

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO  
ESCOLA POLITÉCNICA DA UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO

ANDREI ROSENAL BUARQUE DE GUSMÃO

**Desenvolvimento de lodo granular aeróbio para tratamento de esgoto sanitário:  
remoção de nutrientes em ciclo de três estágios**

São Paulo

2020

ANDREI ROSENTAL BUARQUE DE GUSMÃO

**Desenvolvimento de lodo granular aeróbio para tratamento de esgoto sanitário:  
remoção de nutrientes em ciclo de três estágios**

**Versão Corrigida**

Dissertação apresentada à Escola Politécnica da  
Universidade de São Paulo para obtenção do título de  
Mestre em Ciências.

Área de concentração: Engenharia Hidráulica e  
Ambiental

Orientador: Prof. Dr. Roque Passos Piveli

São Paulo

2020

Autorizo a reprodução e divulgação total ou parcial deste trabalho, por qualquer meio convencional ou eletrônico, para fins de estudo e pesquisa, desde que citada a fonte.

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 \_\_\_\_\_ de \_\_\_\_\_

Assinatura do autor: \_\_\_\_\_

Assinatura do orientador: \_\_\_\_\_

### Catálogo-na-publicação

Gusmão, Andrei Rosental Buarque de

Desenvolvimento de lodo granular aeróbio para tratamento de esgoto sanitário: remoção de nutrientes em ciclo de três estágios / A. R. B. Gusmão - versão corr. -- São Paulo, 2020.  
228 p.

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

1. TRATAMENTO DE ESGOTOS SANITÁRIOS I. Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia de Hidráulica e Ambiental II.t.

À minha mãe, Patrícia, pelo apoio durante a  
elaboração desta pesquisa

## AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Dr. Roque Passos Piveli, pela orientação, aprendizado, e-mails bem e mal humorados, convites acadêmicos e sociais, e oportunidade para pesquisar este tema fascinante.

Ao técnico de laboratório e Prof. Dr. Fábio Campos, pelo imenso apoio nas análises laboratoriais, operação e ajustes do sistema piloto, cuidados nas dependências do CTH e ajuda na solução de vários tipos de problemas.

Aos colegas da equipe granulada, presentes em distintos momentos ao longo desta jornada. Agradeço ao Allan, Caio, Danilo, Fernanda, Marcel, Natália e Robson, que auxiliaram esta pesquisa de diferentes maneiras, contribuindo na realização e ensino de análises, elaboração de artigos e manutenção do sistema piloto e do tratamento preliminar. Agradeço, em especial, à Dra. Natália Rodrigues Guimarães, pelo desenvolvimento da técnica de FISH, análises de granulometria e auxílio em questões administrativas do projeto de pesquisa. Também agradeço à Ma. Fernanda Cunha Maia pelas análises dos perfis de nitrogênio e ao Me. Matheus Augusto Ribeiro, do time Anammox, mas que ajudou a equipe granulenta no laboratório de saneamento. Muito obrigado a todos vocês por contribuírem com os resultados apresentados, com a funcionalidade do sistema operacional, além de toda a ajuda nos momentos difíceis da pesquisa.

Ao Prof. Dr. Rodrigo de Freitas Bueno, pelo apoio na solução dos problemas do sistema de esgoto, ajustes no sistema piloto e instalação dos reatores granulares no CTH. Agradeço também ao Prof. Dr. João Paulo Bassin pela consultoria e à Prof<sup>a</sup> Dra. Mércia Regina Domingues Moretto por auxiliar na técnica de FISH.

Aos funcionários do CTH, em especial, ao Pereira e Roberto, pelo apoio na manutenção do sistema eletrônico da “pilotão”, e aos secretários da pós-graduação, Elias, Elizabete, Simone e Wandréa, pela ajuda nos procedimentos do mestrado.

À FAPESP, pelo auxílio financeiro ao projeto de pesquisa (processo FAPESP n° 2013/50434-7) e à CAPES, pela concessão da bolsa de mestrado a partir do final do período experimental. E torço por tempos melhores para o incentivo à ciência no Brasil.

Aos professores e colegas do CEPEUSP e da Raia Olímpica, pelas novas experiências e momentos agradáveis na USP.

À minha namorada, Aline, por me aguentar e tornar os meus dias melhores. Muito obrigado pelo carinho e companhia constante em minha vida, mesmo morando em uma outra cidade.

À minha mãe, Patrícia, minha irmã, Lígia, e aos demais familiares e amigos pelo apoio e convívio.

“Viver não é outra coisa que arder em perguntas”

Antonin Artaud

## RESUMO

O objetivo desta pesquisa foi o estudo da granulação aeróbia em um reator em bateladas sequenciais (RBS) em escala piloto para o tratamento de esgoto sanitário. Utilizou-se um reator de coluna de bolhas com um volume útil médio de 690 L e que foi operado em ciclos de três estágios: alimentação de esgoto bruto e descarte de efluente tratado simultâneos, aeração e sedimentação. Também se buscou controlar a idade do lodo. Em todo o período de operação, que durou 300 dias, o tempo total de ciclo foi mantido em 3 horas. A operação do reator foi dividida em duas fases. Na fase I, a estratégia para granulação foi a progressiva redução do tempo de sedimentação, que variou de 30 a 10 minutos. Nessa fase, as idades do lodo desejadas variaram periodicamente, sendo adotados valores entre 6 e 10 dias, e se observou grânulos no lodo a partir do 70º dia de operação, antes do menor tempo de sedimentação de 10 minutos. Logo depois do 155º dia, houve a perda de lodo do reator, levando à necessidade de uma nova partida. Após a recuperação da biomassa, retomou-se os principais monitoramentos analíticos e o controle da idade do lodo. Nesse período (fase II), o tempo de sedimentação foi mantido em 10 minutos e as idades do lodo desejadas foram de 8 e 5 dias, sucessivamente. Durante toda a pesquisa, a biomassa permaneceu predominantemente floculada, mas se constatou a presença de agregados com tamanhos maiores que 200  $\mu\text{m}$ , como é o caso dos grânulos, numa porcentagem que variou, majoritariamente, entre 44% e 72%. Ao longo do experimento, ocorreram muitas perdas de sólidos no efluente tratado, possivelmente pela expansão da manta de lodo ocasionada pela desnitrificação durante a alimentação, o que dificultou o controle da idade do lodo. Os resultados de sedimentabilidade se assemelharam aos de lodo ativado apenas floculado e não indicaram um efetivo processo de granulação. Na fase I, as eficiências médias de remoção de DQO, amônia, nitrogênio total e ortofosfato foram de 90%, 90%, 43% e 59%, respectivamente. Na fase II, essas porcentagens foram de 94%, 85%, 49% e 61% nessa mesma ordem. No entanto, houve acúmulo de nitrito no sistema, principalmente na fase I, e a necessidade de alcalinização artificial no reator em ambas as fases. Outro aspecto não desejável foi o baixo grau de mineralização do lodo. Por meio dos ensaios de sedimentabilidade e considerando o aspecto floculado do lodo durante toda a pesquisa, conclui-se que as estratégias operacionais adotadas não foram eficientes para a granulação aeróbia. No entanto, os resultados de eficiência de remoção de matéria orgânica e nutrientes se aproximaram de outros estudos com lodo granular aeróbio apesar das relativas elevadas cargas volumétricas aplicadas e da predominância da biomassa floculada. Desse modo, novas estratégias devem ser utilizadas para

redução das perdas de sólidos no efluente tratado e aprimorar o processo de granulação, o que traria mais vantagens não alcançadas neste estudo, como reduzidas concentrações de fósforo e nitrito no efluente, maior biomassa de lodo no reator e sua melhor sedimentabilidade. Recomenda-se como novas estratégias, a operação do reator com menor relação alimento/microrganismo (A/M) e aumento do tempo total de ciclo. Além disso, a utilização de menores concentrações de oxigênio dissolvido (OD) e/ou a adoção de intermitência durante o período aerado são sugeridas para a obtenção de concentrações reduzidas de nitrito e nitrato no final desta etapa. Isso também seria favorável para assegurar uma alimentação anaeróbia, desejável para o desenvolvimento dos organismos acumuladores de fósforo.

Palavras-chave: Lodo granular aeróbio. Reator em bateladas sequenciais. Remoção de nutrientes. Tratamento de esgoto sanitário.

## ABSTRACT

The objective of this research was the study of aerobic granulation in a pilot sequential batch reactor for the treatment of domestic sewage. A bubble column reactor with an average useful volume of 690 L was used and operated in cycles of three stages: simultaneous supply of raw sewage and disposal of treated effluent, aeration and settling. The control of the sludge retention time was also sought. During the entire operational period, which lasted 300 days, the total cycle time was maintained at 3 hours. The operation of the reactor was divided into two phases. In phase I, the strategy for granulation was the progressive reduction of settling time, which varied from 30 to 10 minutes. At this phase, the desired sludge retention time varied periodically, with values between 6 and 10 days, and granules were found in the sludge after the 70th day of operation, before the shortest settling time of 10 minutes. Soon after the 155th day, there was a loss of sludge from the reactor, leading to the need for a new start. After biomass recovery, the main analytical monitoring and sludge retention time control were resumed. In this period (phase II), the settling time was maintained at 10 minutes and the desired sludge retention time were 8 and 5 days, successively. During the entire research, the biomass remained predominantly flocculated, but the presence of aggregates with sizes greater than 200  $\mu\text{m}$  was verified, as is the case of the granules, in a percentage that varied, mostly, between 44% and 72%. Throughout the experiment, there were many losses of solids in the treated effluent, possibly due to the expansion of the sludge blanket caused by denitrification during feeding, which made it difficult to control the sludge retention time. The settleability results were similar to those of activated flocculated sludge and did not indicate an effective granulation process. In phase I, the average COD, ammonia, total nitrogen and orthophosphate removal efficiencies were 90%, 90%, 43% and 59%, respectively. In phase II, these percentages were 94%, 85%, 49% and 61% in the same order. However, there was accumulation of nitrite in the system, mainly in phase I, and the need for artificial alkalization in the reactor in both phases. Another undesirable aspect was the low degree of sludge mineralization. Through settleability tests and considering the flocculated aspect of the sludge throughout the research, it can be concluded that the operational strategies adopted were not efficient for aerobic granulation. However, the results of efficiency in removing organic matter and nutrients came close to other studies with aerobic granular sludge despite the relative high volumetric loads applied and the predominance of flocculent biomass. Thus, new strategies should be used to reduce the loss of solids in the treated effluent and improve the granulation process, which would bring more advantages not

achieved in this study, such as reduced concentrations of phosphorus and nitrite in the effluent, greater sludge biomass in the reactor and its better settling properties. It is recommended as new strategies, the operation of the reactor with less food/microorganism ratio and an increase in the total cycle time. In addition, the use of lower concentrations of dissolved oxygen and/or the adoption of intermittency during the aerated period are suggested to obtain reduced concentrations of nitrite and nitrate at the end of this step. This would also be favorable to ensure an anaerobic feeding, desirable for the development of phosphorus-accumulating organisms.

**Keywords:** Aerobic granular sludge. Sequential batch reactor. Removal of nutrients. Domestic sewage treatment.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Estrutura típica de um floco de lodo ativado.....	29
Figura 2 - Morfologia de lodo floculado (imagens inferiores) e lodo granular (imagens superiores).....	31
Figura 3 - Tecnologias alternativas para remoção de nitrogênio.....	45
Figura 4 - Ciclo convencional de remoção de nitrogênio e processo anammox .....	46
Figura 5 - Modelo bioquímico simplificado do metabolismo dos PAO.....	53
Figura 6 - Estágios de um ciclo típico de um reator em bateladas sequenciais.....	58
Figura 7 - Representação da morfologia de um grânulo aeróbio.....	69
Figura 8 - Etapas de formação do lodo granular aeróbio.....	71
Figura 9 - Microestrutura de grânulos maduros observados por microscopia eletrônica de varredura - (a) alimentação com glicose e (b) alimentação com acetato.....	82
Figura 10 - Modelo conceitual dos principais processos biológicos da remoção de carbono e nitrogênio no lodo granular aeróbio.....	87
Figura 11 - Esquema geral da etapa experimental.....	94
Figura 12 - Fotos do tratamento preliminar - grade mecanizada, caixa de areia e calha Parshall.....	95
Figura 13 - Fotos do tratamento preliminar - caixa de separação de água e óleo e tanque de sucção.....	95
Figura 14 - Desenho esquemático do tratamento preliminar e do sistema operacional da unidade piloto.....	97
Figura 15 - Fotos do reator piloto.....	98
Figura 16 - Esquema ilustrativo de operação do sistema piloto.....	99
Figura 17 - Fotografias do lodo utilizando microscopia óptica com ampliação de 10x (Fase I - 70° dia).....	118
Figura 18 - Fotografias dos grânulos aeróbios (Fase I - 70° dia).....	119
Figura 19 - Fotografias dos grânulos aeróbios (Fase I - 99° dia).....	119
Figura 20 - Fotografias dos grânulos aeróbios (Fase I - 105° dia).....	119
Figura 21 - Fotografias do lodo utilizando microscopia óptica com ampliação de 10x (fase II - 219° dia).....	120

Figura 22 - Fotografia da análise de FISH (5/3/2018): amostra corada com DAPI (azul), identificando DNA/RNA em geral e com NOBmix (verde), identificando as bactérias oxidadoras de nitrito.....	129
Figura 23 - Fotografias da análise de FISH (Fase I - 19° dia): A - amostra corada com DAPI (azul), identificando DNA/RNA em geral. B - amostra corada com AOBmix (verde), identificando as bactérias oxidadoras de amônia. C - Visualização do <i>overlay</i> das imagens A e B.....	129
Figura 24 - Fotografia da análise de FISH (Fase II - 194° dia): amostra corada com DAPI (azul), identificando DNA/RNA em geral e corada com PAOMix (vermelho), identificando as bactérias acumuladoras de fósforo.....	130
Figura 25 - Exemplo de resultado de um ensaio de VSZ - análise do 71° dia (Fase I).....	212
Figura 26 - Exemplo de curvas de sedimentação para determinação da VSZ de amostras com diferentes diluições - análise do 191° dia (Fase II).....	213
Figura 27 - Exemplo de ajuste de função linear para determinação dos coeficientes “Vo” e “K” da equação de Vesilind - análise do 191° dia (Fase II).....	214
Figura 28 - Curvas de classificação de sedimentabilidade baseadas em Von Sperling (2012) (preto) e Van Haandel e Marais (1999) (vermelho).....	215

## LISTA DE GRÁFICOS

Gráfico 1 - Vazões afluentes do esgoto bruto - Fase I.....	113
Gráfico 2 - Volumes úteis e trocas volumétricas do reator - Fase I.....	114
Gráfico 3 - Tempos de detenção hidráulica e velocidades ascensionais do esgoto - Fase I..	114
Gráfico 4 - Vazões afluentes do esgoto bruto - Fase II.....	115
Gráfico 5 - Volumes úteis e trocas volumétricas do reator - Fase II.....	115
Gráfico 6 - Tempos de detenção hidráulica e velocidades ascensionais do esgoto - Fase II..	116
Gráfico 7 - Valores de pH e temperatura do licor misto.....	116
Gráfico 8 - Concentrações de OD durante a aeração.....	117
Gráfico 9 - Distribuições granulométricas do lodo do reator.....	120
Gráfico 10 - Índices volumétricos de lodo e relações IVL30/IVL5 e IVL30/IVL10.....	123
Gráfico 11 - Índices volumétricos de lodo até 210 mL.g-1.....	123
Gráfico 12 - VSZ em função das concentrações de SST e curvas de classificação de sedimentabilidade baseadas em Von Sperling (2012) (preto) e Van Haandel e Marais (1999) (vermelho).....	124
Gráfico 13 - VSZ e concentrações de SST - evolução temporal.....	125
Gráfico 14 - VSZ obtidas pela Equação de Vesilind e curvas de classificação de sedimentabilidade baseadas em Von Sperling (2012).....	126
Gráfico 15 - VSZ obtidas pela Equação de Vesilind e curvas de classificação de sedimentabilidade baseadas em Van Haandel e Marais (1999).....	127
Gráfico 16 - Concentrações de SSV do licor misto por pontos de amostragem - Fase I.....	131
Gráfico 17 - Concentrações de SSV do licor misto, efluente tratado e descarte intencional e valores das idades do lodo - Fase I.....	132
Gráfico 18 - Concentrações de SST e SSV do licor misto e efluente tratado - Fase I.....	132
Gráfico 19 - Concentrações de SST do efluente tratado em função das concentrações de SST do licor misto por tempo de sedimentação - Fase I.....	133
Gráfico 20 - Concentrações de SST e SSV e razões SSV/SST do descarte intencional - Fase I.....	136
Gráfico 21 - Valores das idades do lodo e razões SSV/SST do licor misto e descarte intencional - Fase I.....	136
Gráfico 22 - Valores das idades do lodo e volumes do descarte intencional - Fase I.....	137

Gráfico 23 - Valores das idades do lodo mínimas para a nitrificação com base na temperatura - Fase I.....	138
Gráfico 24 - Concentrações de SSV do licor misto por pontos de amostragem - período entre as fases I e II.....	139
Gráfico 25 - Concentrações de SSV do licor misto por pontos de amostragem - Fase II.....	139
Gráfico 26 - Concentrações de SSV do licor misto, efluente tratado e descarte intencional e valores das idades do lodo - Fase II.....	140
Gráfico 27 - Concentrações de SST e SSV do licor misto e efluente tratado - Fase II.....	140
Gráfico 28 - Concentrações de SST do efluente tratado em função das concentrações de SST do licor misto por idade do lodo desejada - Fase II.....	141
Gráfico 29 - Concentrações de SST e SSV e razões SSV/SST do descarte intencional - Fase II.....	142
Gráfico 30 - Valores das idades do lodo e razões SSV/SST do licor misto e descarte intencional - Fase II.....	143
Gráfico 31 - Valores das idades do lodo e volumes do descarte intencional - Fase II.....	143
Gráfico 32 - Valores das idades do lodo mínimas para a nitrificação com base na temperatura - Fase II.....	144
Gráfico 33 - Cargas volumétricas de DQO total e relações A/M.....	145
Gráfico 34 - Cargas volumétricas de DQO solúvel e relações A/M.....	146
Gráfico 35 - Relações A/M para a DBO total e concentrações de SSV do licor misto.....	147
Gráfico 36 - Relações A/M para a DBO total e idades do lodo.....	147
Gráfico 37 - Valores de pH e alcalinidade do esgoto bruto e efluente tratado - evolução temporal.....	152
Gráfico 38 - Valores de alcalinidade do efluente tratado até 55 mgCaCO <sub>3</sub> .L-1 - evolução temporal.....	153
Gráfico 39 - Valores de pH do esgoto bruto e efluente tratado - dados estatísticos.....	153
Gráfico 40 - Valores de alcalinidade do esgoto bruto e efluente tratado - dados estatísticos.....	154
Gráfico 41 - Variações teóricas e reais de alcalinidade no sistema piloto - Fase I.....	155
Gráfico 42 - Concentrações de SSV e SST do esgoto bruto e efluente tratado - evolução temporal.....	156
Gráfico 43 - Concentrações de SST e SSV do esgoto bruto e efluente tratado - dados estatísticos.....	156
Gráfico 44 - Concentrações de DQO do esgoto bruto e efluente tratado - evolução temporal.....	157

Gráfico 45 - Concentrações de DQO do efluente tratado - evolução temporal.....	158
Gráfico 46 - Concentrações de DQO do esgoto bruto e efluente tratado - dados estatísticos.....	158
Gráfico 47 - Eficiências de remoção de DQO - evolução temporal.....	159
Gráfico 48 - Eficiências de remoção de DQO - dados estatísticos.....	159
Gráfico 49 - Concentrações de DBO do esgoto bruto e efluente tratado - evolução temporal.....	160
Gráfico 50 - Concentrações de DBO do efluente tratado - evolução temporal.....	160
Gráfico 51 - Concentrações de DBO do esgoto bruto e efluente tratado - dados estatísticos.....	161
Gráfico 52 - Eficiências de remoção de DBO - evolução temporal.....	161
Gráfico 53 - Eficiências de remoção de DBO - dados estatísticos.....	162
Gráfico 54 - Concentrações de NTK e amônia do esgoto bruto e efluente tratado - evolução temporal.....	163
Gráfico 55 - Concentrações de NTK e amônia do esgoto bruto e efluente tratado - dados estatísticos.....	163
Gráfico 56 - Concentrações de amônia, nitrito e nitrato do efluente tratado - evolução temporal.....	164
Gráfico 57 - Concentrações de amônia, nitrito e nitrato do efluente tratado - dados estatísticos.....	164
Gráfico 58 - Eficiências de remoção de amônia e nitrogênio total - evolução temporal.....	165
Gráfico 59 - Eficiências de remoção de amônia e nitrogênio total - dados estatísticos.....	165
Gráfico 60 - Relações Norg/NTK em função das concentrações de SST do efluente.....	166
Gráfico 61 - Concentrações de fósforo total e ortofosfato do esgoto bruto e efluente tratado - evolução temporal.....	168
Gráfico 62 - Concentrações de fósforo total e ortofosfato do esgoto bruto e efluente tratado - dados estatísticos.....	168
Gráfico 63 - Eficiências de remoção de fósforo total e ortofosfato - evolução temporal.....	169
Gráfico 64 - Eficiências de remoção de fósforo total e ortofosfato - dados estatísticos.....	169
Gráfico 65 - Perfis de temperatura das coletas dos perfis de N.....	171
Gráfico 66 - Perfis de pH das coletas dos perfis de N.....	171
Gráfico 67 - Perfis de alcalinidade das coletas dos perfis de N.....	172
Gráfico 68 - Perfis de amônia das coletas dos perfis de N.....	173
Gráfico 69 - Perfis de nitrito das coletas dos perfis de N.....	173

Gráfico 70 - Perfis de nitrato das coletas dos perfis de N.....	174
Gráfico 71 - Perfis de alcalinidade real e teórica dos perfis de N (dias 98, 103, 112 e 120)..	175
Gráfico 72 - Perfis de alcalinidade real e teórica dos perfis de N (dias 133, 141 e 145).....	176
Gráfico 73 - Perfis de amônia livre das coletas dos perfis de N.....	179
Gráfico 74 - Perfis de temperatura das coletas dos perfis de P - Fase I.....	180
Gráfico 75 - Perfis de temperatura das coletas dos perfis de P - Fase II.....	180
Gráfico 76 - Perfis de pH das coletas dos perfis de P - Fase I.....	181
Gráfico 77 - Perfis de pH das coletas dos perfis de P - Fase II.....	181
Gráfico 78 - Perfis de alcalinidade das coletas dos perfis de P - Fase I.....	182
Gráfico 79 - Perfis de alcalinidade das coletas dos perfis de P - Fase II.....	182
Gráfico 80 - Perfis de AOV das coletas dos perfis de P - Fase I.....	183
Gráfico 81 - Perfis de AOV das coletas dos perfis de P - Fase II.....	183
Gráfico 82 - Perfis de ortofosfato das coletas dos perfis de P - Fase I.....	184
Gráfico 83 - Perfis de ortofosfato das coletas dos perfis de P - Fase II.....	184
Gráfico 84 - Perfis de nitrito e nitrato das coletas dos perfis de P (Fase I - 133° dia).....	186
Gráfico 85 - Perfis de nitrito e nitrato das coletas dos perfis de P (Fase II - 203° dia).....	186
Gráfico 86 - Perfis de nitrito e nitrato das coletas dos perfis de P (Fase II - 217° dia).....	187
Gráfico 87 - Perfis de OD das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P.....	188
Gráfico 88 - Perfis de pH das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P.....	189
Gráfico 89 - Perfis de alcalinidade das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P.....	190
Gráfico 90 - Perfis de amônia das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P.....	190
Gráfico 91 - Perfis de nitrito e nitrato das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P (273° dia).....	191
Gráfico 92 - Perfis de nitrito e nitrato das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P (281° dia) .....	191
Gráfico 93 - Perfis de DQO solúvel das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P.....	192
Gráfico 94 - Perfis de ortofosfato das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P.....	193

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Classificação geral dos organismos baseada nas fontes de energia e carbono.....	33
Tabela 2 - Classificação de microrganismos por doadores de elétron, receptores de elétron, fontes de carbono celular e produtos finais.....	34
Tabela 3 - Variantes dos sistemas de lodo ativado em função da idade do lodo e da relação A/M.....	56
Tabela 4 - Ciclo típico de um RBS para remoção biológica de nutrientes.....	59
Tabela 5 - Estudos de lodo granular aeróbio no tratamento de esgoto real - tamanho dos grânulos e sedimentabilidade.....	67
Tabela 6 - Estudos de lodo granular aeróbio em reatores piloto no tratamento de esgoto real - performance no tratamento.....	83
Tabela 7 - Duração dos estágios das bateladas sequenciais - Fase I.....	99
Tabela 8 - Métodos de descarte intencional do lodo - Fase I.....	100
Tabela 9 - Duração dos estágios das bateladas sequenciais - período entre as fases I e II.....	101
Tabela 10 - Métodos de descarte intencional do lodo - Fase II.....	102
Tabela 11 - Parâmetros analíticos de caracterização do esgoto bruto e efluente tratado.....	107
Tabela 12 - Técnica de FISH - microrganismos-alvo, sondas e sequenciamento.....	110
Tabela 13 - Índice volumétrico de lodo em 30 minutos (IVL30), velocidade de sedimentação por zona e qualidade da sedimentação dos ensaios de IVL-VSZ - Fase I.....	122
Tabela 14 - Índice volumétrico de lodo em 30 minutos (IVL30), velocidade de sedimentação por zona e qualidade de sedimentação dos ensaios de IVL-VSZ - Fase II.....	122
Tabela 15 - Resultados dos ensaios de VSZ para determinação dos coeficientes da Equação de Vesilind.....	126
Tabela 16 - Resumo das idades do lodo - Fase I.....	135
Tabela 17 - Resumo das idades do lodo - Fase II.....	142
Tabela 18 - Resumo de caracterização dos parâmetros analíticos do esgoto bruto e efluente tratado.....	149
Tabela 19 - Resumo das eficiências de remoção no tratamento de esgoto - Fase I.....	149
Tabela 20 - Resumo das eficiências de remoção no tratamento de esgoto - Fase II.....	150
Tabela 21 - Classificação dos esgotos sanitários.....	151
Tabela 22 - Balanços de massa entre o final da aeração e o começo da aeração da batelada seguinte - perfis de N.....	178

Tabela 23 - Balanço de massa de ortofosfato para os perfis de P - Fase I.....	185
Tabela 24 - Valores típicos de IVL30.....	211
Tabela 25 - Valores típicos dos coeficientes da equação de Vesilind em função de cinco faixas de sedimentabilidade.....	214
Tabela 26 - Soluções tampão de hibridização em função da porcentagem de formamida.....	221
Tabela 27 - Solução de lavagem em função da porcentagem de formamida.....	222

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

A/M	Alimento/Microrganismo
ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
ANAMMOX	<i>Anaerobic Ammonia Oxidation</i> (Oxidação Anaeróbia de Amônia)
AOV	Ácidos Orgânicos Voláteis
AGV	Ácidos Graxos Voláteis
BOA	Bactérias Oxidadoras de Amônia
BON	Bactérias Oxidadoras de Nitrito
CAPES	Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior
COV	Carga Orgânica Volumétrica
CRUSP	Conjunto Residencial da Universidade de São Paulo
CTH	Centro Tecnológico de Hidráulica
DAPI	corante 4,6-diamidino-2- phenylindol
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DPAO	<i>Denitrifying Phosphorus Accumulating Organisms</i> (Organismos Acumuladores de Fósforo Desnitrificantes)
DQO	Demanda Química de Oxigênio
EBPR	<i>Enhanced Biological Phosphorus Removal</i> (Remoção Biológica de Fósforo Assistida)
END	Efluente Não Doméstico
EPS	<i>Extracellular Polymeric Substances</i> (Substâncias Poliméricas Extracelulares)
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
FAPESP	Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo
FISH	<i>Fluorescence in situ Hybridization</i> (Hibridização <i>in situ</i> por fluorescência)
GAO	<i>Glycogen Accumulating Organisms</i> (Organismos Acumuladores de Glicogênio)
H/D	<i>Height/Diameter</i> (Altura/Diâmetro)
IVL	Índice Volumétrico de Lodo
LGA	Lodo Granular Aeróbio
MBBR	<i>Moving Bed Biofilm Reactor</i> (Reator de Biofilme de Leito Móvel)
MSH	Material Solúvel em Hexano
N	Nitrogênio

NDS	Nitrificação e Desnitrificação Simultânea
NT	Nitrogênio Total
NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl
OD	Oxigênio Dissolvido
P	<i>Phosphorus</i> (Fósforo)
PAO	<i>Phosphorus Accumulating Organisms</i> (Organismos Acumuladores de fósforo)
PCR	<i>Polymerase Chain Reaction</i> (Reação em Cadeia da Polimerase)
PHA	poli- $\beta$ -hidroxialcanoatos
PITE	Programa de Apoio à Pesquisa em Parceria para Inovação Tecnológica
PoliP	Polifosfato
RBC	<i>Rotating Biological Contactor</i> (Contator Biológico Rotativo)
RBF	Remoção Biológica de Fósforo
RBS	Reator em Bateladas Sequenciais
RBSLF	Reator em Bateladas Sequenciais com Lodo Flocculado
RLGA	Reator com Lodo Granular Aeróbio
SABESP	Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo
SHARON	<i>Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite</i> (Reator Único de Alta Atividade de Remoção de Amônia sobre Nitrito)
SST	Sólidos Suspensos Totais
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
UASB	<i>Upflow Anaerobic Sludge Blanket</i> (Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo)
USP	Universidade de São Paulo
VSZ	Velocidade de Sedimentação por Zona

## LISTA DE SÍMBOLOS E ÍNDICES

CV	Coeficiente de variação
K	Coeficiente de compressibilidade da equação de Vesilind
N	Número de dados
R <sub>s</sub>	Idade do lodo
R <sup>2</sup>	Coeficiente de determinação
T	Temperatura
V <sub>o</sub>	Coeficiente de velocidade inicial da equação de Vesilind
r <sub>b</sub>	Índice para matéria rapidamente biodegradável
s	Índice para matéria solúvel (filtrada)
t	Índice para matéria total (não filtrada)
μ <sub>máx</sub>	Taxa específica máxima de crescimento
μ <sub>máx,20</sub>	Taxa específica máxima de crescimento a 20°C
μ <sub>n</sub>	Taxa específica de crescimento das nitrificantes
b <sub>n</sub>	Constante de decaimento endógeno das nitrificantes
Θ	Coeficiente de dependência de Arrhenius (coeficiente de temperatura)
®	Marca registrada

## SUMÁRIO

<b>1. INTRODUÇÃO</b>	<b>26</b>
<b>2. OBJETIVOS</b>	<b>27</b>
2.1 OBJETIVO GERAL	27
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	27
<b>3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>	<b>28</b>
3.1 PROCESSOS BIOLÓGICOS E BIOMASSA MICROBIANA PARA TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS	28
3.2 FUNDAMENTOS DA REMOÇÃO BIOLÓGICA DE MATÉRIA ORGÂNICA E NUTRIENTES	32
3.2.1 <i>Remoção de matéria orgânica</i>	34
3.2.2 <i>Remoção de nitrogênio</i>	36
3.2.3 <i>Remoção de fósforo</i>	50
3.2.4 <i>Idade do lodo</i>	55
3.3 REATOR EM BATELADAS SEQUENCIAIS	57
3.3.1 <i>Fundamentos do processo</i>	57
3.3.2 <i>Aplicação para o lodo granular aeróbio</i>	61
3.3.3 <i>Análise comparativa entre o RBS com lodo granular e com lodo floculado</i>	62
3.4 FUNDAMENTOS DA GRANULAÇÃO AERÓBIA	65
3.4.1 <i>Características, vantagens e histórico de aplicação</i>	65
3.4.2 <i>Formação do lodo granular aeróbio</i>	69
3.4.3 <i>Fatores influentes na granulação aeróbia</i>	72
3.4.4 <i>Remoção de matéria orgânica</i>	82
3.4.5 <i>Remoção de nitrogênio</i>	85
3.4.6 <i>Remoção de fósforo</i>	89
3.4.7 <i>Estabilidade dos grânulos aeróbios</i>	91
3.4.8 <i>Estratégias de remoção de biomassa</i>	92
<b>4. MATERIAIS E MÉTODOS</b>	<b>93</b>
4.1 SISTEMA EXPERIMENTAL	94
4.2 OPERAÇÃO DO REATOR	98
4.2.1 <i>Fase I</i>	99

4.2.2	<i>Recuperação de sólidos entre as fases I e II</i>	101
4.2.3	<i>Fase II</i>	102
4.3	MONITORAMENTO DO REATOR	103
4.3.1	<i>Controle da idade do lodo</i>	103
4.3.2	<i>Sedimentabilidade</i>	106
4.3.3	<i>Esgoto bruto e efluente tratado</i>	107
4.3.4	<i>Hibridização in situ por fluorescência (FISH)</i>	109
4.3.5	<i>Perfis de DQO, nitrogênio e fósforo</i>	110
<b>5.</b>	<b>RESULTADOS</b>	<b>113</b>
5.1	PARÂMETROS HIDRÁULICOS	113
5.1.1	<i>Fase I</i>	113
5.1.2	<i>Fase II</i>	114
5.2	pH E TEMPERATURA	116
5.3	OXIGÊNIO DISSOLVIDO	117
5.4	GRANULOMETRIA E REGISTROS FOTOGRÁFICOS DO LODO	118
5.5	SEDIMENTABILIDADE DO LODO	121
5.5.1	<i>Ensaio de IVL-VSZ</i>	121
5.5.2	<i>Equação de Vesilind</i>	126
5.6	HIBRIDIZAÇÃO <i>IN SITU</i> POR FLUORESCÊNCIA (FISH)	128
5.7	SÓLIDOS SUSPENSOS E CONTROLE DA IDADE DO LODO	131
5.7.1	<i>Fase I</i>	131
5.7.2	<i>Recuperação de sólidos entre as fases I e II</i>	138
5.7.3	<i>Fase II</i>	139
5.8	CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA E RELAÇÃO ALIMENTO/MICROORGANISMO	144
5.9	ESGOTO BRUTO E AFLUENTE TRATADO	148
5.9.1	<i>Resumo dos resultados de caracterização do esgoto bruto e efluente tratado e das eficiências de tratamento</i>	148
5.9.2	<i>Caracterização do esgoto bruto</i>	150
5.9.3	<i>Análises do esgoto bruto e efluente tratado</i>	152
5.10	PERFIS DE N	170
5.11	PERFIS DE P	180
5.12	PERFIS CONJUNTOS DE DQO, N E P	188
<b>6.</b>	<b>CONCLUSÕES</b>	<b>194</b>

<b>7. RECOMENDAÇÕES</b>	<b>197</b>
<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	<b>199</b>
<b>APÊNDICE A - FÓRMULAS DOS CÁLCULOS HIDRÁULICOS E DE TRATAMENTO DE ESGOTO</b>	<b>208</b>
<b>APÊNDICE B - REFERENCIAL TEÓRICO DA SEDIMENTABILIDADE DO LODO</b>	<b>211</b>
<b>APÊNDICE C - REFERENCIAL TEÓRICO E PROTOCOLO DA ANÁLISE DE FISH</b>	<b>216</b>
<b>APÊNDICE D - PROTOCOLO DA ANÁLISE DE AOV</b>	<b>224</b>
<b>APÊNDICE E - PERFIS DE N POR DIA DE OPERAÇÃO</b>	<b>226</b>

## 1. INTRODUÇÃO

O lodo granular aeróbio (LGA) é uma promissora alternativa para o tratamento de águas residuárias municipais e industriais. Os benefícios dessa tecnologia relativamente recente incluem a alta retenção de biomassa, capacidade para remoção de nitrogênio e fósforo e maior tolerância à toxicidade e a cargas de choque em relação aos sistemas convencionais de lodo ativado.

Os grânulos aeróbios têm sido formados em reatores em bateladas sequenciais, sendo utilizada a redução gradual do tempo de sedimentação como uma das estratégias para a granulação. Em um único reator que opera em bateladas, há a possibilidade da ocorrência de uma série de processos, que incluem a remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo e a sedimentação do lodo. No caso de um RBS com lodo granular, é possível a operação com maior concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV). Isso permite a redução do volume dos tanques em relação a um sistema com lodo ativado apenas floculado para uma mesma relação alimento/microrganismo e carga orgânica aplicadas. Desse modo, é possível a implantação de sistemas compactos e de reduzido custo de tratamento.

Apesar das vantagens desse processo, estudos utilizando esgoto sanitário destacaram dificuldades para alcançar estabilidade dos grânulos e completa remoção de nutrientes. Além disso, muitas pesquisas utilizaram um RBS sob volume variável, ou seja, com etapas separadas de alimentação do esgoto bruto e descarte do efluente tratado, o que não ocorre normalmente nas estações de tratamento de esgoto (ETEs) em escala real. Também não é comum nas pesquisas, a realização do descarte intencional do lodo. Esse procedimento está diretamente relacionado com a idade do lodo, parâmetro de fundamental importância para um sistema de lodo ativado, mas que usualmente não tem sido considerado para a formação do lodo granular. Também se deve considerar o volume e grau de mineralização do lodo descartado, aspecto importante nos estudos de alternativa para a implantação de uma ETE. Portanto, é oportuno o estudo da granulação aeróbia em um RBS operado em ciclo de três estágios e com controle da idade do lodo para o tratamento de esgoto sanitário. Buscou-se agregar conhecimento sobre o processo da granulação aeróbia e seus benefícios utilizando um sistema operacional e estratégia ainda pouco abordados nas pesquisas.

## **2. OBJETIVOS**

### **2.1 Objetivo Geral**

O objetivo geral desta pesquisa foi a avaliação do processo de formação do lodo granular aeróbio em um RBS em escala piloto sob o ciclo de três estágios. Este trabalho também incluiu a análise da eficiência da tecnologia de LGA na remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário.

