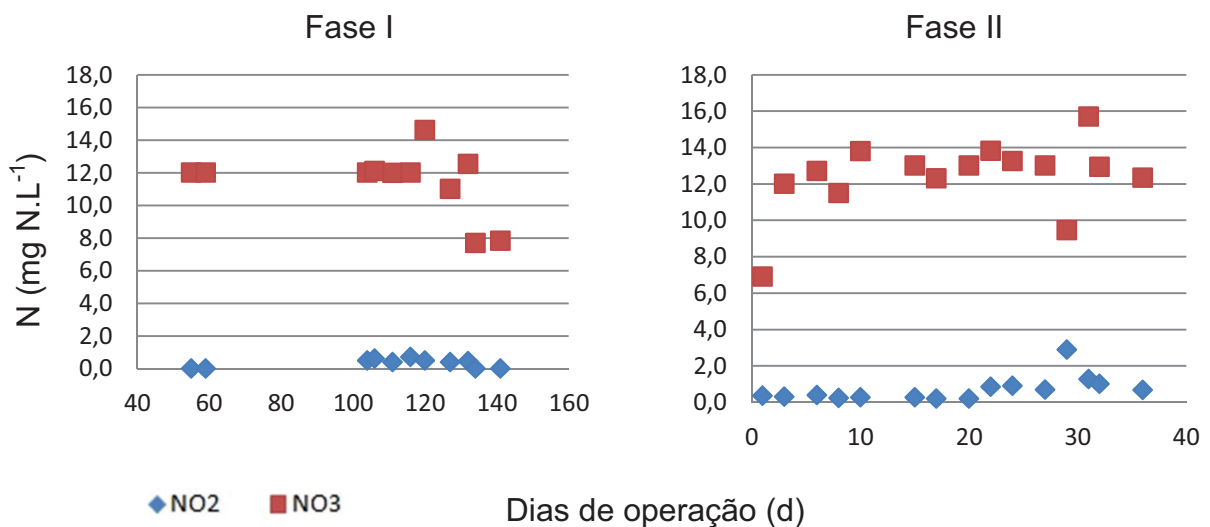
### 5.5.3 Nitrito e Nitrato no efluente tratado

Na Tabela 26 e figura 52 apresentam-se os resultados obtidos quanto à concentração de nitrito e nitrato do efluente final. Nota-se que a concentração de nitrito e nitrato no efluente final foi considerada satisfatória durante a fase I e II. Durante praticamente todo o período experimental, a concentração de nitrito se manteve com grade por muitas vezes inferior a  $0,5 \text{ mg N-NO}_2\text{L}^{-1}$ , já para o nitrato a concentração ficou por volta de  $12 \text{ mg N-NO}_3\text{L}^{-1}$ , indicando que o sistema SCLA é uma alternativa interessante para o tratamento terciário de esgoto sanitário.

**Tabela 26** – Concentração de nitrito e nitrato no efluente tratado durante as fases I e II

| Variável | Nitrito ( $\text{mg N-NO}_2\text{L}^{-1}$ ) |         | Nitrato ( $\text{mg N-NO}_3\text{L}^{-1}$ ) |         |
|----------|---|---------|---|---------|
|          | Fase I                                      | Fase II | Fase I                                      | Fase II |
| média    | 0,32  | 0,71    | 11,4  | 12,4    |
| mínimo   | 0,00  | 0,20    | 7,7   | 6,9     |
| máximo   | 0,70  | 2,89    | 14,6  | 15,7    |
| DP       | 0,28  | 0,68    | 1,3   | 1,4     |
| AT       | 0,70  | 2,69    | 6,9   | 8,8     |
| CV (%)   | 88,06                                       | 96,50   | 11,0  | 11,6    |
| n        | 10  | 15      | 10  | 15      |

**Figura 52** - Série temporal com médias móveis de 2 termos: Análise do nitrito e nitrato no efluente nas fases I e II



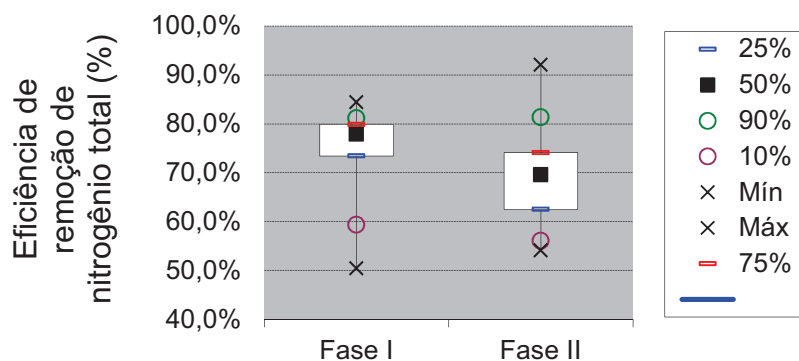
### 5.5.5 Nitrogênio total afluente bruto e efluente tratado

Na tabela 27 e figura 53 apresentam-se as eficiências de remoção de nitrogênio total pelo sistema de lodos ativados SCLA operado nas duas fases. O Nitrogênio total afluente corresponde à concentração de NTK afluente. Já o nitrogênio total efluente, corresponde com a somatória do NKT,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{NO}_2$  e  $\text{NO}_3$ . A eficiência média obtida na remoção de nitrogênio total pelo sistema na fase I foi de 80% e na fase II ligeiramente inferior com valor de 70%, o principal motivo foi o devido ao aumento do nitrogênio amoniacal no efluente, efeito natural da redução da idade do lodo de 25 para 12 dias. Esta eficiência também foi por Li Ying *et al.* (2011) em escala de laboratório cujo valor foi de 88% e por Goronszy (1995) que operou um sistema SCLA em escala real com eficiência de remoção de nitrogênio total da ordem de 80%, tratando esgoto doméstico típico.

**Tabela 27** - Nitrogênio total afluente bruto e efluente tratado

| Variável | Nitrogênio total ( $\text{mg N.L}^{-1}$ ) |          |          |          |
|----------|---|----------|----------|----------|
|          | Fase I                                    |          | Fase II  |          |
|          | Afluente                                  | Efluente | Afluente | Efluente |
| média    | 81,2                                      | 22,8     | 78,1     | 23,7     |
| mínimo   | 48,6                                      | 15,5     | 54,3     | 9,3      |
| máximo   | 92,3                                      | 39,6     | 117,6    | 46,9     |
| DP       | 17,0                                      | 7,4      | 17,6     | 5,6      |
| AT       | 43,7                                      | 24,1     | 63,3     | 37,6     |
| CV (%)   | 21,0                                      | 32,6     | 22,5     | 23,4     |
| n        | 10  | 10       | 15       | 15       |

**Figura 53** - Diagrama de Box-Whiskers: Eficiência na remoção de Nitrogênio total no sistema de lodo ativado durante as fases I e II



## 5.6 REMOÇÃO DE FÓSFORO

Nas tabelas 28 e 29, são apresentados os resultados experimentais obtido nas fases experimentais I e II, quanto ao parâmetro fósforo afluente e efluente ao sistema de lodos ativados. Deve-se primeiramente observar que, assim como no caso dos sólidos em suspensão e matéria orgânica (DQO e DBO), houve aumento da concentração de fósforo devido à reconfiguração do sistema de alimentação de esgoto no CTH. Quanto aos resultados, observa-se que durante a fase experimental I a eficiência média quanto à remoção de fósforo total e solúvel foi de 81% e 82%, respectivamente, dentro do valor esperado conforme balanço de massa que será demonstrado a seguir.

$$P_{\text{lodo}} = [(P_a - P_e) * Q_a] / q * X_v$$

Em que:

$$Q_a = 500 \text{ L.d}^{-1}$$

$$q = 10 \text{ L.d}^{-1}$$

$$X_v = 2892 \text{ mg SSV.L}^{-1}$$

$$P_{\text{lodo}} = [(4,9 - 0,9) * 500] / 10 * 2892 \rightarrow P_{\text{lodo}} = 0,07 \text{ mg P.mg SSV}^{-1}$$

Conforme figura 24 e Equação 5, a produção do lodo de excesso típica para um sistema de lodo ativado com idade de lodo de 25 dias, a produção de lodo volátil é de aproximadamente  $0,15 \text{ mg SSV.mgDQO}^{-1}$  e  $\text{DQO } 415 \text{ mgDQO.L}^{-1}$ , temos que a concentração residual de fósforo esperada será de:

$$P_{\text{res, esp}} = P_a - (mE_v * P_{\text{lodo}} * S_{ta})$$

$$P_{\text{res, esp}} = 4,9 - (0,15 * 0,025 * 415) \rightarrow P_{\text{res, esp}} = 0,54 \text{ mP.L}^{-1}$$

Uma vez que a concentração de fósforo residual obtida experimentalmente na fase I foi de  $0,90 \text{ mg.L}^{-1}$ , aproximadamente de mesma ordem de grandeza da residual esperada de  $0,54 \text{ mgP.L}^{-1}$  calcula anteriormente, pode-se dizer que a concentração de fósforo no efluente final e no lodo de excesso se encontram dentro do normal para o sistema, na havendo portanto presença de organismos tipo PAO, outro fator que contribuído neste sentido é a elevada idade do lodo.

Entretanto, deve-se observar que a concentração de fósforo residual esperado foi obtida pela Equação 5 e Figura 24 na seção 5.6. Na prática, este valor pode variar em função das condições ambientais do sistema como variação das características do esgoto afluente (concentração de DQO e suas respectivas frações fus e fup) e também da temperatura, além do provável acúmulo de erros analíticos.

Já durante a fase II do experimento, além do aumento da concentração de fósforo afluente ao sistema em função dos reajustes hidráulico do sistema, observa-se que as eficiências de remoção de fósforo total e fósforo solúvel também aumentaram, com valores médios respectivos de 95,7% e 97,8%.