### **2.2 Objetivos Específicos**

Os objetivos específicos foram:

- Avaliar a morfologia dos grânulos formados;
- Analisar a sedimentabilidade do lodo;
- Estabelecer correlações entre os parâmetros operacionais adotados e os processos bioquímicos da remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo e sua influência na sedimentabilidade do lodo;
- Avaliar a influência da operação do reator e do controle da idade do lodo na formação do lodo granular aeróbio.

### **3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

#### **3.1 Processos biológicos e biomassa microbiana para tratamento de águas residuárias**

Com a finalidade de aumentar a eficiência do tratamento de águas residuárias, iniciou-se nas primeiras décadas do século XX, o desenvolvimento do tratamento secundário, que se caracterizou pelo uso de processos biológicos para obter uma remoção mais completa do material orgânico (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999). Os métodos de tratamento nos quais a remoção de constituintes é efetuada pela atividade biológica são conhecidos como processos unitários biológicos. Os objetivos gerais do tratamento biológico de esgoto doméstico são: (i) transformar (por exemplo, oxidar) constituintes biodegradáveis dissolvidos e particulados em produtos finais aceitáveis, (ii) capturar e incorporar sólidos suspensos e coloidais não sedimentáveis em um floco biológico ou em um biofilme, (iii) transformar ou remover nutrientes, como nitrogênio e fósforo, e (iv) remover constituintes e compostos orgânicos traços específicos em alguns casos (METCALF & EDDY, 2016).

Os processos biológicos podem ser classificados em função do tipo de reator, que pode ser de crescimento em suspensão na massa líquida ou de biomassa aderida. Nos reatores de crescimento em suspensão, não há suporte inerte para a aderência dos microrganismos, que geralmente crescem floculados e em suspensão na massa líquida. No caso dos reatores aeróbios, o próprio sistema de aeração acumula essa função complementar de manter os sólidos biológicos em suspensão (PIVELI, 2014). Em alguns processos de tratamento, como o de lodos ativados, os organismos se concentram, formando uma unidade estrutural mais ampla, o assim denominado floco. Este apresenta uma estrutura heterogênea que contém material orgânico adsorvido, material inerte dos esgotos, material microbiano produzido para a matriz, células vivas e mortas (VON SPERLING, 2016). Seu tamanho é regulado pelo balanço entre as forças de coesão e as tensões de cisalhamento causadas pela aeração artificial e agitação (LA RIVIÉRE, 1977 apud VON SPERLING, 2016).

Figura 1 - Estrutura típica de um floco de lodo ativado



Fonte: Adaptado de Horan (1990) apud Von Sperling (2016)

Na busca por um sistema eficiente de tratamento secundário, Lockett e Ardern descobriram o sistema de lodo ativado em 1914. Esses pesquisadores notaram que a aeração de águas residuárias municipais resultava na remoção de material orgânico, enquanto que, simultaneamente, formavam-se flocos macroscópicos de microrganismos que podiam ser separados da fase líquida por meio de decantação simples, obtendo-se assim um lodo biológico. A capacidade de acelerar a remoção do material orgânico de águas residuárias fez com que o lodo biológico fosse chamado de “lodo ativado” (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

O sistema de lodos ativados é amplamente utilizado em nível mundial para o tratamento de despejos domésticos e industriais em situações em que é necessária uma elevada qualidade do efluente (VON SPERLING, 2012). Entretanto, apesar da menor ocupação de espaço em relação a outras tecnologias que não dispõem de dispositivos de retenção de biomassa, os processos tradicionais de lodo ativado ainda podem demandar amplas áreas para instalação. Isso se deve, principalmente, pela necessidade de grandes tanques de sedimentação e pela baixa concentração de sólidos nos reatores de aeração. Outras desvantagens dos processos convencionais incluem a considerável produção de lodo em excesso, alta sensibilidade a flutuações das cargas aplicadas e capacidades de conversão volumétricas relativamente baixas ( $0,5$  a  $2,0 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ ) (BASSIN, 2018). Os sistemas de lodo ativado também incluem um índice de mecanização superior ao de outros sistemas de tratamento, implicando em uma operação mais sofisticada e em maiores consumos de energia elétrica (VON SPERLING, 2012).

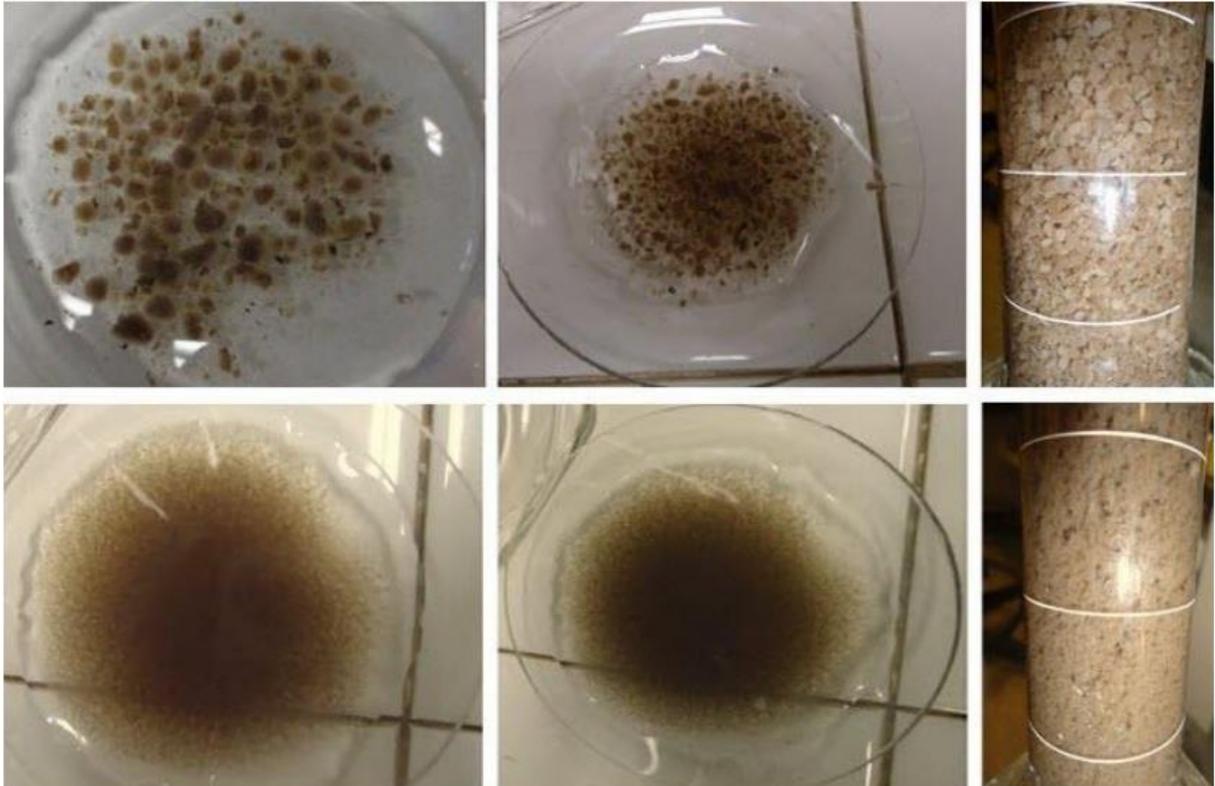
Nos reatores de biomassa aderida, há a introdução de material de enchimento, por exemplo, areia, pedras ou plástico, dentre outros, que podem se manter fixos ou móveis no reator, garantindo a aderência da biomassa que cresce sob a forma de biofilme aderido ao meio inerte (PIVELI, 2014). Nos últimos anos, foram desenvolvidos vários reatores de biofilme nos quais a biomassa é imobilizada em materiais transportadores móveis ou fixos. Exemplos de tais reatores incluem o filtro percolador (ou biofiltro), contator biológico rotativo (RBC) e reator de biofilme de leito móvel (MBBR). Como vantagens, esses processos proporcionam uma área reduzida para instalação da estação de tratamento de esgoto, em alguns casos dispensando a necessidade de tanques de sedimentação ou permitindo uma redução em suas dimensões. Além disso, esses processos possuem capacidade de suportar altas cargas volumétricas e orgânicas (BASSIN, 2018). Os grânulos podem ser considerados como uma estrutura de crescimento aderido, entretanto, diferentemente de outras tecnologias, o meio suporte para a aderência se constitui pela própria biomassa aglomerada (VON SPERLING, 2016). A tecnologia de lodo granular foi inicialmente desenvolvida para sistemas estritamente anaeróbios em 1980, e a granulação aeróbia é uma inovação ainda mais recente de reatores de biofilme para o tratamento de águas residuárias (BASSIN, 2018).

Outra solução apresentada para aperfeiçoar o desempenho dos reatores de tratamento de esgoto é a combinação de biomassa suspensa e fixa num único sistema. São chamados de “reatores híbridos”, permitindo instalações mais compactas, menores custos construtivos e, principalmente, a remoção de nitrogênio e fósforo, efetuando um tratamento mais completo do esgoto (WOLFF; PAUL; COSTA, 2005 apud NETO; DA COSTA, 2011).

Flocos e grânulos diferem em métrica, densidade, grau de agregação microbiana e gradientes internos de substratos e produtos. As resistências à transferência de massa de solutos que se aplicam aos biofilmes planares e esféricos tornam os grânulos intimamente diferentes dos flocos (PICIOREANU; PÉREZ; VAN LOOSDRECHT, 2016 apud WINKLER et al., 2018). Dolfing (1987) descreve os seguintes tipos de conglomerados presentes em reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB):

- Flocos são conglomerados com uma estrutura solta. Eles formam, macroscopicamente, uma camada após a sedimentação;
- Pelotas são conglomerados com uma estrutura mais densa do que os flocos. Após a sedimentação, esses conglomerados ainda são visíveis como entidades separadas;
- Grânulos são pelotas densas. Eles possuem aparência granular e suas formas não dependem da presença de água. Também podem suportar uma certa quantidade de pressão.

Figura 2 - Morfologia de lodo flocculado (imagens inferiores) e lodo granular (imagens superiores) de lodo ativado



Fonte: Lima et al. (2014)

Os grânulos são consórcios microbianos agrupados com diferentes espécies de bactérias e, tipicamente, contêm milhões de organismos por grama de biomassa. Comparado com o lodo ativado convencional, os biogrânulos possuem uma estrutura regular, densa e forte e boas propriedades de sedimentação. Eles permitem uma alta retenção de biomassa e suportam águas residuárias de alta concentração e cargas de choque (LIU; TAY, 2004).

O lodo granular foi reportado pela primeira vez por Young e McCarty em 1969 num sistema de filtro anaeróbio e observado na África do Sul durante a viagem do professor Gatzke Lettinga a esse país, antes do desenvolvimento do reator UASB (LIM; KIM, 2014). O fenômeno da granulação parece se restringir a esses tipos de reatores e, em menor escala, aos filtros anaeróbios (CHERNICHARO, 2007). Apesar de várias hipóteses terem sido feitas em relação ao processo de granulação em vários digestores anaeróbios, o fenômeno de granulação ainda não é claramente compreendido (FANG et al., 1994; SCHMIDT; AHRING, 1996; THAVEESRI et al., 1994; WU et al., 1991 apud LIM; KIM, 2014).

Os projetos de reatores UASB são caracterizados pelo fluxo de esgoto que entra pelo fundo do reator e flui ao longo de sua altura. A velocidade do fluxo ascendente cria uma pressão seletiva constante para os organismos, que podem aderir uns aos outros para formar grânulos que sedimentam bem (GUIOT; PAUSS; COSTERTON, 1992). De acordo com Alphenaar et al.

(1993 apud LIU; TAY, 2004), a granulação em reatores UASB é favorecida por uma combinação de alta velocidade ascensional no líquido e curto período de tempo de detenção hidráulica (TDH). A combinação desses fatores pode levar à lavagem de bactérias competitivas não granuladas e, conseqüentemente, promover a granulação do lodo. Essas descobertas são consistentes com aquelas reportadas para a granulação aeróbia (LIU; TAY, 2004). Outras fontes apontam para os microrganismos metanogênicos encontrados nos grânulos anaeróbios, considerados importantes para o início da granulação e desenvolvimento do lodo granular (SCHMIDT; AHRING, 1996). A maioria dos microrganismos que são capazes de formar grânulos incluem as bactérias desnitrificantes, bactérias nitrificantes, bactérias acidificadoras e/ou metanotróficas (LIM; KIM, 2014).

A granulação anaeróbia possui algumas desvantagens que incluem a necessidade de um longo período de *start-up*, temperatura de operação relativamente alta e inadequação para águas residuárias de baixa concentração. Além disso, a tecnologia de granulação anaeróbia não é adequada para a remoção de nutrientes. Para superar essas deficiências, as pesquisas têm sido dedicadas ao desenvolvimento da tecnologia de granulação aeróbia (LIU; TAY, 2004). A configuração granular possui várias vantagens na engenharia (GUIOT; PAUSS; COSTERTON, 1992):

- Os microorganismos são densamente agrupados geralmente;
- Não se perde espaço para suportes inertes;
- Os grânulos esféricos fornecem uma proporção máxima de microrganismo/espaço;
- Os grânulos apresentam excelentes propriedades de sedimentação devido ao seu grande tamanho (lei de Stokes).

### **3.2 Fundamentos da remoção biológica de matéria orgânica e nutrientes**

Para continuar a se reproduzir e funcionar adequadamente, um organismo deve ter fontes de energia, carbono para síntese de novo material celular e elementos inorgânicos (nutrientes), como nitrogênio, fósforo, enxofre, potássio, cálcio e magnésio. Nutrientes orgânicos podem também ser requeridos para a síntese de células. Fontes de carbono e de energia são usualmente referidos como substratos (METCALF & EDDY, 2016).

Em termos de fonte de carbono, há fundamentalmente dois tipos de organismos: os seres autótrofos (ou autotróficos), que utilizam o gás carbônico (CO<sub>2</sub>), e os seres heterótrofos (ou heterotróficos), cuja fonte é a matéria orgânica. Em relação à fonte de energia, os organismos são classificados em fototróficos, que utilizam a energia luminosa, e quimiotróficos,

que obtêm energia por meio de reações químicas. Na maior parte dos processos de tratamento, exceto as lagoas facultativas, a luz não penetra significativamente no líquido contido nos tanques destinados ao tratamento devido à elevada turbidez do líquido. Portanto, os organismos de real importância são os quimioautótrofos e os quimioheterótrofos, responsáveis pela maior parte das reações que ocorrem no tratamento biológico (VON SPERLING, 2016).

Tabela 1 - Classificação geral dos organismos baseada nas fontes de energia e carbono

<b>Classificação</b>	<b>Fonte de energia</b>	<b>Fonte de carbono</b>	<b>Organismos representativos</b>
Fotoautótrofos	Luz	CO <sub>2</sub>	Plantas superiores, algas, bactérias fotossintéticas
Fotoheterótrofos	Luz	Matéria orgânica	Bactérias fotossintéticas
Quimioautótrofos	Matéria inorgânica	CO <sub>2</sub>	Bactérias
Quimioheterótrofos	Matéria orgânica	Matéria orgânica	Bactérias, fungos, protozoários e animais

Fonte: Tchobanoglous e Schroeder (1985) e Metcalf & Eddy (1991) apud Von Sperling (2016)

As reações químicas que produzem energia pelos quimiotróficos são reações de oxidação-redução que envolvem a transferência de elétrons de um doador a um receptor. O doador do elétron é oxidado e o receptor de elétron é reduzido. Os doadores e receptores de elétrons podem ser compostos orgânicos ou inorgânicos, dependendo do microrganismo. O receptor de elétron pode estar disponível internamente à célula durante o metabolismo (endógeno) ou pode ser obtido externamente à célula (exógeno), por exemplo, o oxigênio dissolvido. Quando o OD é utilizado, a reação é denominada aeróbia, e reações envolvendo outros receptores de elétrons são consideradas anaeróbias. O termo anóxico é utilizado para distinguir o uso de nitrito ou de nitrato, como receptores de elétrons, de outros em condições anaeróbias (METCALF & EDDY, 2016).

Tabela 2 - Classificação de microrganismos por doadores de elétron, receptores de elétron, fontes de carbono celular e produtos finais

<b>Tipo de bactéria</b>	<b>Nome comum da reação</b>	<b>Fonte de carbono</b>	<b>Doador de elétron (substrato oxidado)</b>	<b>Receptor de elétron</b>	<b>Produtos</b>
Aeróbia heterotrófica	Oxidação aeróbia	Composto orgânico	Composto orgânico	O <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O
Aeróbia autotrófica	Nitrificação	CO <sub>2</sub>	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> , NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	O <sub>2</sub>	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> , NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>
	Oxidação de ferro	CO <sub>2</sub>	Fe <sup>+2</sup>	O <sub>2</sub>	Fe <sup>+3</sup>
	Oxidação de enxofre	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> S, S <sup>0</sup> , S <sub>2</sub> O <sub>3</sub> <sup>-2</sup>	O <sub>2</sub>	SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup>
Facultativa heterotrófica	Desnitrificação, reação anóxica	Composto orgânico	Composto orgânico	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> , NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	N <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O
Anaeróbia heterotrófica	Fermentação ácida	Composto orgânico	Composto orgânico	Composto orgânico	Ácidos graxos voláteis
	Redução de ferro	Composto orgânico	Composto orgânico	Fe <sup>+3</sup>	Fe <sup>+2</sup> , CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O
	Redução de sulfato	Composto orgânico	Composto orgânico	SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup>	H <sub>2</sub> S, CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O
	Metanogênese	Composto orgânico	Ácidos graxos voláteis	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>
Anaeróbia autotrófica	Anammox	CO <sub>2</sub>	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	N <sub>2</sub> , NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>

Fonte: Adaptado de Metcalf & Eddy (2016)

### 3.2.1 Remoção de matéria orgânica

A introdução de matéria orgânica em um corpo d'água resulta, indiretamente, no consumo de oxigênio dissolvido. Isto se deve aos processos de estabilização da matéria orgânica realizados pelas bactérias decompositoras, as quais utilizam o OD disponível no meio líquido para a sua respiração. O decréscimo da concentração de oxigênio dissolvido tem diversas implicações do ponto de vista ambiental, por exemplo, a mortandade de peixes e a condições sépticas, constituindo-se em um dos principais problemas de poluição das águas (VON SPERLING, 2014).

Em um esgoto predominantemente doméstico, 75% dos sólidos em suspensão e 40% dos sólidos dissolvidos são de natureza orgânica. Estes compostos são constituídos, principalmente, de carbono, hidrogênio e oxigênio, além de outros elementos como nitrogênio, fósforo, enxofre e ferro. Os principais grupos de substâncias orgânicas encontradas nos esgotos são proteínas (40 a 60%), carboidratos (25 a 60%) e óleos e graxas (10%). Outros compostos orgânicos sintéticos são encontrados em menor quantidade, por exemplo, detergentes, pesticidas e fenóis (METCALF & EDDY, 1991 apud PIVELI; KATO, 2006).

Devido à enorme variedade de substâncias orgânicas presentes na maioria das águas residuárias, é totalmente impraticável determiná-las individualmente. Por essa razão, existe o conceito de material orgânico, que é indicativo para a quantidade de todas as substâncias orgânicas juntas em uma água residuária. Na engenharia sanitária, usa-se com maior frequência a propriedade que o material orgânico pode ser oxidado. Existem dois testes diferentes, ambos de amplo uso na prática: o teste da Demanda Química de Oxigênio (DQO) e o teste da Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) (VAN HANDEEL; MARAIS, 1999). Como na DBO se mede apenas a fração biodegradável, quanto mais este valor se aproximar da DQO, mais facilmente biodegradável será o efluente (PIVELI; KATO, 2006).

A matéria carbonácea (baseada no carbono orgânico) presente nos esgotos a serem tratados pode ser dividida quanto à sua biodegradabilidade em não biodegradável ou biodegradável (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999; VON SPERLING, 2016):

- Matéria orgânica não biodegradável (inerte): passa pelo sistema de tratamento sem mudança em sua forma. Duas frações podem ser identificadas com relação ao estado físico:
  - Solúvel: não é afetada pelo lodo no sistema e é descarregada juntamente com o efluente tratado;
  - Particulada (em suspensão): é envolvida pela biomassa, sendo removida com o lodo excedente ou que se sedimenta no fundo dos reatores.
- Matéria orgânica biodegradável: sofre alterações na sua passagem pelo sistema. Duas frações podem ser identificadas com relação à facilidade de degradação e, indiretamente, ao estado físico:
  - Rapidamente biodegradável: apresenta-se usualmente na forma solúvel, consistindo de moléculas relativamente simples. O seu pequeno tamanho permite a penetração pela parede celular de bactérias e seu metabolismo direto.
  - Lentamente biodegradável: apresenta-se geralmente na forma particulada, embora possa haver matéria orgânica solúvel de degradação lenta. O material de degradação lento consiste de moléculas relativamente complexas, que não são utilizadas diretamente pelas bactérias. Para que isso ocorra, são necessários vários processos que incluem a floculação, adsorção à superfície de microrganismos e conversão em matéria solúvel por meio da atuação de enzimas extracelulares. Esse mecanismo de conversão, denominado hidrólise, não envolve utilização de energia, mas resulta numa demora para o consumo da matéria orgânica.

### 3.2.2 Remoção de nitrogênio

Os compostos de nitrogênio são nutrientes para os processos biológicos. Eles são considerados macronutrientes, pois, depois do carbono, o nitrogênio é o elemento exigido em maior quantidade pelas células vivas. Quando descarregados nas águas naturais conjuntamente com o fósforo e outros nutrientes presentes nos despejos, provocam o enriquecimento do meio, tornando-o mais fértil, o que é denominado de eutrofização. Desse modo, possibilitam o crescimento em maior extensão dos seres vivos que os utilizam, especialmente as algas. Esse crescimento excessivo de populações de algas pode trazer prejuízos aos usos que se possam fazer dessas águas, prejudicando seriamente o abastecimento público ou causando poluição por morte e decomposição (BRAGA et al., 2005; PIVELI; KATO, 2006). Outros problemas do excesso de compostos de nitrogênio nas águas naturais são a nitrificação, que implica no consumo de oxigênio dissolvido, a toxicidade de amônia livre para os peixes e o nitrogênio na forma de nitrato, associado a doenças como a metemoglobinemia (VON SPERLING, 2014).

Ao longo do processo de tratamento, o nitrogênio pode se apresentar em diversas formas e em distintos estados de oxidação, que incluem a amônia não ionizada (amônia livre) ( $\text{NH}_3$ ), a amônia ionizada (íon amônio) ( $\text{NH}_4^+$ ), o nitrogênio gasoso ( $\text{N}_2$ ), o íon nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) e o íon nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ). Nos esgotos domésticos brutos, as formas predominantes são a amônia e o nitrogênio orgânico (ureia, aminoácidos e outras substâncias orgânicas com o grupo amino). Ocasionalmente, ocorrem traços de formas oxidadas do nitrogênio, como o nitrito e, principalmente, o nitrato. A soma da concentração de nitrogênio orgânico e o amoniacal é denominada de Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK) (VAN HANDEEL; MARAIS, 1999; VON SPERLING, 2012).

A matéria nitrogenada orgânica pode ser subdividida de forma similar à matéria carbonácea, também em duas frações quanto à biodegradabilidade: inerte e biodegradável. Esta fração, por sua vez, pode ser classificada em rapidamente biodegradável (forma solúvel) e lentamente biodegradável (forma particulada) (VON SPERLING, 2012).

A amônia existe em solução tanto na forma de íon quanto na forma livre não ionizada segundo o pH, sendo que na faixa usual para esgotos sanitários, próximo à neutralidade, a amônia se apresenta na forma ionizada praticamente. A amônia é utilizada tanto pelas bactérias heterotróficas quanto pelas autotróficas (VON SPERLING, 2012).

No sistema de lodo ativado, podem ocorrer vários processos que mudam a forma do material nitrogenado, como a amonificação, assimilação, nitrificação e desnitrificação (VAN HANDEEL; MARAIS, 1999). Na reação de amonificação, o nitrogênio orgânico rapidamente

biodegradável é convertido em amônia por bactérias heterotróficas. Já o nitrogênio orgânico lentamente biodegradável é convertido para a forma solúvel através de hidrólise, que ocorre em paralelo com a hidrólise da matéria carbonácea (VON SPERLING, 2012). No sistema de lodo ativado, o nitrogênio orgânico é rapidamente e quase quantitativamente convertido em nitrogênio amoniacal e, na assimilação, acontece o processo inverso da amonificação, com o nitrogênio amoniacal sendo convertido para nitrogênio orgânico (VAN HANDEEL; MARAIS, 1999). Na maioria das plantas de tratamento de águas residuárias, o nitrogênio é removido por nitrificação-desnitrificação biológica (VAN HULLE et al., 2010).

### 3.2.2.1 Nitrificação

Nitrificação é a oxidação aeróbia da amônia para nitrato e se consiste em duas etapas sequenciais conduzidas por dois grupos de bactérias quimioautotróficas não relacionadas filogeneticamente. Algumas bactérias heterotróficas também podem oxidar amônia para nitrato, mas contribuem de uma maneira reduzida para a oxidação total da amônia. Primeiramente, a amônia é oxidada para nitrito pelas bactérias oxidadoras de amônia (BOA). Depois, este composto é oxidado para nitrato pelas bactérias oxidadoras de nitrito (BON) (VAN HULLE et al., 2010). Nitritaço é o termo utilizado para descrever o processo que oxida amônia a apenas nitrito. A nitrificação ocorre na maioria dos projetos de processos biológicos aeróbios de crescimento suspenso e de biofilme fixo, utilizados para efetuar a remoção de amônia ou de nitrogênio, mas os processos de nitritaço são também utilizados naqueles cujo crescimento de bactérias autotróficas que oxidam nitrito a nitrato são impedidos ou inibidos (METCALF & EDDY, 2016).

As populações das bactérias nitrificantes são autotróficas, ou seja, sua fonte de carbono é inorgânica, e um déficit desse substrato deve resultar em uma diminuição da taxa do processo (GUISASOLA et al., 2007). Além disso, elas requerem oxigênio dissolvido para oxidar compostos inorgânicos ( $\text{NH}_4^+$  ou  $\text{NO}_2^-$ ) e obter energia para suas células (METCALF & EDDY, 2016). A limitação de carbono está relacionada com os requisitos de alcalinidade do sistema para tamponar a acidificação do meio devido ao processo de nitrificação. Portanto, o bicarbonato é usado para fins de tamponamento e crescimento (GUISASOLA et al., 2007).

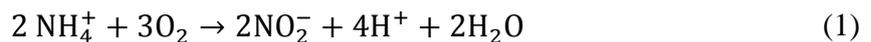
As BOA podem ser classificadas quanto à subclasse de proteobactérias em  $\alpha$ -*Proteobacteria* e  $\beta$ -*Proteobacteria*. Esse primeiro grupo é encontrado em ambientes marinhos, não sendo, portanto, importante para aplicações em tratamento de esgoto. As BOA  $\beta$ -*Proteobacteria* são divididas em dois gêneros: *Nitrosomonas* e *Nitrospira*. A filogenia das

BON apresenta maior diversidade, com três grupos de proteobactérias (*α-Proteobacteria*, *γ-Proteobacteria* e *δ-Proteobacteria*) e quatro gêneros que incluem a *Nitrobacter*, *Nitrococcus*, *Nitrospina* e *Nitrospira* (PURKHOLD et al., 2000; KROOPS; POMMERENING-ROSER, 2001 apud METCALF & EDDY, 2016).

Durante muitas décadas, acreditava-se que as bactérias autotróficas aeróbias eram responsáveis pela oxidação de amônia e de nitrito. Entretanto, Strous et al. (1999) fizeram referência a uma nova bactéria capaz de oxidar amônia com nitrito sob condições anaeróbias (processo anammox), e Konneke et al. (2005) mostraram que a oxidação de amônia não é limitada a bactérias e que pode ser efetuada por organismos do domínio *Arquea* (METCALF & EDDY, 2016).

As reações dos processos biológicos de nitrificação são (VON SPERLING, 2016):

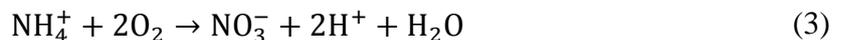
Nitritação:



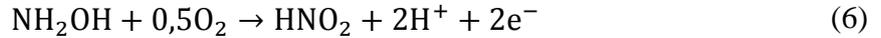
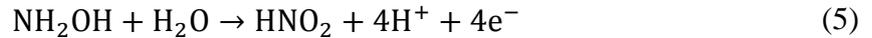
Nitratação:



A equação global da nitrificação resulta:



A nível bioquímico, o processo de nitrificação envolve muito mais do que a oxidação sequencial da amônia para nitrito e nitrito para nitrato. Várias reações intermediárias e enzimas estão envolvidas no processo (FERREIRA, 2000). Suzuki, Dular e Kwok (1974) estudaram a cinética de nitrificação das bactérias *Nitrosomonas* sob várias concentrações de amônia e pH, e concluíram que a forma não ionizada da amônia pode ser o substrato utilizado ao invés do íon amônio. De modo similar, o ácido nitroso livre ( $\text{HNO}_2$ ) poderia ser oxidado pela bactéria *Nitrobacter agilis* no lugar do nitrito (SUZUKI; DULAR; KWOK, 1974). Por outro lado, acima de determinados limites, a amônia livre e o ácido nitroso livre inibem microrganismos nitrificantes, sendo considerados como substratos/inibidores para oxidação da amônia e do nitrito (FERREIRA, 2000; VAN HULLE et al., 2010). Ge et al. (2015) apresenta as seguintes reações para o processo de nitrificação:



Nota-se pelas reações, o consumo de oxigênio livre, geralmente referido como demanda nitrogenada, e a liberação de cátions  $\text{H}^+$ , consumindo a alcalinidade do meio e possivelmente reduzindo o pH (VON SPERLING, 2016). A liberação desse cátion ocorre na reação de nitratação, ocorrendo, portanto, o consumo de alcalinidade somente nesta etapa. Assim, a nitrificação completa a nitrato promove uma redução de alcalinidade igual à da nitratação para uma mesma quantidade de amônia oxidada.

Deduz-se que o processo de nitrificação consome  $7,14 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$  por  $1 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$  oxidado (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999). A quantidade real de oxigênio e de alcalinidade consumida por unidade de amônia removida em sistemas de nitrificação é menor do que a prevista pelas equações estequiométricas, porque parte da amônia removida é incorporada na biomassa produzida durante a nitrificação (METCALF; EDDY, 2016).

A concentração de amônia e OD, temperatura e pH são importantes parâmetros na cinética da nitrificação, pois afetam a taxa específica de crescimento das nitrificantes ( $\mu_n$ ), sendo propostas funções matemáticas que a associam a esses parâmetros (SURAMPALLI et al., 1997; VAN HAANDEL; MARAIS, 1999; VON SPERLING, 2012).

A taxa de nitrificação num sistema de lodo ativado diminui com o decréscimo de temperatura (SURAMPALLI et al., 1997). Observou-se a ocorrência de nitrificação numa faixa de 5 a 50 °C, mas a temperatura ótima encontra-se na ordem de 25 a 36 °C (ARCEIVALA, 1981; BARNES; BLISS, 1983 apud VON SPERLING, 2012). Van Haandel e Marais (1999) relataram que em sistemas de lodo ativado com temperaturas acima de 24°C, o que ocorre ao menos durante parte do ano em regiões tropicais, o desenvolvimento da nitrificação é praticamente inevitável se há presença de oxigênio dissolvido. A taxa específica máxima de crescimento dos organismos nitrificantes é significativamente afetada pela temperatura (VON SPERLING, 2012). Segundo Downing (1978 apud VON SPERLING, 2012), o efeito da temperatura pode ser descrito por:

$$\mu_{\text{máx}} = \mu_{\text{máx},20} \cdot \theta^{(T-20)} \quad (7)$$

Em que:

$\mu_{\text{máx}}$  ( $\text{d}^{-1}$ ): taxa específica máxima de crescimento numa temperatura “T”

$\mu_{\text{máx},20}$  ( $\text{d}^{-1}$ ): taxa específica máxima de crescimento a 20°C

$\Theta$ : coeficiente de temperatura

T (°C): temperatura

Segundo Van Haandel e Marais (1999), a maioria dos pesquisadores se refere a um valor de “ $\mu_n$ ” praticamente constante na faixa de pH entre 7,0 e 8,5, observando-se uma diminuição rápida fora dessa variação. Para fins de projeto, deve-se levar em consideração que a taxa de nitrificação pode cair significativamente se o pH é reduzido abaixo da zona neutra, e que para uma ótima performance o melhor é manter o pH na faixa de 6,5 a 8,0 (FERREIRA, 2000). Um valor de pH baixo afeta sensivelmente a atividade dos microrganismos, como as *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, ambos ativos no processo de nitrificação. Abaixo de um pH igual a 6, a atividade das nitrificantes virtualmente cessa (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

Tem sido demonstrado que, numa faixa de pH de 5,0 a 8,0 em um reator biológico aquoso, o pH de equilíbrio será governado pela quantidade de CO<sub>2</sub> e alcalinidade presentes no sistema (FERREIRA, 2000). Considerando somente o sistema carbônico na composição da alcalinidade, que é de maior importância no licor misto de lodo ativado, pode-se demonstrar que quando a alcalinidade se reduz abaixo de 35 ppm CaCO<sub>3</sub>, o pH depende acentuadamente do valor da alcalinidade, que poderá se reduzir a uma faixa fora da neutralidade (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

O oxigênio dissolvido no reator é um pré-requisito indispensável para a ocorrência da nitrificação. A concentração crítica de OD, abaixo da qual a nitrificação não se processa, encontra-se em torno de 0,2 mg.L<sup>-1</sup> (BARNES; BLISS, 1983 apud VON SPERLING, 2012). No entanto, valores mais elevados devem ser mantidos no tanque de aeração para garantir que em pontos de acesso mais difícil do oxigênio, como no interior dos flocos de lodo ativado, seja mantida uma concentração superior à crítica. EPA (1993) recomenda um OD mínimo de 2,0 mg.L<sup>-1</sup> de modo a evitar problemas com os picos de amônia afluyente (VON SPERLING, 2012).

A idade do lodo é outro parâmetro importante para um sistema em que se deseja obter a nitrificação (EKAMA, 2010). A taxa de crescimento dos organismos nitrificantes, principalmente *Nitrosomonas*, é bem lenta e bastante inferior à dos microrganismos responsáveis pela estabilização da matéria carbonácea. Assim, em um sistema de tratamento

biológico em que se deseja a nitrificação, a idade do lodo deve ser tal que propicie o desenvolvimento das bactérias nitrificantes, antes que elas sejam varridas do sistema (VON SPERLING, 2012). É necessário que a idade do lodo ( $R_s$ ) seja igual ou superior ao inverso da taxa de crescimento das bactérias nitrificantes, ou seja:

$$R_s \geq R_{s,\text{mín}} \rightarrow R_{s,\text{mín}} = \frac{1}{\mu_n - b_n} \quad (8)$$

Em que:

$\mu_n$  ( $d^{-1}$ ): taxa específica de crescimento das nitrificantes

$b_n$  ( $d^{-1}$ ): constante de decaimento endógeno das nitrificantes

$R_s$  (d): idade do lodo

$R_{s,\text{mín}}$  (d): idade do lodo mínima para nitrificação

Se a concentração de amônia for maior que  $2 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ , a reação de nitrificação ocorre com a máxima taxa de crescimento, ou seja, “ $\mu_n$ ” é igual a “ $\mu_{n,\text{máx}}$ ”. Dificilmente, essa concentração é menor do que  $2 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$  num sistema de lodo ativado (PIVELI, 2017). Arceivala (1981 apud VON SPERLING, 2012) propõe que, para esgotos sem nenhum fator inibidor específico, podem ser consideradas as idades de lodo mínimas de 6,5 e 3,5 dias para as temperaturas de  $15^\circ\text{C}$  e  $20^\circ\text{C}$ , respectivamente.

### 3.2.2.2 Desnitrificação

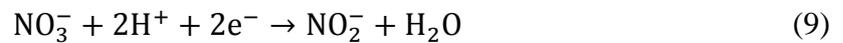
A desnitrificação é a redução de compostos oxidados de nitrogênio, como nitrito ou nitrato, para compostos gasosos de nitrogênio (SCHMIDT et al., 2003). A desnitrificação de nitrato para nitrogênio gasoso ocorre em duas etapas. A primeira envolve a redução de nitrato para nitrito. Na segunda etapa, o nitrito é reduzido para a produção de  $\text{N}_2$  (SURAMPALLI et al., 1997).

O processo é realizado por várias bactérias quimiorganotróficas, litoautotróficas e fototróficas e alguns fungos (SHOUN; TANIMOTO, 1991; ZUMFT, 1997 apud SCHMIDT et al., 2003). Uma gama de organismos heterotróficos pode efetuar a desnitrificação, incluindo os seguintes gêneros: *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Arthrobacter*, *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Corynebacterium*, *Flavobacterium*, *Halobacterium*, *Hypomicrobium*, *Methanomonas*, *Moraxella*, *Neisseria*, *Paracoccus*, *Propionibacterium*, *Pseudomonas*, *Rhizobium*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum* e *Vibrio* (PAYNE, 1981; GAYLE,

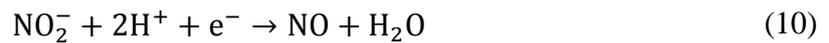
1989 apud METCALF & EDDY, 2016). A maioria dessas bactérias são organismos facultativos aeróbios com a habilidade de utilizar oxigênio, nitrato ou nitrito, e alguns podem ainda efetuar fermentação na ausência de nitrato ou de oxigênio (METCALF & EDDY, 2016).

O carbono orgânico para os microrganismos heterotróficos pode ser adicionado artificialmente ao esgoto (por exemplo, metanol ou etanol) ou estar disponível internamente no próprio esgoto doméstico (VON SPERLING, 2012). O nitrato é reduzido a nitrogênio gasoso de acordo com as seguintes reações químicas (KANEHISA et al., 2017 apud GUIMARÃES, 2017):

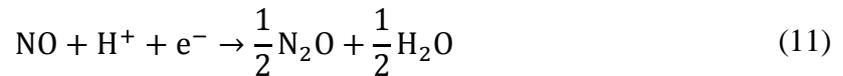
Redução do nitrato a nitrito:



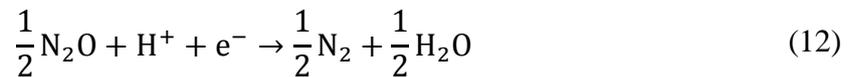
Redução do nitrito a óxido nítrico:



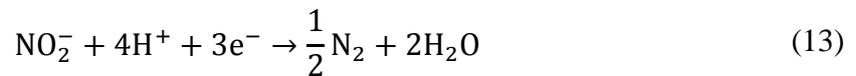
Redução do óxido nítrico a óxido nitroso:



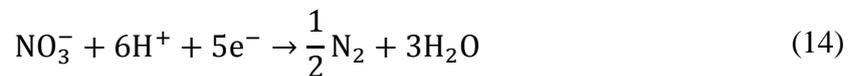
Redução do óxido nitroso a nitrogênio gasoso:



Reação global da redução do nitrito a nitrogênio gasoso:



Reação global da redução do nitrato a nitrogênio gasoso:

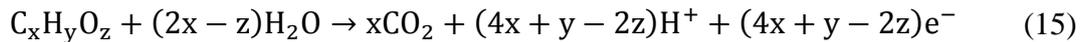


O óxido nítrico (NO) e o óxido nitroso (N<sub>2</sub>O) são gases incolores de nitrogênio. O NO, na atmosfera, oxida para dióxido de nitrogênio (NO<sub>2</sub>), que é o principal componente na formação da névoa fotoquímica (VESILIND; MORGAN, 2015). Entretanto, a emissão de N<sub>2</sub>O é de maior preocupação, porque ele é um dos potentes gases associados ao efeito estufa (METCALF & EDDY, 2016). Como o N<sub>2</sub>O tem um potencial de aquecimento global equivalente a 300 vezes o CO<sub>2</sub> (IPCC, 2007 apud YANG et al., 2013), sua emissão tem sido

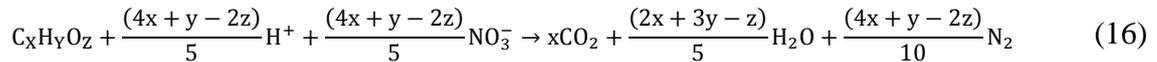
considerada como um importante aspecto de sustentabilidade na indústria de tratamento de águas residuárias (YANG et al., 2013).

Admitindo-se uma fórmula geral estrutural  $C_xH_yO_z$  para o material orgânico, as reações de oxirredução durante o processo de desnitrificação resultam nas seguintes equações (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999):

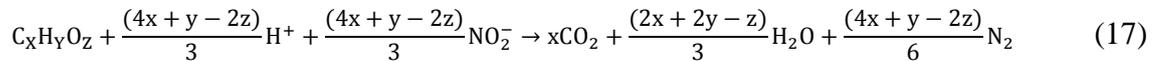
Oxidação da matéria orgânica:



Multiplicando a Equação (14) por “ $4x + y - 2z / 5$ ” e somando com a Equação (15), a desnitrificação do nitrato resulta na seguinte reação de oxirredução:



Considerando o nitrito como receptor de elétrons, a Equação (13) multiplicada por “ $4x + y - 2z / 3$ ” e somada com a Equação (15) resulta:

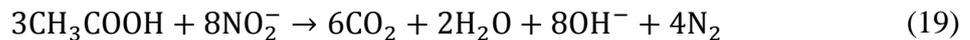


Metcalf & Eddy (2016) apresenta as seguintes reações de desnitrificação para o ácido acético ( $CH_3COOH$ ):

Nitrato como receptor de elétron:



Nitrito como receptor de elétron:



As equações mostram que 1 mol de nitrito ou de nitrato reduzidos consomem 1 mol de  $H^+$  (ocasionando a produção de 1 mol de  $OH^-$ ), gerando o mesmo efeito na reposição de alcalinidade para o meio. Porém, uma menor quantidade de matéria orgânica é consumida na redução do nitrito quando comparada com a redução da mesma quantidade de nitrato.

O oxigênio dissolvido pode inibir a redução de nitrato pela repressão da enzima de redução de  $NO_3^-$  (METCALF & EDDY, 2016). A necessidade é de que haja condições anóxicas no floco, ou seja, na vizinhança imediata das bactérias desnitrificantes (VON SPERLING,

2012). Em sistemas de lodos ativados, o tema de oxigênio dissolvido é confundido pelo fato de que a concentração de OD medida na massa líquida não representa a concentração de OD real no floco de lodo ativado (METCALF & EDDY, 2016). A desnitrificação pode ocorrer paralelamente à nitrificação devido à formação de zonas anóxicas no interior dos flocos das colônias de lodo ativado. A desnitrificação também pode ocorrer em decantadores, onde a disponibilidade de oxigênio é escassa e a de nitrato é mais alta, oriunda das zonas de nitrificação aeradas (FERREIRA, 2000).

Outros fatores influentes na desnitrificação são a temperatura e o pH. A reação de desnitrificação ocorre em uma ampla faixa de temperatura, de 0°C a 50°C, com um ótimo na faixa de 35°C a 50°C (BARNES; BLISS, 1983 apud VON SPERLING, 2012). Apesar da variação de informações, pode-se concluir que o pH deve estar próximo à neutralidade, evitando-se valores inferiores a 6,0 e superiores a 8,0 (VON SPERLING, 2012). Observa-se que a taxa de desnitrificação é máxima para a faixa entre 7,0 e 7,5 (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

A perda de alcalinidade durante a nitrificação pela liberação de cátions  $H^+$  pode ser contornada parcialmente por sua produção durante a desnitrificação. Conforme mencionado, para cada 1 mgN-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L<sup>-1</sup> nitrificado, são consumidos 7,14 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> de alcalinidade, e na desnitrificação, existe uma reposição de 3,57 mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> para cada 1 mgN-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup> ou 1 mgN-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup> convertido a N<sub>2</sub>. Isso implica numa economia de 50% no consumo de alcalinidade quando há a ocorrência de nitrificação e desnitrificação no sistema, que também proporciona uma economia teórica de 62,5% no consumo de oxigênio (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999; VON SPERLING, 2012). A variação total da alcalinidade ( $\Delta alc_t$ ) de um sistema de lodo ativado devido às reações de nitrogênio será igual à soma dos efeitos da amonificação ( $\Delta alc_{am}$ ), nitrificação ( $\Delta alc_n$ ) e desnitrificação ( $\Delta alc_d$ ), podendo ser calculado da seguinte maneira (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999):

$$\Delta alc_{am} = 3,57. (N_{oa} - N_{oe} - N_l) \quad (20)$$

$$\Delta alc_n = -7,14. (N_{ka} - N_{ke} - N_l) \quad (21)$$

$$\Delta alc_d = 3,57. (N_{na} + N_{ka} - N_{ke} - N_l - N_{ne}) \quad (22)$$

Amonificação, nitrificação e desnitrificação:

$$\Delta alc_t = \Delta alc_{am} + \Delta alc_n + \Delta alc_d = -3,57. [(N_{aa} - N_{ae}) - (N_{na} - N_{ne})] \quad (23)$$

Em que:

$N_k$  (mgN-NTK.L<sup>-1</sup>): concentração de NTK

$N_o$  (mgN-N<sub>org</sub>.L<sup>-1</sup>): concentração de nitrogênio orgânico

$N_a$  (mgN-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L<sup>-1</sup>): concentração de amônia

$N_n$  (mgN-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup>): concentração de nitrato

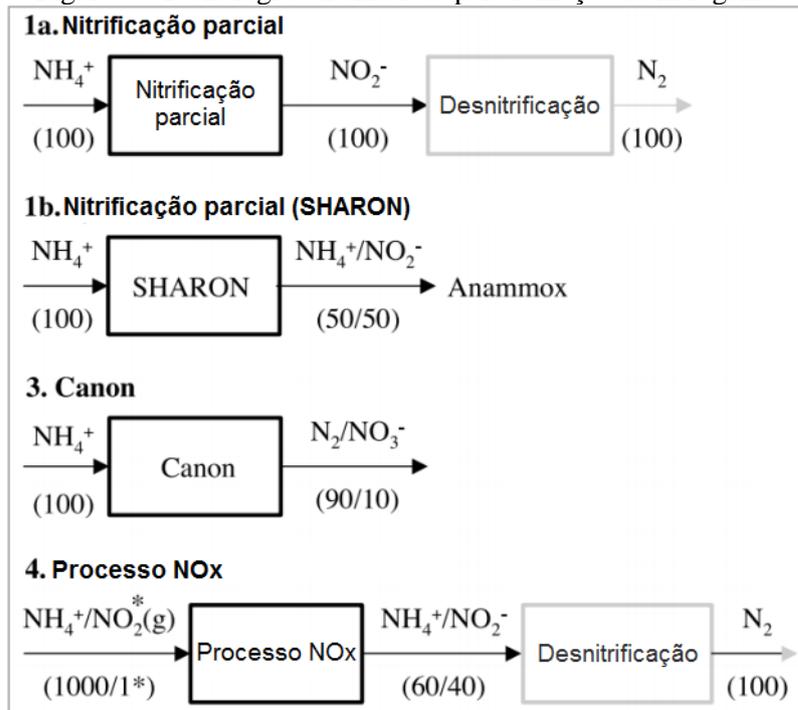
$N_i$  (mgN-NTK.L<sup>-1</sup>): concentração de NTK afluente para a produção de lodo em excesso

Os índices subsequentes “a” e “e” se referem a afluente e efluente, respectivamente.

### 3.2.2.3 Novas alternativas para remoção de nitrogênio

A recente descoberta dos planctomicetes oxidadores anaeróbios de amônia e do metabolismo anaeróbio de proteobactérias oxidadoras de amônia tornou acessível novas possibilidades para a remoção de nitrogênio das águas residuárias, que incluem a nitrificação (ou nitrificação parcial), desnitrificação de nitrificantes (processo NO<sub>x</sub>) e oxidação anaeróbia de amônia (processo anammox) (SCHMIDT et al., 2003). Esses tipos de conversões de nitrogênio também podem estar presentes em sistemas granulares, de modo que é oportuno o entendimento dos processos bioquímicos envolvidos nessas novas alternativas.

Figura 3 - Tecnologias alternativas para remoção de nitrogênio

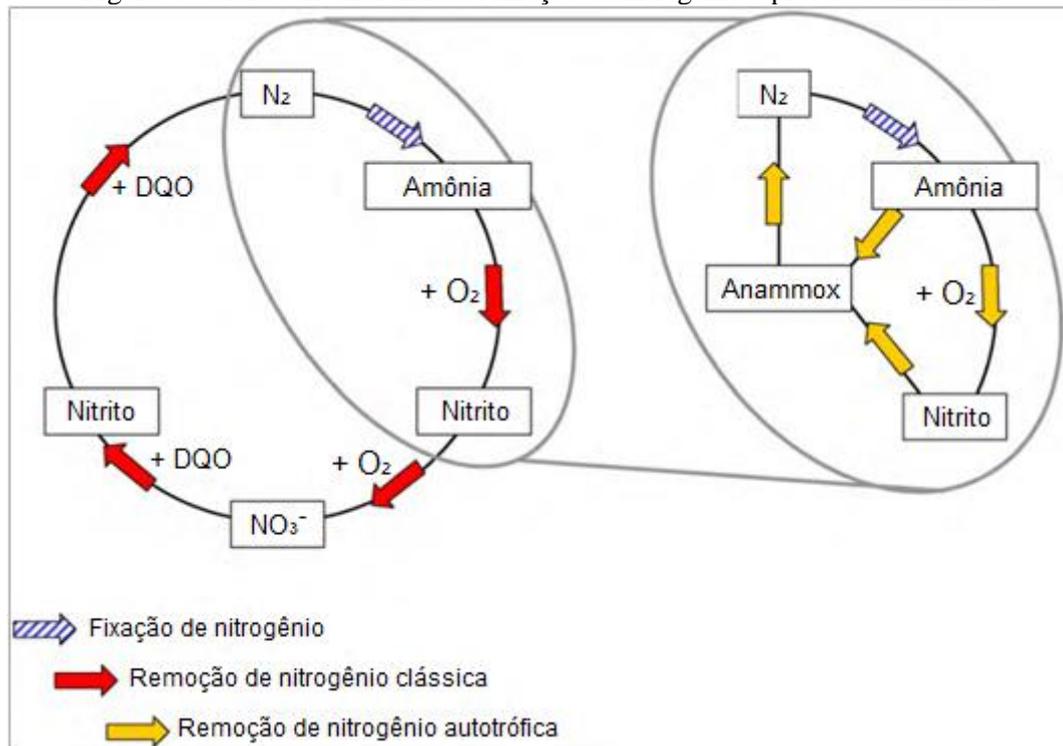


Fonte: Adaptado de Schmidt et al. (2003)

### 3.2.2.3.1 Nitrificação parcial

Uma alternativa mais sustentável do que a nitrificação-desnitrificação são os processos de nitrificação-desnitrificação, que produzem economia na demanda de oxigênio durante a nitrificação (até 25% na economia de aeração), redução da demanda de matéria orgânica no processo de desnitrificação (até 40%) e diminuição da produção excedente de lodo (até 40%). Também possibilitam o aumento da velocidade de desnitrificação (AUN, 2007; VAN HULLE et al., 2010), pois apenas o nitrito e não o nitrato deve ser reduzido a  $N_2$  (SCHMIDT et al., 2003). A nitrificação parcial foi reportada como uma técnica viável e economicamente favorável, especialmente quando são tratadas águas residuárias com altas concentrações de amônia ou baixas razões carbono/nitrogênio (PENG; ZHU, 2006).

Figura 4 - Ciclo convencional de remoção de nitrogênio e processo anammox



Fonte: Adaptado de Van Hulle et al. (2010)

Para uma implementação bem-sucedida dessa tecnologia, o ponto crítico é manter a nitrificação parcial de amônio em nitrito. Esta pode ser obtida pela inibição seletiva das BON por meio da regulação apropriada da concentração de OD, idade do lodo microbiana, pH, temperatura, concentração e carga do substrato e ação de inibidores. A concentração de  $NH_3$  e  $HNO_2$  também são importantes parâmetros ambientais desses processos. A diferença na

sensibilidade das BOA e BON em relação a essas influências determina se haverá acúmulo de nitrito em um sistema de nitrificação. As bactérias oxidadoras de nitrito são geralmente mais sensíveis a condições ambientais prejudiciais do que as oxidadoras de amônio (PENG; ZHU, 2006; VAN HULLE et al., 2010).

A partir das reações de equilíbrio da amônia ( $\text{NH}_4^+ \leftrightarrow \text{NH}_3 + \text{H}^+$ ) e do ácido nitroso ( $\text{HNO}_2 \leftrightarrow \text{NO}_2^- + \text{H}^+$ ) e das funções que associam as constantes de dissociação com a temperatura, pode-se deduzir as seguintes equações (METCALF & EDDY, 2016; VAN HULLE et al., 2010):

$$C_{\text{NH}_3} = \frac{C_{\text{NA}} \cdot 10^{\text{pH}}}{\left(\frac{1}{k_A}\right) + 10^{\text{pH}}} = \frac{C_{\text{NA}} \cdot 10^{\text{pH}}}{\frac{6344}{e^{273+T}} + 10^{\text{pH}}} \quad (24)$$

$$C_{\text{HNO}_2} = \frac{C_{\text{NO}_2}}{k_N \cdot 10^{\text{pH}}} = \frac{C_{\text{NO}_2}}{e^{\frac{-2300}{273+T}} \cdot 10^{\text{pH}}} \quad (25)$$

Em que:

$C_{\text{NH}_3}$  (mgN-NH<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>): concentração de amônia livre

$C_{\text{NA}}$  (mgN-NA.L<sup>-1</sup>): concentração de nitrogênio amoniacal, ou seja, soma das concentrações de amônia livre e amônio

$k_A$ : constante de ionização do amônio

T (°C): temperatura

$C_{\text{HNO}_2}$  (mgN-HNO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>): concentração de ácido nitroso livre

$C_{\text{NO}_2}$  (mgN-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup>): concentração de nitrito

$k_N$ : constante de ionização do ácido nitroso

Em relação a esses compostos, a amônia livre é o principal inibidor da nitrificação sob elevado valor de pH (maior que 8,0), enquanto que o ácido nitroso é o principal inibidor em pH baixo (menor que 7,5). Na literatura, diferentes valores limiares foram propostos para inibição da nitrificação, mas esses são muito sensíveis à adaptação bacteriana (VAN HULLE et al., 2010). Anthonisen et al. (1976) avaliaram o efeito inibitório da amônia livre e do ácido nitroso a partir de estudos de águas residuárias municipais, industriais e agrícolas. Os autores relataram que as concentrações inibitórias de NH<sub>3</sub> variaram entre 0,1 e 150 mgN-NH<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e que para o HNO<sub>2</sub>, esses valores foram de 0,2 a 2,8 mgN-HNO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>. Também reportaram que a inibição não era permanente e poderia ser atenuada pelo ajuste de condições operacionais que diminuíssem as concentrações de NH<sub>3</sub> e HNO<sub>2</sub>. Segundo Ferreira (2000), a amônia livre começa

a inibição das *Nitrosomonas* em concentrações de 10 a 150 mgN-NH<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> e das *Nitrobacter* na faixa de 0,1 a 1,0 mgN-NH<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>. Já o ácido nitroso livre inicia a inibição das *Nitrosomonas* e *Nitrobacter* na faixa de concentração de 0,22 a 2,8 mgN-HNO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> (FERREIRA, 2000).

Hellinga et al. (1998) concluíram que a temperatura acima de 25°C ocasiona um aumento da taxa específica de crescimento das BOA, que se torna maior do que as taxas de crescimento das BON. O processo SHARON<sup>®</sup> (*Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite*), no qual metade do amônio é oxidado para nitrito, é baseado nesse princípio. Neste processo, a nitrificação do amônio para nitrito é estabelecida por meio uma operação em alta temperatura (acima de 25°C) e manutenção de uma idade do lodo apropriada, de 1 a 1,5 dias, de modo que as BOA são mantidas no reator, enquanto que as oxidadoras de nitrito são lavadas do sistema (VAN HULLE et al., 2010).

Uma variação do processo SHARON<sup>®</sup> utiliza um segundo princípio para prevenir a oxidação do nitrito: sob baixas concentrações de oxigênio (menores do que 0,4 mg.L<sup>-1</sup> ou 5% de saturação de ar) e com amônio em excesso, as BON são incapazes de crescer e o nitrito se torna o produto final estável da nitrificação (SCHMIDT et al., 2003). As BOA parecem ser mais robustas contra baixas concentrações de OD do que as BON. O acúmulo de nitrito nessas condições é usualmente explicado pela diferença na constante de meia saturação do oxigênio para as oxidadoras de amônio e de nitrito. Em outras palavras, a deficiência de oxigênio devido à baixa concentração de OD influencia a atividade das BON mais significativamente do que a das BOA (PHILIPS; LAANBROEK; VERSTRAETE, 2002; HANAKI; WANTAWIN; OHGAKI, 1990 apud VAN HULLE et al., 2010). Hanaki et al. (1990) observaram uma inibição acentuada da oxidação de nitrito para uma concentração de 0,5 mg.L<sup>-1</sup>. Por outro lado, Eigner e Bock (1972 apud SCHMIDT et al., 2003) observaram a inibição de bactérias do gênero *Nitrobacter* sob concentrações elevadas de oxigênio.

#### 3.2.2.3.2 Anammox

No processo ANAMMOX<sup>®</sup> (*Anaerobic Ammonia Oxidation*), a amônia é oxidada sob condições anóxicas e o nitrito é utilizado como aceptor de elétrons. Essa oxidação é mediada por um grupo de bactérias planctomicetes, duas das quais foram nomeadas provisoriamente: *Candidatus Brocadia anammoxidans* e *Candidatus Kuenenia stuttgartiensis* (STROUS et al., 1999; JETTEN et al., 2001 apud SCHMIDT et al., 2003). O processo sempre deve ser combinado com um processo de nitrificação parcial, como o SHARON<sup>®</sup>. A reação anammox obedece a seguinte reação (VAN HULLE et al., 2010):



O processo pode ser realizado no mesmo reator ou em dois reatores separados. Usualmente, o sistema de um reator é de biofilme ou granular, em que os oxidadores de amônio são ativos nas camadas externas do biofilme ou grânulo, produzindo uma quantidade adequada de nitrito para os organismos anammox, que são ativos nas camadas internas. Nesse caso, o transporte de amônio e do nitrito produzido é governado por difusão (VAN HULLE et al, 2010).

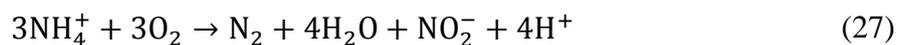
#### 3.2.2.3.3 *Canon*

Canon é um acrônimo para “completa remoção de nitrogênio autotrófica sobre o nitrito”. O processo é uma combinação da nitrificação parcial e reação anammox em um único reator aerado (STROUS et al., 1997; KOCH et al., 2000; THIRD et al., 2002 apud SCHMIDT et al., 2003): as nitrificantes oxidam amônia para nitrito, consumindo o oxigênio e criando, conseqüentemente, condições anóxicas para o processo anammox (SCHMIDT et al., 2003).

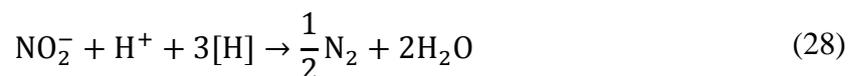
#### 3.2.2.3.4 *Processo NO<sub>x</sub>*

Na presença dos óxidos de nitrogênio NO ou NO<sub>2</sub> (NO<sub>x</sub>), microrganismos do gênero *Nitrosomonas* nitrificam e desnitrificam simultaneamente, mesmo sob condições aeróbias plenas, resultando no N<sub>2</sub> como produto principal. As conversões de nitrogênio influenciadas pela adição de óxidos de nitrogênio são apresentadas nas reações a seguir. Estes resultados podem variar de acordo com a composição da água residuária (SCHMIDT et al., 2003).

Nitrificação:



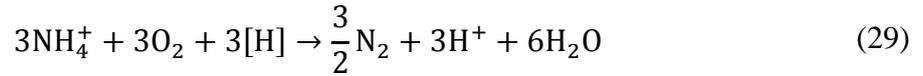
Desnitrificação<sup>1</sup>:




---

<sup>1</sup> O símbolo [H] representa o equivalente de redução (por exemplo, fornecida por uma fonte externa de carbono)

A reação global resulta:



$\text{NO}_x$  é o sinal regulador que induz à atividade de desnitrificação das oxidadoras de amônia e somente é adicionado em quantidades traços (a razão de  $\text{NH}_4^+/\text{NO}_2$  é equivalente a cerca de 1000/1 a 5000/1) (SCHMIDT; ZART; BLOCK, 2001 apud SCHMIDT et al., 2003). Como consequência, cerca de 50% dos equivalentes de redução [H] são transferidos para o nitrito como aceptores de elétrons ao invés do oxigênio. Portanto, o consumo de OD do processo é reduzido (SCHMIDT et al., 2003).

### 3.2.3 Remoção de fósforo

Assim como o nitrogênio, o fósforo se constitui em um dos principais nutrientes para os processos biológicos, ou seja, é um dos chamados macronutrientes por ser exigido também em grandes quantidades pelas células (PIVELI; KATO, 2006). O maior problema causado pela presença de fosfato na água é o crescimento exacerbado da vida aquática, que reduz a qualidade e as possibilidades de uso desta água. A contribuição importante e frequentemente decisiva do fósforo na eutrofização de corpos receptores de efluentes de sistemas de tratamento de águas residuárias e até de grandes áreas de águas marinhas é amplamente reconhecida pelos ecologistas. Por essa razão, em muitos países existem limites de concentração máxima de fósforo nos efluentes (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

Nos esgotos, assim como nas águas residuárias naturais, o fósforo apresenta-se na forma de fosfato, podendo ser encontrado nas formas orgânica e inorgânica. O fósforo inorgânico inclui o ortofosfato e o polifosfato (PoliP) e tem, como principal origem, os detergentes e outros produtos de uso doméstico, além dos efluentes industriais (QUEVEDO, 2015; VON SPERLING, 2012). Os ortofosfatos são representados pelos radicais  $\text{PO}_4^{-3}$ ,  $\text{HPO}_4^{-2}$  e  $\text{H}_2\text{PO}_4^-$ , que se combinam com cátions, formando sais inorgânicos nas águas e cujas concentrações são dependentes do pH. Em esgotos domésticos típicos, a forma predominante é o  $\text{HPO}_4^{-2}$ . Os ortofosfatos são diretamente disponíveis para o metabolismo biológico sem necessidade de conversões a formas mais simples. Os polifosfatos ou fosfatos condensados são polímeros de ortofosfatos. Os polifosfatos podem ser convertidos a ortofosfatos pelo mecanismo de hidrólise, sendo rapidamente degradados nas águas naturais (PIVELI; KATO, 2006; VON SPERLING, 2012). O fósforo orgânico corresponde à fração que se encontra

combinada à matéria orgânica, como em proteínas e aminoácidos, e sua origem é prioritariamente fisiológica (QUEVEDO, 2015). No sistema de lodo ativado, há mineralização de quase todo o fósforo orgânico e, conseqüentemente, o fosfato predomina no efluente (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

A remoção de fósforo dos esgotos sanitários pode ser composta por métodos físico-químicos ou biológicos. A remoção físico-química envolve a utilização de mecanismos físicos e a adição de produtos químicos aos esgotos, normalmente cal, sais metálicos de alumínio ou de ferro, ou polímeros, promovendo a precipitação do fosfato e a sua adsorção no lodo. Diversas tecnologias podem ser utilizadas, como coagulação, floculação, sedimentação, filtração ou flotação (VOLCHAN JR et al., 2009 apud QUEVEDO, 2015).

O aspecto fundamental da remoção biológica de fósforo é a chamada absorção em excesso de fósforo pelo lodo (em inglês, *luxury uptake*): sob condições operacionais adequadas, desenvolve-se um lodo com um teor de fósforo muito mais elevado do que os 2,5% normalmente encontrados em lodos de sistemas convencionais. Em sistemas de remoção biológica de fósforo (RBF) de esgoto, forma-se uma população mista entre o lodo “normal” e o lodo enriquecido com 38% de fósforo, podendo-se esperar uma fração de massa de 8 a 10 mgP.mgSSV<sup>-1</sup> dependendo da concentração e composição do material orgânico no afluente e das condições operacionais e da configuração do sistema de tratamento (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999). A alta eficiência de remoção de fosfato pode então ser alcançada pelo descarte do excesso de lodo com elevado conteúdo de fósforo (MINO; VAN LOOSDRECHT; HEIJNEN, 1998).

Desde os anos 1970, as configurações de projetos que selecionam bactérias acumuladoras de fósforo, comumente denominadas de organismos acumuladores de fósforo (PAO), têm sido utilizadas para proporcionar mais de 80% de RBF. Esses processos têm sido denominados de “remoção biológica de fósforo assistida” (EBPR) e suas principais vantagens são custos de produtos químicos reduzidos e menor produção de lodo em comparação com a precipitação química. Além disso, esses processos capturam o fósforo afluente de forma adequada para sua recuperação no tratamento de esgoto (METCALF & EDDY, 2016). Vários sistemas com aplicação prática já foram desenvolvidos para remoção de fósforo, como o Phoredox, Bardenpho modificado, UCT, UCT modificado e Johannesburg (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999). Metcalf & Eddy (2016) mencionam também os seguintes processos: A<sup>2</sup>O, IEV, Westbank, Phostrip, RBS com remoção biológica de fósforo e RBS com lodo ativado granular.

O grupo mais conhecido dos PAO é o *Candidatus Accumulibacter phosphatis* (por exemplo, *Accumulibacter*), relacionado de modo próximo dos *Rhodocyclus* das  $\beta$ -*proteobactérias*, que são usualmente abundantes em sistemas EBPR em escala real (5 a 10% das bactérias totais) (OEHMEN et al., 2007 apud OEHMEN et al., 2010). Os organismos *Accumulibacter* podem ser divididos em dois grupos, Tipos I e II, ambos dotados de capacidade de desnitrificação. Os organismos do Tipo II somente conseguem utilizar nitrito, enquanto que os do Tipo I podem usar nitrito ou nitrato (OEHMEN et al., 2010). O *Accumulibacter* Tipo I são referidos como PAO desnitrificantes (DPAO) (NIELSEN et al., 2010 apud METCALF & EDDY, 2016).

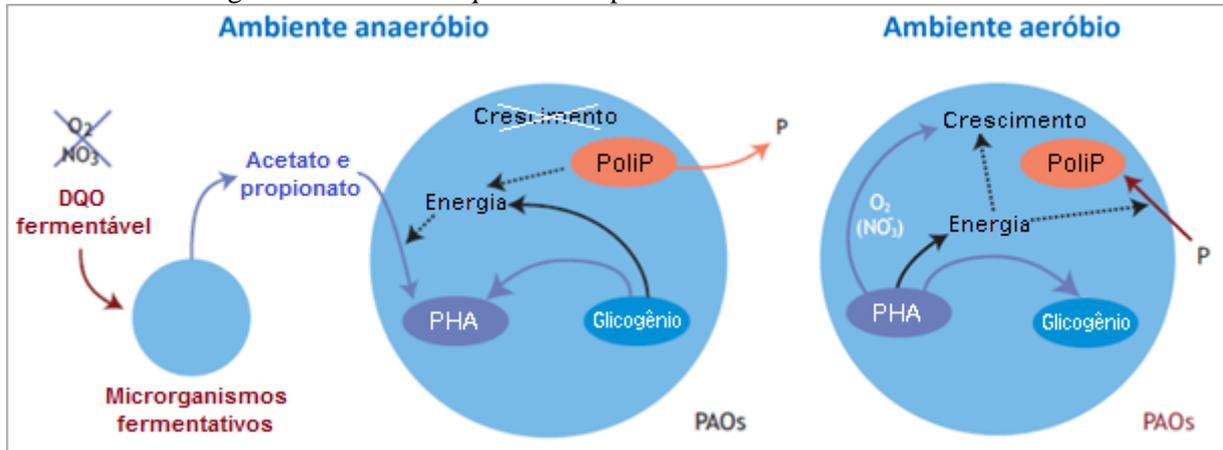
Todos os modelos explicam o êxito dos processos EBPR como uma consequência dos PAO alcançarem dominância sob condições de alternância anaeróbia/aeróbia. Isto se deve a uma vantagem seletiva sobre as outras populações bacterianas presentes em relação às suas habilidades de sintetizar compostos de armazenamento intracelular sob condições de alternância de abundância e escassez de alimento (regime “*feast-famine*”) que caracterizam os sistemas EBPR (OEHMEN et al., 2010).

No ambiente anaeróbio, são produzidos ácidos graxos voláteis (AGV) por processos de fermentação de parte da matéria orgânica facilmente biodegradável. Os PAO dão preferência a esses compostos, os quais são rapidamente assimilados e acumulados dentro das células. Os organismos acumuladores de fósforo assimilam melhor os produtos da fermentação do que outros normalmente ocorrentes no lodo ativado (VON SPERLING, 2012). Os substratos orgânicos assimilados são utilizados para sintetizar poli- $\beta$ -hidroxialcanoatos (PHA), cuja composição química depende da fonte de carbono (LEMOS et al., 1998; LIU et al., 1996 apud SEVIOUR; MINO; ONUKI, 2003). Por exemplo, com a assimilação do acetato, o poli- $\beta$ -hidroxibutirato é sintetizado, e o uso de propionato acarreta na produção de poli- $\beta$ -hidroxivalerato principalmente. Os PHA são sintetizados pela utilização dos polímeros de reserva poliP como fonte de energia, e o ortofosfato, gerado pela sua degradação, é liberado no meio líquido (SEVIOUR; MINO; ONUKI, 2003).

Em seguida, na ausência de qualquer composto orgânico no ambiente aeróbio, os organismos com PHA estocados podem usá-los como fonte de carbono e energia para crescer e assimilar fosfato para síntese de poliP. Desse modo, os PAO alcançam domínio sob as condições anaeróbias/aeróbias, porque podem crescer aerobiamente na ausência de qualquer fonte exógena de carbono e energia, usando o PHA acumulado anaerobiamente (SEVIOUR; MINO; ONUKI, 2003). A assimilação de fósforo aeróbia é maior do que a liberação de fósforo

na fase anaeróbia, resultando em uma efetiva remoção de fósforo do meio líquido (MINO; VAN LOOSDRECHT; HEIJNEN, 1998).

Figura 5 - Modelo bioquímico simplificado do metabolismo dos PAO



Fonte: Adaptado de Henze et al. (2008) apud Souza (2017)

Os PAO competem com bactérias heterotróficas ordinárias devido ao seu potencial em acumular substratos (por exemplo, ácidos graxos voláteis) em suas células na ausência de um aceptor de elétrons (OEHMEN et al., 2010). Em alguns reatores EBPR em escala laboratorial, um tipo particular de microrganismo frequentemente dominava e podia assimilar substratos orgânicos na fase anaeróbia sem a liberação de fósforo, indicando a ausência do envolvimento do PoliP no metabolismo anaeróbio. Posteriormente, este tipo de microrganismo foi denominado de organismo acumulador de glicogênio (GAO), baseado nas suas características bioquímicas. O metabolismo dos PAO e GAO são, aparentemente, muito similares, exceto pelo não envolvimento do PoliP como fonte de energia sob condições anaeróbias (MINO; VAN LOOSDRECHT; HEIJNEN, 1998). No caso dos GAO, o glicogênio armazenado internamente providencia energia, assim como capacidade de redução necessária para a assimilação de substrato na fase anaeróbia (CECH; HARTMAN, 1993; MINO et al., 1994 apud MINO; VAN LOOSDRECHT; HEIJNEN, 1998).

Alguns fatores que influenciam o desempenho da remoção biológica de fósforo são as características do esgoto afluente a ser tratado, OD, temperatura, pH, alcalinidade, presença de nitrato na zona anaeróbia, idade do lodo, tempo de detenção da zona anaeróbia e aeróbia, configuração da zona anaeróbia e métodos de tratamento do lodo excedente (EPA, 1987; SEDLAK, 1991 apud VON SPERLING, 2012; METCALF & EDDY, 2016).

Como a RBF é afetada pelas características do esgoto afluente, incluindo a DQO rapidamente biodegradável (DQOrb) e AGV, o monitoramento desses constituintes é essencial

para avaliar o projeto e desempenho de sistemas de RBF (METCALF & EDDY, 2016). A *Water Research Comission* (1984 apud VON SPERLING, 2012) relata que caso a concentração de DQOrb (aproximadamente igual à DQO solúvel) no afluente seja inferior a  $60 \text{ mgDQOrb.L}^{-1}$ , independente da concentração de DQO total, é pouco provável uma remoção significativa de fósforo com qualquer processo. Se a concentração for maior que esse valor, a remoção de fósforo pode ser alcançada desde que se exclua o nitrato da zona anaeróbia. É importante que a matéria orgânica esteja disponível na forma solúvel (DBO solúvel), de modo a permitir a fermentação, já que curtos tempos de detenção hidráulica na zona anaeróbia dificultam a assimilação da matéria orgânica de assimilação mais lenta, como a DBO particulada (VON SPERLING, 2012).

Os tempos de detenção na zona anaeróbia têm sido tradicionalmente estabelecidos entre 1 e 2 horas. Necessita-se de um período que permita que a fermentação seja suficiente para produzir os AGV consumidos pelos PAO (VON SPERLING, 2012). O acetato e o propionato são assimilados rapidamente, e tempos de detenção entre 15 minutos a 1 hora são adequados para a fermentação da DQOrb (METCALF & EDDY, 2016).

A presença de nitrato e OD na região anaeróbia deve ser evitada. Isto porque, outras bactérias heterotróficas podem consumir a DQOrb nessa região, utilizando o OD ou o  $\text{NO}_3^-$  como aceptores de elétrons, deixando menor quantidade de DQOrb para assegurar o crescimento dos PAO e um desempenho adequado da RBF (METCALF & EDDY, 2016). De acordo, a principal diferença entre alguns sistemas é a maneira que se mantém uma zona anaeróbia e a protege contra a introdução de nitrato (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

A remoção biológica de fósforo tem sido aplicada com sucesso em uma ampla faixa de temperaturas e afigura-se que a capacidade de remoção de fósforo não seja afetada por baixas temperaturas. Quanto ao pH, a remoção é mais eficiente entre 7,5 e 8,0, ocorrendo bastante redução para valores inferiores a 6,5, e toda a atividade é perdida no pH próximo a 5,0 (VON SPERLING, 2012). Valores superiores a 7,0 podem favorecer o domínio dos PAO na sua competição com os GAO pelo acetato fornecido pelo afluente e produzido na região anaeróbia. Pode-se garantir um pH favorável por meio da realização de um balanço de alcalinidade. Sua dosagem deve ser considerada, principalmente, quando a temperatura de operação estiver na faixa de 20 a 30°C, na qual os GAO são mais competitivos (METCALF & EDDY, 2016).