Conforme literatura a concentração típica de fósforo no lodo de excesso é de 2,5% e em um sistema idade de 12 dias tem-se que a produção de lodo de 0,20 mgSSV.mgDQO<sup>-1</sup> (Figura 25), desse modo pode-se calcular a concentração esperada de fósforo no efluente final, considerando a DQO média de 754 mgDQO.L<sup>-1</sup> (relação P/DQO de 0,012 mg P.mgDQO<sup>-1</sup>).

$$P_{\text{res, esp}} = P_a - (mE_v * P_{\text{lodo}} * S_{ta})$$

$$P_{\text{res, esp}} = 9,4 - (0,20 * 0,025 * 754) \rightarrow P_{\text{res, esp}} = 5,8 \text{ mg P.L}^{-1}$$

O valor de fósforo residual esperado obtido pela equação 5 foi de 5,8 mgP.L<sup>-1</sup>, porém os resultados experimentais indicam que a concentração de 0,4 mgP.L<sup>-1</sup>, ou seja, muito abaixo do esperado. Portanto, a remoção de fósforo teve ter ocorrido pela remoção do lodo de excesso devido a presença de organismos PAO. Desse modo deve-se efetuar o balanço de massa do sistema para verificação:

$$P_{\text{lodo}} = [(P_a - P_e) * Q_a] / q * X_v$$

Onde:

$$Q_a = 1000 \text{ L.d}^{-1}$$

$$q = 23,6 \text{ L.d}^{-1}$$

$$X_v = 2219 \text{ mg SSV.L}^{-1}$$

$$P_{\text{lodo}} = [(9,4-0,4)*1000]/23,6*2219 \rightarrow P_{\text{lodo}} = 0,17 \text{ mg P.mg SSV}^{-1}$$

Sendo a concentração calculada de fósforo no lodo foi de 0,17 mg P.mg SSV<sup>-1</sup> ou seja 17% em peso, pode-se inferir que durante a fase II, a remoção de fósforo do afluente realmente ocorreu através da via biológica graças aos organismos tipo PAO, descarregados no lodo de excesso. Também se deve observar que em sistema de lodos ativados com remoção biológica de fósforo com presença de organismos tipo PAO, a relação SSV/SST no licor misto por volta de 0,45 conforme descrevem Wentzel *et al* (1990) e Van Haandel e Marais (1999), entretanto o sistema apresentou provável presença de organismos PAO com relação durante a fase II de sólidos voláteis e totais no licor misto por volta de 0,81, conforme resultado apresentado na secção 5.2.2. Outro ponto importante quanto à presença ou não de organismos PAO durante a fase I, é que conforme literatura, (Wentzel *et al*, 1990), (Van Haandel e Marais, 1999), (Von Sperling, 2002), (Alem Sobrinho e Miranda Samudio, 2000) e (Henrique, I.N. *et al*. 2010), a remoção biológica de fósforo é prejudicada, quando há presença de OD e nitrato na zona anaeróbia. Porém, conforme seção 5.3.4 (Tabela 18 e Figura 43), no final de cada ciclo houve a presença de OD na câmara anaeróbia, conforme descrito anteriormente e também de nitrato, uma vez que durante o processo de nitrificação na zona aeróbia o mesmo é recirculado para a câmara anaeróbia, gerando assim aumento gradativo em função do tempo. Desse modo: acredita-se que durante um breve intervalo de tempo no início de cada batelada pode ter havido tempo suficiente para os organismos PAO serem gerados ou que no interior do floco biológico tenha-se obtido a condição anaeróbia, permitindo assim a remoção biológica de fósforo.

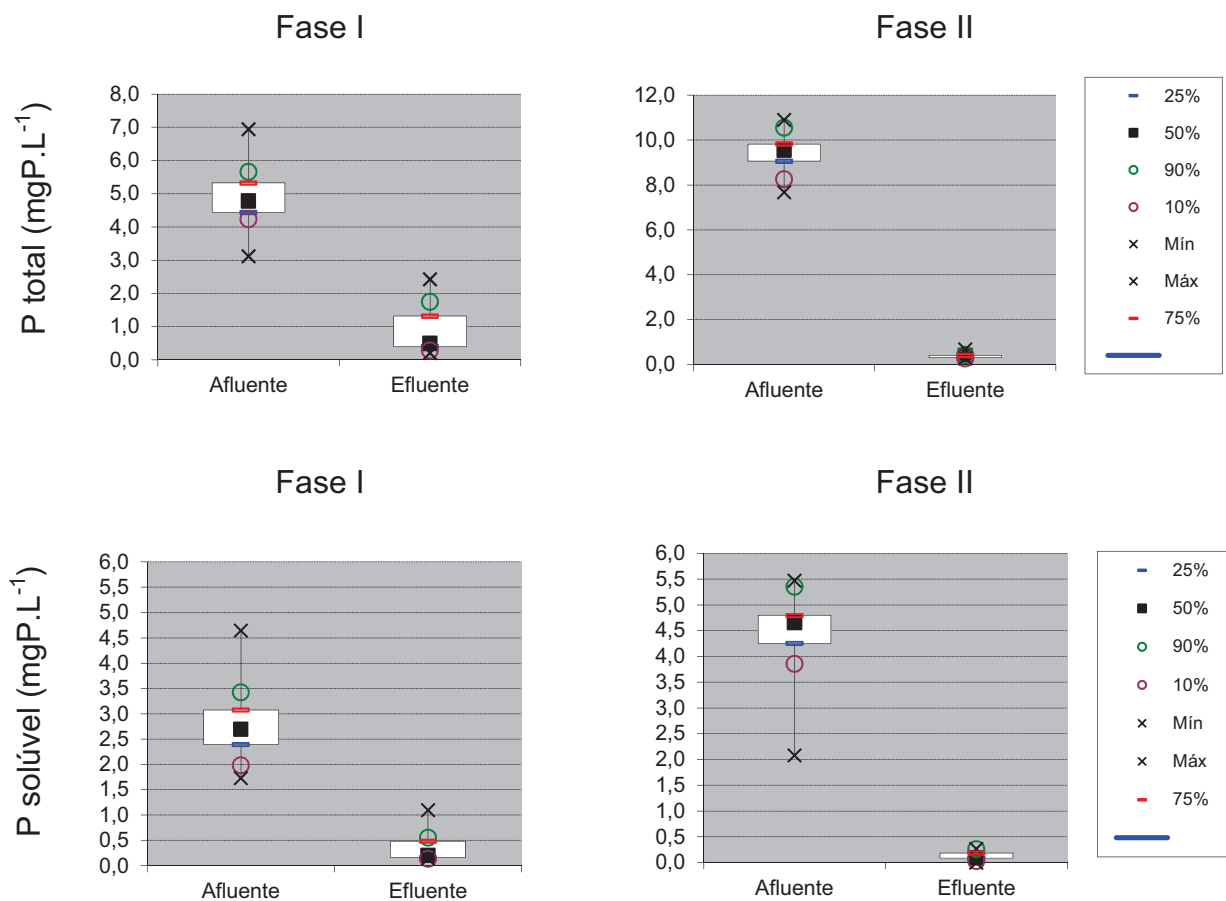
**Tabela 28** - Fósforo total afluente e efluente ao sistema nas fases I e II

| Variável | Fósforo total (mg P.L <sup>-1</sup> ) |          |          |          |
|----------|---------------------------------------|----------|----------|----------|
|          | Fase I                                |          | Fase II  |          |
|          | Afluente                              | Efluente | Afluente | Efluente |
| média    | 4,9                                   | 0,9      | 9,43     | 0,38     |
| mínimo   | 3,1                                   | 0,2      | 7,67     | 0,27     |
| máximo   | 6,9                                   | 2,4      | 10,91    | 0,67     |
| DP       | 0,7                                   | 0,7      | 0,98     | 0,10     |
| AT       | 3,8                                   | 2,2      | 3,23     | 0,40     |
| CV (%)   | 14,8                                  | 80,0     | 10,4     | 26,5     |
| n        | 15                                    | 15       | 15       | 15       |



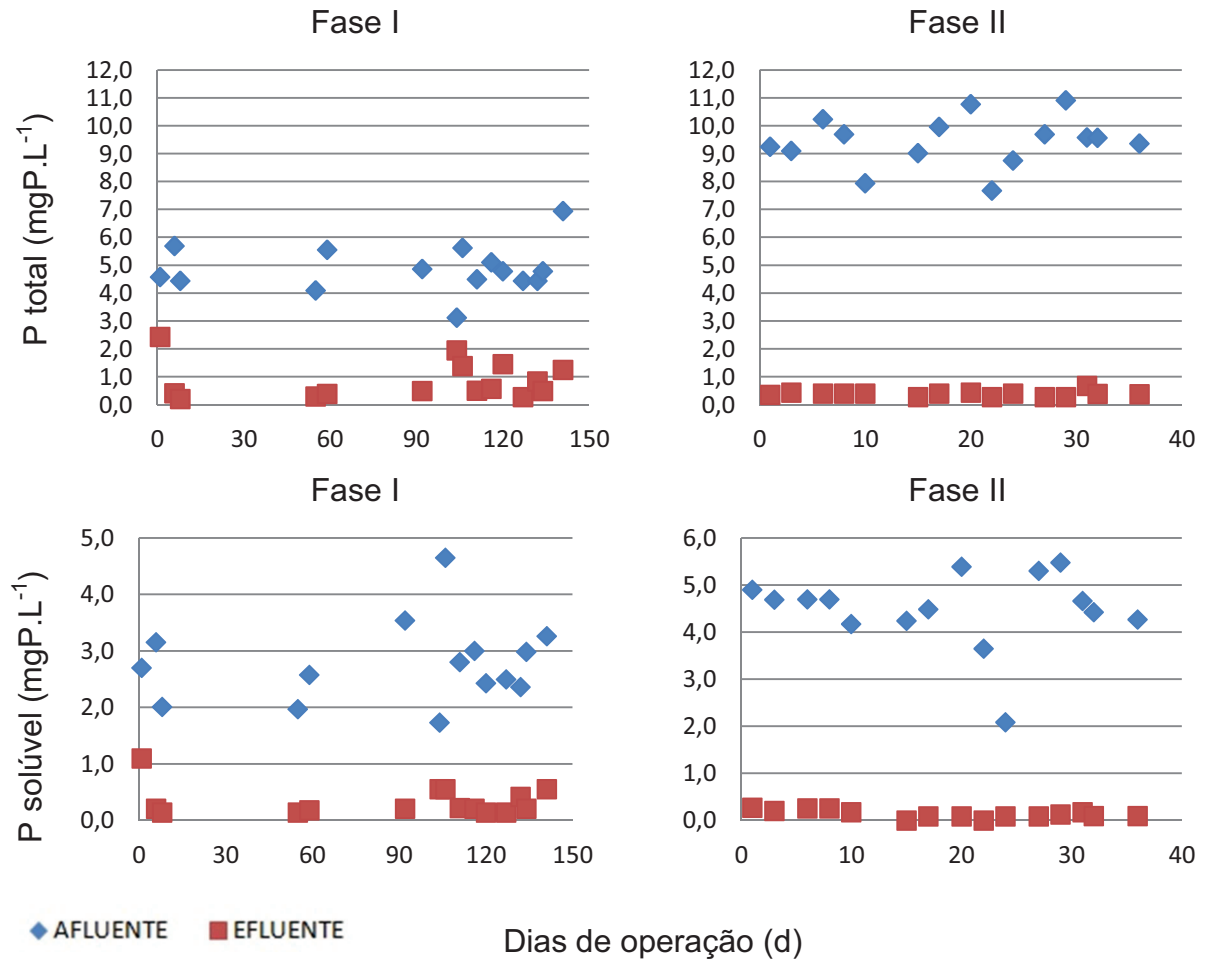
**Tabela 29** - Fósforo total afluente e efluente ao sistema nas fases I e II

| Variável | Fósforo solúvel (mg P.L <sup>-1</sup> ) |          |          |          |
|----------|---|----------|----------|----------|
|          | Fase I                                  |          | Fase II  |          |
|          | Afluente                                | Efluente | Afluente | Efluente |
| média    | 2,8                                     | 0,33     | 4,5      | 0,13     |
| mínimo   | 1,7                                     | 0,14     | 2,1      | 0,00     |
| máximo   | 4,6                                     | 1,10     | 5,5      | 0,27     |
| DP       | 0,7                                     | 0,3      | 0,8      | 0,1      |
| AT       | 2,9                                     | 1,0      | 3,4      | 0,3      |
| CV (%)   | 26,7                                    | 80,0     | 18,5     | 69,4     |
| n        | 15                                      | 15       | 15       | 15       |