Em relação à idade do lodo, quanto maior esta for, menor será o descarte de lodo excedente, havendo menor retirada de fósforo do sistema. Portanto, sistemas de aeração prolongada são menos eficientes na remoção de fósforo do que sistemas de lodo ativado convencional (VON SPERLING, 2012). Van Haandel e Marais (1999) relataram que a remoção

de fósforo passa por um máximo para uma idade de lodo bem curta, em torno de 3 a 5 dias, considerando-se as simulações para um sistema UCT com diferentes tamanhos e configurações das zonas anaeróbias. Para valores maiores, há conversão de uma fração considerável de DQO solúvel biodegradável afluyente, de modo que o lodo poliP é gerado, mas a remoção de fósforo é limitada devido à diminuição da descarga de lodo em excesso (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999). Além disso, quanto maior a idade do lodo, maior será o decaimento endógeno, reduzindo a quantidade de biomassa produzida pelos PAO. Uma fase endógena mais prolongada também irá reduzir a quantidade de produtos intracelulares armazenados. Se o glicogênio intracelular for exaurido, menor será a eficiência de assimilação de acetato e a armazenagem de PHA na região anaeróbia, tornando o processo RBF menos eficiente (STEPHENS; STENSEL, 1998 apud METCALF & EDDY, 2016). A operação do sistema com uma idade do lodo ligeiramente superior ao necessário para a nitrificação parece ser o mais adequado para a obtenção do melhor desempenho do processo de RBF (OLDHAM; STEVENS, 1985 apud METCALF & EDDY, 2016).

#### 3.2.4 Idade do lodo

A idade do lodo, também conhecida como tempo médio de retenção celular ou tempo de retenção de sólidos, é o parâmetro mais fundamental e importante no projeto, operação e controle dos sistemas de lodo ativado para remoção de nutrientes biológicos. É o principal fator que governa a qualidade do efluente e a produção e qualidade do lodo ativado descartado em termos de material orgânico biodegradável residual e teor de fósforo (EKAMA, 2010). A idade do lodo é definida como a razão entre a massa de lodo presente no sistema e a massa descarregada diariamente (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999), podendo ser expressa da seguinte maneira:

$$R_s = \frac{\text{massa de lodo do reator}}{\text{massa de lodo de saída}} = \frac{M_r}{M_d + M_e} \quad (30)$$

Em que:

$R_s$  (d): idade do lodo

$M_r$ : massa de SSV do reator

$M_d$ : massa diária de SSV descartada intencionalmente

$M_e$ : massa diária de SSV descartada no efluente tratado

Descarregando-se mais lodo do sistema por dia, o tempo de residência celular será menor e vice-versa. Essa é a principal manobra operacional visando à obtenção do equilíbrio do processo de lodo ativado. A idade do lodo, portanto, está relacionada com a retenção de biomassa no sistema. Reter biomassa ativa significa permitir que os microrganismos responsáveis pelas reações bioquímicas permaneçam maior tempo no reator do que o esgoto sanitário. Ou seja, é necessário fazer com que o tempo médio de residência celular seja maior que o tempo de passagem do esgoto (ou tempo de detenção hidráulica). Os processos de tratamento que não possuem esse recurso são incipientes e resultam em elevados volumes de tanques, como as lagoas de estabilização (PIVELI, 2014).

Além dos volumes das unidades do sistema de lodo ativado, a idade do lodo também está associada ao nível de tratamento que se deseja obter<sup>2</sup> e possui influência sobre parâmetros importantes, por exemplo, as frações do material orgânico e produção de lodo, consumo de energia e custos (VAN HANDEEL; MARAIS, 1999). A norma técnica NBR 12209 (ABNT, 2011) cita que o dimensionamento de reatores biológicos de processos com lodo ativado deve considerar a idade do lodo e a relação A/M, sugerindo os seguintes intervalos compatíveis com a variante e o objetivo adotado:

Tabela 3 - Variantes dos sistemas de lodo ativado em função da idade do lodo e da relação A/M

<b>Classificação</b>	<b>Alta taxa</b>	<b>Convencional</b>	<b>Aeração prolongada</b>
Objetivo	Somente remoção de DBO	Remoção de DBO e nitrificação	Remoção de DBO, nitrificação e estabilização do lodo
Relação A/M (kgDBO <sub>5</sub> /kgSSV.d)	0,7 a 1,1	0,2 a 0,7	≤ 0,15
Idade do lodo (d)	2 a 4	4 a 15	> 18

Fonte: ABNT (2011)

Para a remoção de material orgânico somente, a idade do lodo de um sistema é baixa e, conseqüentemente, o volume do reator é pequeno (EKAMA, 2010). Entretanto, a produção de lodo é grande e a fração de lodo ativo no lodo de excesso é elevada (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999).

Na prática, a idade do lodo é obtida removendo a biomassa em intervalos específicos e assumindo uma distribuição homogênea das populações bacterianas dentro do lodo. Essa suposição nem sempre é válida, como foi demonstrado em sistemas de biofilme e de lodo granular, em que há estratificação das populações, tanto na profundidade do biofilme quanto na altura do reator e do leito de lodo, o que resulta em uma distribuição não homogênea de

<sup>2</sup> Detalhes sobre a influência da idade do lodo na remoção de nitrogênio e fósforo são apresentados nos itens 3.2.2 e 3.2.3, respectivamente

biomassa (EKAMA, 2010; BASSIN et al., 2012; WINKLER et al., 2011 apud WINKLER et al., 2012).

Winkler et al. (2012) usaram a reação em cadeia da polimerase (PCR), técnica da biologia molecular, para determinação dos tempos de retenção celular de grupos específicos de bactérias no lodo floculado e no lodo granular. Os autores observaram que a idade do lodo das populações encontradas no exterior dos grânulos era menor do que a das populações no interior, e que a posição de ruptura do grânulo, superficialmente ou internamente, possuía diferentes influências na idade do lodo de distintos grupos microbianos.

Li, Liu e Xu (2008) estudaram o papel da idade do lodo na granulação aeróbia. Os resultados mostraram que a faixa utilizada, de 3 a 40 dias, não induziu significativa mudança na hidrofobicidade celular, e que seus baixos valores podem explicar parcialmente o insucesso da granulação nos RBS estudados. Os autores concluíram que, ao contrário de um processo de lodo ativado convencional, a granulação aeróbia em um RBS é improvavelmente dependente da idade do lodo.

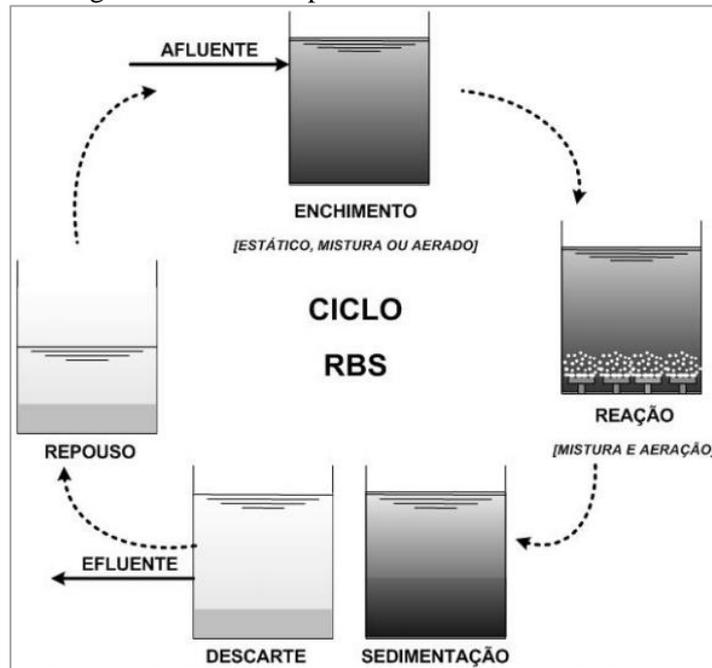
### **3.3 Reator em bateladas sequenciais**

#### **3.3.1 Fundamentos do processo**

Os sistemas de lodos ativados podem ser classificados em relação ao fluxo de esgoto. Nos sistemas de fluxo contínuo, o esgoto está sempre entrando e saindo do reator. Por outro lado, o princípio da operação em bateladas (fluxo intermitente) consiste na incorporação de todas as unidades, processos e operações normalmente associados ao tratamento tradicional de lodos ativados, quais sejam, decantação primária, oxidação biológica e decantação secundária, em um único tanque. Dessa maneira, esses processos e operações passam a ser sequências no tempo e não unidades separadas como ocorre nos processos convencionais de fluxo contínuo. A massa biológica permanece no reator durante todos os ciclos, eliminando dessa forma a necessidade de decantadores separados e das elevatórias de recirculação de lodo. Os ciclos normais de tratamento são (VON SPERLING, 2012):

- Enchimento (ou alimentação): entrada de esgoto bruto ou decantado no reator;
- Reação: aeração/mistura da massa líquida contida no reator;
- Sedimentação: sedimentação e separação dos sólidos em suspensão do esgoto tratado;
- Descarte do efluente tratado: retirada do esgoto tratado do reator;
- Repouso: ajuste de ciclos e remoção do lodo excedente.

Figura 6 - Estágios de um ciclo típico de um reator em bateladas sequenciais



Fonte: Guimarães (2017)

O RBS tem sido utilizado com êxito para o tratamento de águas residuárias municipais e industriais e é aplicável para os casos em que o tratamento de lodo ativado convencional ou de aeração prolongada é apropriado. O processo pode ser aplicado para remoção de nutrientes, elevada DBO contendo água residuária industrial, esgoto com materiais tóxicos, por exemplo, cianeto, cobre, cromo, chumbo e níquel, efluentes de indústrias de alimentos, lixiviado de aterro sanitário e águas residuárias de curtumes. Como os sistemas de RBS possuem uma pegada ecológica relativamente pequena, eles são úteis para áreas onde a disponibilidade de espaço é limitada. Além disso, os ciclos dentro do sistema podem ser facilmente modificados para a remoção de nutrientes no futuro se ela se tornar necessária. Isto torna esses sistemas extremamente flexíveis para se adaptarem a mudanças regulatórias nos parâmetros do efluente (MAHVI, 2008).

Na sua versão original, o sistema de lodo ativado operava em regime de bateladas (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999). Introduzido no Brasil pela Nestlé, o RBS tem sido intensamente utilizado para o tratamento de esgotos sanitários, especialmente quando há grande variação de carga, como em cidades litorâneas. Por ser também um processo com características favoráveis para adaptar a remoção simultânea de matéria orgânica e nutrientes, o interesse pelo RBS tem crescido paralelamente ao aumento da cobrança dos padrões legais de nitrogênio e fósforo nas águas naturais. Pode-se afirmar que o domínio dessa tecnologia no Brasil é pleno e

o seu emprego tem sido expandido para diversas condições, seja em situações de grande ou pequeno portes (PIVELI, 2014).

Diversas modificações têm sido incorporadas ao processo a fim de se atingir determinados objetivos no tratamento de esgoto. Essas modificações se referem tanto ao modo de operação do sistema (alimentação contínua e esvaziamento descontínuo) quanto à sequência e duração dos ciclos associados a cada etapa do processo (VON SPERLING, 2012). Os RBSs foram originalmente configurados em pares para que a alimentação ocorresse em um dos reatores durante metade de cada ciclo, enquanto que, no outro reator, o esgoto estivesse reagindo e sendo decantado. As configurações modificadas disponíveis incluem o RBS com equalização do esgoto afluente (portanto, demandando tanque de equalização) e sistemas com três reatores em que o tempo de alimentação é um terço do tempo total do ciclo (USEPA, 1992 apud MAHVI, 2008). Quando a remoção biológica de nutrientes é desejada, as etapas no ciclo são ajustadas para promover períodos anóxicos e/ou anaeróbios dentro do ciclo padrão. A Tabela 4 apresenta um ciclo típico de um reator em bateladas para a remoção biológica de nutrientes (SURAMPALLI et al., 1997).

Tabela 4 - Ciclo típico de um RBS para remoção biológica de nutrientes

<b>Etapa</b>	<b>Condições</b>	<b>Objetivo</b>
Enchimento não aerado	Vazão afluente ao RBS. Sem aeração e misturado. Tempo aproximado: 1,5 h	Adição da água residuária ao RBS, continuação das condições anóxicas ou anaeróbias para permitir desnitrificação e encorajar o crescimento dos PAO
Enchimento aerado	Vazão afluente ao RBS. Aeração ( $OD > 2\text{mg.L}^{-1}$ ). Tempo: metade do tempo total do ciclo subtraído do tempo de enchimento não aerado	Adição da água residuária ao RBS, remoção de DBO, nitrificação e captação de fósforo
Reação	Aeração ( $OD > 2\text{mg.L}^{-1}$ ). O lodo pode ser descartado. Tempo: tipicamente 1 a 2 h (varia amplamente)	Remoção biológica de DBO, nitrificação e captação de fósforo
Sedimentação	O lodo é descartado. Tempo: 1 h, aproximadamente	Permite os sólidos suspensos sedimentarem para produção de um sobrenadante clarificado. Também possibilita a diminuição da concentração de OD para encorajar a desnitrificação
Descarte	O efluente é decantado. Tempo: 1 a 2 h	Remoção do efluente do reator, diminuição da concentração de OD para estimular a desnitrificação e o crescimento dos PAO

Continua

		Conclusão
<b>Etapa</b>	<b>Condições</b>	<b>Objetivo</b>
Repouso	Tempo: 1 a 15 min (tipicamente ocorre durante o final da etapa de decantação)	Permite a coordenação dos ciclos em sistemas com múltiplos tanques e a manutenção de concentrações de OD baixas para encorajar a desnitrificação e o crescimento dos PAO
Um tempo usual de ciclo total é de 6 a 8 h		
Fonte: Adaptado de Surampalli et al. (1997)		

Em complemento às informações apresentadas na Tabela 4, é essencial que o lodo seja descartado sob condições aeróbias para a RBF, uma vez que a máxima quantidade de fósforo é incorporada ao lodo nessas condições. Ocasionalmente, ocorre a utilização de produtos químicos para a remoção de fósforo, como o cloreto férrico, especialmente quando os requisitos para o efluente são de  $2 \text{ mgP.L}^{-1}$  ou menores. Além disso, podem ser necessárias mais etapas, incluindo período anaeróbio, decantação e retirada de efluente para tratamento químico separado. Os fabricantes de RBS normalmente oferecem sistemas que incorporam a remoção de nutrientes e se desviam de uma ou mais maneiras do ciclo descrito na Tabela 4 (SURAMPALLI et al., 1997).

A performance dos RBS é usualmente comparável aos sistemas convencionais de lodo ativado e dependem do projeto do sistema e critérios locais específicos. É possível a produção de um efluente com concentrações menores do que  $10 \text{ mgDBO.L}^{-1}$ ,  $10 \text{ mgSST.L}^{-1}$ ,  $5$  a  $8 \text{ mgNT.L}^{-1}$  e  $1$  a  $2 \text{ mgP.L}^{-1}$  (USEPA, 1999 apud MAHVI, 2008). As vantagens e desvantagens de um reator em bateladas sequenciais são (MAHVI, 2008; VAN HAANDEL; MARAIS, 1999):

➤ **Vantagens**

- Equalização, clarificação primária (na maioria dos casos), tratamento biológico e clarificação secundária podem ser alcançados em um único reator;
- Simplicidade do sistema e boa sedimentabilidade do lodo;
- Baixa demanda de espaço;
- Fácil expansão em módulos;
- Flexibilidade operacional e de controle;
- Tempo de reação controlável e perfeita sedimentação em repouso;
- Ausência de bombeamento de retorno de lodo;
- Potencial economia de custos pela ausência de decantadores e outros equipamentos;
- Boa cinética de fluxo pistonado, o que possibilita uma maior eficiência de assimilação de fósforo.

➤ Desvantagens

- Potencial de descarga de lodo sedimentado ou flotado durante a fase de descarte em algumas configurações de RBS;
- Potencial demanda para equalização depois do RBS, dependendo dos processos a jusante;
- Custo de instalação de aeradores muito superior ao de um sistema convencional;
- A alimentação em bateladas a partir de tanques de armazenamento ou bioseletores são requeridas para controle de *bulking* do lodo;
- Maior nível de sofisticação em controles de unidades de tempo é requerido em comparação com os sistemas convencionais, especialmente para sistemas maiores;
- Maior nível de manutenção comparado com os sistemas convencionais, associado a controles mais sofisticados e interruptores e válvulas automatizadas.

### 3.3.2 Aplicação para o lodo granular aeróbio

Os grânulos para a remoção simultânea de carbono, nitrogênio e fósforo têm sido cultivados, principalmente, sob as condições dos reatores em bateladas sequenciais (WINKLER et al., 2018). As características de operação de um RBS, como o regime de bateladas, o controle regulável do lodo de descarte e a uniformidade das forças hidráulicas cisalhantes, criam um ambiente ideal para a granulação aeróbia (FRANCA et al., 2017).

Os RBSs utilizados para o lodo granular têm sido operados tanto sob volume variável, com o efluente tratado sendo descarregado numa porção intermediária da altura do reator, quanto sob volume constante. Na operação sob volume variável, é comum a aplicação dos ciclos usuais de um reator em bateladas, que incluem a alimentação do reator com o esgoto bruto, aeração, sedimentação e descarga do efluente tratado, podendo ser também utilizado um estágio de repouso. A operação sob volume constante consiste na alimentação do reator sem aeração e sem mistura pelo fundo, com o efluente tratado sendo simultaneamente descarregado pelo topo. A operação de um reator com lodo granular aeróbio (RLGA) deste último modo é a maneira convencional utilizada em ETEs em escala real (DERLON et al., 2016).

Ciclos de curta duração têm sido aplicados, principalmente na faixa de 3 a 4 horas, resultando em condições favoráveis para o processo de granulação (LIU; TAY, 2007). Ciclos mais longos com duração total entre 6 e 12 horas têm sido propostos para garantir maior nível de nitrificação do esgoto (TOMAR; CHAKRABORTY, 2018), mas esta condição pode ser considerada dispensável, sobretudo nos lugares de temperatura elevada.

PRONK et al. (2015a) estudaram a performance de uma ETE de lodo granular aeróbio em escala real. A planta possuía dois reatores de LGA, tanque de equalização e tratamento preliminar dotado de grade de 6 mm e remoção de areia. A operação consistia num processo em bateladas com alimentação simultânea ao descarte do efluente tratado, reação, sedimentação, descarte de lodo e repouso. A duração dos ciclos podia ser ajustada pelas características do esgoto afluente, reais taxas de metabolismo do lodo, condições desejáveis do efluente e pressões seletivas para o lodo granular.

O esgoto afluente era bombeado para o fundo do reator com uma velocidade ascensional de 3 a 3,3 m.h<sup>-1</sup> sem mistura ou aeração. Simultaneamente, o efluente era empurrado sobre os vertedores no topo do reator. Nessas condições de alimentação anaeróbia, o carbono orgânico facilmente biodegradável era convertido em polímeros de reserva pelos organismos acumuladores de glicogênio e de fósforo no leito granular. A amônia era parcialmente adsorvida pela biomassa durante este estágio e a alimentação precisava ser interrompida assim que a concentração de fosfato aumentasse no ponto de amostragem, uma vez que indicava que uma pequena fração de esgoto afluente alcançava o vertedouro de efluente devido à imperfeição do escoamento do tipo fluxo de pistão (ou *plug-flow*) (PRONK et al., 2015a).

No período aerado, ocorria a remoção de amônia e fósforo, enquanto o nitrato era produzido. A remoção de nitrogênio era predominantemente estabelecida pela nitrificação e desnitrificação simultânea (NDS), mas, para maximização dessa remoção, poderiam ser providenciados períodos anóxicos sem mistura com recirculação do esgoto do topo para o fundo do reator. Como alternativa, uma estratégia de aeração intermitente poderia ser utilizada. Quando a amônia atingia seu *set-point* desejado durante a aeração, a concentração de OD era reduzida para maximizar o potencial de desnitrificação. Uma vez que tanto o nitrogênio quanto o fósforo alcançassem a qualidade requerida para o efluente, o reator estava pronto para receber novo esgoto (PRONK et al., 2015a).

Outras variantes operacionais e mais detalhes sobre os processos bioquímicos envolvidos são descritos nos itens 3.4.3 a 3.4.6.

### 3.3.3 Análise comparativa entre o RBS com lodo granular e com lodo floculado

Na literatura, algumas comparações do reator com lodo granular aeróbio foram feitas em relação à sistemas convencionais de lodo ativado de fluxo contínuo projetados para remoção de nutrientes. Por exemplo, há relatos de que no RLGA, não há a necessidade de decantadores

secundários e que a utilização de bombas e tubulações de recirculação de esgoto e lodo é evitada, o que reduz significativamente a pegada ecológica e os custos operacionais e de investimentos da planta de tratamento de esgoto. Também já foram contabilizados, para cada tipo de sistema, a demanda energética e a ocupação de área, destacando as vantagens do RLGA nesses aspectos (DE BRUIN et al., 2004; PRONK et al., 2015a). No entanto, a literatura carece de comparações entre um RLGA e um RBS operado com lodo floculado (RBSLF) adaptado para remoção de nitrogênio e fósforo. É importante destacar que o processo por bateladas, seja ele com lodo granular ou floculado, já possui algumas vantagens em relação a um tratamento convencional de fluxo contínuo. Essas vantagens incluem a configuração simples, baixo requisito de espaço, flexibilidade operacional e ausência de unidades com estruturas complexas e de custo elevado, por exemplo, os decantadores, as elevatórias para recirculação de lodo e também os equipamentos eletromecânicos necessários para essas unidades (KAMIYAMA; TSUTIYA, 1992; MAHVI, 2008; SURAMPALLI et al., 1997). Por isso, podem apresentar menor custo de construção civil e energia elétrica, constituindo uma alternativa econômica mesmo para ETEs de grande porte (KAMIYAMA; TSUTIYA, 1992).

Uma das vantagens do RLGA em relação ao RBSLF é a menor ocupação de área. Um dos fatores responsáveis pelo reduzido volume do RLGA é a maior concentração de sólidos no reator. Concentrações de lodo maiores do que 10 a 15 kgSST.m<sup>-3</sup> são alcançáveis, mas por motivos de projeto em aplicações municipais, o valor de 8 kgSST.m<sup>-3</sup> é tipicamente adotado (GIESEN et al., 2013). Considerando este valor, é possível manter o dobro da concentração de sólidos no tanque de aeração em relação ao RBSLF, o que faz com que o volume útil de tanques seja a metade para uma mesma relação A/M e carga orgânica aplicadas. Outro fator que contribui para a diminuição do volume do reator são as maiores taxas de carregamento volumétrico que podem ser aplicadas. Isto se deve aos maiores valores das taxas de conversão volumétrica de nutrientes. Os valores mais elevados são resultado da maior concentração de biomassa e da ocorrência paralela de conversões que podem ser alcançadas nas ETEs com lodo granular (PRONK et al., 2015a).

Outro aspecto importante para a comparação entre os diferentes sistemas de tratamento é o gerenciamento do lodo descartado em excesso. Diversos autores destacaram que os problemas decorrentes da geração do lodo de esgotos requerem soluções tão ou mais complexas que o próprio tratamento de esgoto. Além disso, podem representar um aumento substancial dos custos totais, cerca de 50%, se considerados os gastos até a disposição final do lodo (RULKENS, 2004; FERNANDES; SOUZA, 2001; SOBRINHO, 2001 apud BATISTA, 2015).

Alguns dados da literatura mostraram que o lodo do RLGA não é digerido, devendo

passar por digestão anaeróbia, sendo também possível realizar a co-digestão com outros tipos de lodo ativado ou lodo primário (BERNAT et al., 2017; DE BRUIN et al., 2004; VAL DEL RIO et al., 2014). Este tipo de tratamento promove a produção de biogás e, conseqüentemente, possibilita a recuperação energética na planta de tratamento. No entanto, há pouca informação sobre o potencial da produção de biogás do LGA (BERNAT et al., 2017). Bernat et al. (2017) estudaram esse potencial com lodo granular, lodo ativado convencional e suas misturas com lodo primário. Os autores constataram que a composição do LGA, especificamente o conteúdo de substâncias ligno-celulósicas, determinaram o potencial de biogás, que foi 1,8 vezes menor do que o lodo ativado convencional. Também demonstraram que a melhora do potencial e composição do biogás em termos de conteúdo de metano pôde ser obtida pela co-digestão de lodo granular e lodo ativado com lodo primário. Por outro lado, Val del Rio et al. (2014) pesquisaram a viabilidade da digestão anaeróbia do LGA e concluíram que essa possui performance similar às reportadas para o lodo ativado convencional, o que indica que a agregação da biomassa em grânulos não parece limitar o processo anaeróbio. Os autores também relataram que, para minimizar os custos do gerenciamento de lodo, tecnologias capazes de reduzir sua produção necessitam ser desenvolvidas, como os sistemas de grânulos aeróbios.

Um outro aspecto da comparação entre os tipos de reatores é o nível de automação necessário. Conforme destacado anteriormente, uma das desvantagens do reator em bateladas é o maior grau de automação e manutenção comparado com os sistemas convencionais, associados aos controles mais sofisticados e interruptores e válvulas automatizadas (MAHVI, 2008). A operação do RBSLF requer automação para a abertura e fechamento de comportas, liga e desliga de bombas e de equipamentos de aeração, descarga de lodo em excesso, etc. O RLGA, por sua vez, pode exigir um nível de automação mais elevado, pois além dos sensores habituais de nível de água, OD, turbidez, pH, potencial Redox e temperatura, também estão presentes no reator, sondas para nitrato e equipamentos de coleta e análise de amônia e fosfato medidos de forma contínua ou semicontínua (PRONK et al., 2015a; VAN DIJK; PRONK; VAN LOOSDRECHT, 2018). As informações enviadas pelos sensores são de grande importância para a operação do RLGA, uma vez que atuam na otimização dos ciclos das bateladas. A operação automatizada, apesar de possibilitar a redução do número de operadores de nível básico, exige a presença de profissionais especializados, e os eletrodos de íon seletivo também são onerosos e demandam serviços frequentes de manutenção, constituindo importante custo operacional (GUSMÃO; PIVELI; NUNES, 2019).

No entanto, apesar do maior nível de sofisticação, o número de etapas dos ciclos de bateladas é mais reduzido. Em um RLGA, esse conjunto de etapas é simplificado devido à

ocorrência de estágios e reações bioquímicas simultâneas, a exemplo da alimentação e o descarte de efluente tratado e a NDS durante a aeração.

O recebimento de efluentes não domésticos (ENDs), como os industriais, lodo de fossa séptica e resíduos de caixas de gordura e banheiros químicos, também pode ser um empecilho para a aplicação do lodo granular aeróbio. Tais efluentes estão muito presentes no esgoto do Brasil por causa do uso intensivo de aterros sanitários e ausência de rede coletora de esgoto, principalmente em bairros periféricos. Os ENDs incluem águas residuárias com características indesejáveis, por exemplo, a presença de compostos recalcitrantes, elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal, óleos e graxas e/ou matéria orgânica, componentes tóxicos e perigosos. Essas características podem trazer problemas de diversas naturezas, tanto no sistema de coleta e transporte de esgoto quanto nas ETEs, podendo ocasionar, inclusive, a inibição do processo de tratamento. Ainda que o LGA tenha resistência à toxicidade, aplicação para efluentes industriais e utilização em altas cargas orgânicas, o recebimento dos ENDs é temerário devido ao uso ainda pouco difundido dessa tecnologia (GUSMÃO; PIVELI; NUNES, 2019).

### **3.4 Fundamentos da granulação aeróbia**

#### **3.4.1 Características, vantagens e histórico de aplicação**

Mishima e Nakamura (1991) relataram, pela primeira vez, o lodo granular aeróbio em um reator de fluxo contínuo. Posteriormente, Morgenroth et al. (1997) utilizaram um RBS para o desenvolvimento de lodo granular aeróbio, formado depois de 40 dias de incubação. Desde então, o RBS tem sido utilizado para granulação aeróbia e considerado como uma configuração de reator adequada para sua ocorrência (BEUN et al., 1999; DANGCONG et al., 1999; LIU; TAY, 2004 apud GAO et al., 2011a).

A companhia de consultoria Royal HaskoningDHV colaborou por mais de uma década com a Universidade de Tecnologia de Delft para transformar os resultados em escala de laboratório em instalações piloto e escala real, culminando no desenvolvimento da Tecnologia Nereda® (GIESEN et al., 2013). Esta tecnologia foi primeiro adaptada para aplicações industriais e depois ampliada para o tratamento de esgoto sanitário (PRONK et al., 2015a). As experiências obtidas por ETEs demonstrativas em escala real em Gansbaai, na África do Sul, e Frielas, em Portugal, foram usadas para otimização do projeto e construção em 2010, da primeira ETE de LGA para tratamento de esgoto sanitário, em Epe, na Holanda (VAN DER ROEST et al., 2011; GIESEN et al., 2013 apud PRONK et al., 2015a). Em 2016, iniciou-se a

operação da ETE Deodoro no Rio de Janeiro, primeira planta de tratamento de LGA no Brasil. Nota-se grande interesse da aplicação dessa tecnologia nesse país, tendo em vista a existência de 12 ETEs em fase de projeto, implantação ou operação (ROYAL HASKONINGDHV, 2020).

Os grânulos aeróbios podem ser descritos como agregados densos e compactos de origem microbiana, com aparência externa aproximadamente esférica, e constituído, principalmente, por bactérias aeróbias e facultativas, sendo considerado um tipo especial de biofilme (ADAV et al., 2008; GAO et al., 2011a; LEMAIRE; WEBB; YUAN, 2008). Seu maior tamanho e sua estrutura densa e compacta promovem um alto peso específico, resultando em excelente capacidade para sedimentar, conforme indicado pelas medições do Índice Volumétrico de Lodo (IVL) (FRANCA et al., 2017). Em 2004, o primeiro *workshop* de LGA foi organizado em Munique, na Alemanha, no qual se definiu o lodo granular aeróbio: “grânulos que compõem o lodo ativado granular aeróbio devem ser entendidos como agregados de origem microbiana que não coagulam sob reduzidas tensões cisalhantes hidrodinâmicas e que sedimentam significativamente mais rápido do que os flocos de lodo ativado” (BATHE et al., 2005; DE KREUK et al., 2005 apud DE KREUK; KISHIDA; VAN LOOSDRECHT, 2007).

Os flocos se sedimentam com velocidades entre 8 e 10 m.h<sup>-1</sup>, enquanto que os grânulos atingem velocidades de sedimentação de até 30 a 70 m.h<sup>-1</sup> (WINKLER et al., 2018). Os valores esperados para o IVL<sub>30</sub> de um lodo granular aeróbio são da ordem de apenas 40 mL.g<sup>-1</sup>. Por outro lado, valores de cerca de 100 mL.g<sup>-1</sup> são indicativos de boas condições de sedimentação para lodos apenas floculados (BASSIN, 2018; PIVELI; KATO, 2006). Além disso, o LGA apresenta elevada razão IVL<sub>30</sub>/IVL<sub>5</sub> e IVL<sub>30</sub>/IVL<sub>10</sub>, comprovando a alta velocidade de sedimentação e a maior facilidade na separação em relação aos flocos (FRANCA et al., 2017). Segundo Liu e Tay (2007), o processo de granulação é considerado completo quando a relação IVL<sub>30</sub>/IVL<sub>10</sub> é superior a 0,9, o que indica que a biomassa apresenta ótima sedimentabilidade e compacidade. Uma razão IVL<sub>30</sub>/IVL<sub>10</sub> próxima a 1 é representativa de completa granulação. No entanto, valores abaixo de 1 são relatados frequentemente (COMA et. al., 2012; WAGNER; DA COSTA, 2013 apud DERLON et al., 2016).

As primeiras propriedades a serem reconhecidas nos grânulos são a forma e o tamanho. Os grânulos possuem, preferencialmente, formatos arredondados e superfícies lisas, a não ser que esteja ocorrendo a indesejável presença de organismos filamentosos, problema historicamente associado aos flocos de lodo ativado. Um tamanho mínimo de agregado para os grânulos aeróbios foi definido em 0,2 mm, baseado em medições antigas (DE KREUK; KISHIDA; VAN LOOSDRECHT, 2007). Grânulos aeróbios desenvolvidos com águas residuárias municipais são pequenos, com diâmetros entre 200 e 1300 µm (LIU et al., 2010; NI

et al., 2009; WAGNER, 2011). Esses valores são muito menores do que os geralmente relatados para grânulos aeróbios cultivados com efluentes sintéticos, cujos diâmetros podem ser superiores a 2000  $\mu\text{m}$  (DERLON et al., 2016). Em um RLGA em escala de bancada alimentado com efluente sintético, também é comum a formação de lodo constituído somente por grânulos de elevado índice de esfericidade. Nos reatores em escala piloto e escala real alimentados por esgoto sanitário, observa-se uma diferente distribuição no tamanho das partículas. Em ambos os reatores, é comum observar a coexistência das duas formas de lodo, floculado e granular (LIU; TAY, 2006; WAGNER, 2011). Na Tabela 5, são mostradas as características de LGA obtidos em diversas pesquisas, com ênfase nos resultados de IVL e tamanho dos grânulos.

Tabela 5 - Estudos de lodo granular aeróbio no tratamento de esgoto real - tamanho dos grânulos e sedimentabilidade

Tipo de esgoto afluente (concentrações em $\text{mg.L}^{-1}$ )	Volume do RBS <sup>3</sup> (L)	Condições operacionais e fases consideradas	Características dos grânulos	Referências
Sanitário (DQOs: 269, DBOs: 171, NTK: 89; $\text{NH}_4^+$ : 61, P-orto: 5,2)	785	Fase II: RBS piloto com ciclo de 3 h e redução progressiva do tempo de sedimentação de 30 para 10 min	Diâmetro: 0,8 mm IVL <sub>30</sub> : 43 $\text{mL.g}^{-1}$ IVL <sub>30</sub> /IVL <sub>10</sub> : 0,75 a 0,95 IVL <sub>30</sub> /IVL <sub>5</sub> : 0,6 a 0,8	Sandoval (2019)
Doméstico (DQOt: 282, DQOs: 95, NTK: 39, $\text{NH}_4^+$ :32, Ptotal: 4,2; P-orto: 3,2)	115	RBSGI: ciclo de 4h com 60 min de fase anóxica	Diâmetro: 0,2 a 0,6 mm IVL <sub>30</sub> : 19 a 63 $\text{mL.g}^{-1}$ IVL <sub>30</sub> /IVL <sub>10</sub> : 0,7 a 0,9	Dantas (2018)
		RBSGII: ciclo de 4h com 90 min de fase anóxica	Diâmetro: 0,2 a 0,6 mm IVL <sub>30</sub> : 37 a 75 $\text{mL.g}^{-1}$ IVL <sub>30</sub> /IVL <sub>10</sub> : 0,75 a 0,9	
Sanitário (DQOt: 350, DQOs: 197, DBO: 217, NT:62, $\text{NH}_4^+$ :51, Ptotal: 5,8)	98	SEI: Ciclo de 4 h, com redução progressiva do tempo de sedimentação de 25 para 13 min	Diâmetro: 0,29 mm IVL <sub>30</sub> : 67 $\text{mL.g}^{-1}$	Guimarães (2017)
Sanitário (DQOt:304, DQOs: 127, NT: 32, $\text{NH}_4^+$ :18, Ptotal: 5 P-orto: 2)	190	Estratégia 2: Ciclo de 4 h e $V_{\text{esg}} = 1 \text{ m.h}^{-1}$ com descarte intencional de lodo	Diâmetro: 0,25 a 0,63 mm IVL <sub>30</sub> : 80 $\text{mL.g}^{-1}$	Derlon et al. (2016)
Doméstico (DQOt: 95-200, DQOs: 35-120, N- $\text{NH}_4^+$ : 10-40, NT: 12-50)	1000	Ciclo de 4 h, reduzido para 3 h após 80 dias de <i>start up</i>	Diâmetro: 0,2 a 0,8 mm IVL <sub>30</sub> : 35 $\text{mL.g}^{-1}$	Ni et al. (2009)

Continua

<sup>3</sup> Os reatores foram operados sob volume variável, exceto no estudo conduzido por Derlon et al. (2016), no qual a operação ocorreu sob volume constante

				Conclusão
Tipo de esgoto afluente (concentrações em mg.L <sup>-1</sup> )	Volume do RBS <sup>4</sup> (L)	Condições operacionais e fases consideradas	Características dos grânulos	Referências
Doméstico (40%) e industrial (60%) (DQOs:1000, N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> :60)	31,4	Ciclo de 4 h, com tempo de sedimentação reduzido gradualmente de 45 min para 8 min no início da operação	Diâmetro: 0,25 mm, chegando a 0,8 mm aos 800 dias IVL <sub>30</sub> < 50 mL.g <sup>-1</sup>	Liu et al. (2010)
Doméstico (DQOs:849, N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> :76)	11	Estágio III: Ciclo de 4 h e adição de acetato de sódio para aumento da COV	Diâmetro: 0,3 a 1,3 mm	Wagner e da Costa (2013)

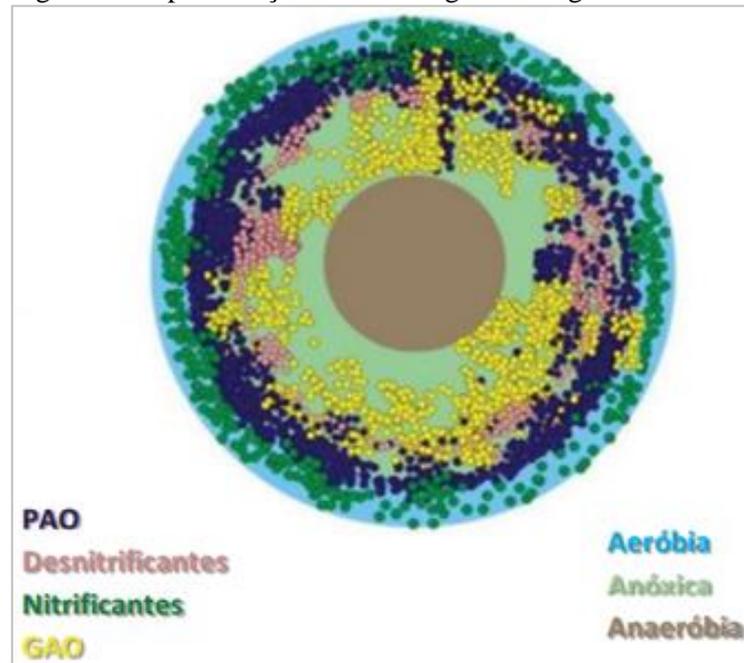
Fonte: Autor e adaptado de Dantas (2018)

Os grânulos microbianos podem ser de cores diferentes, como branco, amarelo, marrom amarelado, marrom acinzentado, preto, carmim e vermelho, embora sejam amarelos ou marrom amarelados, principalmente. A coexistência de grânulos brancos e amarelos microbiologicamente diferentes tem sido relatada para processos de remoção biológica de fósforo. As cores dos grânulos podem ser bons indicadores qualitativos de suas atividades metabólicas. Por exemplo, grânulos aeróbios amarelo amarronzados que se tornam gradualmente marrom e cinza podem indicar a transição do metabolismo aeróbio para anaeróbio (SARMA; TAY; CHU, 2017).

A estrutura tridimensional do grânulo aeróbio cria um gradiente de concentração de oxigênio dissolvido e de substrato ao longo da direção radial, conduzindo a uma estratificação em camadas com diferentes tipos de microrganismos e metabolismos (LIU et al., 2010). Conseqüentemente, os grânulos aeróbios são usualmente considerados como uma estrutura microbiana em camadas, composta por uma zona externa aeróbia contendo uma mistura de organismos heterotróficos e autotróficos, e um núcleo anóxico ou anaeróbio onde organismos anaeróbios e desnitrificantes estão presentes (LIU et al., 2010; WINKLER et al., 2013 apud FRANCA et al., 2017). Logo, esses microambientes possibilitam a presença de diferentes populações bacterianas que desempenham papéis específicos na biodegradação de poluentes (DE KREUK; HEIJNEN; VAN LOOSDRECHT, 2005). Os reatores com LGA oferecem a possibilidade de remoção de carbono orgânico, nitrogênio, fósforo, micropoluentes como fármacos e derivados de produtos de cuidado pessoal, compostos xenobióticos, recalcitrantes ou tóxicos e íons metálicos (NANCHARAIH; REDDY, 2018).

<sup>4</sup> Os reatores foram operados sob volume variável, exceto no estudo conduzido por Derlon et al. (2016), no qual a operação ocorreu sob volume constante

Figura 7 - Representação da morfologia de um grânulo aeróbio



Fonte: Adaptado de Winkler (2012)

Os grânulos aeróbios possibilitam uma elevada retenção de biomassa e resistência a águas residuárias de alta concentração e a cargas tóxicas e de choque (LIU; TAY, 2004; LIU et al., 2005). Há fortes evidências de que a granulação aeróbia é potencialmente capaz de lidar com um amplo espectro de águas residuárias, incluindo efluentes industriais recalcitrantes de alta concentração e esgoto municipal pouco concentrado (MASZENAN; LIU, 2009 apud MASZENAN; LIU; NG, 2011). A alta concentração de lodo permite uma rápida degradação de contaminantes, e efluentes muito concentrados ou em grandes volumes podem ser tratados em reatores que ocupam pequeno espaço (LIU; TAY, 2002). Além disso, a população microbiológica latente disponível e diversificada tornam o processo menos sensível e mais rápido para se recuperar de severas perturbações no sistema (GIESEN et al., 2013).

#### 3.4.2 Formação do lodo granular aeróbio

A granulação aeróbia pode ser considerada como uma junção de células por meio de um processo de imobilização para formar uma associação multicelular estável e contínua (LIU et al., 2005). Resultados obtidos por Tay, Liu e Liu (2001a) mostraram que a granulação aeróbia é um processo gradual de mudança de lodo ativado para agregados compactos, convertidos posteriormente em lodo granular e finalmente em grânulos maduros. A auto imobilização microbiana é induzida por condições ambientais de *stress*, envolvendo interações físico-químicas ou bioquímicas e mecanismos de atração microbiana. O mecanismo proposto para o

desenvolvimento do LGA, também aplicável para outros tipos de biofilmes, inclui quatro etapas (LIU; TAY, 2002):

- Etapa 1 - Movimentos físicos para iniciar o contato bactéria-a-bactéria ou adesão bacteriana numa superfície sólida.

Inclui-se nessa etapa forças hidrodinâmicas, difusivas, gravitacionais e termodinâmicas (por exemplo, movimento Browniano) e a mobilidade celular. As células podem se mover por flagelo, cílios ou pseudópodes. Demonstrou-se que a mobilidade celular é importante para a interação inicial com uma superfície e seu deslocamento ao longo dessa (PRATT; KOLTER, 1998 apud LIU; TAY, 2002).

- Etapa 2 - Forças atrativas iniciais para manter uma estável superfície sólida bacteriana e contatos multicelulares. Estas forças atrativas são:

- Forças físicas: forças de Van der Waals, atração de carga oposta, forças termodinâmicas, incluindo a energia livre de superfície e tensão superficial, hidrofobicidade e bactérias filamentosas que podem vincular ou unir células individuais.

A hidrofobicidade da superfície bacteriana desempenha um papel crucial na iniciação de biofilmes e grânulos aeróbios e anaeróbios (TAY; LIU, Q.; LIU, Y., 2001; ROUXHET; MOZES, 1990; MAHONEY et al., 1987; TAY; XU; TEO, 2000; VAN LOOSDRECHT et al., 1987 apud LIU; TAY, 2002). De acordo com a termodinâmica, o aumento da hidrofobicidade celular causaria uma correspondente diminuição no excesso da energia de Gibbs da superfície, o que, por sua vez, promove interações célula-a-célula e ainda serve como força motriz para as bactérias se auto agregarem para fora da fase líquida (fase hidrofílica). Nesta etapa, bactérias filamentosas auxiliam na construção da estrutura tridimensional, que promove um ambiente estável para o crescimento de bactérias aderidas.

- Forças químicas: ligação de hidrogênio, formação de pares iônicos, formação de trio iônico, ponte interparticulada, etc.
- Forças bioquímicas: desidratação da superfície celular e fusão da membrana celular.

- Etapa 3 - Forças microbianas para amadurecer as bactérias aderidas ou agregadas.

Nesta etapa, ocorre a produção de substâncias poliméricas extracelulares (EPS) e o crescimento de aglomerados celulares, nos quais também acontecem mudanças metabólicas e

a aquisição de competências genéticas induzidas pelo ambiente que facilitam e fortalecem as interações célula-a-célula, resultando na elevada densidade das células aderidas.

- Etapa 4 - Estado estável da estrutura tridimensional do agregado microbiano moldado por forças hidrodinâmicas cisalhantes.

Os agregados microbianos são finalmente moldados por forças hidrodinâmicas cisalhantes para formar uma determinada comunidade estruturada. O tamanho e a forma da região externa dos agregados são determinados pelas forças hidrodinâmicas, espécies microbianas, taxa de carregamento de substrato, etc.

A literatura recente confirmou esse mecanismo (LIU; TAY, 2015 apud ZHANG; HU; LEE, 2016) e forneceu detalhes adicionais sobre o papel de famílias funcionais, particularmente os produtores de polímeros extracelulares e células com superfície hidrofóbica (desnitrificantes) nos grânulos e, portanto, na produção de EPS na granulação (ZHANG; HU; LEE 2016).

Figura 8 - Etapas de formação do lodo granular aeróbio



Fonte: Adaptado de Franca et al. (2017)

Weber et al. (2007) estudaram a estrutura e o desenvolvimento de grânulos aeróbios com diferentes tipos de substratos em reatores em escala de bancada. As observações microscópicas revelaram que os grânulos consistiam de bactérias, EPS, protozoários e, em alguns casos, de fungos. Os autores relataram três fases no desenvolvimento de biofilmes, iniciando pelo floco de lodo ativado até um grânulo maduro. Na fase 1, os protozoários ciliados com hastes da subclasse *Peritrichia*, por exemplo, *Epistylis spp.*, sedimentam em flocos de lodo ativado e constroem colônias semelhantes a árvores. As hastes são posteriormente colonizadas por bactérias. Durante a fase 2, os ciliados ficam completamente cobertos por bactérias e morrem. Assim, as células remanescentes dos ciliados agem como uma espinha dorsal para a formação de grânulos. Durante a fase 3, são formados grânulos lisos e compactos, que servem

como um novo substrato para os ciliados não hasteados que se depositam nas superfícies dos grânulos.

Guimarães et al. (2017) também documentou a presença de colônias de ciliados hasteados, na maioria das vezes representados pela *Epistylis spp.* As imagens de microscopia eletrônica de varredura mostraram colônias de bactérias crescendo num formato semelhante a nuvens na matriz de EPS, que era sustentada pelas hastes dos ciliados. As bactérias apresentaram uma variedade morfológica nos grânulos aeróbios, que foi principalmente composto por aglomerados de cocos e bacilos. Os autores relataram que a identificação da coabitação entre ciliados e bactérias indica a importância dessa interação nos grânulos cultivados com esgoto doméstico.

### 3.4.3 Fatores influentes na granulação aeróbia

Uma série de condições operacionais e ambientais devem ser estabelecidas para a agregação celular em uma cultura biológica. Alguns dos fatores que influenciam o processo de granulação em um RBS incluem a configuração do reator (KONG et al., 2009; ROCKTÄSCHEL et al., 2013), estratégia de alimentação (DERLON et al., 2016; FILALI et al., 2012; ROCKTÄSCHEL et al., 2013), mudança do tempo de sedimentação (GAO et al., 2011b; MCSWAIN; IRVINE; WILDERER, 2004), imposição de *stress* hidrodinâmico pela velocidade ascensional de ar (GAO et al., 2011b; LIU; TAY, 2002; STURM; IRVINE, 2008), tempo de inanição (GAO et al., 2011b; LIU; TAY, 2008), tempo de ciclo (LIU; TAY, 2007), tempo de detenção hidráulica (MUDA et al., 2011), composição do substrato (DEVLIN et al., 2017; PRONK et al., 2015b), relação carbono/nitrogênio (KOCATURK; ERGUDER, 2016; WU et al., 2012), carga orgânica volumétrica (COV) (GAO et al., 2011b; WAGNER; DA COSTA, 2013), relação alimento/microrganismo (LI, A.; LI, X.; YU, 2011), concentração de OD (MOSQUERA-CORRAL et al., 2005; STURM; IRVINE, 2008), concentração de íons divalentes (REN et al., 2008) e flutuações de pH e temperatura (DE KREUK et al., 2005).

Os fatores dominantes permanecem desconhecidos e, portanto, uma “brecha” ótima de condições deve ser considerada para um desenvolvimento bem-sucedido e manutenção dos grânulos (WINKLER et al., 2018). Os itens a seguir detalham algum desses fatores.

### 3.4.3.1 Estratégia de alimentação

A etapa de alimentação pode ser sob aeração, sob mistura ou sem nenhum desses recursos. Por exemplo, De Kreuk, Heijnen e Van Loosdrecht (2005) propuseram um longo período de alimentação anaeróbia (enchimento do tipo *plug-flow*), anterior à etapa de reação aeróbia, para que fossem desenvolvidos os organismos acumuladores de fósforo. Rocktäschel et al. (2013) estudaram duas estratégias de alimentação anaeróbia: em uma delas, empregaram uma alimentação do tipo *plug-flow* e, em outra, usaram um rápido enchimento seguido de uma fase de mistura anaeróbia.

Dantas (2018) utilizou uma fase anóxica após a alimentação com esgoto, caracterizada pela utilização de pulsos de ar em intervalos regulares para promover o contato da biomassa com o substrato. De modo semelhante, Derlon et al. (2016) injetaram ar em pulsos curtos para ressuspender o lodo durante a fase anaeróbia após a alimentação e relataram que tal medida não aumentou a concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido. Filali et al. (2012) estudaram a performance de dois reatores de lodo granular operados em alternância de condições anóxicas/aeróbias e anaeróbias/aeróbias para a remoção de nutrientes. Os autores concluíram que é necessário maximizar a remoção de substrato durante a fase não aerada, seja ela anaeróbia ou anóxica.

Para uma boa penetração de substrato ao longo de todo o grânulo, uma alta concentração de matéria orgânica durante o período de alimentação é vantajosa (DE KREUK; VAN LOOSDRECHT, 2004). A alimentação do tipo *plug-flow* garante altas concentrações de substrato próximas à superfície do grânulo, permitindo sua difusão ao longo de todo o LGA, contribuindo para a formação de uma biomassa granular estável, compacta e densa (PRONK et al., 2015a). De Kreuk e van Loosdrecht (2004) utilizaram um baixo fluxo de esgoto sintético afluente (acetato) com velocidade superficial de  $0,5 \text{ m.h}^{-1}$ , resultando em um escoamento do líquido do tipo *plug-flow* através da manta de lodo sedimentada. Assim, os grânulos nas porções inferiores do reator estiveram em contato com alta concentração de acetato. Consequentemente, o consumo preferencial de substrato pelos grânulos conduziu ao estabelecimento do lodo granular sobre o floculado no sistema (WAGNER et al., 2015).

Como uma possível vantagem sobre a estratégia de alimentação *plug-flow*, o método de mistura com alimentação anaeróbia proposto por Rocktäschel et al. (2013) permitiu que a matéria orgânica fosse uniformemente distribuída através do volume útil do reator ao invés de criar um gradiente de substrato ao longo de sua altura. Entretanto, De Kreuk e van Loosdrecht

(2004) reportaram que a mistura mecânica do reator durante a alimentação poderia danificar os grânulos.

Pronk et al. (2015a) relataram que muitos fatores têm sido mencionados como críticos para a formação do lodo granular, como alta força de cisalhamento hidrodinâmica, períodos muito curtos de sedimentação e alta concentração de OD (BEUN et al., 2000a; LIU et al., 2005; LEE et al., 2010 apud PRONK et al., 2015a). No entanto, muitos desses estudos estão relacionados a experimentos com alimentação aeróbia ou completamente misturada. No caso da alimentação anaeróbia do tipo *plug-flow* pela manta de lodo, a maioria desses fatores se torna menos relevante, ainda que não irrelevantes durante o *start-up* (DE KREUK et al., 2005 apud PRONK et al., 2015a).

Derlon et al. (2016) estudaram o efeito de diferentes velocidades ascensionais de esgoto na formação de grânulos aeróbios para tratamento de esgoto sanitário com baixa concentração de matéria orgânica. Foram utilizadas duas estratégias: na primeira, empregaram velocidades de 5,9 a 16 m.h<sup>-1</sup> e, na segunda, usaram uma velocidade de 1 m.h<sup>-1</sup> e uma remoção seletiva de lodo. Os autores obtiveram melhores resultados nesta última estratégia e concluíram que baixas velocidades devem ser empregadas na operação de reatores de lodo granular sob volume constante para assegurar uma retenção de biomassa suficiente e uma eficiente remoção de substrato.

#### 3.4.3.2 Configuração do reator

No caso da alimentação do tipo *plug-flow*, a eficiência da distribuição do substrato depende da geometria do reator, ou seja, reatores com uma baixa razão altura/diâmetro (H/D) tendem a desenvolver padrões de escoamento heterogêneos através da manta de lodo granular. Esse efeito leva a um tempo de contato curto entre a matéria orgânica e a biomassa, de modo que há uma incompleta assimilação de carbono orgânico na fase anaeróbia. Consequentemente, grande parte da DQO pode estar presente na forma solúvel no início da fase de aeração, resultando em uma granulação instável (FRANCA et al., 2017).

Kong et al. (2009) utilizaram valores de H/D maiores que 4. Essa proporção tem contribuído para a construção de reatores em escala de bancada ou piloto com altura relativamente grandes. Extrapolando para reatores em escala real, suas alturas resultariam em torno de 6,0 m. Porém, os diâmetros são de dimensões reduzidas, originando unidades esbeltas. Isso, evidentemente, não é possível em unidades de grande porte e, para manter um tipo de escoamento semelhante, torna-se absolutamente necessária a boa distribuição do fluxo do

esgoto a partir da região do fundo do reator, da mesma forma como se procede em reatores anaeróbios do tipo UASB, em que se considera um ponto de entrada a cada 2 m<sup>2</sup> de fundo do reator. Em escala real, portanto, o escoamento do esgoto torna-se mais sujeito à dispersão longitudinal do que nas unidades em escala reduzida, podendo desfavorecer um pouco o fenômeno da granulação (GUSMÃO; PIVELI; NUNES, 2019).

Liu e Tay (2002) relataram que quase 100% dos grânulos aeróbios e anaeróbios eram produzidos em reatores aerados do tipo coluna de bolhas ou de fluxo ascendente de líquido, e uma elevada relação H/D parecia favorecer a formação do lodo granular. Os padrões de escoamento de ar ou líquido em reatores de coluna podem criar um fluxo circular relativamente homogêneo ao longo da altura do reator. Desse modo, agregados microbianos são constantemente submetidos a um atrito hidráulico circular. De acordo com a termodinâmica, o fluxo circular pode forçar esses agregados a serem moldados como grânulos regulares que possuem uma energia livre superficial mínima. Termodinamicamente, tal fenômeno é muito similar à formação de pedregulhos arredondados em um sistema fluvial natural. Em um reator de coluna de fluxo ascendente, uma maior razão H/D pode assegurar uma trajetória de fluxo circular mais longa, que cria um atrito hidráulico mais efetivo para os agregados microbianos. Por outro lado, em um reator de mistura completa, como é o caso aproximado de um tanque de aeração de um sistema convencional de lodo ativado, os agregados microbianos se movem estocasticamente com fluxo dispersivo em todas as direções. Sob tal circunstância, somente flocos de formato irregular são formados (LIU; TAY, 2002).

Entretanto, os resultados obtidos por Kong et al. (2009) contrastaram a ideia de que reatores com maior razão H/D favoreceriam os grânulos aeróbios. Os autores estudaram os efeitos da granulação em reatores com diferentes razões H/D de 4, 8, 16 e 24, correspondentes às velocidades mínimas de sedimentação de 2, 4, 8 e 12 m.h<sup>-1</sup>, respectivamente. Os autores concluíram, com base em resultados similares nos quatro reatores, que a relação H/D ou a velocidade mínima de sedimentação não afetaram a estabilidade de operação dos reatores, a formação dos grânulos, suas propriedades físicas e a estrutura da comunidade microbiana. Portanto, a razão H/D poderia ser muito flexível na prática, contribuindo para o design de reatores ou o *retrofitting* de um RBS existente para ser convertido em um RLGA (KONG et al., 2009).

Khan, Mondal e Sabir (2012) destacaram que diferentes autores possuem distintas opiniões em relação ao efeito da razão H/D, da concentração de OD e da inanição aeróbia na granulação. Alguns relataram que esses fatores possuem forte influência na granulação aeróbia, enquanto que outros tiveram uma visão contrária.

### 3.4.3.3 Velocidade ascensional de ar

Um dos fatores considerados favoráveis para a granulação é a situação de *stress* hidrodinâmico na qual os microrganismos são expostos mediante aeração intensa. A taxa de aeração desempenha duas funções principais: impõe as condições hidrodinâmicas no reator e controla a transferência de massa de oxigênio nos agregados (FILALI et al., 2012). A força de cisalhamento hidrodinâmica influencia os aspectos estruturais e funcionais dos biofilmes. Por exemplo, uma força de cisalhamento mais elevada causa a formação de biofilmes finos e densos. Geralmente, o cisalhamento hidrodinâmico promovido pela aeração por bolhas induz a produção de EPS, a hidrofobicidade da superfície celular e desencadeia interações célula-a-célula, contribuindo para o início da formação dos grânulos. O cisalhamento também atua como uma força de compactação na superfície dos agregados microbianos e ajuda a moldar os grânulos, desprendendo os microrganismos fracamente aderidos na superfície externa (NANCHARAIAH; REDDY, 2018). A força de cisalhamento hidrodinâmica é comumente expressa em termos da velocidade ascensional de ar (razão da vazão de ar pela área da base do reator). Alguns estudos apontaram que abaixo de um determinado valor mínimo, da ordem de  $1 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$ , ocorreram o prejuízo nas propriedades físicas dos grânulos (resultados piores do IVL, densidade dos grânulos e esfericidade) e até mesmo a sua desintegração (STURM; IRVINE, 2008; TAY; LIU, Q.; LIU, Y., 2001a). Sandoval (2019) destacou a intensa aeração como uma das principais condições necessárias para a ocorrência da granulação, que proporciona, conseqüentemente, elevadas forças de cisalhamento hidrodinâmicas, estimulando a produção de EPS. Outro fator importante relatado pelo autor foi a alimentação anaeróbia pelo fundo do reator.

No entanto, Liu e Tay (2006) exploraram a possibilidade de diminuir a vazão de ar durante a fase *famine* (inanição), quando o alimento é escasso, para a redução da demanda energética. Os resultados demonstraram que essa redução a uma velocidade ascensional de ar de  $0,55 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$  durante o regime *famine* não afetou a estabilidade do lodo. Devlin et al. (2017) estudaram a granulação aeróbia em cinco reatores operados com uma velocidade ascensional de ar igual a  $0,41 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$ . Os reatores foram alimentados por efluentes sintéticos com distintas concentrações de DQO ( $340$  a  $1300 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ ), que representaram efluentes de baixa a alta concentração de matéria orgânica. Observou-se granulação estável apenas nos reatores alimentados com baixa concentração de DQO, e os autores concluíram que uma alta força de cisalhamento não é sempre requisito para a granulação do lodo ativado. Também demonstraram que esse processo depende de uma operação que mitigue a proliferação de microrganismos de

crescimento rápido. Essa proliferação está associada à indesejável presença de organismos filamentosos no lodo granular, prejudicando sua performance e formação. Sua ocorrência, influenciada pela taxa de aeração, também foi observada na pesquisa conduzida por Sturm e Irvine (2008). Os autores estudaram em conjunto o efeito da velocidade ascensional de ar e do oxigênio dissolvido e relataram que a relação entre o OD e a cinética de remoção da matéria orgânica são mais importantes para a formação do lodo granular e sua manutenção do que as forças de cisalhamento hidrodinâmicas.

#### 3.4.3.4 Oxigênio dissolvido

A concentração de oxigênio é de grande importância para a demanda energética de aeração e, conseqüentemente, para a viabilidade econômica da tecnologia de lodo granular aeróbio (DE BRUIN et al., 2004). Além disso, o design de instalações compactas é baseado na possibilidade da nitrificação e desnitrificação simultânea no interior do grânulo, que somente pode ocorrer em concentrações moderadas de oxigênio (BEUN et al., 2001; DE BRUIN et al., 2004 apud DE KREUK; HEIJNEN; VAN LOOSDRECHT et al., 2005).

Os grânulos aeróbios podem ser cultivados tanto em níveis baixos de OD, por exemplo, 0,7 a 1,0 mg.L<sup>-1</sup>, como em concentrações elevadas, iguais ou superiores a 6 mg.L<sup>-1</sup> (SHOW; LEE; TAY, 2012). Alguns estudos relacionados com a sedimentabilidade e estabilidade do lodo granular aeróbio sugeriram que a deficiência de oxigênio favoreceu o crescimento de bactérias filamentosas e resultaram na ruptura do lodo (LIU; TAY, 2006). Por exemplo, Mosquera-Corral et al. (2005) relataram que o decréscimo de OD até uma concentração de 40% do nível de saturação resultou na instabilidade do lodo granular, ocorrendo sua ruptura e “lavagem” da biomassa do reator, além do crescimento de filamentosas. Controversamente, De Kreuk, Heijnen e Van Loosdrecht (2005) obtiveram a formação de grânulos estáveis sob baixa concentração de oxigênio (20% de saturação) por meio de um longo período de alimentação anaeróbia, além de observarem altas eficiências de remoção de matéria orgânica e nutrientes.

Ni et al. (2009) obtiveram o desenvolvimento do lodo granular em um reator em escala piloto tratando esgoto sanitário com uma concentração de OD controlada e próxima a 2,0 mg.L<sup>-1</sup>. Alguns estudos de ETEs em escala real mostraram a utilização de concentrações moderadas de oxigênio, por exemplo, entre 1,8 e 2,5 mg.L<sup>-1</sup> (PRONK et al., 2015a) e 1,0 a 2,0 mg.L<sup>-1</sup> (VAN DIJK; PRONK; VAN LOOSDRECHT, 2018). Esses valores são típicos de lodo ativado floculado, de modo que não se deve esperar gastos mais elevados relativos ao consumo de energia elétrica.

### 3.4.3.5 Tempo de sedimentação

O período de sedimentação foi considerado importante desde a descoberta do LGA, porque períodos curtos selecionam agregados de rápida sedimentação, enquanto que os flocos de baixa sedimentabilidade são lavados do sistema. Para o desenvolvimento do lodo granular aeróbio, os RBS são tipicamente operados com tempos curtos de sedimentação, de 2 a 10 minutos (ADAV et al., 2008; NANCHARAI AH; REDDY, 2018). Liu et al. (2005) demonstraram que o tempo de sedimentação, a troca volumétrica<sup>5</sup> e o tempo de descarte do efluente podem ser matematicamente unificados em uma pressão seletiva denominada de mínima velocidade de sedimentação. A formação de LGA ocorre em um RBS quando essa velocidade está acima de  $1 \text{ m.h}^{-1}$ . No entanto, o LGA se torna o lodo dominante no RBS somente quando valores acima de  $4 \text{ m.h}^{-1}$  são aplicados (NANCHARAI AH; REDDY, 2018).

No entanto, reduzidos tempos de sedimentação associados a uma troca volumétrica relativamente alta para retenção de grande parte da biomassa podem promover uma excessiva perda de sólidos no efluente. Durante *o start-up*, a reduzida eficiência na remoção de nutrientes é frequentemente relatada, o que se pressupõe que seja uma consequência de severas condições de lavagem de lodo do reator (WEISSBRODT et al., 2012 apud SZABÓ et al., 2016). Além disso, a diminuição da idade do lodo, resultante da excessiva perda de biomassa, é desvantajosa para a associação de bactérias de crescimento lento, como as oxidadoras de amônia e nitrito (SZABÓ et al., 2016).

Por isso, uma das estratégias empregadas para estimular a formação e o crescimento dos grânulos é a imposição de intervalos de sedimentação progressivamente mais reduzidos durante a partida do sistema de tratamento (GUIMARÃES, 2017; LIU et al., 2010; SANDOVAL, 2019; SZABÓ et al., 2016; TAVARES, 2017). A partir do início desse processo, observa-se o aumento do tamanho dos flocos até que comecem a assumir características de grânulos.

Tavares (2017) pesquisou a granulação aeróbia sob duas estratégias operacionais, caracterizadas por diferentes tempos de sedimentação iniciais. Na primeira estratégia, o reator foi operado inicialmente com um menor tempo de sedimentação (20 minutos). Neste caso, a ausência de bactérias de crescimento lento (PAO e nitrificantes), associada à presença de filamentosas, levou à instabilidade da biomassa granular e posterior desgranulação. Por outro lado, a implementação de uma estratégia operacional de aclimatação do lodo no reator,

---

<sup>5</sup> Razão do volume de descarte ou de alimentação pelo volume útil do reator

caracterizada por um maior tempo de sedimentação (40 minutos) antes de sua progressiva redução, permitiu que parcela majoritária da matéria orgânica afluente fosse removida em condições anaeróbias, favorecendo o desenvolvimento de bactérias de crescimento lento e suprimindo a presença de filamentosas.

É importante destacar que a dinâmica da perda de sólidos no efluente tratado é diferente em reatores operados sob volume variável e sob volume constante. Neste último caso, a perda de sólidos com o efluente também pode estar associada à velocidade ascensional de esgoto (DERLON et al., 2018) e à ascensão de partículas de lodo aderidas ao gás nitrogênio, promovida pela desnitrificação durante a alimentação (VAN DIJK; PRONK; VAN LOOSDRECHT, 2018). Assim, a influência do tempo de sedimentação na granulação deve ser diferente entre as duas estratégias operacionais, sendo necessário seu maior conhecimento para a operação sob volume constante, ainda pouco empregado nas pesquisas.

#### 3.4.3.6 Regime feast-famine

Um dos fatores considerados favoráveis para a granulação estável é a criação de condições periódicas do regime *feast-famine* durante o ciclo operacional do RBS, induzido pela sequencial abundância e escassez de matéria orgânica solúvel (BEUN et al., 2000 apud FRANCA et al., 2017). A fase *feast* (abundância) é caracterizada pela disponibilidade de substrato externo para o crescimento bacteriano, que é exaurida até uma concentração mínima. Subsequentemente, ocorre a fase *famine*, na qual o alimento não está mais disponível e os organismos utilizam os substratos de reserva acumulados internamente (DE KREUK; VAN LOOSDRECHT, 2004; WINKLER et al., 2018). A razão intrínseca por trás dessa observação está relacionada com a taxa de crescimento microbiano dos microrganismos que constituem o LGA. Uma estabilidade maior é relatada devido à seleção de bactérias com taxa de crescimento máxima mais baixa, selecionadas sob esse regime (FRANCA et al., 2017). De acordo, pesquisas sobre a morfologia de biofilmes mostraram que organismos de crescimento lento influenciam positivamente a densidade e estabilidade de biofilmes. Para o decréscimo da taxa de crescimento dos organismos nos grânulos aeróbios, substratos facilmente degradáveis, como o acetato, devem ser convertidos em DQO lentamente degradável, como os polímeros de reserva microbianos, por exemplo, PHA. Conforme mencionado anteriormente, caso se utilize uma prolongada alimentação anaeróbia, haverá a possibilidade de seleção de organismos acumuladores de fósforo e/ou acumuladores de glicogênio, que executam essa etapa de conversão mais eficientemente. (DE KREUK; VAN LOOSDRECHT, 2004).

Em concordância com esse regime de alimentação, alguns estudos demonstraram a necessidade de maximizar a remoção de matéria orgânica durante as fases não aeradas que precedem a etapa aerada para garantir a estabilidade do lodo. Portanto, indicam que uma adequada combinação das etapas anóxicas, anaeróbias e aeróbias deve ser selecionada de acordo com a razão entre a DQO, nitrogênio e fósforo contidos no esgoto afluyente (FRANCA et al., 2017).

#### 3.4.3.7 Carga orgânica volumétrica

Devido à habilidade de reter biomassa, os grânulos podem suportar elevadas cargas orgânicas volumétricas, que é a razão entre a carga orgânica e o volume útil do reator. Isto é desejável em sistemas biológicos de águas residuárias para o tratamento de efluentes concentrados, a exemplo dos industriais, utilizando reatores compactos com baixa pegada ecológica (MOY et al., 2002). Enquanto que a maioria dos sistemas de tratamento de efluentes operam com uma COV relativamente baixa ( $0,5$  a  $2,0$   $\text{kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ ), vários estudos focaram na operação de RBS com lodo granular sob elevadas faixas ( $2,5$  a  $22,5$   $\text{kg DQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ ) (LIU; TAY, 2004).

Entretanto, o esgoto doméstico é relativamente um efluente de baixa concentração (FRANCA et al., 2017). A carga orgânica depende da concentração de matéria orgânica da água residuária e da vazão afluyente ao reator, que pode ser aumentada por um tempo total de ciclo mais curto e/ou maiores trocas volumétricas durante a alimentação. Assim, se uma água residuária de baixa concentração é usada como substrato e um valor usual de carregamento hidráulico é empregado, a COV não será suficientemente alta para manter o crescimento do lodo para a granulação. Por outro lado, um aumento na carga orgânica volumétrica, atribuída ao aumento da vazão, irá compensar a baixa concentração de matéria orgânica, favorecendo o processo de formação dos grânulos (NI et al., 2009).

Levando-se isto em consideração, Ni et al (2009) aumentaram deliberadamente a carga hidráulica para manter uma COV suficientemente elevada para a granulação (por exemplo,  $1$   $\text{kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$  neste estudo). Isto foi feito pelo aumento da troca volumétrica, considerado como um dos principais fatores para a granulação de esgoto municipal de baixa concentração, além do tempo de sedimentação (NI et al., 2009). De acordo, de Kreuk e van Loosdrecht (2006) relataram que a aplicação de uma maior carga orgânica foi um fator crucial na formação do lodo granular tratando esgoto doméstico. Os autores também concluíram que tempos de ciclo

curtos são preferíveis para formação de grânulos em um RBS quando águas residuárias de baixa concentração de matéria orgânica são utilizadas.

Wagner e da Costa (2013) estudaram a granulação aeróbia em um RBS para tratamento de esgoto doméstico, utilizando três estratégias que variaram de acordo com a COV aplicada, correspondentes à 1,4, 1,0 e 2,0 kgDQOs.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. Os autores destacaram que o reator foi efetivo na remoção de carbono e nitrogênio, principalmente quando operado com uma carga orgânica volumétrica de 2,0 kgDQOs.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>.

É importante que se associe a carga orgânica volumétrica com a relação alimento/microrganismo, que equivale à COV dividida pela concentração de sólidos suspensos no reator. Isto porque, uma maior concentração de biomassa admite uma maior carga orgânica para o tratamento e vice-versa.

#### 3.4.3.8 Relação alimento/microrganismo

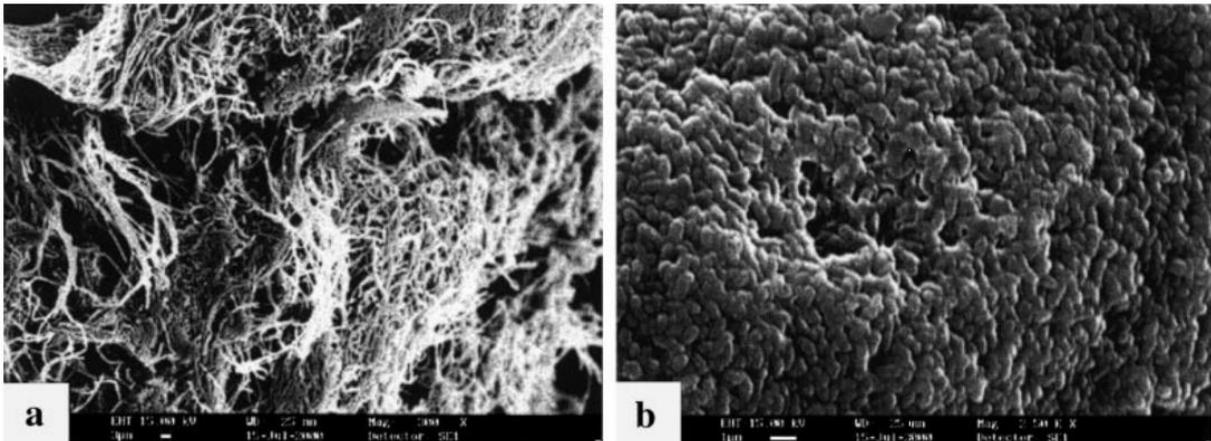
An-jie Li, Xiao-yan Li e Yu (2011) investigaram o efeito da relação A/M na formação, tamanho e estabilidade do LGA e observaram uma relação linear entre a razão A/M e o diâmetro do grânulo. Enquanto que uma alta razão A/M (1,1 gDQO.gSSV<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>) promoveu uma granulação mais rápida e com maiores tamanhos dos grânulos (diâmetro de 4,5 mm), uma menor relação A/M (0,3 gDQO.gSSV<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>) levou à formação mais lenta e a menores tamanhos (diâmetro de 1,5 mm). Apesar de inicialmente altas razões A/M acelerarem o *start-up* do processo de granulação por estimular o crescimento microbiano, os autores sugeriram que essa relação deve ser subsequentemente reduzida (para 0,3 gDQO.gSSV<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>, por exemplo) para sustentar grânulos estáveis numa operação a longo prazo.

De modo contrário, Pronk et al. (2015a) relataram o aumento gradual da taxa de carregamento volumétrico durante o *start-up* de uma ETE de LGA em escala real. Também mencionaram a utilização de uma relação A/M de 0,1 kgDQO.kgSST<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup> (denominada no estudo por “*sludge loading rate*”, ou taxa de carregamento de lodo). O tempo de retenção de sólidos nesse estudo foi de 20 a 38 dias. Van Dijk, Pronk e van Loosdrecht (2018) relataram o emprego de uma idade do lodo de 0,08 kgDQO.kgSST<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>, também relativo a uma ETE em escala real.

### 3.4.4 Remoção de matéria orgânica

Vários substratos foram usados para cultivar grânulos aeróbios, incluindo glicose, acetato, fenol, amido, etanol, melação, sacarose e outros componentes de águas residuárias sintéticas. Informações sobre o cultivo de grânulos com esgoto real também foram reportadas (ADAV et al., 2008). O tipo de fonte de carbono influencia significativamente a morfologia e a estrutura do grânulo aeróbio (FRANCA et al., 2017). Por exemplo, a alimentação de lodo granular com glicose tem conferido ao LGA uma morfologia solta e com superfícies fofas (*fluffy*) devido à dominância de bactérias filamentosas. Por outro lado, relatou-se que, por meio da alimentação com acetato, o lodo granular apresentou uma microestrutura compacta dominada por bactérias em formato de bacilos firmemente unidas e immobilizadas (MOY et al., 2002; TAY; LIU, Q.; LIU, Y., 2001b).

Figura 9 - Microestrutura de grânulos maduros observados por microscopia eletrônica de varredura - (a) alimentação com glicose e (b) alimentação com acetato



Fonte: Tay; Liu, Q. e Liu, Y. (2001b)

Apesar de existirem alguns estudos em escala piloto usando águas residuárias reais, a maioria das pesquisas de LGA têm sido desenvolvidas em RBS em escala de laboratório sob altas cargas orgânicas (maiores que  $2,5 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ ), condições operacionais bem controladas e com efluente sintético composto por substratos definidos (ADAV et al., 2008; SARMA et al., 2017 apud NANCHARAIH; REDDY, 2018; WAGNER; DA COSTA, 2013). Tais efluentes não são representativos das águas residuárias municipais, que geralmente contêm concentrações orgânicas de substrato muito inferiores (entre  $250$  e  $430 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ) com uma fração significativa na forma particulada (DERLON et al., 2016).

A natureza complexa das águas residuárias reais e as diferentes taxas de degradação de substratos provavelmente afetam a estrutura dos grânulos aeróbios e sua capacidade de

remover DQO e/ou nutrientes. Isto se deve a uma alteração nas comunidades microbianas, afetando tanto o tipo de EPS produzido quanto a transferência de massa do substrato dentro do grânulo (SCHWARZENBECK et al., 2005 apud LEMAIRE; WEBB; YUAN, 2008). De fato, somente poucos estudos relataram a formação bem-sucedida de grânulos usando efluentes complexos, como as águas residuárias municipais (DERLON et al., 2016). Alguns resultados de remoção de matéria orgânica e nutrientes em estudos com LGA tratando esgoto real são mostrados na Tabela 6.