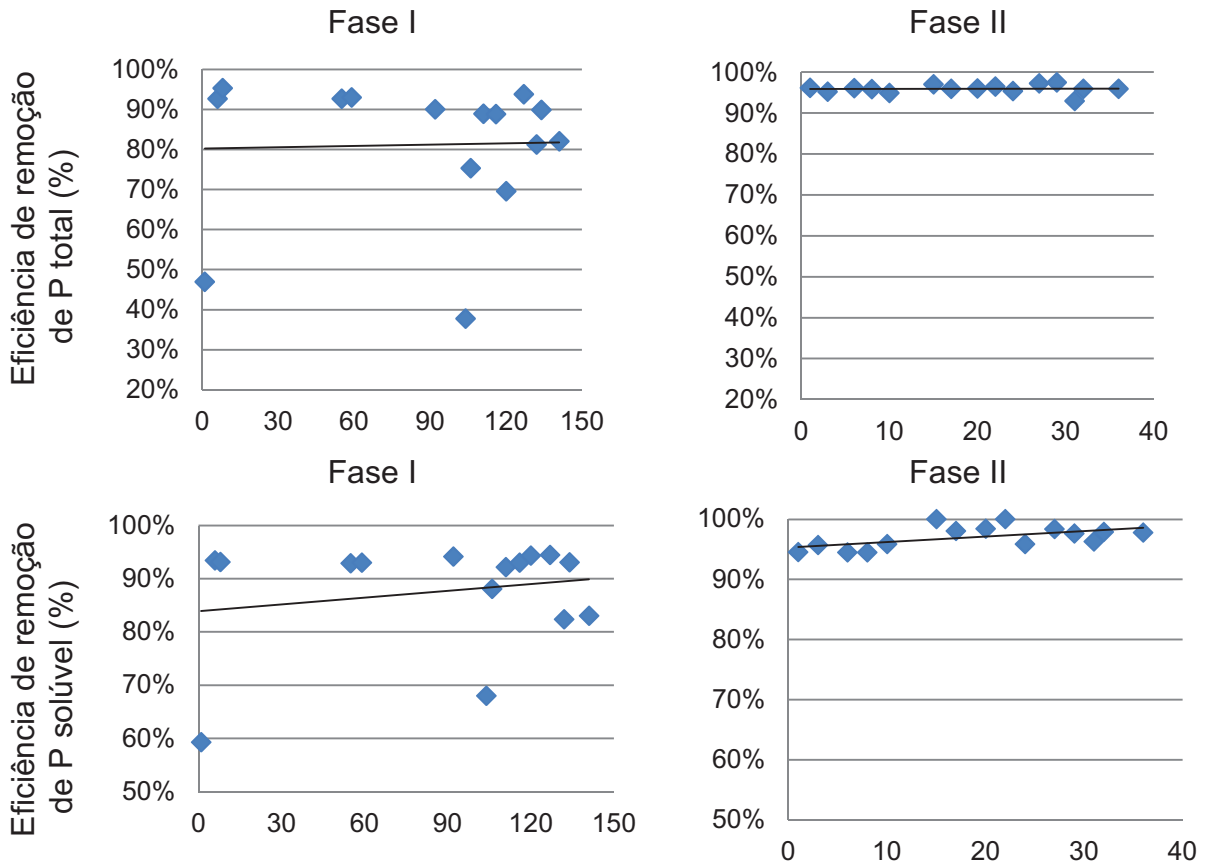
**Figura 54** - Diagrama de Box-Whiskers: Análises médias de Fósforo total e solúvel afluente e efluente nas fases I e II



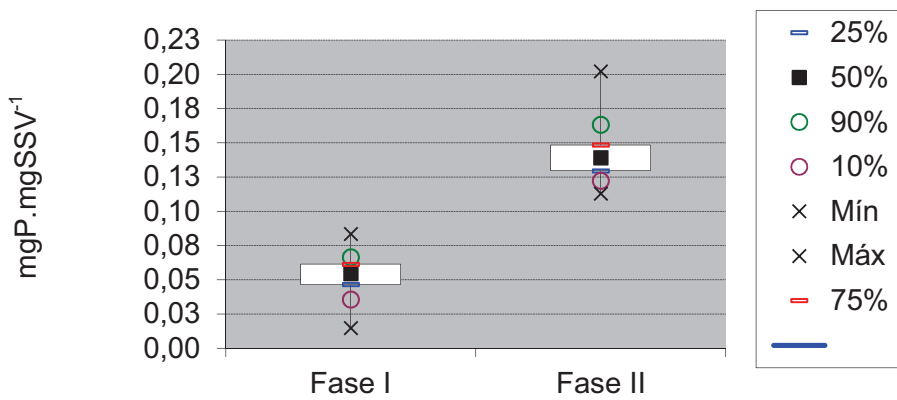
**Figura 56** - Série temporal com médias móveis de 3 termos: Análise de Fósforo total e solúvel no afluente e efluente nas fases I e II



**Figura 57** - Série temporal com médias móveis de 4 termos: Eficiência na remoção de Fósforo total e solúvel nas fases I e II



**Figura 58** - Diagrama de Box-Whiskers quanto ao percentual de fósforo no lodo no lodo ativado durante as fases I e II



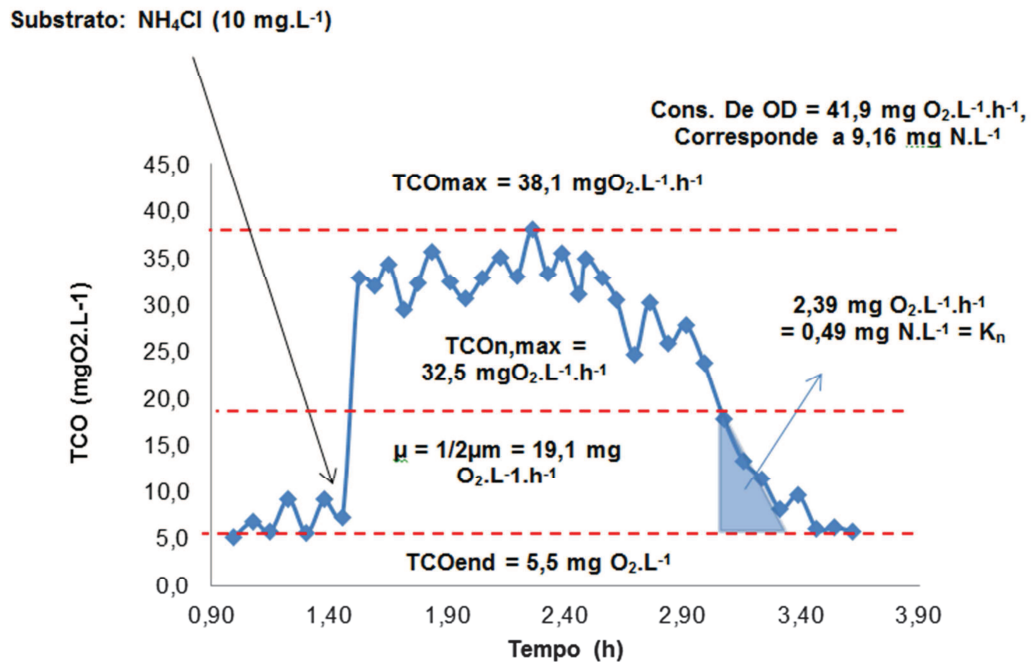
## 5.7 Ensaio respirométrico

Com os dados obtidos pela respirometria e determinações analíticas, calcularam-se, para as fases I e II do sistema de lodo ativado, as constantes de crescimento específico máximo ( $\mu_m$ ), as de meia saturação de Monod ( $K_n$ ) e a taxa máxima de utilização de amônia e nitrito ( $r_{n,máx}$ ) para as bactérias nitrificantes e nitritantes, conforme secção 4.4.1. Para a constante de decaimento endógeno ( $b_n$ ) foi adotado um valor típico de  $0,04(1,04)^{(T-20)}$ . Os dados apresentados foram corrigidos para temperatura de 20°C.

### 5.7.1 Verificação do balanço de massa para validação do teste respirométrico

Inicialmente, para validar os dados obtidos, verificou-se se a TCO exercida corresponde à concentração de substrato adicionado. Foram realizados testes iniciais para cada substrato (cloreto de amônio e nitrito de sódio), para verificar se o balanço entre a área abaixo da curva da TCO e a concentração adicionada de substrato são coincidentes. Conforme procedimento apresentado na secção 4.3.1 no capítulo 4, para o ensaio foram utilizadas solução padrão de amônia e nitrito, ambas com concentração de  $10 \text{ mgN.L}^{-1}$ , para processo de nitrificação e nitratação. Para a curva referente ao processo de nitrificação, a área média calculada foi de  $41,9 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$ , o que corresponde a uma concentração média de  $(41,9/4,57) = 9,16 \text{ mgN.L}^{-1}$  e da mesma através da curva de nitratação, a área obtida abaixo do gráfico foi de  $10,9 \text{ mgO}_2.\text{L}^{-1}$  o que representa concentração de substrato de  $9,56 \text{ mgN.L}^{-1}$ . Ambos os valores apresentaram grande recuperação de substrato, da ordem de 92% e 95,6%, respectivamente, logo conclui-se que o consumo de oxigênio foi compatível com a demanda pelo substrato adicionado, validando o teste para as condições estabelecidas neste estudo. A Figura 59 mostra um exemplo dentre os ensaios realizados.

**Figura 59** - Exemplo de um respirograma experimental de batelada de lodo ativado com substrato de cloreto de amônio obtido durante a fase II do estudo.



### 5.7.2 Resultados da taxa de consumo de oxigênio devido ao consumo de amônia e nitrito por meio de teste respirométricos

Nas Tabelas 30 e 31 são apresentados os valores médios das taxas de consumo de oxigênio exógena ( $\text{TCO}_{\text{exo}}$ ) e a taxa de consumo oxigênio máxima ( $\text{TCO}_{\text{n,max}}$ ) devido ao consumo de amônio e nitrato, respectivamente. A TCO endógena obtida durante as duas fases do experimento apresentaram valores semelhantes, ficando por volta de  $5.5 \text{ mgO}_2\text{.L}^{-1}\text{.h}^{-1}$ . Ao observa as os resultados de  $\text{TCO}_{\text{exo}}$  e  $\text{TCO}_{\text{n,max}}$ , nota-se que houve ligeiro aumento desta em função da redução da idade do lodo.

**Tabela 30** - Valores médios da TCO devido ao consumo de amônia pelas bactérias nitritantes

| Taxa de consumo de oxigênio para bactérias nitritantes ( $\text{mg.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ ) |                           |                             |                           |                             |
|---|---------------------------|-----------------------------|---------------------------|-----------------------------|
|   | Fase I                    |                             | Fase II                   |                             |
|   | $\text{TCO}_{\text{exo}}$ | $\text{TCO}_{\text{n,máx}}$ | $\text{TCO}_{\text{exo}}$ | $\text{TCO}_{\text{n,máx}}$ |
| média   | 23,7                      | 17,7                        | 35,6                      | 27,6                        |
| mínimo  | 23,5                      | 16,0                        | 32,6                      | 22,6                        |
| máximo  | 23,9                      | 20,9                        | 38,0                      | 32,5                        |
| DP  | 0,31                      | 3,83                        | 3,24                      | 6,05                        |
| CV (%)  | 1,3                       | 21,7                        | 9,1                       | 21,9                        |
| AT  | 0,4                       | 4,9                         | 5,4                       | 9,9                         |

**Tabela 31** - Valores médios da TCO devido ao consumo de nitrito pelas bactérias nitratantes

| Taxa de consumo de oxigênio para bactérias nitratantes ( $\text{mg.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ ) |                           |                             |                           |                             |
|---|---------------------------|-----------------------------|---------------------------|-----------------------------|
|   | Fase I                    |                             | Fase II                   |                             |
|   | $\text{TCO}_{\text{exo}}$ | $\text{TCO}_{\text{n,máx}}$ | $\text{TCO}_{\text{exo}}$ | $\text{TCO}_{\text{n,máx}}$ |
| média   | 10,9                      | 10,1                        | 13,3                      | 6,0                         |
| mínimo  | 8,0                       | 7,5                         | 10,6                      | 4,6                         |
| máximo  | 14,2                      | 13,2                        | 14,7                      | 8,7                         |
| DP  | 3,86                      | 3,60                        | 3,17                      | 3,18                        |
| CV (%)  | 35,2                      | 35,7                        | 23,8                      | 52,7                        |
| AT  | 6,2                       | 5,7                         | 4,1                       | 4,1                         |

### 5.7.3 Determinação da taxa de crescimento específico máximo ( $\mu_m$ )

Na Tabela 32, são apresentados os resultados médios das constantes corrigidas para temperatura de 20°C. Ao analisar os resultados, nota-se que o valor médio da constante  $\mu_m$  para as bactérias nitritantes foi ligeiramente maior que as nitratantes. Também é possível notar que há aumento da taxa de crescimento específico quando é reduzida a idade do lodo. Os valores das constantes de crescimento através da respirometria apresentaram valores muito próximos ao da literatura, conforme Tabela 6 na secção 3.4.2, desse modo os mesmos são válidos.

**Tabela 32** - Valores médios dos coeficientes de crescimento específico máximo de bactérias envolvidas na nitrificação ( $\mu_m$ )

|        | Coeficiente de crescimento específico ( $d^{-1}$ ) |             |             |             |
|--------|--|-------------|-------------|-------------|
|        | Fase I   |             | Fase II     |             |
|        | Nitritantes  | Nitratantes | Nitritantes | Nitratantes |
| média  | 0,25   | 0,23        | 0,45        | 0,37        |
| mínimo | 0,16   | 0,19        | 0,31        | 0,24        |
| máximo | 0,35   | 0,28        | 0,65        | 0,59        |
| DP     | 0,12   | 0,06        | 0,23        | 0,26        |
| CV (%) | 46,2   | 24,6        | 52,3        | 71,5        |
| AT     | 0,19   | 0,10        | 0,34        | 0,35        |

Exemplificando-se para  $\mu_m$  na fase II (nitritantes) Tabela 30, tem-se os seguintes valores: adotando-se  $f_n = 0,1$ ,  $Y_n = 0,1$  e  $b_n = 0,04$  (Van Haandel e Marais, 1999) e  $R_s = 12$  d;  $V_r = 567$  L;  $NTK_a = 78,6$  mgN.L<sup>-1</sup>;  $NTK_e = 10,9$  mgN.L<sup>-1</sup>;  $X_v = 2213$  mgSSV.L<sup>-1</sup>;  $Q_a = 1000$  L.d<sup>-1</sup>;  $TCO_{exo} = 38,1$  mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup>;  $TCO_{end} = 5,5$  mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup>, calcula-se:

Concentração de nitrogênio necessário para a produção de lodo

$$N_l = f_n \cdot X_v \cdot V_r / R_s Q_a = 0,1 \cdot 2213 \cdot 567 / 12 \cdot 1000 = 10,45 \text{ mg N.L}^{-1}$$

Concentração de amônia nitrificada

$$N_c = NTK_a - NTK_e - N_l = 78,6 - 10,9 - 10,5 = 57,2 \text{ mg N.L}^{-1}$$

Concentração das bactérias autotróficas:

$$X_n = Y_n R_s N_c / (1 + b_n R_s) / R_h = 0,1 \cdot 12 \cdot 57,2 / (1 + 0,04 \cdot 12) / 0,57 = 26,4 \text{ mg } X_n \cdot L^{-1}$$

TCO máxima das bactérias nitritantes obtida por meio dos ensaios respirométrico

$$TCO_{n,máx} = TCO_{exo} - TCO_{end} = 38,1 - 5,5 = 32,6 \text{ mgO}_2 \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$$

Conforme Van Haandel e Marais (1999), o cálculo da taxa máxima de nitrificação pode ser obtido por:

$$r_n = TCO_{n,máx} / 4,57 = 32,6 \text{ mg O}_2 \cdot L^{-1} \cdot h^{-1} / 4,57 = 7,13 \text{ mg.L}^{-1} \cdot h^{-1} \text{ ou } 171,2 \text{ mg.L}^{-1} \cdot d^{-1}$$

Portanto, se calcula a constante máxima das bactérias nitritantes ( $\mu_m$ ) como se segue:



$$\mu_{m20} = (Y_n * r_{n,m\acute{a}x} / X_n) = (0,1 * 171,2 / 26,4) = 0,65 \text{ d}^{-1}$$

#### 5.7.4 Constantes de meia saturação de amônia e nitrito ( $K_n$ )

Na Tabela 33 são apresentados os valores médios para as constantes de meia satura de Monod para ( $K_n$ ) corrigidos para temperatura de 20°C, obtido por meio da respirometria do lodo ativado. Nota-se uma relativa proximidade entre a constante de meia saturação para as nitritantes e nitratantes na primeira fase. Porém, quando reduzida a idade do lodo a mesma apresentou significativo aumento quanto às bactérias nitritantes. Nota-se também, que em ambos os casos os valores estão dentro da faixa apresentada na literatura, conforme Tabela 6, secção 3.4.2.

**Tabela 33** - Valores médios das constantes de meia saturação de amônia e nitrato na equao de Monod para crescimento das bactérias envolvidas na nitrificação ( $K_n$ )

| Constantes de meia saturação para bactérias nitrificadoras ( $\text{d}^{-1}$ ) |             |             |             |             |
|---|-------------|-------------|-------------|-------------|
|   | Fase I      |             | Fase II     |             |
|   | Nitritantes | Nitratantes | Nitritantes | Nitratantes |
| média  | 0,09        | 0,11        | 0,37        | 0,10        |
| mínimo   | 0,08        | 0,10        | 0,27        | 0,09        |
| máximo   | 0,11        | 0,12        | 0,41        | 0,12        |
| DP  | 0,03        | 0,01        | 0,10        | 0,02        |
| CV (%)  | 31,1        | 9,8         | 26,8        | 20,8        |
| AT  | 0,04        | 0,02        | 0,15        | 0,03        |

#### 5.7.5 Taxa máxima de utilização de amônia e nitrato ( $r_{n,m\acute{a}x}$ )

Com os dados obtidos pela respirometria, calcularam-se, para as fases I e II do sistema de lodo ativado, as taxas de utilização de amônia e nitrito, conforme exemplificado no item 5.7.3. Os valores médios obtidos pela respirometria são apresentados na Tabela 34. Observando-se os resultados, fica claro que devido ao aumento da  $\text{TCO}_{\text{exo}}$  e  $\text{TCO}_n$ ,

máx, durante a redução da idade do lodo, também era esperado aumento da taxa de utilização de amônia e nitrito.

**Tabela 34** - Valores médios das taxas máximas de utilização de amônia e nitrito

| Taxa máxima de utilização de amônia e nitrito ( $\text{mgN.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ ) |             |             |             |             |
|---|-------------|-------------|-------------|-------------|
|   | Fase I      |             | Fase II     |             |
|   | Nitritantes | Nitratantes | Nitritantes | Nitratantes |
| média   | 92,8        | 88,2        | 144,8       | 147,1       |
| mínimo  | 84,2        | 71,0        | 118,9       | 100,0       |
| máximo  | 110,0       | 103,4       | 170,7       | 184,1       |
| DP  | 20,12       | 19,56       | 31,76       | 50,81       |
| CV (%)  | 21,7        | 22,2        | 21,9        | 34,6        |
| AT  | 25,7        | 32,4        | 51,8        | 84,1        |

## 6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Através do presente estudo foi possível obter resultados muito positivos sobre as características de operação e desempenho do sistema cíclico de lodo ativado empregado para o objetivando o tratamento terciário de esgoto sanitário, sistema pelo qual até o presente se dispões de pouco publicações na literatura. Ao avaliar-se os resultados experimentais em diferentes condições operacionais, pode-se concluir que:

- ✓ O sistema piloto SCLA apresentou excelente estabilidade durante as duas fases do experimento. As compartimentações internas do reator com câmara anaeróbia, anóxica e aeróbia também promoveram benefícios ao sistema, assim como o retorno de lodo da câmara aerada para o seletor.
- ✓ Observando-se os resultados de sólidos, o sistema produziu lodo com excelente característica de sedimentabilidade, garantindo durante todo o período observado baixo escape de sólidos, mesmo quando houve de aumento da carga de sólidos devido alteração hidráulica. Durante a primeira fase do experimento o licor misto aeróbio com 25 dias de apresentou relação de SSV/SST de 0,75 e quando operado na segunda fase com 12 dias, a relação de sólido aumento para 0,80, condizendo com a menor mineralização do lodo, devido à maior taxa de carregamento imposta ao sistema.
- ✓ Quanto aos aspectos ambientais e alcalinidade, devido ao processo de nitrificação o sistema apresentou elevada instabilidade quanto a alcalinidade e pH durante a primeira etapa, sendo que muitas vezes o pH do licor misto chegou a 4,5 com média de 5,8, onde foi necessário intervenção através de dosagem de solução de hidróxido de sódio diluída. Esta instabilidade esta vinculada com a elevada idade de lodo e baixa relação DQO/NKT do afluente, condições as quais favorecem o crescimento das bactérias nitrificantes. Já na segunda fase do experimento trabalhou-se com a condição oposta, ou seja, baixa idade do lodo e maior relação DQO/NKT afluente, desse processo de nitrificação pouco influenciou o pH e alcalinidade do licor misto, que se desmontaram estabilizados ao longo desta fase do experimento, não necessitando mais da adição artificial

de solução alcalina. Quanto a presença de OD no seletor biológico e anóxica, por se tratarem de medida pontualmente apenas no final do ciclo ativo da batelada, este não impediu a boa eficiência de remoção de fósforo e nitrogênio do sistema.