Tabela 6 - Estudos de lodo granular aeróbio em reatores piloto no tratamento de esgoto real - performance no tratamento

<b>Tipo de esgoto afluente (concentrações em mg.L<sup>-1</sup>)</b>	<b>Volume do RBS<sup>6</sup> (L)</b>	<b>Condições operacionais e fases consideradas</b>	<b>Performance do tratamento (remoções e nitrito e nitrato efluente)</b>	<b>Referências</b>
Sanitário (DQOs: 269, DBOs: 171, NTK: 89; NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> : 61, P-orto: 5,2)	785	Fase II: RBS piloto com ciclo de 3 h e redução progressiva do tempo de sedimentação de 30 para 10 min	DQOs: 91% DBOs: 88% NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> : 50% NT: 45% Porto: 76% NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> : 1,9 mg.L <sup>-1</sup> NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> : 3,8 mg.L <sup>-1</sup>	Sandoval (2019)
Doméstico (DQOt: 282, DQOs: 95, NTK: 39, NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> :32, Ptotal: 4,2; Porto: 3,2)	115	RBSGI: ciclo de 4h com 60 min de fase anóxica	DQO: 83% NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> : 94% Ptotal: 20% Porto: 26% NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> : 2,2 mg.L <sup>-1</sup> NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> : 19,2 mg.L <sup>-1</sup>	Dantas (2018)
		RBSGII: ciclo de 4h com 90 min de fase anóxica	DQO: 82% NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> : 95% Ptotal: 45% Porto: 51% NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> : 5,2 mg.L <sup>-1</sup> NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> : 21,7 mg.L <sup>-1</sup>	
Sanitário (DQOt: 350, DQOs: 197, DBO: 217, NT:62, NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> :51, Ptotal: 5,8)	98	SEI: Ciclo de 4 h, com redução progressiva do tempo de sedimentação de 25 para 13 min	DQOt: 64% DQOs: 73% DBO: 79% NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> : 75% NT: 32% Ptotal: 21% NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> : 15 mg.L <sup>-1</sup>	Guimarães (2017)
Sanitário (DQOt:304, DQOs: 127, NT: 32, NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> :18, Ptotal: 5 Porto: 2)	190	Estratégia 2: Ciclo de 4 h e V <sub>esg</sub> = 1 m.h <sup>-1</sup> com descarte intencional de lodo	DQO > 80% NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> : 96% P: 89% Porto < 0,1 mg.L <sup>-1</sup> NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> < 0,1 mg.L <sup>-1</sup> NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> : 3,9 mg.L <sup>-1</sup>	Derlon et al. (2016)

Continua

<sup>6</sup> Os reatores foram operados sob volume variável, exceto no estudo conduzido por Derlon et al. (2016), no qual a operação ocorreu sob volume constante

				Conclusão
Tipo de esgoto afluente (concentrações em mg.L <sup>-1</sup> )	Volume do RBS (L)	Condições operacionais e fases consideradas	Performance do tratamento (remoções e nitrito e nitrato efluente)	Referências
Doméstico (DQOt: 95-200, DQOs: 35-120, NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> : 10-40, NT: 12-50)	1000	Ciclo de 4 h, reduzido para 3 h após 80 dias de <i>start up</i>	DQOt: 90% NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> : 95% NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> : ~29 mg.L <sup>-1</sup> no final de um ciclo	Ni et al. (2009)
Doméstico (40%) e industrial (60%) (DQOs:1000, NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> :60)	31,4	Ciclo de 4 h, com tempo de sedimentação reduzido gradualmente de 45 min para 8 min no início da operação	DQOs: 80% NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> : 98% NTinorgânico: 50% NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> : ~27 mg.L <sup>-1</sup> no final de um ciclo NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> : ~2,5 mg.L <sup>-1</sup> no final de um ciclo	Liu et al. (2010)
Doméstico (DQOs:849, NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> :76)	11	Estágio III: Ciclo de 4 h e adição de acetato de sódio para aumento da COV	DQOs: 92% NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> : 96% NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> : 0,3 mg.L <sup>-1</sup> NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> : 1,0 mg.L <sup>-1</sup>	Wagner e da Costa (2013)

Fonte: Autor e adaptado de Dantas (2018)

De Kreuk et al. (2010) demonstraram, usando amido em suspensão como substrato particulado, que esse era removido principalmente por adsorção na superfície do grânulo, seguido por hidrólise e consumo dos produtos hidrolisados. Os autores também relataram que muitos protozoários e metazoários foram observados em reatores em escala de bancada, bem como em reatores Nereda<sup>®</sup> em escala piloto e em escala real, indicando um papel importante na remoção de sólidos em suspensão. Se a hidrólise do substrato orgânico na forma particulada é um processo lento, pode-se supor que a operação do reator deve ser adaptada para que a taxa de hidrólise e a formação dos grânulos sejam incentivadas (WAGNER et al., 2015).

Wagner et al. (2015) estudaram o efeito da matéria orgânica particulada na granulação aeróbia em dois RBS em escala de bancada. Além disso, os autores avaliaram a influência de diferentes condições operacionais no desenvolvimento e performance do LGA, que incluíram a extensão do período anaeróbio, a redução do tempo de sedimentação e a operação sob volume constante. Os reatores foram alimentados com efluente sintético que continha amido e acetato/peptona hidrolisada como fontes de carbono da matéria orgânica particulada e solúvel, respectivamente. Em um dos reatores, houve a alimentação com substrato solúvel, enquanto no outro, utilizou-se também o amido. Os autores observaram que o tipo de substrato impactou significativamente a morfologia dos grânulos, assim como todo o processo de granulação. Os agregados desenvolvidos na presença de material particulado exibiram estruturas filamentosas, que por sua vez afetaram a capacidade de sedimentação e, conseqüentemente, pioraram a qualidade do efluente. Além disso, a matéria orgânica particulada reduziu a cinética do processo

de formação dos grânulos. Em uma fase posterior ao estudo da influência do material particulado, aumentou-se o período anaeróbio no reator com material particulado, o que conduziu ao aumento da concentração de biomassa e da fração de grânulos no reator, além de sua formação em uma estrutura mais compacta e com melhor sedimentabilidade. Entretanto, a melhoria das características do lodo granular em termos da concentração de biomassa, capacidade de sedimentação e morfologia não foi seguida por um aumento na remoção de nutrientes. Por outro lado, a operação sob volume constante se mostrou benéfica para as eficiências de remoção, além de suprimir o crescimento acentuado de filamentosas. Este modo de operação também ajudou a reduzir a concentração de sólidos no efluente, porém levou à maior fração de flocos nos reatores devido à menor pressão seletiva para a retenção de biomassa com maior sedimentabilidade.

### 3.4.5 Remoção de nitrogênio

#### 3.4.5.1 *Adsorção de amônio*

Bassin et al. (2011) estudaram as propriedades de adsorção do amônio no lodo granular aeróbio, lodo ativado e grânulos anammox. Os resultados mostraram que o lodo granular aeróbio apresentou uma capacidade de adsorção muito maior comparado com o lodo ativado e os grânulos anammox. Entretanto, os autores relataram que as taxas de adsorção no lodo granular eram significativamente menores, provavelmente devido a limitações de transferência de massa no biofilme. Durante a operação dos reatores em escala de bancada, observou-se que a quantidade de amônio adsorvido durante a alimentação anaeróbia era inversamente proporcional à concentração de amônio residual no final do ciclo anterior. Portanto, quando a incompleta nitrificação ocorria, uma menor quantidade do amônio afluente era adsorvida, o que enfatiza a importância da nitrificação para a extensão da adsorção (BASSIN et al., 2011).

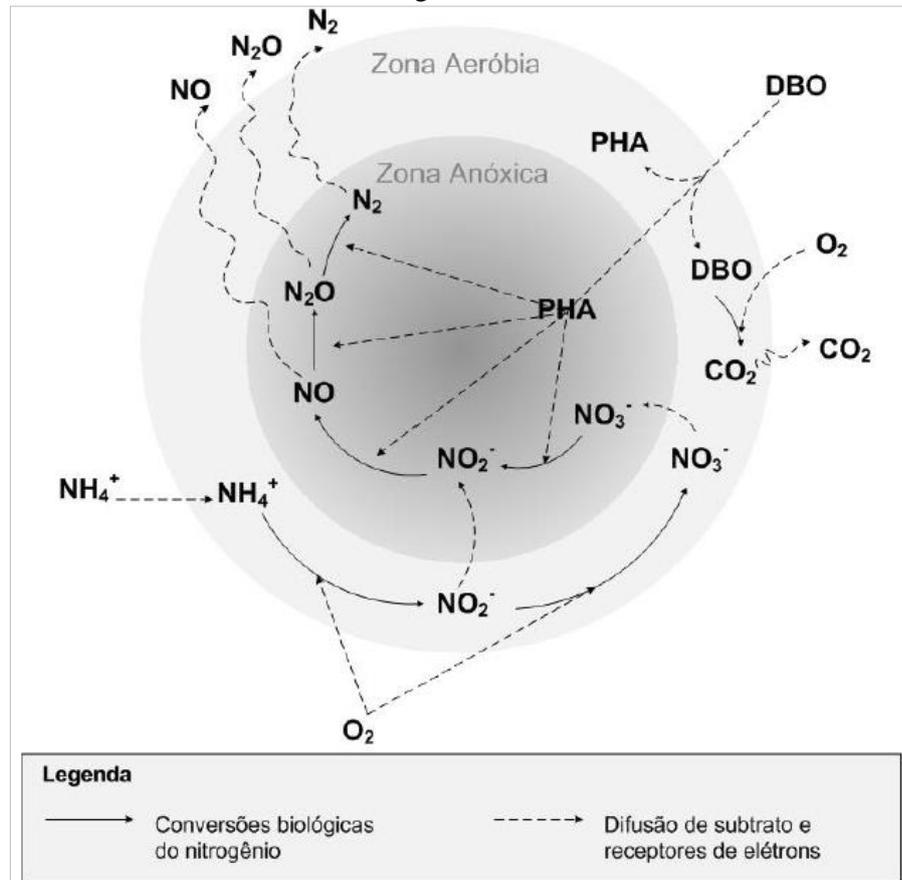
Os autores também demonstraram que a concentração de sal (NaCl) adicionada em um dos reatores foi um fator crucial para a quantidade de amônio adsorvido. A adsorção significativamente diminuía conforme a concentração de sal era aumentada, o que pôde ser explicado pela competição entre os cátions  $\text{Na}^+$  e  $\text{NH}_4^+$  para se ligarem aos grupos negativamente carregados nos EPS ou nas paredes celulares microbianas. A adsorção de amônio à biomassa pode ser entendida como um processo de troca iônica e a presença de outros cátions influencia diretamente a quantidade de amônio adsorvida (BASSIN et al., 2011).

### 3.4.5.2 Nitrificação e desnitrificação

Assim como nos flocos de lodo ativado, a nitrificação e a desnitrificação simultânea pode ocorrer devido à existência de zonas aeróbias nas camadas externas do grânulo e camadas anóxicas, ricas em substratos, nas zonas internas. Entretanto, por causa do tamanho e da estrutura dos grânulos e biofilmes, a NDS pode ser mantida e controlada mais facilmente do que no floco de lodo ativado (POCHANA; KELLER, 1999; SATOH et al., 2003 apud MOSQUERA-CORRAL et al., 2005). Quanto maior for a remoção biológica de nitrogênio pela NDS durante a etapa aeróbia, menos compostos de nitrogênio oxidados irão permanecer no final do ciclo. Ao mesmo tempo, menos matéria orgânica será consumida pela desnitrificação heterotrófica durante a etapa de alimentação, havendo sua maior disponibilidade para o processo de EBPR pelos PAO (ISANTA et al., 2012).

A nitrificação acontece nas camadas externas, com a amônia sendo convertida para nitrato ou nitrito, que subsequentemente se difundem para o interior do grânulo com pouco oxigênio. Nesta região, esses compostos são usados como receptores de elétrons para manutenção das células e seu crescimento por meio da oxidação de substratos orgânicos de reserva pela desnitrificação (DE KREUK; VAN LOOSDRECHT, 2004). Durante o processo de remoção de nitrogênio nos grânulos, a nitrificação é fácil de ser obtida quando a aeração é suficientemente fornecida, enquanto que a desnitrificação é usualmente uma etapa de limitação devido à deficiência de condições anóxicas e/ou de provimento de fonte de carbono (CHEN et al., 2011).

Figura 10 - Modelo conceitual dos principais processos biológicos da remoção de carbono e nitrogênio no lodo granular aeróbio



Fonte: Guimarães (2017)

A NDS depende da proporção da zona aeróbia para a anóxica, que é influenciada por alguns fatores, como tamanho e densidade do grânulo e concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido (LIU; SHENG; YU, 2009 apud CHEN et al., 2011). A concentração de OD aplicada em combinação com o tamanho do grânulo está intimamente relacionada com a extensão da zona anóxica: quanto menor a concentração de OD ou quanto maior o grânulo, maior é a zona anóxica e, portanto, maior é a capacidade de remoção de nitrogênio. Obviamente, o oxigênio necessário para a nitrificação limita a diminuição da concentração de OD (MOSQUERA-CORRAL et al., 2005). Como a remoção de nitrogênio depende das zonas aeróbias e anóxicas dos grânulos, geralmente é necessário que a concentração de OD no meio líquido seja precisamente controlada. Além disso, devido a algumas características nos grânulos serem praticamente incontroláveis e sujeitas a variações, por exemplo, o tamanho e a densidade, podem ser adotadas estratégias operacionais para melhorar a eficiência da remoção de nitrogênio, que incluem a alternância de condições anóxicas/aeradas pela intermitência na aeração e a alimentação escalonada (CHEN et al., 2011).

As informações sobre a desnitrificação não são relatadas frequentemente e a ocorrência de nitrificação e desnitrificação simultânea não é claramente estabelecida com base nos dados relatados da literatura (GIESEN et al., 2013; VAN DER ROEST et al., 2011 apud DERLON et al., 2016; NANCHARAI AH; REDDY, 2018).

Derlon et al. (2016) relataram que a desnitrificação ocorreu principalmente durante a etapa anaeróbia de um RBS tratando esgoto sanitário e que a NDS não ocorreu nos pequenos grânulos formados. A ausência da NDS, segundo os autores, pôde ser explicada pelo limitado volume anóxico na fase aerada ou pela limitada disponibilidade de substrato orgânico nestas zonas. Dantas (2018) destaca que muitos pesquisadores têm associado a não ocorrência da NDS ao fato do OD no meio líquido não ser baixo o suficiente para criar zonas anóxicas nos pequenos grânulos formados, devido ao esgoto aplicado ser de baixa carga.

Alguns estudos mostraram a utilização de elevadas concentrações de OD até próximas da saturação, na ordem de  $8 \text{ mg.L}^{-1}$  ou mais (DANTAS, 2018; GUIMARÃES, 2017; ISANTA et al., 2012). Os arranjos experimentais e as estratégias de aeração dessas pesquisas podem ter sido muito diferentes das utilizadas em reatores em escala real, na qual a automatização do controle do OD tem importante influência no processo de tratamento. Mesmo assim, também há relato de dificuldade na ocorrência da NDS em concentrações moderadas de OD, por exemplo, entre  $2,0$  e  $2,5 \text{ mg.L}^{-1}$  utilizada por Derlon et al. (2016), e cerca de  $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$ , empregada por Ni et al. (2009).

Consequentemente, o acúmulo de nitrito ou nitrato em reatores tratando esgoto doméstico é um problema que já vem sendo bastante reportado na literatura nacional e internacional (DANTAS, 2018; DERLON et al., 2016; GUIMARÃES, 2017; LIU et al., 2010).

Guimarães et al. (2017) estudaram a performance de um RLGA tratando esgoto sanitário e caracterizaram a distribuição da comunidade microbiana nos grânulos aeróbios por meio das técnicas de hibridização *in situ* por fluorescência (FISH) e de microscopia eletrônica de varredura. A nitrificação parcial foi predominante no reator com o amônio sendo oxidado para nitrito. De modo similar a outros estudos, os autores obtiveram pequenos grânulos (aproximadamente  $0,3 \text{ mm}$ ), o que pode ter limitado o volume anóxico. Poucas colônias de bactérias oxidadoras de nitrito foram detectadas, o que suporta a nitrificação parcial observada. A presença escassa pode estar relacionada com a amônia livre ou o ácido nitroso livre e com a estratificação das camadas dos grânulos. Observou-se a presença das BON nas regiões internas dos grânulos, enquanto que as bactérias oxidadoras de amônia foram as bactérias nitrificantes dominantes, localizadas principalmente nas camadas mais externas, mas também detectadas em pouca quantidade no núcleo do grânulo (GUIMARÃES et al., 2017). A presença das colônias

de BOA nas camadas externas é mais favorável para a competição por oxigênio, uma vez que estão mais próximas da superfície dos grânulos, resultando, portanto, na repressão das BON e acúmulo de nitrito (POOT et al., 2016). Os autores também avaliaram a abundância de genes catabólicos associados à conversão das formas de nitrogênio, que evidenciou os seguintes processos: nitrificação parcial, desnitrificação via nitrito, desnitrificação das nitrificantes, completa e incompleta desnitrificação (GUIMARÃES et al., 2017).

Isanta et al. (2012) obtiveram a predominância da nitrificação parcial (80%) na operação de um RLGA com efluente sintético de baixa concentração de matéria orgânica. Os autores atribuíram a estável remoção biológica de nitrogênio via nitrito ao maior tamanho dos grânulos em comparação com outros estudos. Nesse estudo, também houve a indicação do desfavorecimento das BON, o que justifica a nitrificação parcial observada. Quanto maior o tamanho do grânulo, menor é a superfície granular específica. Conseqüentemente, um fluxo reduzido de oxigênio em direção ao biofilme é obtido para uma determinada quantidade de biomassa, favorecendo a nitrificação parcial devido à limitação de oxigênio (BARTROLÍ; PÉREZ; CARRERA, 2010). Os autores também relataram uma baixa relação OD/amônio (0,45 a 0,90 no final do ciclo) como uma possível causa da remoção de nitrogênio via nitrito, destacando a presença de amônio em excesso e a utilização de altas concentrações de OD (até 8 mg.L<sup>-1</sup> durante a fase *famine*) (ISANTA et al., 2012).

Apesar de informações sobre a conversão de nitrogênio nos grânulos aeróbios serem abundantes, a maioria dos estudos utilizou efluente sintético e foram conduzidos em reatores em escala de bancada. Além disso, as pesquisas que usaram esgoto doméstico têm focado no processo de granulação e nas condições operacionais, resultando numa limitação de informações sobre a comunidade microbiana e sua função no sistema (GUIMARÃES, 2017).

#### 3.4.6 Remoção de fósforo

Alguns pesquisadores têm observado um papel importante dos organismos acumuladores de fósforo no processo de granulação do lodo aeróbio. Por exemplo, de Kreuk, Heijnen e van Loosdrecht (2005) relataram que a seleção de organismos de crescimento lento, como os PAO, demonstrou ser uma medida para melhorar a estabilidade do grânulo, particularmente sob baixas concentrações de oxigênio. Guimarães (2017) enfatizou que a seleção desses tipos de organismos promove múltiplos benefícios, desde a estabilização do lodo granular, remoção de fósforo e sua possível recuperação, até a captura de carbono com a valorização dos exopolímeros. Conforme destacado anteriormente sobre a importância do

regime *feast-famine* para a formação do lodo granular, os PAO executam eficientemente a etapa de conversão de substratos facilmente degradáveis em polímeros de reserva para serem usados na etapa aerada (DE KREUK; VAN LOOSDRECHT, 2004). O crescimento à baixa taxa na ausência de fonte externa de carbono, por sua vez, contribui para a formação de uma biomassa densa e estável (FRANCA et al., 2017).

De modo geral, atribui-se aos PAO a responsabilidade pela remoção de fósforo no processo de EBPR. No entanto, há alguns relatos de que substâncias poliméricas extracelulares podem acumular grande parte do fósforo, contribuindo para a remoção desse constituinte como um armazenador de fósforo no lodo ativado. Além disso, a precipitação biologicamente induzida na forma de hidroxiapatita é estimada em 45% da remoção total de fósforo num processo com lodo granular (ANGELA et al., 2011; CLOETE; OSTHUIZEN, 2001; ZHANG et al., 2013 apud HUANG et al., 2015).

Mañas et al. (2012) demonstraram que tanto a remoção físico-química de fósforo quanto a biológica devem ser consideradas no lodo granular. Os autores concluíram que a contribuição da remoção de fósforo pela precipitação é basicamente influenciada pelo pH e pela concentração de cálcio e fósforo. Nas condições testadas, uma máxima contribuição de precipitação entre 40% e 75% do fósforo removido pôde ocorrer dependendo do pH final alcançado no reator biológico.

Na pesquisa conduzida por Filali et al. (2012), na qual as condições anóxicas/aeróbias e anaeróbias/aeróbias para a remoção de nutrientes foram comparadas, observou-se uma eficiência similar de remoção de fosfato em ambas as condições, ocorrendo maior remoção biológica de fósforo em condições anaeróbias/aeróbias. Por outro lado, a contribuição da precipitação de fosfato de cálcio foi mais significativa na condição anóxica/aeróbia, que apresentou uma eficiência global de remoção mais estável. Esta remoção de fosfato de cálcio ocorreu devido ao maior pH devido à desnitrificação.

Uma preocupação relevante para aplicação do LGA no Brasil é a baixa concentração de fósforo. Enquanto que o esgoto sanitário de países que desenvolvem tecnologias de processos de tratamento de águas residuárias possui concentração típica de fósforo total da ordem de 15 mgP.L<sup>-1</sup>, no Brasil são encontrados resultados médios da ordem de apenas 5 mgP.L<sup>-1</sup>. Nesse país, além do uso de detergentes sintéticos ser mais limitado do que em países do hemisfério norte por maiores restrições econômicas da população, a substituição dos detergentes superfosfatados tem aumentado progressivamente. Isto porque, os polifosfatos são coadjuvantes adicionados aos surfactantes para atenuar o efeito de dureza da água, característica atípica dos mananciais superficiais brasileiros (PIVELI; KATO, 2006). Entretanto, estudos

realizados no Brasil com esgoto sanitário demonstraram que a granulação do lodo aeróbio é possível, tendo ocorrido em reatores em diferentes escalas a despeito da baixa concentração de fósforo. Por exemplo, Dantas (2018) obteve a granulação em um RBS com uma concentração média de fósforo total de  $4,2 \text{ mgP.L}^{-1}$ .

Apesar do desenvolvimento satisfatório dos PAO, pode ser necessária a remoção química de fósforo. Pronk et al. (2015a) relataram a utilização de sais metálicos para complementar a remoção durante a época de chuvas intensas. Isto era necessário devido à maior liberação de fósforo na fase de alimentação anaeróbia e menor tempo para absorção de fósforo durante a aeração, cuja duração era reduzida por causa do menor tempo total de ciclo imposto pelo aumento da vazão. Por outro lado, a remoção de fósforo era sempre completamente biológica no período de chuvas regulares e na estação seca.

#### 3.4.7 Estabilidade dos grânulos aeróbios

Apesar dos relevantes avanços em relação ao processo de formação do lodo granular, sua instabilidade durante uma operação a longo prazo é um dos maiores obstáculos para a ampla aplicação prática dessa tecnologia. O conceito de estabilidade do LGA é considerado como uma variação nula na atividade e distribuição de tamanho dos grânulos, assim como a não ocorrência de sua ruptura e lavagem do reator em operações a longo prazo. Um grande número de estudos reportou esse fenômeno, promovendo a alta concentração de sólidos suspensos no efluente, deterioração na performance do tratamento e, eventualmente, a falha total do sistema (LEE et al., 2010; WAN et al., 2013 apud FRANCA et al., 2017). Até os dias atuais, os mecanismos relativos à perda da estabilidade do LGA ainda não foram completamente elucidados. No entanto, algumas condições operacionais que promovem a desintegração do LGA foram descritas, incluindo altas cargas orgânicas, substratos particulados no esgoto afluente, componentes tóxicos, alimentação aeróbia e períodos de inanição muito curtos (FRANCA et al., 2017).

Entre todos os aspectos associados com a granulação, a seleção de uma população microbiana com uma baixa taxa de crescimento máxima é o principal fator para estabilização do LGA. Nesse sentido, algumas soluções práticas para melhorar a estabilidade do grânulo numa operação a longo prazo têm sido propostas, como a promoção de gradientes de concentração de substratos mínimos e controle da taxa de crescimento microbiano no interior do grânulo, incluindo a alimentação anaeróbia do tipo *plug-flow* e estratégias específicas de remoção do lodo. Considerando o alcance do LGA em escala comercial, as pesquisas devem

focar ainda mais nos princípios básicos do desenvolvimento e estabilidade granular (FRANCA et al., 2017).

#### 3.4.8 Estratégias de remoção de biomassa

O aumento na concentração de sólidos no efluente tratado pode ser consequência da ruptura do lodo granular. Além do fenômeno indesejável da perda de sólidos, está situação acarreta na diminuição da idade do lodo. Isso, associado às variações de tamanho do lodo granular, afeta significativamente a presença de populações específicas de microrganismos, como as bactérias nitrificantes e desnitrificantes, comprometendo a eficiência do tratamento. Para superar esse problema, Val del Río et al. (2013) sugeriram a utilização de uma retirada seletiva de biomassa quando o lodo granular atingisse determinado tamanho máximo, anterior ao ponto de desintegração.

Zhu et al. (2013), tendo em vista a melhoria na estabilidade a longo prazo, otimizaram o controle da idade do lodo por meio de uma técnica de descarte seletivo que se consistia na descarga de lodo granular envelhecido e retenção de uma quantidade de flocos recém-formados. Nesse caso, tanto a idade do lodo relativa aos flocos quanto a associada aos grânulos foram simultaneamente controladas pelo ajuste da sedimentação do lodo, com o floculado sendo descartado pelo topo do reator e pela descarga de um certo volume de lodo granular envelhecido pelo fundo. Esta estratégia permitiu a retenção de flocos e de lodo granular recém-formado, enriquecendo a biomassa com grânulos de tamanho ótimo (2,3 mm) e favorecendo a desnitrificação.

A remoção seletiva de lodo também já foi utilizada para promover o crescimento dos organismos acumuladores de fósforo em detrimento dos acumuladores de glicogênio. Winkler et al. (2011) selecionaram eficientemente os PAO pela descarga de biomassa da superfície da manta de lodo após a sedimentação, uma vez que os acumuladores de fósforo tendem a permanecer no fundo do reator devido à maior densidade ocasionada pela presença de sais inorgânicos de fósforo.

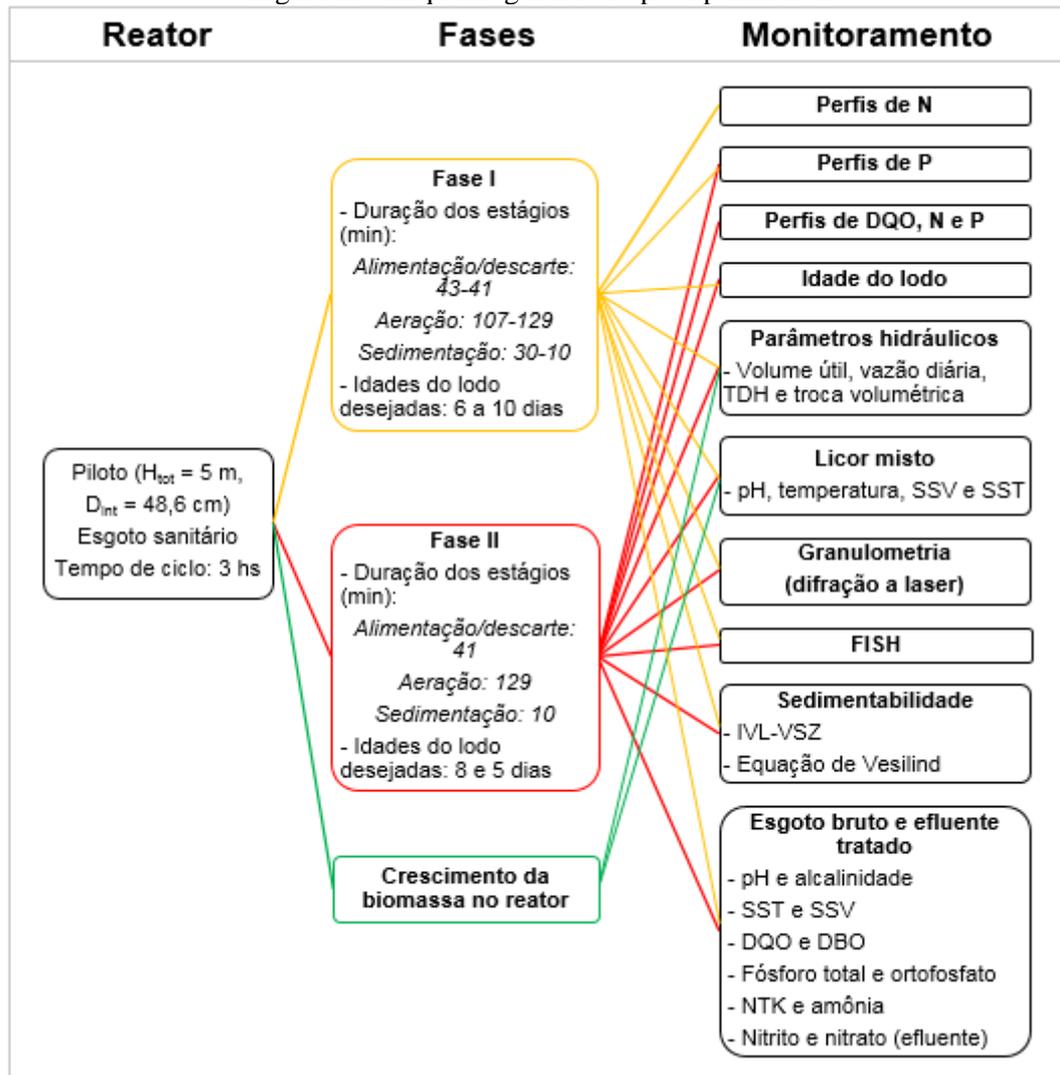
#### **4. MATERIAIS E MÉTODOS**

Este trabalho foi parte integrante do projeto de pesquisa intitulado “Desenvolvimento de Lodo Granular Aeróbio Visando à Remoção Simultânea de Matéria Orgânica, Nitrogênio e Fósforo de Esgoto Sanitário”, que pertencia ao Programa FAPESP-SABESP II da linha do Programa de Apoio à Pesquisa em Parceria para Inovação Tecnológica (PITE), e incluiu outros estudantes de graduação e pós-graduação.

Utilizou-se um RBS em escala piloto tratando esgoto sanitário e que foi operado em ciclo de três estágios. Ao longo de todo o período experimental, o tempo total de ciclo foi de 3 horas e buscou-se controlar a idade do lodo. A pesquisa foi dividida em duas fases: fase I e fase II. Essa divisão decorreu da perda excessiva de sólidos no final da fase I, levando à necessidade de uma nova partida do reator. A fase II corresponde ao período após a recuperação de sólidos e a retomada dos principais monitoramentos analíticos. Os detalhes operacionais de cada uma das fases são abordados no item 4.2.

As fórmulas de cálculo dos parâmetros hidráulicos e de tratamento de esgoto utilizados nesta pesquisa são mostrados no apêndice A.

Figura 11 - Esquema geral da etapa experimental



Fonte: Autor (2020)

#### 4.1 Sistema experimental

Nas dependências do Centro Tecnológico de Hidráulica (CTH), foi instalado um reator de coluna de bolhas de acrílico que era alimentado com esgoto sanitário oriundo do Conjunto Residencial da USP (CRUSP). Este era constituído, majoritariamente, pelos despejos domésticos dos alojamentos estudantis e pelo esgoto proveniente do restaurante universitário. O esgoto era recalcado para o CTH por meio de uma estação elevatória constituída por um poço de sucção executado em concreto armado e uma bomba submersível. Nas dependências do CTH, o esgoto bombeado era submetido a um tratamento preliminar, composto por grade mecanizada, caixa de areia, calha Parshall e caixa de separação de água e óleo. Após a passagem por estas unidades, o esgoto era despejado em um tanque de sucção, de onde era derivado e aplicado ao reator através de uma bomba helicoidal NEMO<sup>®</sup> da Netzsch.

Figura 12 - Fotos do tratamento preliminar - grade mecanizada, caixa de areia e calha Parshall



Fonte: Autor (2020)

Figura 13 - Fotos do tratamento preliminar - caixa de separação de água e óleo e tanque de sucção



Fonte: Autor (2020)

O reator possuía 48,6 cm de diâmetro interno e 5,0 m de altura total. A metodologia utilizada para o controle da idade do lodo permitiu o monitoramento de um conjunto de parâmetros hidráulicos que são apresentados em detalhes no item 5.1, sendo registradas oscilações não intencionais de valores, inerentes ao sistema operacional. Para valores médios em todo o período experimental, observou-se uma altura de líquido durante a

alimentação/descarte igual a aproximadamente 3,72 m, que corresponde a um volume útil de 690 L e uma relação H/D igual a 7,6. O valor médio da troca volumétrica foi de 46,5%.

O início de operação do sistema foi realizado com uma biomassa floculada já presente no reator. Esse lodo inicial foi formado em um período operacional anterior ao apresentado neste estudo. Anteriormente, o reator foi operado sob o ciclo de quatro estágios e sem controle da idade do lodo e utilizou-se, como inóculo, lodos provenientes da ETE Jesus Netto da SABESP, sendo usada uma mistura de lodo granular, oriunda de um reator UASB, com lodo aeróbio floculado, proveniente de um processo de lodo ativado com nitrificação. Nesse período, apesar da ocorrência da granulação, os grânulos não se mantiveram no reator e houve, posteriormente, deficiência do processo de floculação e perda de sólidos.

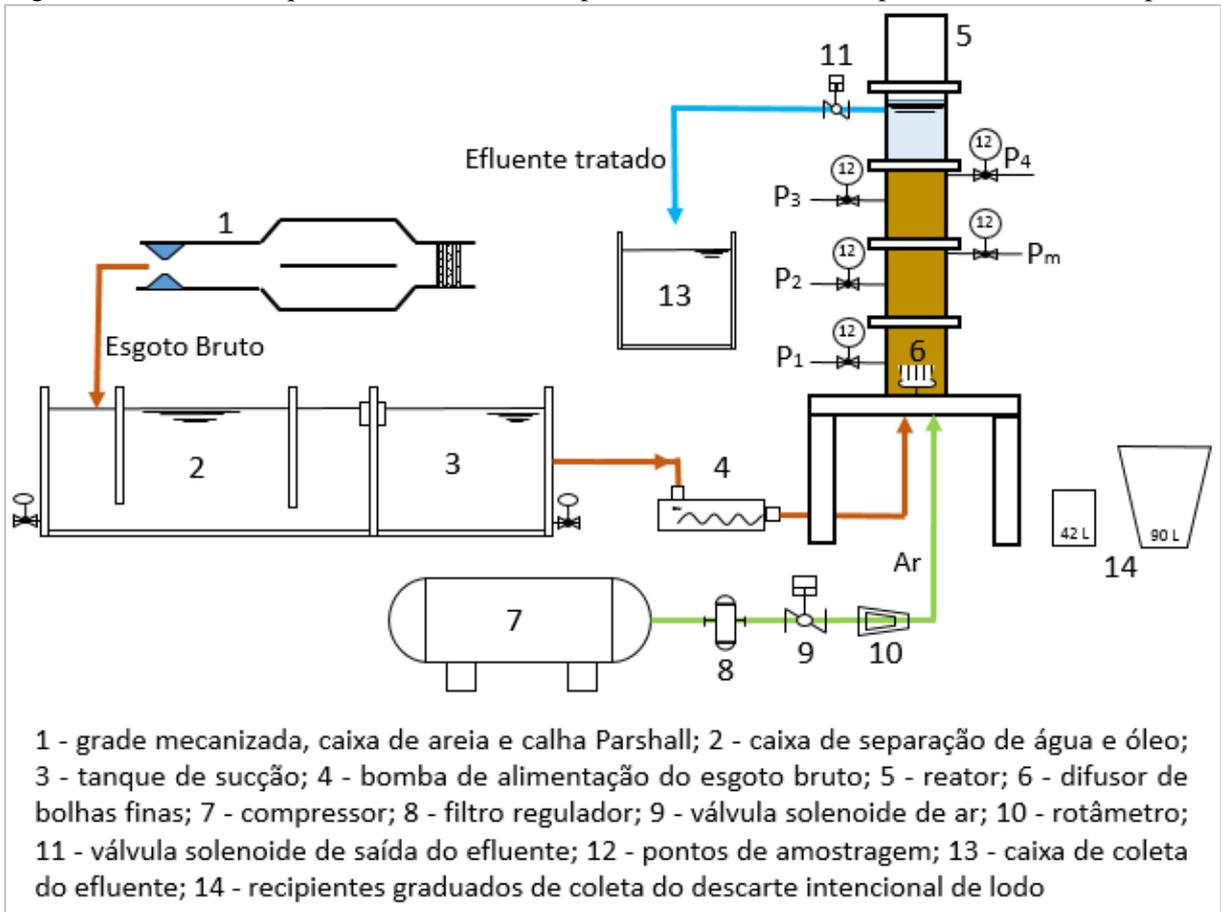
O processo de granulação ocorreu sob o regime de bateladas sequenciais, composto pelos estágios de alimentação sem mistura e descarte de efluente tratado, aeração e sedimentação. A etapa de alimentação ocorria ao mesmo tempo que o descarte, que promovia a saída do efluente tratado pela parte superior do reator. Essa saída acontecia pela abertura automática de uma válvula solenoide instalada na tubulação de saída do efluente tratado. Na base do reator, havia um difusor de membrana de bolhas finas, cedido pela empresa aQuamec, ligado a uma válvula solenoide, rotâmetro, filtro regulador e compressor de ar, de modo a garantir o suprimento de oxigênio dissolvido durante a aeração e sua interrupção nos outros estágios.