- ✓ A concentração de matéria orgânica medida através da DBO e DQO no efluente final do sistema foi sempre baixa, sendo que o processo de tratamento apresentou eficiência sempre acima de 90%, sendo que durante a segunda fase o lodo com idade de 12 apresentou rendimento ainda melhor, chegando à eficiência de 95%.
- ✓ O sistema cíclico de lodos ativados apresentou boa eficiência quanto à remoção de nitrogênio durante as duas fases observadas. A concentração de amônia no efluente final foi muito satisfatória, principalmente na primeira etapa com valores obtidos da ordem de  $1,0 \text{ mg N.L}^{-1}$ , entretanto, na segunda fase devido a redução da idade do lodo, a concentração do referido composto aumentou para  $3,0 \text{ mg N.L}^{-1}$ . Também se deve destacar que a presença de nitrito no efluente foi estável e sempre inferior a  $0,5 \text{ mgN.L}^{-1}$ , nas idades de 25 e 12 dias do lodo aeróbio. A concentração de nitrato no efluente final, também se destaca pela concentração da ordem de  $12 \text{ mgN.L}^{-1}$ , nas duas fases. Desse modo o sistema SCLA se apresenta como uma alternativa interessante para o tratamento terciário de esgoto sanitário.
- ✓ Assim como o nitrogênio, o sistema também apresentou capacidade na remoção de fósforo, principalmente na segunda da fase do experimento, cuja eficiência obtida ultrapassou os 95%, produzindo efluente com baixa concentração de fósforo total, da ordem  $0,5 \text{ mgP.L}^{-1}$ . Esta remoção era esperada, principalmente pelo fato do arranjo do processo e da idade do lodo que favorecerem o crescimento de organismos acumuladores de fósforo.
- ✓ Através de ensaios respirométricos, foi possível determinar as taxas máximas de crescimento específico ( $\mu_m$ ) das bactérias nitratantes (fase I com  $0,25 \text{ d}^{-1}$  e fase com II  $0,45 \text{ d}^{-1}$ ) e nitritantes (fase I com  $0,23 \text{ d}^{-1}$  e fase II com  $0,37 \text{ d}^{-1}$ ), assim como os valores de meia saturação de Monod. Em ambos os

experimentos, obteve-se os valores cinéticos muito próximos aos dos relatados na literatura, desse modo entende-se que a respirometria é uma técnica muito importante para avaliação do processo de lodo ativado.

O sistema cíclico de lodos ativados apresentou-se como alternativa interessante no tocante a remoção de nutrientes de esgoto sanitário, desse modo, estudo em escala real devem ser efetuado, visando à avaliação dos ganhos quanto as questão de melhoria da qualidade e controle da eutrofização de corpo d'água. Em futuras pesquisas também se deve explorar variações de processo, como aumento da vazão de retorno de lodo, redirecionamento de parcela deste direto para a câmara anóxica visando o aumento da eficiência de remoção de nitrato. E também se deve entender melhor como a remoção de fósforo ocorre dentro do processo e principalmente se existem microrganismos acumuladores de fósforo, através de técnicas de biologia molecular ou outras.

## 7. REFERÊNCIAS

ALEM SOBRINHO, P e SAMUDIO MIRANDA, M. **“Estudo sobre remoção biológica de fósforo de esgoto sanitária, através do processo de lodos ativados operando em bateladas”**. Artigo publicado no XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental. Anais ABES, Porto Alegre, 17p. 2000.

BRAGA, B., HESPANHOL, I., CONEJO, J.G.L., MIERZWA, J.C., BARROS, M.T.L., VERAS, M., PORTO, M., NUCCI, N., NUCCI, JULIANO, N. E EIGER, S., (2005), **“Introdução à Engenharia Ambiental”**, 2.ed., Prentice Hall, São Paulo, 2005. 318p.

BUENO, Rodrigo de Freitas. **“Nitrificação e desnitrificação simultânea em reator com biomassa em suspensão e fluxo contínuo de esgoto”**. 2011. Dissertação (Mestrado em Saúde Ambiental) - Faculdade de Saúde Pública, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2011. Disponível em: <<http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/6/6134/tde-09092011-153620/>>. Acesso em: 2014-01-07.

BRANDÃO HENRIQUES., L. e DOMINGOS PARTRÍCIA. **“Fatores ambientais para a floração de cianobactérias tóxicas”**. Revista Saúde & Ambiente, Duque de Caxias, Vol. 1, nº 2, p.40-50, Jul-Dez, 2006.

Carlota Tayà, Albert Guisasola, Juan A. Baeza, **“Assessment of a bioaugmentation strategy with polyphosphate accumulating organisms in a nitrification/denitrification sequencing batch reactor”**. Bioresource Technology 102 (2011) 7678–7684

CETESB., (COMPANIA DE SANEAMENTO AMBIENTAL DO ESTADO DE SÃO PAULO). **“Qualidade das águas superficiais no estado de São Paulo 2011”**, [recurso eletrônico] / CETESB, - - São Paulo, 2012, 356p.

Dae Sung Lee, Che Ok Jeon and Jong Moon Park, **“Biological nitrogen removal with enhanced phosphate uptake in a sequencing batch reactor using single sludge system”**. Wat. Res. Vol. 35, No. 16, pp. 3968–3976, 2001

EPA, (ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY). **“Summary Report: Sequencing Batch Reactores”**. 23p. 1986,

EPA, (ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY). **“Sequencing Batch Reactores for nitrification and nutrient removal”**. 113p. 1992.

FERNANDES, V., O., et al. **“Ecologia de cianobactérias: fatores promotores e consequências das florações”** *Oecol. Bras*, Vol. 13 Nº2; 247-258p, 2009.

HENRIQUE, NUNES I., SOUZA, TAVARES J., CEBALLOS OVRUSKI, S., B., e Brasil Patrício, D. **“Remoção biológica de fósforo em reator em batelada sequenciais**

**com diferentes tempos de retenção de sólidos”** Revista Eng. Sanitária e Ambiental, Vol. 15 – Nº 2 – Abr/Jun 2010, 197-204.

GORONSZY MERVYN C., SLATER NIGEL E KONICKI DENNI. **”The Cyclic activated sludge system for resort area wastewater treatment”** Wat. Sci. Tech Vol. 32 No. 9-10.pp 105 a 114. 1995.

JSWA., (JAPAN SEWAGE WORKS AGENCY). **”Performance evaluation of sequencing batch reactor for municipal wastewater treatment”** Tsukuba Science City, Japan. 1986, 73p.

KARGI FIKRET E UYGUR AHMET. **”Biological nutrient removal in sequencing batch reactor with different number of steps”**Clean TechnEnviron Policy 6 (2003) 61-65.

Lamego Neto, L.G. & Costa, R.H.R.,**”Tratamento de esgoto sanitário em reator híbrido em bateladas sequenciais: eficiência e estabilidade na remoção de matéria orgânica e nutrientes (N, P)”**. Engenharia Sanitária e Ambiental , v.16 n.4 411-420 p (2011).

LI YING, GUO AI-JUN e ZHOU JING., **”Study of Treating High Ammonia-N Domestic Wastewater with CASS Process”**. Procedia Enviromental Science 11 (2011) 858-863p.

LEE SUNG, D; JEON OK, C E PARK MOON, J. **”Biological nitrogen removal with enhanced phosphate uptake in a sequencing batch reactor using single sludge system.”** Water Reearch (GB). Vol 35. No 16, pp. 3968-3976, 2001.

MAHVI., A., H., **”Sequencing batch reactor: A promising technology in wastewater treatment.”**Iran J. Environ. Health. Sci. Eng., Vol. 5 Nº2, pg 79-90, 2008.

MC Wentzel, GA Ekama, PL Dold e GvR Marais **”Biological excess phosphorus removal – Steady state process design”** Water SA Vol. 16 Nº 1, January pg 29-48 (1990)

MENEGON, NELSON e BEVILACQUA EDUARDO. **”Resolução CONAMA nº 359 de 2005 sobre o teor de fósforo em detergentes em pó. Essa ação tem se mostrado efetiva para a redução da eutrofização?”** Revista DAE #188, Janeiro de 2012, 10-11p.

METCALF & EDDY, Inc. **”Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse”**. McGraw-Hill InternationalEditions, 4<sup>rd</sup> ed., New York, 2003; 1819p.

NETO LAMEGO, G., L., E COSTA RIBEIRO, H., R., **”Tratamento de esgoto sanitário em reator híbrido em batelada sequenciais: eficiência e estabilidade na remoção**

**de matéria orgânicas e nutrientes (N e P)**". Revista Eng. Sanitária e Ambiental, Vol. 16 – Nº 4 – Out/Dez 2011, 411-420p.

SANTOS VILAR, A., CYBIS ABREU, L. F. E GEHLING ROBERTO, G. "**Determinação do tempo necessário para oxidação da matéria orgânica facilmente biodegradável em reator sequencial em batelada (RSB) com enchimento estático**". Revista Eng. Sanitária e Ambiental, Vol. 11 – Nº 1 – Jan/Mar 2006, 83-91p.

VAN HAANDEL, A., e MARAIS, GERRIT "**O comportamento do sistema de lodo ativado: Teoria e aplicações para projetos e operação**". Campina Grande, UFCG, 1999; 472p.

VON SPERLING, M., "**Princípios de Tratamento Biológicos de Águas Residuária. Vol. 1, Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**". Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG, Belo Horizonte, 3º edição, 2005; 452 p.

VON SPERLING, M., "**Princípios de Tratamento Biológicos de Águas Residuária. Vol. 4, Lodos ativados**". Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, UFMG, Belo Horizonte, 3º edição, 1997; 416 p.



## APÊNDICE A

### Valores pontuais da série de sólidos

**Tabela: 1** – Concentração de sólidos totais e suas frações no esgoto bruto, tratado durante e licor misto a fase I

| SÓLIDOS TOTAIS (mg ST.L <sup>-1</sup> ) - FASE I |     |          |      |         |          |      |         |             |      |         |
|--|-----|----------|------|---------|----------|------|---------|-------------|------|---------|
| DATA   | DIA | AFLUENTE |      |         | EFLUENTE |      |         | LICOR MISTO |      |         |
|  |     | TOTAL    | FIXO | VOLÁTIL | TOTAL    | FIXO | VOLÁTIL | TOTAL       | FIXO | VOLÁTIL |
| 31/07/13   | 1   | 480      | 320  | 160     | 154      | 82   | 72      | 3401        | 641  | 2800    |
| 05/08/13   | 6   | 520      | 280  | 240     | 320      | 171  | 149     | 3678        | 880  | 2798    |
| 07/08/13   | 8   | 520      | 240  | 280     | 400      | 235  | 165     | 3700        | 740  | 2960    |
| 23/09/13   | 55  | 480      | 160  | 320     | 130      | 99   | 31      | 3667        | 770  | 2897    |
| 27/09/13   | 59  | 400      | 212  | 188     | 180      | 110  | 70      | 3624        | 649  | 2975    |
| 30/10/13   | 92  | 440      | 233  | 207     | 176      | 136  | 40      | 3080        | 681  | 2399    |
| 11/11/13   | 104 | 380      | 201  | 179     | 360      | 235  | 125     | 2560        | 691  | 1869    |
| 13/11/13   | 106 | 410      | 217  | 193     | 320      | 200  | 120     | 3960        | 880  | 3080    |
| 18/11/13   | 111 | 700      | 364  | 336     | 308      | 250  | 58      | 3920        | 960  | 2960    |
| 23/11/13   | 116 | 699      | 363  | 336     | 238      | 186  | 51      | 3366        | 693  | 2673    |
| 27/11/13   | 120 | 680      | 354  | 326     | 300      | 193  | 107     | 3690        | 935  | 2755    |
| 04/12/13   | 127 | 300      | 160  | 140     | 123      | 77   | 46      | 3385        | 1000 | 3360    |
| 09/12/13   | 132 | 200      | 105  | 95      | 130      | 80   | 23      | 3311        | 713  | 2598    |
| 11/12/13   | 134 | 393      | 175  | 218     | 110      | 75   | 35      | 3142        | 751  | 2391    |
| 18/12/13   | 141 | 483      | 225  | 258     | 198      | 129  | 69      | 3308        | 579  | 2729    |

**Tabela: 2** – Concentração de sólidos totais e suas frações no esgoto bruto, tratado durante e licor misto a fase II

| SÓLIDOS TOTAIS (mg ST.L <sup>-1</sup> ) - fase II |     |          |      |         |          |      |         |             |      |         |
|---|-----|----------|------|---------|----------|------|---------|-------------|------|---------|
| DATA  | DIA | AFLUENTE |      |         | EFLUENTE |      |         | LICOR MISTO |      |         |
|   |     | TOTAL    | FIXO | VOLÁTIL | TOTAL    | FIXO | VOLÁTIL | TOTAL       | FIXO | VOLÁTIL |
| 19/03/14  | 1   | 648      | 270  | 378     | 480      | 239  | 241     | 2650        | 583  | 2067    |
| 21/03/14  | 3   | 707      | 290  | 417     | 290      | 145  | 145     | 2790        | 586  | 2204    |
| 24/03/14  | 6   | 767      | 320  | 447     | 253      | 139  | 114     | 3075        | 646  | 2429    |
| 26/03/14  | 8   | 840      | 240  | 600     | 280      | 200  | 80      | 3800        | 760  | 3040    |
| 28/03/14  | 10  | 720      | 200  | 520     | 280      | 160  | 120     | 2160        | 480  | 1680    |
| 02/04/14  | 15  | 479      | 234  | 245     | 479      | 345  | 134     | 2535        | 558  | 1977    |
| 04/04/14  | 17  | 520      | 213  | 307     | 360      | 220  | 140     | 2240        | 500  | 1740    |
| 07/04/14  | 20  | 680      | 280  | 400     | 408      | 220  | 140     | 2240        | 500  | 1740    |
| 09/04/14  | 22  | 505      | 288  | 217     | 343      | 260  | 100     | 2592        | 557  | 2035    |
| 11/04/14  | 24  | 440      | 240  | 200     | 300      | 220  | 80      | 2840        | 620  | 2220    |
| 14/04/14  | 27  | 740      | 300  | 440     | 333      | 200  | 140     | 3059        | 606  | 2453    |
| 16/04/14  | 29  | 605      | 209  | 396     | 340      | 200  | 140     | 3017        | 664  | 2353    |
| 18/04/14  | 31  | 598      | 263  | 335     | 320      | 160  | 160     | 3380        | 680  | 2700    |
| 19/04/14  | 32  | 578      | 260  | 318     | 327      | 208  | 119     | 2978        | 625  | 2352    |
| 23/04/14  | 36  | 583      | 254  | 329     | 324      | 198  | 126     | 3055        | 639  | 2416    |

**Tabela: 3** – Concentração de sólidos suspensos e suas frações no esgoto bruto, tratado durante e licor misto durante a fase I

| SÓLIDOS SUSPENSOS (mg SS.L <sup>-1</sup> ) - FASE I |     |          |      |         |          |      |         |             |      |         |
|---|-----|----------|------|---------|----------|------|---------|-------------|------|---------|
| DATA  | DIA | AFLUENTE |      |         | EFLUENTE |      |         | LICOR MISTO |      |         |
|   |     | TOTAL    | FIXO | VOLÁTIL | TOTAL    | FIXO | VOLÁTIL | TOTAL       | FIXO | VOLÁTIL |
| 31/07/13  | 1   | 104      | 31   | 73      | 14       | 5    | 9       | 3580        | 967  | 2613    |
| 05/08/13  | 6   | 162      | 48   | 114     | 29       | 11   | 18      | 4180        | 1000 | 3180    |
| 07/08/13  | 8   | 98       | 26   | 72      | 4        | 2    | 2       | 3880        | 931  | 2949    |
| 23/09/13  | 55  | 130      | 43   | 87      | 12       | 5    | 7       | 4030        | 927  | 3103    |
| 27/09/13  | 59  | 130      | 34   | 96      | 53       | 27   | 26      | 3917        | 1019 | 2899    |
| 30/10/13  | 92  | 636      | 212  | 424     | 76       | 23   | 53      | 3974        | 1073 | 2901    |
| 11/11/13  | 104 | 210      | 69   | 141     | 116      | 41   | 75      | 3996        | 919  | 3077    |
| 13/11/13  | 106 | 136      | 60   | 76      | 30       | 10   | 20      | 3980        | 970  | 3010    |
| 18/11/13  | 111 | 158      | 34   | 124     | 25       | 8    | 17      | 4360        | 1360 | 3000    |
| 23/11/13  | 116 | 285      | 114  | 171     | 31       | 15   | 16      | 3400        | 700  | 2700    |
| 27/11/13  | 120 | 270      | 136  | 134     | 25       | 8    | 17      | 3790        | 960  | 2830    |
| 04/12/13  | 127 | 160      | 28   | 132     | 14       | 3    | 11      | 3490        | 640  | 2850    |
| 09/12/13  | 132 | 142      | 33   | 109     | 21       | 8    | 13      | 3560        | 819  | 2741    |
| 11/12/13  | 134 | 70       | 23   | 47      | 25       | 8    | 17      | 3763        | 903  | 2860    |
| 18/12/13  | 141 | 136      | 41   | 95      | 20       | 6    | 14      | 3410        | 750  | 2660    |

**Tabela: 4** – Concentração de sólidos suspensos e suas frações no esgoto bruto, tratado durante e licor misto durante a fase II

| SÓLIDOS SUSPENSOS (mg SS.L <sup>-1</sup> ) - FASE II |     |          |      |         |          |      |         |             |      |         |
|--|-----|----------|------|---------|----------|------|---------|-------------|------|---------|
| DATA   | DIA | AFLUENTE |      |         | EFLUENTE |      |         | LICOR MISTO |      |         |
|  |     | TOTAL    | FIXO | VOLÁTIL | TOTAL    | FIXO | VOLÁTIL | TOTAL       | FIXO | VOLÁTIL |
| 19/03/14   | 1   | 445      | 85   | 360     | 23       | 17   | 6       | 2600        | 494  | 2106    |
| 21/03/14   | 3   | 425      | 68   | 357     | 12       | 7    | 5       | 2740        | 507  | 2233    |
| 24/03/14   | 6   | 252      | 37   | 215     | 19       | 14   | 5       | 3000        | 600  | 2400    |
| 26/03/14   | 8   | 535      | 80   | 535     | 11       | 10   | 12      | 3490        | 580  | 2910    |
| 28/03/14   | 10  | 370      | 63   | 370     | 13       | 1    | 12      | 2130        | 380  | 1750    |
| 02/04/14   | 15  | 380      | 55   | 325     | 10       | 2    | 0       | 2425        | 412  | 2013    |
| 04/04/14   | 17  | 315      | 90   | 225     | 9        | 8    | 1       | 2389        | 478  | 1911    |
| 07/04/14   | 20  | 395      | 60   | 335     | 14       | 11   | 3       | 2170        | 460  | 1710    |
| 09/04/14   | 22  | 220      | 36   | 184     | 6        | 4    | 2       | 2541        | 521  | 2020    |
| 11/04/14   | 24  | 236      | 36   | 200     | 8        | 3    | 5       | 2830        | 560  | 2270    |
| 14/04/14   | 27  | 244      | 8    | 236     | 5        | 2    | 3       | 2968        | 594  | 2374    |
| 16/04/14   | 29  | 424      | 48   | 376     | 7        | 4    | 3       | 3080        | 540  | 2540    |
| 18/04/14   | 31  | 475      | 57   | 418     | 17       | 6    | 11      | 3120        | 620  | 2500    |
| 19/04/14   | 32  | 320      | 37   | 283     | 9        | 4    | 5       | 2908        | 567  | 2341    |
| 23/04/14   | 36  | 356      | 52   | 317     | 10       | 5    | 5       | 2732        | 519  | 2213    |