Os ciclos das bateladas sequenciais foram ajustados por um painel de controle (modelo Atos Expert BF da Schneider Electric) que regulava as partidas da bomba, a abertura e fechamento da válvula solenoide de ar e a abertura da válvula solenoide de efluente, de acordo com os tempos de operação previamente definidos. O tempo de permanência de abertura da válvula do efluente tratado durante a alimentação era regulado por meio de um temporizador de ajuste manual (modelo CLE da Clip). Dessa maneira, procurava-se ajustar esse tempo como igual ao período de alimentação definido no painel de controle. Entretanto, o ajuste não era perfeito, havendo uma defasagem de algumas dezenas de segundos entre o total fechamento da válvula e a interrupção do funcionamento da bomba, elevando ligeiramente a altura útil do reator antes do início da aeração. Além disso, um inversor de frequência (série CFW-08 da Weg) foi utilizado para alterar a vazão da bomba quando necessário.

Foram utilizados 5 pontos de amostragem no reator, denominados P<sub>1</sub>, P<sub>2</sub>, P<sub>m</sub>, P<sub>3</sub> e P<sub>4</sub>, cujas distâncias em relação à base do reator foram cerca de 0,5 m, 1,5 m, 2,0 m, 2,5 m e 3,0 m, respectivamente. Uma caixa de acrílico foi utilizada para coleta do efluente tratado de uma batelada e dois recipientes plásticos graduados foram usados para o descarte intencional de lodo.

Na Figura 14, é apresentado um esquema do tratamento preliminar e do sistema operacional e, na Figura 15, algumas fotos do reator são ilustradas.

Figura 14 - Desenho esquemático do tratamento preliminar e do sistema operacional da unidade piloto



Fonte: Autor e adaptado de Sandoval (2019)

Figura 15 - Fotos do reator piloto



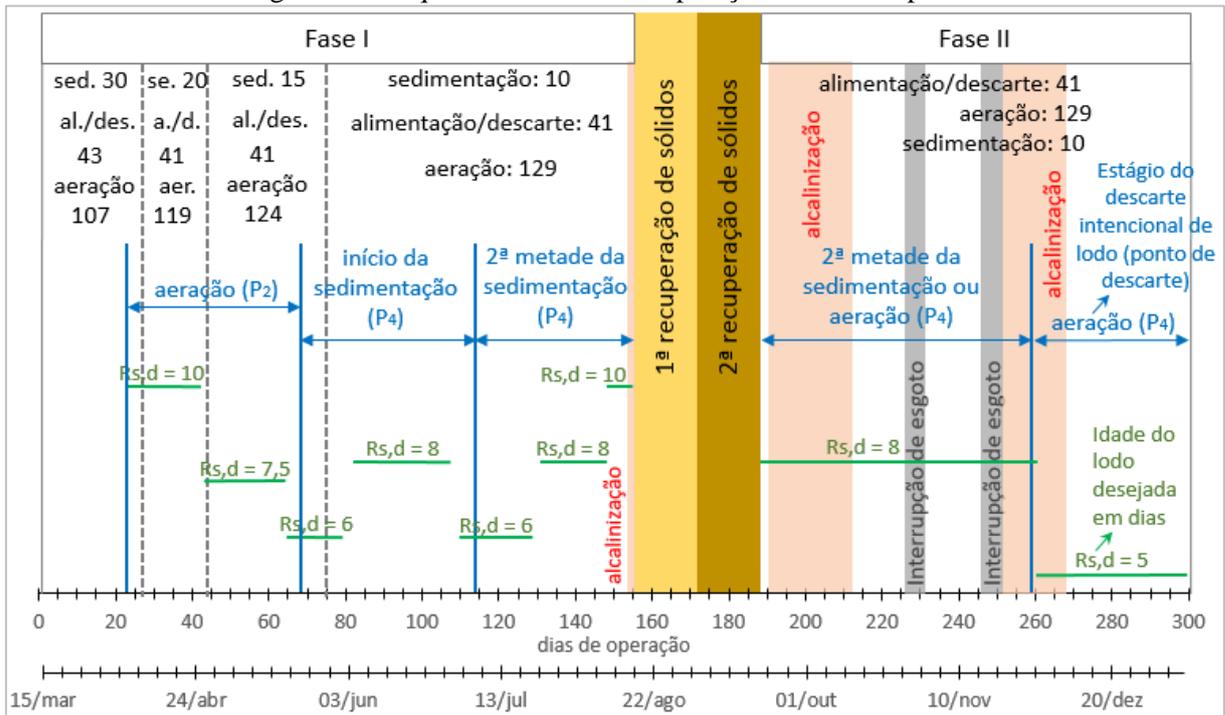
Fonte: Autor (2020)

#### 4.2 Operação do reator

Os resultados desta pesquisa se referem ao período de operação do reator compreendido entre os dias 15 de março de 2018 e 8 de janeiro de 2019, totalizando 300 dias. O início desse período ocorreu logo após o aumento da concentração de sólidos no reator e melhora na floculação do lodo, a partir de quando se decidiu recomençar o processo de granulação. Posteriormente, o controle da idade do lodo foi iniciado, ocorrendo mudanças no método do descarte intencional de lodo, e também houve a necessidade de alcalinização artificial no sistema piloto.

Houve excessiva perda de sólidos logo após o dia 16 de agosto (155° dia de operação), sendo que o processo de granulação e o monitoramento analítico foi retomado no dia 18 de setembro, após a recuperação do lodo no reator. Assim, conforme mencionado, esta pesquisa foi dividida em duas fases: a fase I corresponde ao período entre os dias 15 de março e 16 de agosto de 2018 (1° ao 155° dia) e a fase II, entre os dias 18 de setembro de 2018 e 8 de janeiro de 2019 (188° ao 300° dia). Na Figura 16, um esquema ilustrativo dos aspectos operacionais do sistema piloto é apresentado.

Figura 16 - Esquema ilustrativo de operação do sistema piloto



Fonte: Autor (2020)

#### 4.2.1 Fase I

A estratégia para a granulação nesta fase foi a progressiva redução do tempo de sedimentação, que teve por finalidade induzir à seleção de um lodo com melhores propriedades de sedimentação, como é o caso dos grânulos. O tempo de aeração foi progressivamente aumentado de modo a manter a duração total dos ciclos em 3 horas. As mudanças nesses períodos ocorreram conforme a melhora da sedimentabilidade do lodo. O tempo inicial de sedimentação foi de 30 minutos, posteriormente reduzido para 20, 15 e 10 minutos nos dias operacionais 28, 45 e 76, respectivamente.

Tabela 7 - Duração dos estágios das bateladas sequenciais - Fase I

Período de operação (dias)	Estágios (minutos)		
	Alimentação/Descarte	Aeração	Sedimentação
1 - 27	43	107	30
28 - 29	43	117	20
30 - 44	41	119	20
45 - 75	41	124	15
76 - 155	41	129	10

Fonte: Autor (2019)

A vazão de ar foi mantida em 250 L.min<sup>-1</sup> até o 36° dia e reduzida para 100 L.min<sup>-1</sup> no dia seguinte. Notou-se, entretanto, que havia uma variação na vazão ao longo da aeração, sendo lidos valores entre 60 e 140 L.min<sup>-1</sup> no rotâmetro. A diminuição da vazão foi decorrente da excessiva perda de sólidos pelo topo do reator na espuma formada durante a aeração. Também foi realizada para diminuição da concentração de OD no reator e operação de um sistema com menor gasto energético. Entretanto, essa diminuição não foi eficaz para a manutenção de valores baixos de OD na maior parte da aeração. Posteriormente, a tubulação de descarte do efluente tratado foi remontada para diminuição da altura útil de líquido no reator, o que auxiliou na redução da perda de sólidos. Considerando essa melhora e a necessidade de impor uma maior velocidade ascensional de ar para a granulação, a partir do 77° dia, a vazão de ar foi mantida em 200 L.min<sup>-1</sup>, que corresponde a uma velocidade ascensional de 1,80 cm.s<sup>-1</sup>.

Iniciou-se o controle da idade do lodo a partir do 23° dia. As idades do lodo desejadas variaram entre 6 e 10 dias em função das concentrações de sólidos no reator e das concentrações de nitrato e nitrito no efluente tratado, pois as idades do lodo desejadas foram aumentadas no final da fase I para a melhora da nitrificação. Também houve mudanças nos métodos de descarte intencional de lodo, conforme mostrado na Tabela 8.

Tabela 8 - Métodos de descarte intencional do lodo - Fase I

<b>Período de operação (dias)</b>	<b>Estágio de descarte</b>	<b>Ponto de descarte</b>
23 - 68	aeração	P <sub>2</sub>
69 - 114	início da sedimentação	P <sub>4</sub>
115 - 155	2ª metade da sedimentação	

Fonte: Autor (2020)

Procurou-se obter a estabilização no processo do lodo ativado por bateladas até o 68° dia de operação, não havendo a preocupação em se remover o lodo mais leve para a granulação. Nos dias seguintes, o descarte intencional de lodo ocorreu durante o início da sedimentação e numa porção mais alta do reator (ponto de amostragem P<sub>4</sub>) para retenção da biomassa mais densa, como os grânulos aeróbios. A partir do 115° dia, iniciou-se o descarte de lodo cerca de 5 a 7 minutos após o início da sedimentação, dependendo do tempo de descarte nos recipientes graduados. O intuito era realizar a remoção do lodo o mais próximo do final da sedimentação sem ultrapassá-la.

Devido à baixa alcalinidade e reduzidos valores de pH no efluente tratado, no 154° dia de operação, iniciou-se a dosagem de alcalinizante no reator por meio da aplicação de uma solução de carbonato de sódio (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) durante a aeração. Foi utilizada uma solução de 40

$\text{gNa}_2\text{CO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  e uma vazão de  $100 \text{ mL}\cdot\text{min}^{-1}$  por 30 minutos a partir da metade da aeração, aproximadamente. Isso resultou numa aplicação de 120g de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  por batelada, correspondente a  $171 \text{ mgNa}_2\text{CO}_3\cdot\text{L}^{-1}$  no reator. Esse procedimento não durou muito tempo, pois logo depois houve a acentuada perda de sólidos do reator.

#### 4.2.2 Recuperação de sólidos entre as fases I e II

No processo de recuperação de biomassa, buscou-se a manutenção de uma relação A/M em  $0,65 \text{ kgDBO}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$  para melhor floculação do lodo. Isso foi feito pela adoção de uma concentração média de DBO igual a  $400 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  e, conforme a concentração do lodo crescia, a vazão da bomba era aumentada. Esta apresentou problemas para recalcar esgoto em rotações muito baixas com 41 minutos de alimentação. Por isso, foram adotados, posteriormente, menores períodos de alimentação e maiores vazões da bomba de modo a assegurar as vazões diárias desejadas. Nesse caso, os períodos de aeração foram aumentados de maneira a manter o tempo total de ciclo em 3 horas. A partir do 187º dia, as etapas de alimentação/descarte, aeração e sedimentação foram retomadas para 41, 129 e 10 minutos, respectivamente. Na Tabela 9, são mostrados os tempos dos estágios das bateladas adotados. Entre os dias 170 e 173, houve novamente a excessiva perda de sólidos do reator, ocasionada por uma falha na válvula solenoide de ar, que se manteve aberta durante todo o período de sedimentação até o início da alimentação. A partir desse evento, o processo de recuperação de biomassa foi novamente retomado da mesma maneira que o efetuado na primeira perda de lodo.

Tabela 9 - Duração dos estágios das bateladas sequenciais - período entre as fases I e II

Período de operação (dias)	Estágios (minutos)		
	Alimentação/Descarte	Aeração	Sedimentação
156 - 162	41	129	10
163 - 165	41	124	15
166 - 175	41	129	10
176 - 181	13	157	10
182 - 184	33	137	10

Fonte: Autor (2020)

### 4.2.3 Fase II

Após a recuperação de sólidos no reator, o controle da idade do lodo e as análises laboratoriais foram retomadas a partir do 188º dia. As durações das etapas de alimentação/descarte, aeração e sedimentação foram mantidas em 41, 129 e 10 minutos, respectivamente. A vazão de ar apresentou o valor médio de 190 L.min<sup>-1</sup> e a idade do lodo desejada inicial foi de 8 dias, sendo alterada para 5 dias a partir do 261º dia.

Durante os dias de operação 188 a 259, alguns descartes foram realizados durante a sedimentação e outros, na etapa aerada. Preferencialmente, o descarte era feito entre 5 e 7 minutos após o início da sedimentação, do mesmo modo que no final da fase I. Entretanto, devido à necessidade do crescimento de biomassa em dois novos reatores pilotos de lodo granular instalados no CTH, decidiu-se utilizar o lodo descartado na aeração para ser despejado nesses reatores. Posteriormente, a partir do 260º dia, o descarte intencional passou ser realizado exclusivamente na aeração por maior praticidade, melhor controle da idade do lodo e também pela efetividade na melhora da sedimentabilidade da biomassa, conforme detalhado no item 5.5.

Tabela 10 - Métodos de descarte intencional do lodo - Fase II

<b>Período de operação (dias)</b>	<b>Estágio de descarte</b>	<b>Ponto de descarte</b>
188 – 259	2ª metade da sedimentação ou aeração	P <sub>4</sub>
260 - 300	aeração	

Fonte: Autor (2020)

Ocorreu a interrupção do recalque do esgoto bruto para o CTH entre os dias 226 a 231 e 246 a 251 devido a falhas na bomba da elevatória do CRUSP. Houve novamente a dosagem de alcalinizante entre os dias de operação 191 e 212 e entre 252 e 268. No período compreendido entre os dias 213 e 251, não houve essa dosagem devido às interrupções do recalque de esgoto bruto e à falta de solução alcalinizante. Próximo ao 268º dia, o efluente tratado estava com muitos sólidos mesmo com concentrações baixas no reator (próximas a 2 kgSST.m<sup>-3</sup>) e se visualizou a presença de flocos dispersos sendo arrastados com o efluente. Por isso, a alcalinização artificial foi novamente interrompida, verificando-se significativa melhora do efluente nos dias seguintes.

### 4.3 Monitoramento do reator

A idade do lodo foi monitorada, o que possibilitou o registro dos parâmetros hidráulicos: vazão diária afluyente, volume útil do reator, troca volumétrica, tempo de detenção hidráulica e velocidade ascensional de esgoto. Além disso, foram obtidos dados de concentração de sólidos suspensos do licor misto e do efluente tratado.

O pH e a temperatura do licor misto foram monitorados. Em algumas ocasiões, também se mediu a concentração de oxigênio dissolvido (oxímetro portátil HQ40D da Hach®).

Analisou-se a sedimentabilidade do lodo pelos parâmetros: Índice Volumétrico de Lodo, Velocidade de Sedimentação por Zona (VSZ) e coeficientes da equação de Vesilind, ou seja, os coeficientes de compressibilidade (K) e velocidade inicial ( $V_0$ ).

O lodo do licor misto foi analisado em relação à distribuição do tamanho de partículas por meio da técnica de difração a laser (equipamento *Mastersizer 2000* versão 5.54 da *Malvern Instruments Ltd.*). As análises foram realizadas no Laboratório de Caracterização Tecnológica da Escola Politécnica da USP.

A técnica da biologia molecular FISH foi desenvolvida durante a realização desta pesquisa, o que permitiu a identificação de alguns grupos de microrganismos.

O esgoto bruto afluyente e o efluente tratado foram monitorados, sendo avaliados os valores de pH, alcalinidade total, sólidos suspensos, matéria orgânica, nitrogênio e fósforo.

Também foram realizadas análises de perfis de nitrogênio, fósforo e DQO, que incluíam medições de oxigênio dissolvido ao longo das bateladas.

As análises laboratoriais de sólidos suspensos e dos parâmetros analíticos dos perfis e de caracterização do esgoto bruto e do efluente tratado foram realizadas no Laboratório de Saneamento “Professor Lucas Nogueira Garcez” da Escola Politécnica da USP. As metodologias se basearam na 21ª edição do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2005), com exceção das análises de ácidos orgânicos voláteis (AOV), realizadas nos perfis de fósforo, cuja metodologia é apresentada no apêndice D.

Os itens 4.3.1 a 4.3.5 apresentados na sequência descrevem os detalhes do monitoramento.

#### 4.3.1 Controle da idade do lodo

O controle da idade do lodo foi realizado por meio do descarte intencional de biomassa. Para o cálculo do volume a ser descartado, eram coletadas amostras do licor misto nos pontos

de amostragem P<sub>1</sub>, P<sub>2</sub>, P<sub>3</sub> e P<sub>4</sub> e todo o efluente tratado em uma batelada na caixa de acrílico. Além das análises de SSV dos quatro pontos de coleta e do efluente, o volume útil do reator (V<sub>r</sub>) era calculado, assim como o volume de efluente descarregado em uma batelada (V<sub>e</sub>). Esses volumes eram determinados a partir da leitura da altura de efluente coletado na caixa de acrílico e da altura útil do reator durante a etapa de alimentação/descarte.

Supunha-se que o volume e a concentração de sólidos do efluente se repetia nas 8 bateladas diárias. Além disso, admitia-se a permanência do volume útil do reator verificado no dia. Desse modo, ocorrendo a retirada manual de um determinado volume de lodo em uma das bateladas (V<sub>d</sub>), na alimentação/descarte seguinte, haveria um volume de efluente descarregado igual a “V<sub>e</sub> – V<sub>d</sub>”. Isto porque, o volume removido de lodo seria preenchido de esgoto durante a alimentação antes de ocorrer a saída do efluente. Nas outras bateladas, sendo reestabelecido o volume útil “V<sub>r</sub>”, o volume de descarte de efluente seria equivalente a “V<sub>e</sub>” segundo essas hipóteses. Pela definição da idade do lodo e levando-se em consideração tais suposições, o volume de lodo a ser descartado podia ser estimado pelas seguintes equações:

$$R_{s,d} = \frac{\text{massa de SSV no reator}}{\text{massa de SSV de saída}} = \frac{C_r \cdot V_r}{C_{de} \cdot V_d + 7 \cdot V_e \cdot C_e + (V_e - V_d) \cdot C_e} \quad (31)$$

$$R_{s,d} = \frac{C_r \cdot V_r}{C_{de} \cdot V_d + 8 \cdot V_e \cdot C_e - V_d \cdot C_e} \quad (32)$$

Em que:

R<sub>s,d</sub> (d): idade do lodo desejada

C<sub>r</sub> (kgSSV.m<sup>-3</sup>): concentração de SSV no reator (equivalente à média aritmética dos 4 pontos)

V<sub>r</sub> (m<sup>3</sup>): volume útil do reator

C<sub>de</sub> (kgSSV.m<sup>-3</sup>): concentração estimada de SSV do descarte manual

V<sub>d</sub> (m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>): volume de SSV descartado manualmente

C<sub>e</sub> (kgSSV.m<sup>-3</sup>): concentração de SSV do efluente tratado

V<sub>e</sub> (m<sup>3</sup>): volume de efluente coletado em uma batelada

Isolando o volume de descarte “V<sub>d</sub>” da Equação (32), resulta:

$$V_d = \frac{C_r \cdot V_r - R_{s,d} \cdot 8 \cdot V_e \cdot C_e}{R_{s,d} \cdot (C_{de} - C_e)} \quad (33)$$

Os demais volumes eram calculados pelas seguintes equações:

$$V_r = A_r \cdot H_r \rightarrow V_r = 0,18551 \cdot H_r \quad (34)$$

$$V_e = A_e \cdot H_e \rightarrow V_e = 0,64 \cdot H_e \quad (35)$$

Em que:

$A_r$ : área da base do reator = 0,18551 m<sup>2</sup>

$H_r$  (m): altura útil do reator

$A_e$ : área da base da caixa de acrílico = 0,64 m<sup>2</sup>

$H_e$  (m): altura de efluente na caixa de acrílico

A concentração de SSV de descarte “ $C_{de}$ ” era previamente estimada para o cálculo do volume de descarte. Isso era feito a partir da multiplicação da concentração de sólidos no reator “ $C_r$ ” por uma porcentagem “ $p$ ”, equivalente à média da divisão “ $C_d/C_r$ ” de descartes em dias anteriores, sendo “ $C_d$ ” a concentração de SSV do lodo descartado determinada em laboratório. Considerando  $C_{de} = p \cdot C_r$ , a Equação (33) resulta:

$$V_d = \frac{C_r \cdot V_r - R_{s,d} \cdot 8 \cdot V_e \cdot C_e}{R_{s,d} \cdot (p \cdot C_r - C_e)} \quad (36)$$

As concentrações de SSV reais do lodo descartado “ $C_d$ ” foram utilizadas para o cálculo de “ $p$ ”, a ser utilizado em descartes posteriores, valor este atualizado periodicamente. Além disso, serviram para o cálculo da idade do lodo real ( $R_{s,r}$ ), substituindo “ $C_{de}$ ” por “ $C_d$ ” na Equação (32). Desse modo, a idade do lodo real resulta:

$$R_{s,r} = \frac{C_r \cdot V_r}{C_d \cdot V_d + 8 \cdot V_e \cdot C_e - V_d \cdot C_e} \quad (37)$$

Nos dias de operação 82, 84, 89, 91, 145, 217, 257, 259 e 264, houve duas coletas do efluente tratado: uma para o controle rotineiro da idade do lodo e a outra para as demais análises de caracterização do efluente. Nesta última coleta, também se determinou a concentração de SSV ( $C_{e2}$ ) e o volume de efluente coletado ( $V_{e2}$ ), incluídos no cálculo da idade do lodo real pela seguinte equação:

$$R_{s,r} = \frac{C_r \cdot V_r}{C_d \cdot V_d + 3 \cdot V_e \cdot C_e + (V_e - V_d) \cdot C_e + 4 \cdot C_{e2} \cdot V_{e2}} \quad (38)$$

#### 4.3.2 Sedimentabilidade

Os resultados de sedimentabilidade do lodo foram avaliados qualitativamente com base em referências da literatura apresentadas no apêndice B, no qual também são mostrados os conceitos teóricos relativos aos parâmetros IVL, VSZ e à equação de Vesilind.

##### 4.3.2.1 Índice Volumétrico de Lodo (IVL) e Velocidade de Sedimentação por Zona (VSZ)

Para a determinação da VSZ, uma amostra do licor misto era adicionada em uma proveta graduada de 1 L. Após agitação, o tempo era cronometrado e se realizava a leitura da interface sólido/líquido de 2 em 2 minutos por meia hora, incluindo o tempo de 5 minutos. Esse mesmo ensaio, associado à análise da concentração de SST da amostra, permitiu a determinação dos valores de IVL. Foram considerados os resultados de IVL nos tempos de sedimentação 5, 10 e 30 minutos, podendo ser calculado, conseqüentemente, as razões  $IVL_{30}/IVL_{10}$  e  $IVL_{30}/IVL_5$ , importantes para a avaliação da granulação da biomassa conforme destacado no item 3.4.1.

##### 4.3.2.2 Equação de Vesilind

Para a realização dos ensaios de VSZ associados à determinação dos coeficientes da equação de Vesilind, uma amostra do licor misto era coletada em uma proveta de 2 L. Após a sedimentação dos sólidos abaixo do volume de 1 L, o sobrenadante era descartado, de modo a se obter uma amostra concentrada de lodo com um volume um pouco maior que 1 L. Com essa amostra, realizava-se o primeiro ensaio de VSZ, e depois eram feitas diluições para os demais ensaios. Essas diluições foram, majoritariamente, de 25%, ou seja, retirava-se 250 mL de lodo sob agitação da amostra de 1 L utilizada no ensaio anterior e acrescentava-se 250 mL de água deionizada. Em determinados ensaios, em alguma das diluições se utilizou uma porcentagem diferente para que a amostra mais diluída ficasse com cerca de  $2 \text{ kgSST.m}^{-3}$ , valor mínimo adotado.

### 4.3.3 Esgoto bruto e efluente tratado

O esgoto bruto era composto por uma mistura de duas amostras, sendo uma coletada no período da manhã e a outra, de tarde, e o efluente tratado era proveniente do descarte de uma batelada na caixa de acrílico. Majoritariamente, a amostra da análise de sólidos do controle da idade do lodo foi utilizada para as demais análises do efluente. Conforme relatado no item 4.3.1, excetuaram-se os dias de operação 82, 84, 89, 91, 145, 217, 257, 259 e 264, nos quais foram feitas duas coletas de efluente.

Os parâmetros analisados do esgoto bruto afluente e do efluente tratado foram pH, alcalinidade total, SST, SSV, DQO (total e solúvel), DBO (total e solúvel), NTK, nitrogênio amoniacal<sup>7</sup>, fósforo total e ortofosfato. Para o efluente, também foram analisadas as concentrações de nitrato e nitrito, admitindo-se valores insignificantes no esgoto bruto.

As concentrações de DQO foram analisadas somente pelo método de refluxo aberto até o 210° dia. A partir desse momento até o 255° dia, foram feitas análises por essa técnica e também pelo método do refluxo fechado para validar o novo tipo de análise, verificando-se resultados semelhantes. Entretanto, somente os resultados do método de refluxo aberto foram considerados até essa data. A partir do 256° dia, somente o método de refluxo fechado passou a ser empregado. O método de análise foi alterado para menor consumo de produtos químicos e maior segurança dos pesquisadores.

Tabela 11 - Parâmetros analíticos de caracterização do esgoto bruto e efluente tratado

<b>Parâmetros</b>	<b>Unidade</b>	<b>Método / Referência no Standard Methods</b>
pH	-	pHmetro / 4500-H <sup>+</sup>
Alcalinidade total	mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup>	Titulação potenciométrica / 2320 B
SST, SSF e SSV	mgSST.L <sup>-1</sup> mgSSF.L <sup>-1</sup> mgSSV.L <sup>-1</sup>	Gravimétrico / 2540
DQO total	mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>	Refluxo aberto (até o 255° dia) e refluxo fechado (a partir do 256° dia) em amostra integral / 5220
DQO solúvel	mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>	Refluxo aberto (até o 255° dia) e refluxo fechado (a partir do 256° dia) em amostra filtrada / 5220
DBO total	mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>	Teste de DBO <sub>5,20°C</sub> em amostra integral / 5210

Continua

<sup>7</sup> Denominado de amônia nos gráficos e no texto

Conclusão		
Parâmetros	Unidade	Método / Referência no Standard Methods
DBO solúvel	mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>	Teste de DBO <sub>5,20°C</sub> em amostra filtrada / 5210
NTK	mgN-NTK.L <sup>-1</sup>	Macro-Kjeldahl / 4500 – N <sub>org</sub>
Nitrogênio amoniacal	mgN-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> .L <sup>-1</sup>	Destilação preliminar-titulométrico / 4500-NH <sub>3</sub>
Nitrito (só do efluente)	mgN-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> .L <sup>-1</sup>	Cromatografia de íons / 4110 e 4500-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>
Nitrato (só do efluente)	mgN- NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> .L <sup>-1</sup>	Cromatografia de íons / 4110 e 4500-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>
Fósforo total	mgP-PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> .L <sup>-1</sup>	Digestão ácida com ácido nítrico e sulfúrico seguido de colorimetria pelo método do ácido vanadomolibofosfórico / 4500-P
Ortofosfato	mgP-PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> .L <sup>-1</sup>	Colorimetria pelo método do ácido vanadomolibofosfórico em amostra filtrada / 4500-P

Fonte: Autor (2020)

Um critério de exclusão de *outliers* foi adotado para a avaliação dos parâmetros de qualidade do esgoto bruto e do efluente tratado, no qual foram desconsideradas as análises que apresentaram resultados fora do intervalo “média +/- 2 x desvio padrão”. O objetivo foi a exclusão de valores muito elevados e muito baixos que poderiam afetar sensivelmente as estatísticas analisadas. No caso do esgoto bruto, calculou-se uma média e um desvio padrão para cada parâmetro, relativos a todos os valores obtidos nas fases I e II. Em relação ao efluente tratado, o critério de exclusão foi aplicado para cada fase isoladamente, ou seja, obteve-se um intervalo “média +/- 2 x desvio padrão” para cada fase. Isto porque, a fase II foi considerada uma nova partida do reator, não sendo adequada a exclusão de análises do efluente pelos resultados da fase I. Como o esgoto bruto não possui influência da operação do reator, esta lógica não se aplica, de modo que foram utilizados todos os dados disponíveis. Os valores apresentados nos resultados se referem apenas aos dados não excluídos.

Três formas de eficiência de remoção de DQO e DBO foram consideradas: a solúvel, a solúvel em relação à total e a total. Parte da matéria orgânica particulada sofre hidrólise, aumentando a disponibilidade de material solúvel para ser assimilada pelos microrganismos do lodo. Assim, a eficiência de remoção de DQO ou DBO solúvel subestima seu real valor devido a esse aumento. Entretanto, ainda é um parâmetro adequado para análise da assimilação da matéria orgânica, sendo utilizado em outros estudos. A eficiência de remoção da matéria orgânica solúvel efluente em relação à DQO ou DBO total representa um potencial máximo de eficiência de remoção da matéria orgânica solúvel no esgoto tratado, pois considera que toda a fração particulada é hidrolisada. Além disso, esse modo de análise de remoção é utilizado no

dimensionamento de sistemas de lodo ativado (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999; VON SPERLING, 2012). A remoção de matéria orgânica total é influenciada pela presença de componentes orgânicos nos sólidos arrastados juntamente com o efluente tratado. Logo, não indicam uma eficiência de remoção em relação ao consumo da matéria orgânica presente no meio líquido. No entanto, devido à preocupação do efluente tratado não conter quantidades elevadas de material orgânico, seja na forma solúvel ou particulada, esse modo de representação também é válido e também já foi empregado em outras pesquisas.

#### 4.3.4 Hibridização *in situ* por fluorescência (FISH)

A etapa de adequação do protocolo foi desenvolvida, já com a obtenção de resultados, porém com potencial para ser aprimorada de modo a compreender de maneira mais completa a microbiologia do lodo. As seguintes etapas, detalhadas no apêndice C, foram utilizadas:

- 1) Coleta das amostras;
- 2) Fixação das amostras;
- 3) Preparação das lâminas;
- 4) Desidratação das células;
- 5) Hibridização das células com as sondas fluorescentes;
- 6) Preparo final das lâminas (incubação, lavagem e adição de CitiFluor);
- 7) Observação das lâminas em microscópio de epifluorescência.

Procurou-se avaliar qualitativamente alguns grupos microbianos, como as bactérias nitrificantes e as acumuladoras de fósforo. Na Tabela 12, são apresentadas as sondas utilizadas e os organismos alvo dentro de cada grupo estudado no processo. Também foi usado o corante 4,6-diamidino-2-phenylindol (DAPI) para validar as hibridizações, pois esse hibridiza com todas as moléculas de DNA da amostra independentemente do grupo de microrganismo.

Tabela 12 - Técnica de FISH - microrganismos-alvo, sondas e sequenciamento

Microrganismo alvo	Mistura utilizada	Sonda	Sequência (5'-3')	Referência
Maioria das bactérias, <i>Planctomycetes</i> , <i>Verrucomicrobiales</i>	EUBmix	EUB338 I	GCT GCC TCC CGT AGG AGT	Amann et al. (1990)
		EUB338 II	GCA GCC ACC CGT AGG TGT	Daims et al. (1999)
		EUB338 III	GCT GCC ACC CGT AGG TGT	Daims et al. (1999)
<i>Nitrosomonas</i>	AOBmix	Nso 1225	CGC CAT TGT ATT ACG TGT GA	Mobarry et al. (1996)
Oxidadoras de amônia $\beta$ - <i>proteobacteria</i>		Nso 190	CGA TCC CCT GCT TTT CTC C	Mobarry et al. (1996)
Maioria dos halofílicos e halotolerantes, <i>Nitrosomonas sp.</i>		Neu 653	CCC CTC TGC TGC ACT CTA	Wagner et al. (1995)
Gênero <i>Nitrospira</i>	NOBmix	Ntspa 662	GGA ATT CCG CGC TCC TCT	Daims et al. (2001)
<i>Nitrobacter spp</i>		Nit 1035	CCT GTG CTC CAT GCT CCG	Wagner et al. (1996)
PAO	PAOmix	PAO 462	CCG TCA TCT ACW CAG GGT ATT AAC	Crocetti et al. (2000)
		PAO 651	CCC TCT GCC AAA CTC CAG	Crocetti et al. (2000)
		PAO 846	GTT AGC TAC GGC ACT AAA AGG	Crocetti et al. (2000)

Fonte: Adaptado de Bassin et al. (2012)

#### 4.3.5 Perfis de DQO, nitrogênio e fósforo

##### 4.3.5.1 *Perfis de N*

O principal objetivo dos perfis de nitrogênio foi avaliar a ocorrência da nitrificação e desnitrificação simultânea, isto é, analisar se havia consumo de nitrito e nitrato durante o próprio período de aeração. Nessa etapa, eram coletadas 9 amostras no ponto de amostragem P<sub>m</sub> nos tempos 2, 18, 33, 49, 64, 80, 96, 111 e 127 minutos. Desse modo, a última coleta era realizada faltando 2 minutos para o final da aeração e se procurou manter as demais igualmente espaçadas no tempo, o que resultou em um intervalo aproximado de 15 minutos.

Em todas as amostras, procurou-se separar a massa líquida dos sólidos o mais rápido possível, de modo a evitar que a biomassa interferisse nas condições da amostra pela continuidade das reações bioquímicas. Esse procedimento também foi adotado para os demais perfis.

Analisou-se, para cada amostra, as concentrações de amônia, nitrito, nitrato e alcalinidade, e se mediu o pH e a temperatura. Durante a fase I, foram realizados 8 perfis entre os 98° e 154° dias de operação.

#### 4.3.5.2 Perfis de P

O objetivo dos perfis de fósforo foi observar se ocorria o comportamento associado à presença dos PAO no reator: esperava-se a ocorrência da liberação de ortofosfato e assimilação de ácidos orgânicos voláteis durante a alimentação, enquanto que, ao longo da aeração, poderia ocorrer a incorporação de fósforo nas partículas de lodo, o que poderia ser indicado pela redução da concentração de ortofosfato no meio líquido. Na fase I, foram realizados perfis de fósforo nos dias 112, 119 e 133, sendo que as coletas dos dias 112 e 133 foram realizadas conjuntamente com as dos perfis de nitrogênio. Na fase II, foram realizados 2 perfis de fósforo, nos 203° e 217° dias.

As amostras foram coletadas nos pontos de amostragem P<sub>1</sub>, P<sub>2</sub>, P<sub>3</sub> e P<sub>4</sub> durante a alimentação nos tempos 12 e 36 minutos, iniciando as coletas a partir dos pontos mais altos para os mais baixos, de modo a permitir um pouco mais de tempo para a entrada do esgoto bruto antes da coleta nas porções inferiores do reator. Supondo um regime de escoamento do tipo *plug-flow*, no qual haveria uma velocidade ascensional de esgoto constante e completa mistura em toda seção transversal, e, a partir dos volumes de esgoto afluyente observados, verificou-se que o esgoto bruto atingiria o ponto P<sub>1</sub> próximo dos 12 minutos e o ponto P<sub>2</sub> perto dos 36 minutos. Este tempo também era próximo do final da alimentação e suficiente para a coleta de todas as amostras necessárias antes do início da aeração. Também foram coletadas 4 amostras durante a aeração no ponto P<sub>m</sub> nos tempos 10, 49, 88 e 127 minutos.

Em ambas as fases, nas coletas da alimentação, as concentrações de ortofosfato, ácidos orgânicos voláteis e alcalinidade foram analisadas, e mediu-se o pH e a temperatura. A partir do perfil do 133° dia, as concentrações de nitrito e nitrato também começaram a ser analisadas. Nas coletas da aeração, os mesmos parâmetros foram avaliados, com exceção dos AOV.

#### 4.3.5.3 Perfis conjuntos de DQO, N e P

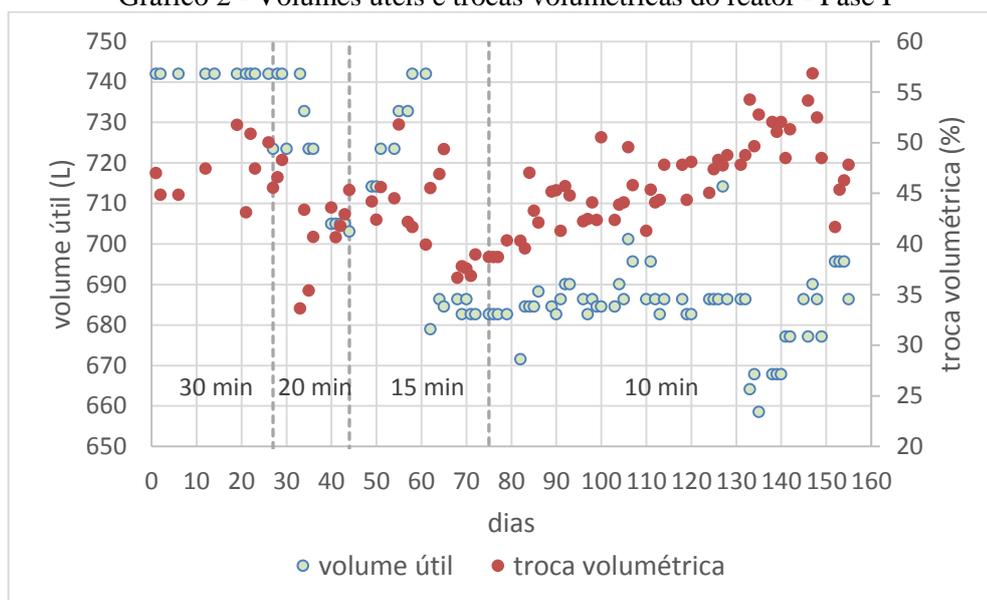
Nos dias 273 e 281, relativos à fase II, foram realizados perfis conjuntos de DQO solúvel, nitrogênio e fósforo. Os perfis tiveram por objetivo avaliar o comportamento desses parâmetros em todo o ciclo do RBS de uma maneira integrada.