## APÊNDICE B

### Valores pontuais das determinações de DQO e DBO

**Tabela: 5** - Concentração da DQO no esgoto bruto e tratado durante a fase I

| DATA       | DQO (mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ) - FASE I |          |          |          |
|------------|--|----------|----------|----------|
|            | Total  |          | Solúvel  |          |
|            | AFLUENTE   | EFLUENTE | AFLUENTE | EFLUENTE |
| 31/07/2013 | 480  | 40       | 216      | 23       |
| 05/08/2013 | 420  | 35       | 168      | 10       |
| 07/08/2013 | 304  | 16       | 256      | 12       |
| 23/09/2013 | 320  | 40       | 180      | 18       |
| 27/09/2013 | 410  | 33       | 173      | 17       |
| 30/10/2013 | 672  | 20       | 336      | 8        |
| 11/11/2013 | 704  | 116      | 331      | 46       |
| 13/11/2013 | 288  | 44       | 158      | 15       |
| 18/11/2013 | 512  | 44       | 192      | 4        |
| 23/11/2013 | 408  | 24       | 192      | 13       |
| 27/11/2013 | 304  | 35       | 167      | 13       |
| 04/12/2013 | 380  | 12       | 185      | 6        |
| 09/12/2013 | 288  | 27       | 108      | 8        |
| 11/12/2013 | 365  | 37       | 132      | 8        |
| 18/12/2013 | 365  | 30       | 164      | 17       |

**Tabela: 6** - Concentração da DBO no esgoto bruto e tratado durante a fase I

| DATA     | DBO (mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ) - FASE I |          |         |         |
|----------|--|----------|---------|---------|
|          | Total  |          | Solúvel |         |
|          | AFLUENTE   | EFLUENTE | SOLÚVEL | SOLÚVEL |
| 8/12/13  | 220  | 22       | 100     | 9       |
| 18/12/13 | 192  | 24       | 106     | 11      |
| 15/1/14  | 144  | 6        | 109     | 1       |
| 17/1/14  | 250  | 10       | 125     | 5       |
| 22/1/14  | 272  | 37       | 142     | 10      |

**Tabela: 7** - Concentração da DQO no esgoto bruto e tratado durante a fase II

| DATA       | DQO (mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ) - FASE II |          |          |          |
|------------|---|----------|----------|----------|
|            | Total   |          | Solúvel  |          |
|            | AFLUENTE  | EFLUENTE | AFLUENTE | EFLUENTE |
| 19/03/2014 | 737   | 42       | 229      | 25       |
| 21/03/2014 | 975   | 75       | 341      | 44       |
| 24/03/2014 | 551   | 35       | 303      | 36       |
| 26/03/2014 | 860   | 128      | 353      | 52       |
| 28/03/2014 | 740   | 68       | 380      | 52       |
| 02/04/2014 | 820   | 60       | 418      | 59       |
| 04/04/2014 | 1100  | 52       | 473      | 61       |
| 07/04/2014 | 980   | 67       | 382      | 61       |
| 09/04/2014 | 613   | 32       | 300      | 25       |
| 11/04/2014 | 440   | 40       | 123      | 32       |
| 14/04/2014 | 577   | 43       | 324      | 22       |
| 16/04/2014 | 541   | 32       | 216      | 29       |
| 18/04/2014 | 937   | 86       | 252      | 40       |
| 19/04/2014 | 741   | 50       | 266      | 43       |
| 23/04/2014 | 703   | 51       | 247      | 33       |

**Tabela: 8** - Concentração da DBO no esgoto bruto e tratado durante a fase II

| DATA       | DBO (mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ) - FASE II |          |         |         |
|------------|---|----------|---------|---------|
|            | Total   |          | Solúvel |         |
|            | AFLUENTE  | EFLUENTE | SOLÚVEL | SOLÚVEL |
| 15/04/2014 | 320   | 14       | 211     | 9       |
| 16/04/2014 | 216   | 13       | 131     | 9       |
| 17/04/2014 | 325   | 11       | 181     | 5       |
| 18/04/2014 | 364   | 13       | 201     | 5       |
| 23/04/2014 | 306   | 13       | 181     | 7       |

## APENDICE C

### Valores pontuais da série nitrogenada

**Tabela: 9** - Concentração de material nitrogenado afluente e efluente durante a fase I

| Nitrogênio (mg N.L <sup>-1</sup> ) – FASE I |     |      |     |      |      |      |      |
|---|-----|------|-----|------|------|------|------|
| DATA  | DIA | NH3  |     | NKT  |      | ORG  |      |
|   |     | Afl  | Efl | Afl  | Efl  | Afl  | Efl  |
| 31/07/2013                                  | 1   | 20,4 | 4,7 | 29,2 | 8,1  | 8,8  | 3,4  |
| 05/08/2013                                  | 6   | 64,5 | 0,0 | 85,3 | 4,7  | 20,8 | 4,7  |
| 07/08/2013                                  | 8   | 34,3 | 4,4 | 90,7 | 6,7  | 56,4 | 2,4  |
| 23/09/2013                                  | 55  | 35,0 | 4,7 | 48,6 | 12,1 | 13,6 | 7,4  |
| 27/09/2013                                  | 59  | 62,8 | 2,1 | 83,7 | 4,7  | 20,9 | 2,6  |
| 30/10/2013                                  | 92  | 63,8 | 2,7 | 74,0 | 6,7  | 10,2 | 4,0  |
| 11/11/2013                                  | 104 | 69,2 | 2,0 | 92,3 | 7,7  | 23,1 | 5,7  |
| 13/11/2013                                  | 106 | 52,4 | 0,0 | 70,8 | 3,4  | 18,4 | 3,4  |
| 18/11/2013                                  | 111 | 62,2 | 6,0 | 84,0 | 6,3  | 21,8 | 0,3  |
| 23/11/2013                                  | 116 | 66,5 | 0,0 | 91,7 | 4,9  | 25,2 | 4,9  |
| 27/11/2013                                  | 120 | 59,5 | 3,5 | 91,0 | 21,0 | 31,5 | 17,5 |
| 04/12/2013                                  | 127 | 63,0 | 6,3 | 86,1 | 6,3  | 23,1 | 0,0  |
| 09/12/2013                                  | 132 | 59,5 | 0,0 | 80,5 | 4,2  | 21,0 | 4,2  |
| 11/12/2013                                  | 134 | 66,5 | 2,1 | 86,1 | 5,7  | 19,6 | 3,6  |
| 18/12/2013                                  | 141 | 60,9 | 4,2 | 78,4 | 14,0 | 17,5 | 9,8  |

**Tabela: 10** - Concentração de material nitrogenado afluente e efluente durante a fase II

| Nitrogênio (mg N.L <sup>-1</sup> ) - fase II |     |      |      |       |      |      |      |
|--|-----|------|------|-------|------|------|------|
| DATA   | DIA | NH3  |      | NKT   |      | ORG  |      |
|  |     | Afl  | Efl  | Afl   | Efl  | Afl  | Efl  |
| 19/03/2014                                   | 1   | 82,9 | 0,0  | 117,6 | 2,0  | 34,7 | 2,0  |
| 21/03/2014                                   | 3   | 71,8 | 18,6 | 102,1 | 34,6 | 30,3 | 16,0 |
| 24/03/2014                                   | 6   | 82,5 | 27,7 | 99,0  | 31,9 | 16,5 | 4,3  |
| 26/03/2014                                   | 8   | 47,9 | 2,9  | 66,5  | 5,3  | 18,6 | 2,4  |
| 28/03/2014                                   | 10  | 47,0 | 4,2  | 69,2  | 8,0  | 22,1 | 3,8  |
| 02/04/2014                                   | 15  | 50,5 | 1,6  | 69,2  | 8,0  | 18,6 | 6,4  |
| 04/04/2014                                   | 17  | 50,5 | 4,2  | 69,2  | 8,0  | 18,7 | 3,8  |
| 07/04/2014                                   | 20  | 51,6 | 4,3  | 79,8  | 4,8  | 28,2 | 0,5  |
| 09/04/2014                                   | 22  | 40,4 | 7,4  | 54,6  | 8,0  | 14,2 | 0,5  |
| 11/04/2014                                   | 24  | 52,1 | 4,3  | 74,3  | 13,3 | 22,1 | 9,0  |
| 14/04/2014                                   | 27  | 36,7 | 5,3  | 54,3  | 6,9  | 17,6 | 1,6  |
| 16/04/2014                                   | 29  | 67,6 | 0,6  | 84,1  | 1,1  | 16,5 | 0,5  |
| 18/04/2014                                   | 31  | 67,0 | 6,4  | 101,6 | 9,6  | 34,6 | 3,2  |
| 19/04/2014                                   | 32  | 52,3 | 4,6  | 71,1  | 7,4  | 18,8 | 2,7  |
| 23/04/2014                                   | 36  | 57,6 | 6,7  | 78,6  | 10,9 | 21,0 | 4,1  |

**Tabela: 11** - Concentração de Nitrito e Nitrato no efluente tratado nas fases I e II

| Nitrito e Nitrato no efluente tratado (mg N.L <sup>-1</sup> ) |        |      |            |         |       |
|---|--------|------|------------|---------|-------|
| DATA  | FASE I |      | DATA       | FASE II |       |
|   | NO2    | NO3  |            | NO2     | NO3   |
| 31/07/2013  | -      | -    | 19/03/2014 | 0,36    | 6,90  |
| 05/08/2013  | -      | -    | 21/03/2014 | 0,31    | 12,00 |
| 07/08/2013  | -      | -    | 24/03/2014 | 0,40    | 12,70 |
| 23/09/2013  | 0,0    | 12,0 | 26/03/2014 | 0,24    | 11,50 |
| 27/09/2013  | 0,0    | 12,0 | 28/03/2014 | 0,27    | 13,80 |
| 30/10/2013  | -      | -    | 02/04/2014 | 0,28    | 13,00 |
| 11/11/2013  | 0,5    | 12,0 | 04/04/2014 | 0,20    | 12,30 |
| 13/11/2013  | 0,6    | 12,1 | 07/04/2014 | 0,20    | 13,00 |
| 18/11/2013  | 0,4    | 12,0 | 09/04/2014 | 0,86    | 13,82 |
| 23/11/2013  | 0,7    | 12,0 | 11/04/2014 | 0,91    | 13,26 |
| 27/11/2013  | 0,5    | 14,6 | 14/04/2014 | 0,70    | 13,01 |
| 04/12/2013  | 0,4    | 11,0 | 16/04/2014 | 2,89    | 9,46  |
| 09/12/2013  | 0,5    | 12,5 | 18/04/2014 | 1,28    | 15,70 |
| 11/12/2013  | 0,0    | 7,7  | 19/04/2014 | 1,01    | 12,94 |
| 18/12/2013  | 0,0    | 7,8  | 23/04/2014 | 0,68    | 12,34 |

## Apêndice D

### Valores pontuais da determinação de fósforo

**Tabela: 12** - Concentração de fósforo total no afluente e efluente durante a fase I

| DATA       | Fósforo (mg P.L <sup>-1</sup> ) - FASE I |          |          |          |
|------------|--|----------|----------|----------|
|            | Total                                    |          | Solúvel  |          |
|            | AFLUENTE                                 | EFLUENTE | AFLUENTE | EFLUENTE |
| 31/07/2013 | 4,6                                      | 2,4      | 2,7      | 1,1      |
| 05/08/2013 | 5,7                                      | 0,4      | 3,2      | 0,2      |
| 07/08/2013 | 4,4                                      | 0,2      | 2,0      | 0,1      |
| 23/09/2013 | 4,1                                      | 0,3      | 2,0      | 0,1      |
| 27/09/2013 | 5,6                                      | 0,4      | 2,6      | 0,2      |
| 30/10/2013 | 4,9                                      | 0,5      | 3,5      | 0,2      |
| 11/11/2013 | 3,1                                      | 1,9      | 1,7      | 0,6      |
| 13/11/2013 | 5,6                                      | 1,4      | 4,6      | 0,6      |
| 18/11/2013 | 4,5                                      | 0,5      | 2,8      | 0,2      |
| 23/11/2013 | 5,1                                      | 0,6      | 3,0      | 0,2      |
| 27/11/2013 | 4,8                                      | 1,5      | 2,4      | 0,1      |
| 04/12/2013 | 4,4                                      | 0,3      | 2,5      | 0,1      |
| 09/12/2013 | 4,4                                      | 0,8      | 2,4      | 0,4      |
| 11/12/2013 | 4,8                                      | 0,5      | 3,0      | 0,2      |
| 18/12/2013 | 6,9                                      | 1,2      | 3,3      | 0,6      |

**Tabela: 13** - Concentração de fósforo total no afluente e efluente durante a fase II

| DATA       | Fósforo (mg P.L <sup>-1</sup> ) - FASE II |          |          |          |
|------------|---|----------|----------|----------|
|            | Total                                     |          | Solúvel  |          |
|            | AFLUENTE                                  | EFLUENTE | AFLUENTE | EFLUENTE |
| 19/03/2014 | 9,3                                       | 0,4      | 4,9      | 0,3      |
| 21/03/2014 | 9,1                                       | 0,4      | 4,7      | 0,2      |
| 24/03/2014 | 10,2                                      | 0,4      | 4,7      | 0,3      |
| 26/03/2014 | 9,7                                       | 0,4      | 4,7      | 0,3      |
| 28/03/2014 | 7,9                                       | 0,4      | 4,2      | 0,2      |
| 02/04/2014 | 9,0                                       | 0,3      | 4,2      | 0,0      |
| 04/04/2014 | 10,0                                      | 0,4      | 4,5      | 0,1      |
| 07/04/2014 | 10,8                                      | 0,4      | 5,4      | 0,1      |
| 09/04/2014 | 7,7                                       | 0,3      | 3,7      | 0,0      |
| 11/04/2014 | 8,8                                       | 0,4      | 2,1      | 0,1      |
| 14/04/2014 | 9,7                                       | 0,3      | 5,3      | 0,1      |
| 16/04/2014 | 10,9                                      | 0,3      | 5,5      | 0,1      |
| 18/04/2014 | 9,6                                       | 0,7      | 4,7      | 0,2      |
| 19/04/2014 | 9,6                                       | 0,4      | 4,4      | 0,1      |
| 23/04/2014 | 9,4                                       | 0,4      | 4,3      | 0,1      |

## Apêndice E

### Valores pontuais da determinação de alcalinidade total

**Tabela: 14** - Concentração de alcalinidade total no esgoto bruto, tratado durante e licor misto durante a fase I

| Alcalinidade total (mg CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> ) - fase I |          |             |          |
|--|----------|-------------|----------|
| DATA   | AFLUENTE | LICOR MISTO | EFLUENTE |
| 31/07/2013   | 220      | 44          | 6        |
| 05/08/2013   | 234      | 40          | 12       |
| 07/08/2013   | 263      | 167         | 150      |
| 23/09/2013   | 248      | 103         | 81       |
| 27/09/2013   | 244      | 234         | 264      |
| 30/10/2013   | 227      | 80          | 62       |
| 11/11/2013   | 214      | 42          | 30       |
| 13/11/2013   | 178      | 66          | 34       |
| 18/11/2013   | 216      | 22          | 6        |
| 23/11/2013   | 225      | 173         | 225      |
| 27/11/2013   | 223      | 106         | 53       |
| 04/12/2013   | 284      | 188         | 113      |
| 09/12/2013   | 259      | 165         | 63       |
| 11/12/2013   | 254      | 76          | 20       |
| 18/12/2013   | 229      | 56          | 31       |

**Tabela: 15** - Concentração de alcalinidade total no esgoto bruto, tratado durante e licor misto durante a fase II

| Alcalinidade total (mg CaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> ) - fase II |          |             |          |
|---|----------|-------------|----------|
| DATA  | AFLUENTE | LICOR MISTO | EFLUENTE |
| 19/03/2014  | 240      | 90          | 87       |
| 21/03/2014  | 255      | 133         | 93       |
| 24/03/2014  | 253      | 152         | 183      |
| 26/03/2014  | 241      | 100         | 81       |
| 28/03/2014  | 255      | 105         | 64       |
| 02/04/2014  | 222      | 90          | 91       |
| 04/04/2014  | 206      | 87          | 38       |
| 07/04/2014  | 193      | 76          | 29       |
| 09/04/2014  | 166      | 40          | 52       |
| 11/04/2014  | 211      | 43          | 95       |
| 14/04/2014  | 192      | 37          | 37       |
| 16/04/2014  | 252      | 52          | 92       |
| 18/04/2014  | 216      | 56          | 31       |
| 19/04/2014  | 205      | 60          | 50       |
| 23/04/2014  | 189      | 56          | 61       |



## APÊNDICE F

### Valores das medições de parâmetro ambientais (OD e pH)

**Tabela: 16** - Concentração e oxigênio dissolvido nas câmaras aeróbia, anaeróbia e anóxica durante a fase I e II

| OXIGÊNIO DISSOLVIDO (mg O <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> ) |         |           |         |            |         |           |         |
|---|---------|-----------|---------|------------|---------|-----------|---------|
| FASE I  |         |           |         | FASE II    |         |           |         |
| DATA  | AERÓBIO | ANAERÓBIA | ANÓXICA | DATA       | AERÓBIO | ANAERÓBIA | ANÓXICA |
| 31/07/2013  | -       | -         | -       | 19/03/2014 | 4,5     | 0,4       | 0,2     |
| 05/08/2013  | -       | -         | -       | 21/03/2014 | 3,4     | 0,3       | 0,1     |
| 07/08/2013  | -       | -         | -       | 24/03/2014 | 3,8     | 0,3       | 0,2     |
| 23/09/2013  | -       | -         | -       | 26/03/2014 | 5,0     | 0,4       | 0,2     |
| 27/09/2013  | -       | -         | -       | 28/03/2014 | 2,0     | 0,2       | 0,1     |
| 30/10/2013  | 5,0     | 0,4       | 0,2     | 02/04/2014 | 4,2     | 0,4       | 0,2     |
| 11/11/2013  | 4,7     | 0,4       | 0,2     | 04/04/2014 | 3,5     | 0,3       | 0,1     |
| 13/11/2013  | 4,0     | 0,4       | 0,2     | 07/04/2014 | 3,8     | 0,3       | 0,2     |
| 18/11/2013  | 3,5     | 0,3       | 0,1     | 09/04/2014 | 4,0     | 0,4       | 0,2     |
| 23/11/2013  | 6,0     | 0,6       | 0,3     | 11/04/2014 | 4,5     | 0,4       | 0,2     |
| 27/11/2013  | 4,3     | 0,4       | 0,2     | 14/04/2014 | 3,0     | 0,3       | 0,1     |
| 04/12/2013  | 3,6     | 0,3       | 0,1     | 16/04/2014 | 3,8     | 0,3       | 0,2     |
| 09/12/2013  | 4,8     | 0,4       | 0,2     | 18/04/2014 | 4,2     | 0,4       | 0,2     |
| 11/12/2013  | 5,8     | 0,5       | 0,3     | 19/04/2014 | 5,5     | 0,5       | 0,2     |
| 18/12/2013  | 5,1     | 0,5       | 0,2     | 23/04/2014 | 3,7     | 0,3       | 0,2     |

**Tabela: 17** - Valor de pH no esgoto bruto, tratado durante e licor misto durante a fase I e II

| pH         |          |             |          |            |          |             |          |
|------------|----------|-------------|----------|------------|----------|-------------|----------|
| FASE I     |          |             |          | FASE II    |          |             |          |
| DATA       | AFLUENTE | LICOR MISTO | EFLUENTE | DATA       | AFLUENTE | LICOR MISTO | EFLUENTE |
| 31/07/2013 | 7,1      | 5,4         | 4,8      | 19/03/2014 | 6,8      | 6,2         | 6,0      |
| 05/08/2013 | 7,2      | 5,6         | 5,5      | 21/03/2014 | 6,9      | 6,4         | 6,9      |
| 07/08/2013 | 6,9      | 6,9         | 6,7      | 24/03/2014 | 7,0      | 6,9         | 6,7      |
| 23/09/2013 | 7,0      | 6,5         | 5,7      | 26/03/2014 | 7,1      | 6,4         | 5,9      |
| 27/09/2013 | 6,9      | 7,1         | 7,7      | 28/03/2014 | 6,9      | 6,2         | 6,0      |
| 30/10/2013 | 6,8      | 6,4         | 6,6      | 02/04/2014 | 7,1      | 6,0         | 5,8      |
| 11/11/2013 | 6,5      | 6,0         | 6,2      | 04/04/2014 | 6,8      | 6,3         | 6,1      |
| 13/11/2013 | 6,6      | 6,1         | 6,2      | 07/04/2014 | 6,7      | 6,1         | 6,0      |
| 18/11/2013 | 6,5      | 5,4         | 4,7      | 09/04/2014 | 6,5      | 6,3         | 6,9      |
| 23/11/2013 | 6,7      | 6,4         | 7,0      | 11/04/2014 | 6,9      | 6,6         | 6,3      |
| 27/11/2013 | 6,8      | 6,6         | 6,4      | 14/04/2014 | 6,8      | 6,3         | 6,1      |
| 04/12/2013 | 6,6      | 6,2         | 6,3      | 16/04/2014 | 7,4      | 6,8         | 6,3      |
| 09/12/2013 | 6,6      | 6,5         | 7,0      | 18/04/2014 | 6,5      | 6,2         | 6,1      |
| 11/12/2013 | 7,0      | 5,8         | 6,1      | 19/04/2014 | 7,1      | 6,4         | 6,2      |
| 18/12/2013 | 6,3      | 6,4         | 6,3      | 23/04/2014 | 6,9      | 6,4         | 6,3      |