A primeira coleta foi realizada aos 9 minutos da sedimentação no ponto P<sub>4</sub>. As próximas coletas ocorreram durante a alimentação da batelada seguinte, aos 12 e 38 minutos, sendo coletadas amostras nos pontos P<sub>1</sub>, P<sub>2</sub>, P<sub>3</sub> e P<sub>4</sub>. Em seguida, foram recolhidas 10 amostras no ponto P<sub>m</sub> durante a aeração nos instantes 2, 16, 30, 44, 58, 71, 85, 99, 113 e 127 minutos. A última coleta foi feita aos 9 minutos da sedimentação seguinte no ponto P<sub>4</sub>.

Em todas as coletas, foram analisados os parâmetros pH, temperatura, alcalinidade, DQO solúvel (método do refluxo fechado), ortofosfato, amônia, nitrito e nitrato.

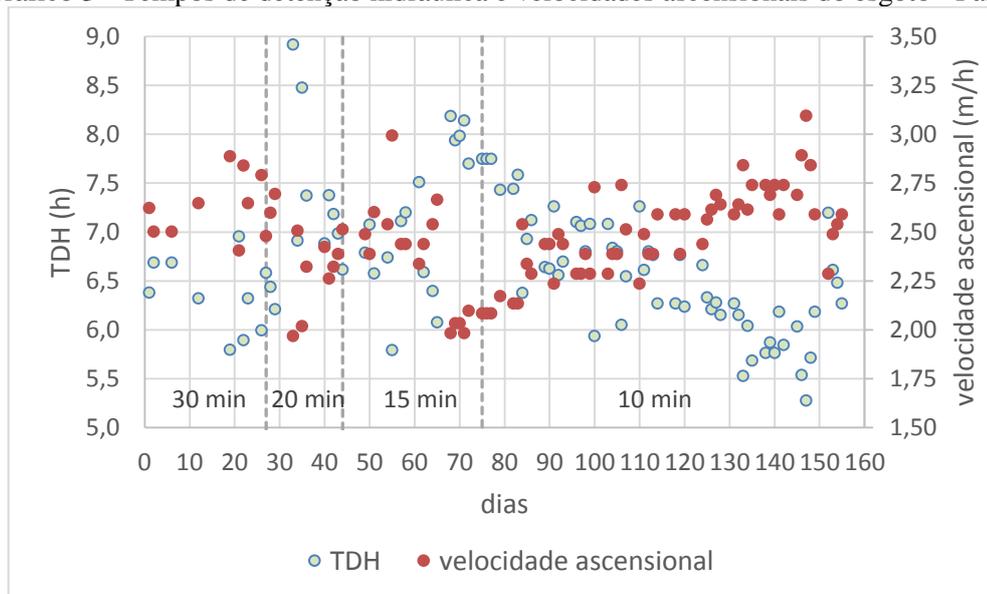


Gráfico 2 - Volumes úteis e trocas volumétricas do reator - Fase I



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 3 - Tempos de detenção hidráulica e velocidades ascensionais do esgoto - Fase I



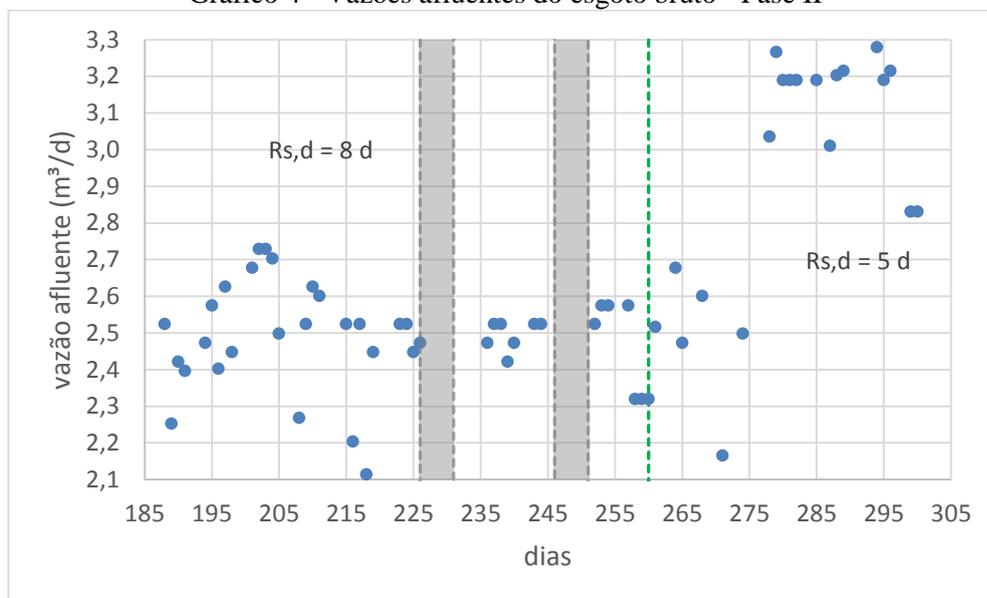
Fonte: Autor (2020)

### 5.1.2 Fase II

As vazões diárias afluentes são apresentadas no Gráfico 4. Após o 274º dia, a vazão da bomba foi intencionalmente aumentada para elevação da carga orgânica aplicada, observando-se uma média de  $2,5 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$  até esse dia e de  $3,1 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$  após o aumento. No Gráfico 5, são ilustrados os volumes úteis do reator e as trocas volumétricas, cujos valores médios foram de 677 L e 46% até o 274º dia, e 689 L e 57% no período posterior. No Gráfico 6, são

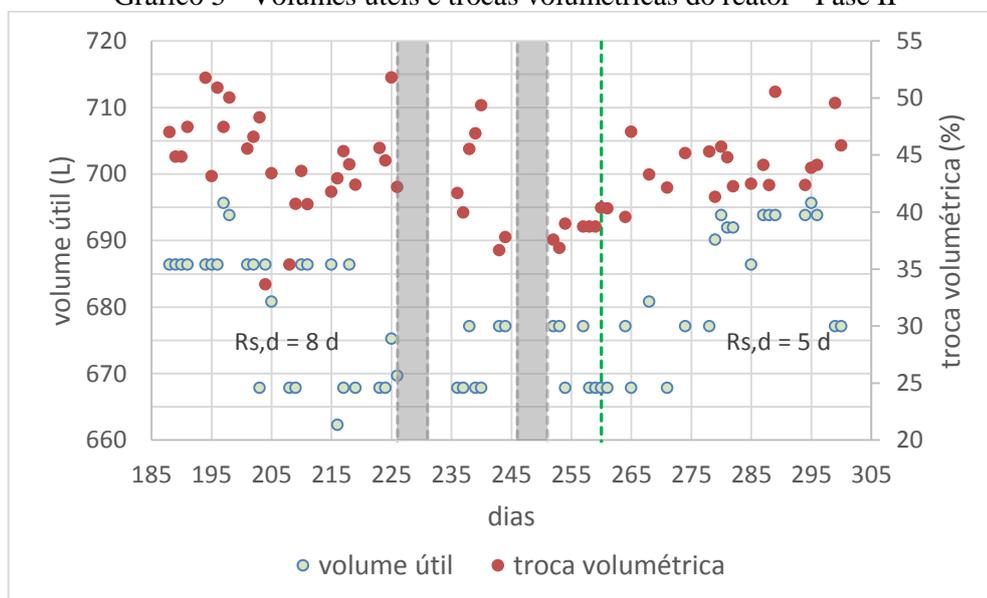
apresentados os valores do THD e da velocidade ascensional de esgoto, que apresentaram valores médios iguais a 6,6 h e 2,5 m.h<sup>-1</sup> no período de menor vazão, e 5,3 h e 3,1 m.h<sup>-1</sup> após o 274° dia.

Gráfico 4 - Vazões afluentes do esgoto bruto - Fase II



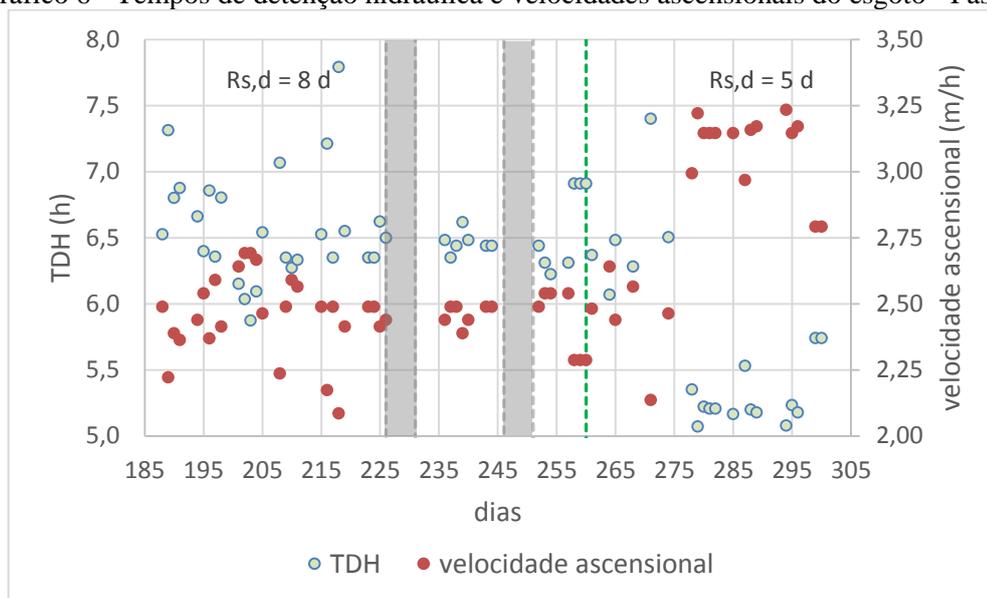
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 5 - Volumes úteis e trocas volumétricas do reator - Fase II



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 6 - Tempos de detenção hidráulica e velocidades ascensionais do esgoto - Fase II

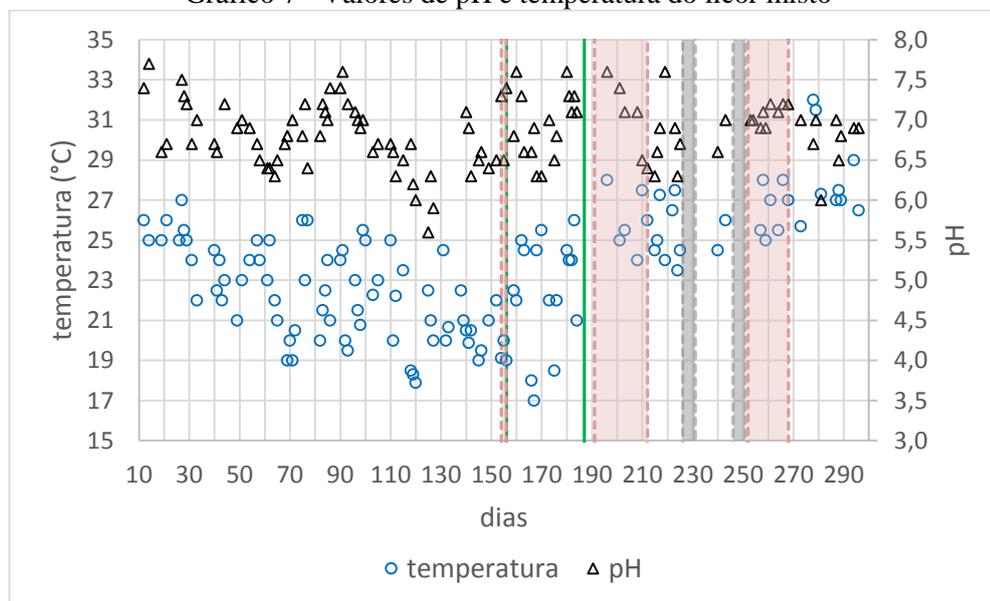


Fonte: Autor (2020)

## 5.2 pH e temperatura

No Gráfico 7, são apresentadas as medições de pH e temperatura do licor misto.

Gráfico 7 - Valores de pH e temperatura do licor misto



Fonte: Autor (2020)

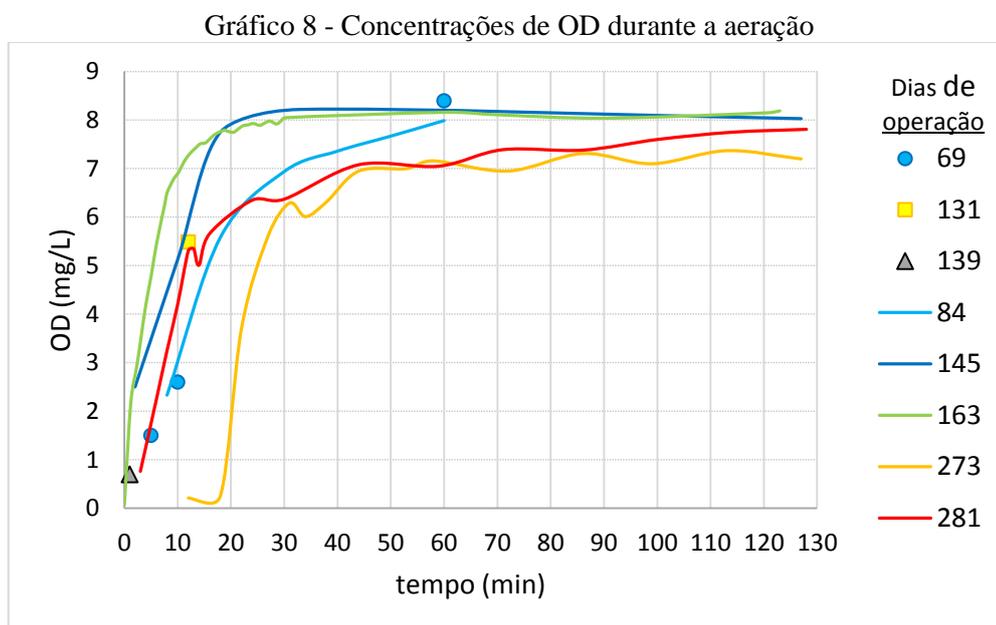
Em todo o período de pesquisa, os valores de pH se situaram, para a maioria dos dados, entre 6,0 e 7,5, observando-se uma média de 6,7 e 6,9 nas fases I e II, respectivamente. Logo, os valores de pH podem ser considerados adequados para a remoção de matéria orgânica e

nutrientes. Entretanto, a preponderância de valores levemente ácidos não são os melhores para o tratamento de esgoto: um pH mais elevado, por exemplo, entre 7,0 e 8,0, seria melhor para a nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo.

As temperaturas oscilaram entre 18 °C e 27 °C na fase I e a média verificada foi igual a 22 °C. Na fase II, os valores se situaram entre 24°C e 32°C, com uma média de 27 °C, e se observou uma tendência de aumento até o final da pesquisa pela aproximação do verão. Portanto, as temperaturas mais elevadas na fase II foram mais favoráveis para a nitrificação e desnitrificação no reator, porém foram mais propícias para o desenvolvimento dos GAO em detrimento dos PAO. As temperaturas registradas foram favoráveis para os processos bioquímicos de remoção de matéria orgânica e nutrientes.

### 5.3 Oxigênio dissolvido

Alguns valores pontuais e perfis de oxigênio dissolvido medidos durante a aeração são apresentados no Gráfico 8.



Fonte: Autor (2020)

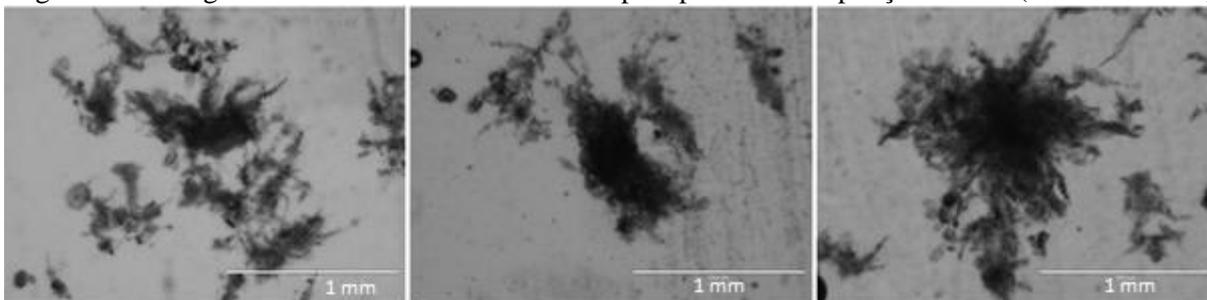
No perfil do 273º dia, a purga do compressor permaneceu acidentalmente aberta durante cerca de 15 minutos no início da aeração, havendo o registro de menores valores de OD, que rapidamente aumentaram após seu fechamento. Portanto, o comportamento dos perfis dos dias 273 e 281 pode ser considerado semelhante. Observa-se um comportamento dos perfis de OD similares a outros estudos em que se operou um reator de coluna de bolhas com aeração

constante (DANTAS, 2018; GUIMARÃES, 2017; LIU et al., 2010; WAGNER, 2011): valores baixos de OD foram registrados no início da aeração e, posteriormente, se elevaram acentuadamente até se estabilizarem em altas concentrações próximas à saturação (entre 7 mg.L<sup>-1</sup> e 9 mg.L<sup>-1</sup>, aproximadamente). Nota-se que as concentrações de OD já apresentavam valores acima de 6 mg.L<sup>-1</sup> entre 20 e 30 minutos. É desejável que se opere um reator com menores concentrações de OD, tanto pela economia de energia quanto pela maior possibilidade da ocorrência da desnitrificação dentro dos grânulos. No entanto, houve a dificuldade na obtenção de baixas concentrações de OD mesmo com a redução da vazão de ar. Essa diminuição a valores muito reduzidos pode ser desfavorável para a manutenção de uma velocidade ascensional de ar adequada para uma boa mistura do lodo e em valores recomendados pela literatura que garantiriam a melhor formação e características dos grânulos.

#### 5.4 Granulometria e registros fotográficos do lodo

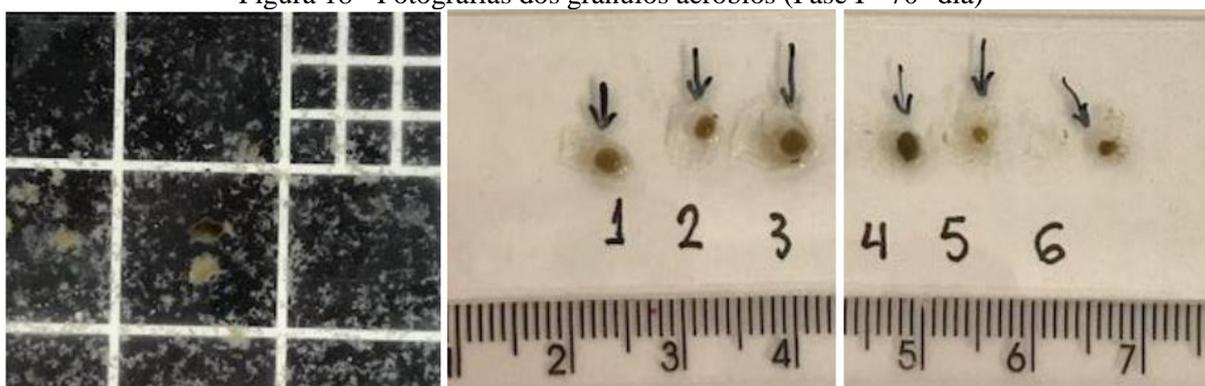
A partir do 70º dia de operação, foram encontrados grânulos no lodo, inclusive alguns visíveis a olho nu. Nesse dia, o reator operava com 15 minutos de sedimentação e o descarte intencional de lodo no ponto de amostragem P<sub>4</sub> no início de sedimentação havia sido iniciado a apenas 1 dia (Tabela 8). Portanto, ocorreu a formação de grânulos macroscópicos antes da imposição do tempo mínimo de sedimentação e do descarte intencional da biomassa com pior sedimentabilidade. Os registros fotográficos de amostras do lodo em ambas as fases são mostrados nas Figuras 17 a 21.

Figura 17 - Fotografias do lodo utilizando microscopia óptica com ampliação de 10x (Fase I - 70º dia)



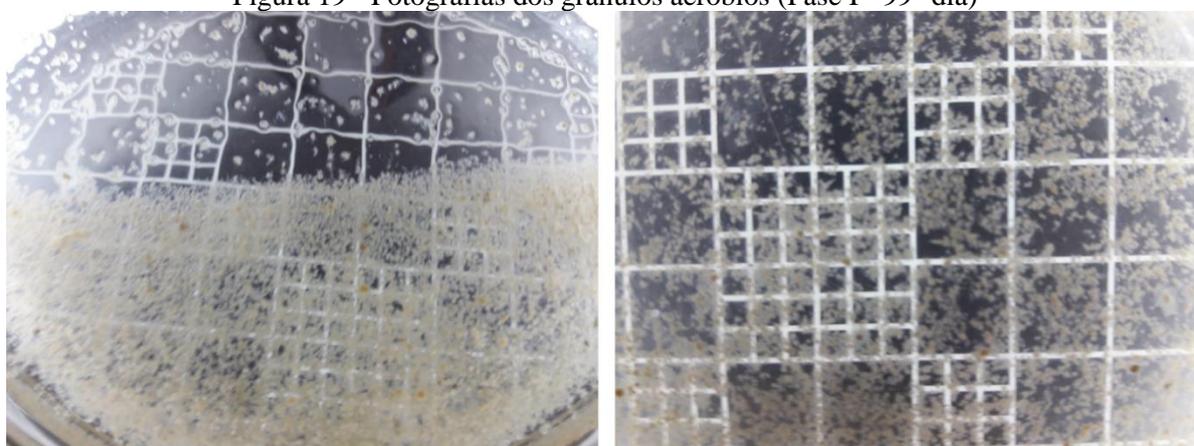
Fonte: Autor (2020)

Figura 18 - Fotografias dos grânulos aeróbios (Fase I - 70° dia)



Fonte: Autor (2020)

Figura 19 - Fotografias dos grânulos aeróbios (Fase I - 99° dia)



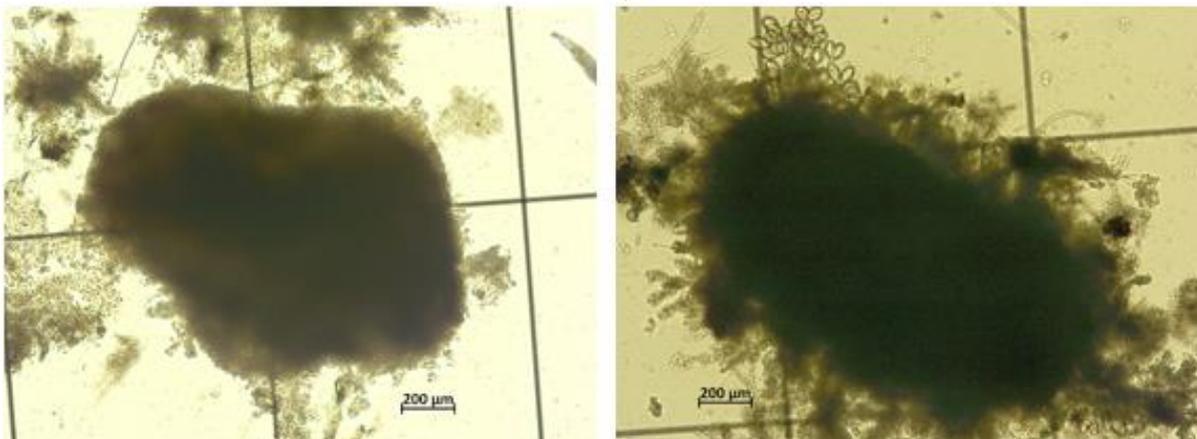
Fonte: Autor (2020)

Figura 20 - Fotografias dos grânulos aeróbios (Fase I - 105° dia)



Fonte: Autor (2020)

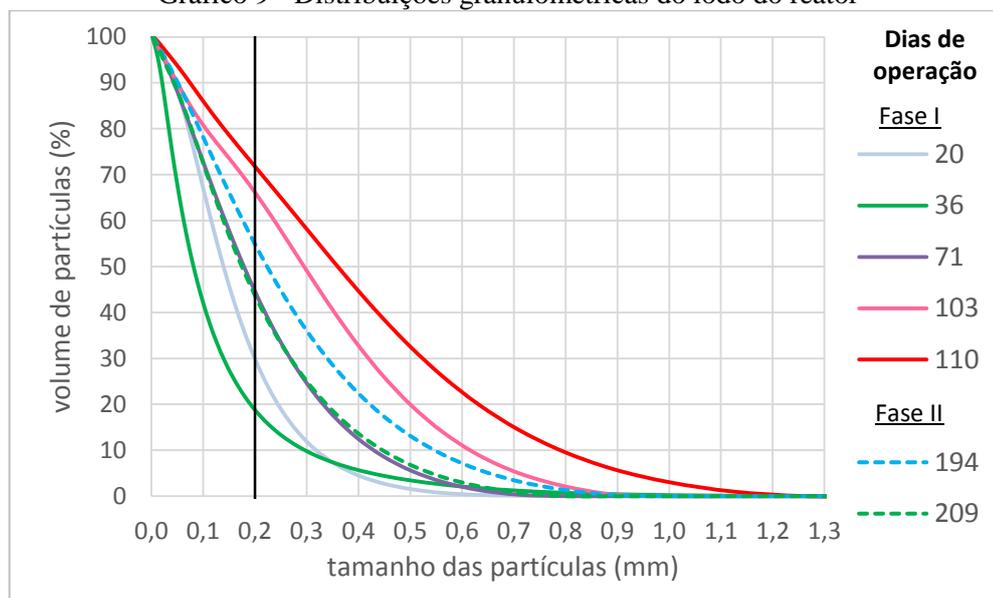
Figura 21 - Fotografias do lodo utilizando microscopia óptica com ampliação de 10x (fase II - 219º dia)



Fonte: Autor (2020)

No Gráfico 9, são apresentadas as porcentagens dos volumes de partículas acima dos tamanhos indicados no eixo das abscissas, obtidas a partir dos resultados de granulometria.

Gráfico 9 - Distribuições granulométricas do lodo do reator



Fonte: Autor (2020)

O diâmetro de 0,2 mm tem sido usado como referência para a dimensão mínima do lodo granular aeróbio, considerando-se completo o processo de granulação quando 80% das partículas possuem um diâmetro médio acima desse valor (DE KREUK; KISHIDA; VAN LOOSDRECHT, 2007).

Houve um progressivo aumento do tamanho das partículas da biomassa a partir do 36º dia de operação, atingindo o maior valor no 110º dia, quando cerca de 71,5% das partículas do

lodo apresentaram um diâmetro médio acima de 0,2 mm. Isso mostra que os procedimentos operacionais adotados no reator piloto contribuíram para o aumento do tamanho das partículas do lodo.

Na fase II, o lodo das coletas nos dias 194 e 209 apresentaram menores tamanhos que os últimos resultados da fase I. Entretanto, considerando o início dessa fase no 188º dia e os dias de coleta dessas amostras, pode-se afirmar que houve uma rápida evolução na dimensão das partículas em comparação com os outros resultados da fase I.

## **5.5 Sedimentabilidade do lodo**

### **5.5.1 Ensaios de IVL-VSZ**

Nas Tabelas 13 e 14, são apresentados os resultados de  $IVL_{30}$  e VSZ dos ensaios de IVL-VSZ para as fases I e II, respectivamente, e suas respectivas classificações de qualidade de sedimentação de acordo com referências da literatura (apêndice B).

No Gráfico 10, os resultados dos índices volumétricos de lodo e das razões  $IVL_{30}/IVL_{10}$  e  $IVL_{30}/IVL_5$  são apresentados e, no Gráfico 11, são mostrados os resultados de IVL para valores até  $210 \text{ mL.g}^{-1}$  para melhor visualização de alguns dados. Os resultados de VSZ associados à classificação de qualidade de sedimentação são ilustrados no Gráfico 12.

Tabela 13 - Índice volumétrico de lodo em 30 minutos (IVL<sub>30</sub>), velocidade de sedimentação por zona e qualidade da sedimentação dos ensaios de IVL-VSZ - Fase I

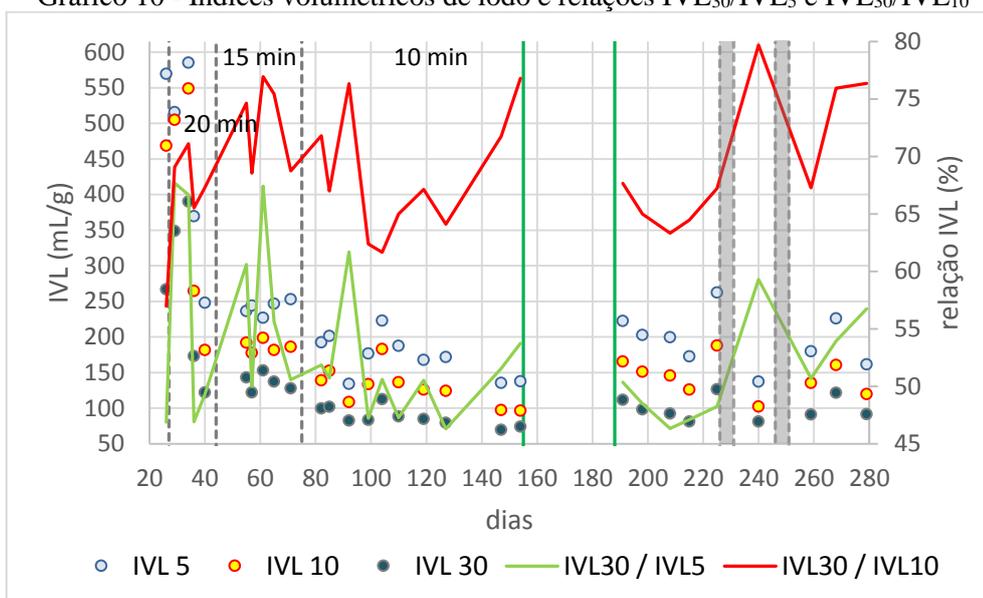
Tempo de sedimentação (min)	Dias	VSZ (m/h)	Sedimentabilidade		IVL <sub>30</sub> (mL/g)	Sedimentabilidade	
			Von Sperling (2012)	Van Haandel e Marais (1999)		Von Sperling (2012)	Jordão e Pessoa (2011)
30	26	0,70	péssima	péssima	267	ruim	má
	29	0,43			349	péssima	
	34	0,38			390		
20	36	1,11	ruim	ruim	173	média	tolerável
	40	1,43			122		
15	55	0,82	ruim a média	ruim a média	143	média	tolerável
	57	1,43			122		
	61	0,50			153		
10	65	1,12	ruim	ruim	137	boa	muito boa
	71	1,08			128		
	82	2,45	média a boa	ruim a média	100	boa	muito boa
	85	1,57			102	média	tolerável
	92	1,43	ruim a média	ruim a média	83	boa	muito boa
	99	1,22	média a boa		83		
	104	0,71	ruim a média	ruim	113	média	tolerável
	110	1,73			89		
	119	2,24	média a boa	ruim a média	85	boa	muito boa
	127	2,01			80		
147	3,77	70					
154	3,01	74					

Fonte: Autor (2020)

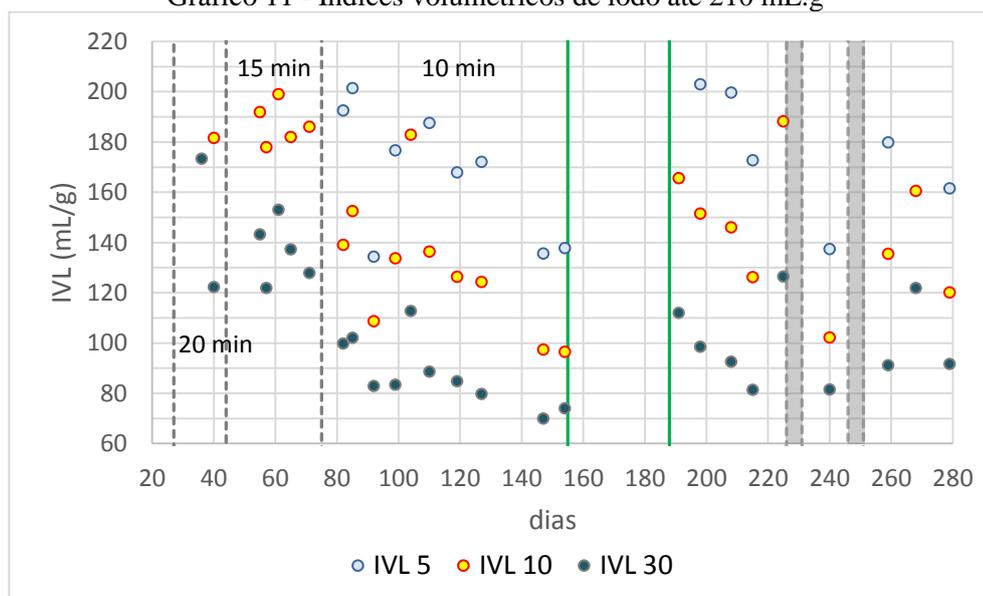
Tabela 14 - Índice volumétrico de lodo em 30 minutos (IVL<sub>30</sub>), velocidade de sedimentação por zona e qualidade de sedimentação dos ensaios de IVL-VSZ - Fase II

Dias	VSZ (m/h)	Sedimentabilidade		IVL <sub>30</sub> (mL/g)	Sedimentabilidade	
		Von Sperling (2012)	Van Haandel e Marais (1999)		Von Sperling (2012)	Jordão e Pessoa (2011)
191	1,34	ruim a média	ruim	112	média	tolerável
198	1,57			98		
208	1,86	média a boa	ruim a média	93	boa	muito boa
215	2,30			81		
225	1,33	ruim a média	ruim	127	média	tolerável
240	2,65	média a boa	ruim a média	81	boa	muito boa
259	1,13	ruim a média		91		
268	3,88	média a boa		122	média	tolerável
279	3,06			92	boa	muito boa

Fonte: Autor (2020)

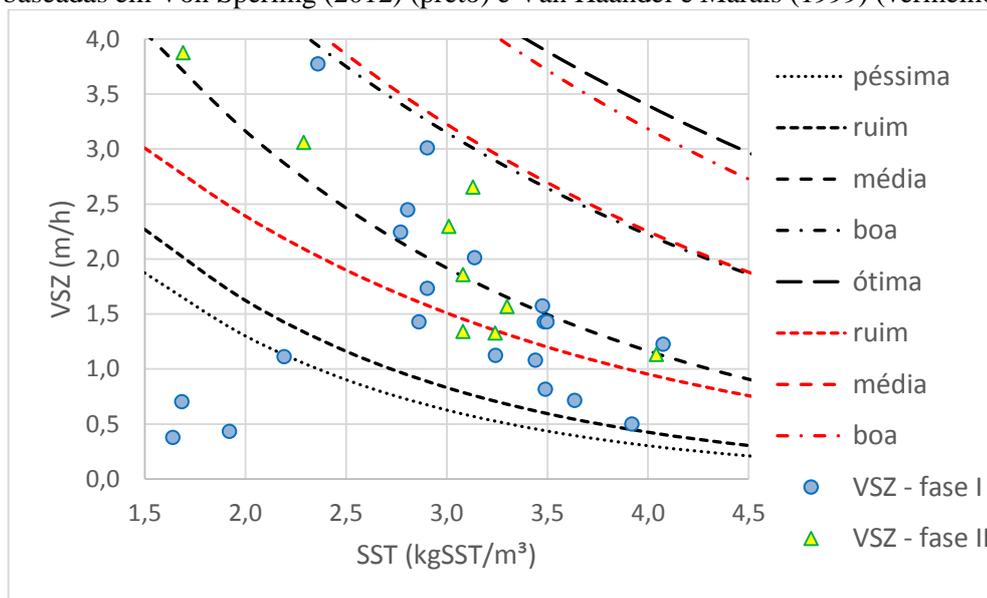
Gráfico 10 - Índices volumétricos de lodo e relações  $IVL_{30}/IVL_5$  e  $IVL_{30}/IVL_{10}$ 

Fonte: Autor (2020)

Gráfico 11 - Índices volumétricos de lodo até  $210 \text{ mL.g}^{-1}$ 

Fonte: Autor (2020)

Gráfico 12 - VSZ em função das concentrações de SST e curvas de classificação de sedimentabilidade baseadas em Von Sperling (2012) (preto) e Van Haandel e Marais (1999) (vermelho)



Fonte: Autor (2020)

Na fase I, até o 34º dia, a sedimentabilidade do lodo foi muito ruim, tanto para os valores de  $IVL_{30}$  quanto para os de VSZ. Entretanto, a sedimentabilidade do lodo melhorou nesse período, pois houve uma tendência de diminuição dos IVLs. Conforme mostrado na Tabela 8, o descarte intencional de lodo era realizado no ponto de amostragem P<sub>2</sub> durante a aeração até o 68º dia. Portanto, o descarte realizado nesse estágio também contribuiu para a melhora na sedimentabilidade do lodo. Do 70º ao 100º dia, período em que foram registrados grânulos no reator, o menor valor de  $IVL_{30}$  foi de 83 mL.g<sup>-1</sup>.

O período de operação do reator com 15 e 10 minutos de sedimentação apresentaram resultados melhores para os dois parâmetros, IVL e VSZ, principalmente para este menor tempo de sedimentação, em que se verificou boa sedimentabilidade do lodo para os valores de  $IVL_{30}$ . Por outro lado, nenhum resultado de VSZ indicou uma qualidade de sedimentação acima de “boa”. Empregando-se o critério mais rígido, baseado em Van Haandel e Marais (1999), as classificações são ainda piores e indicam velocidades de sedimentação de ruins a médias.

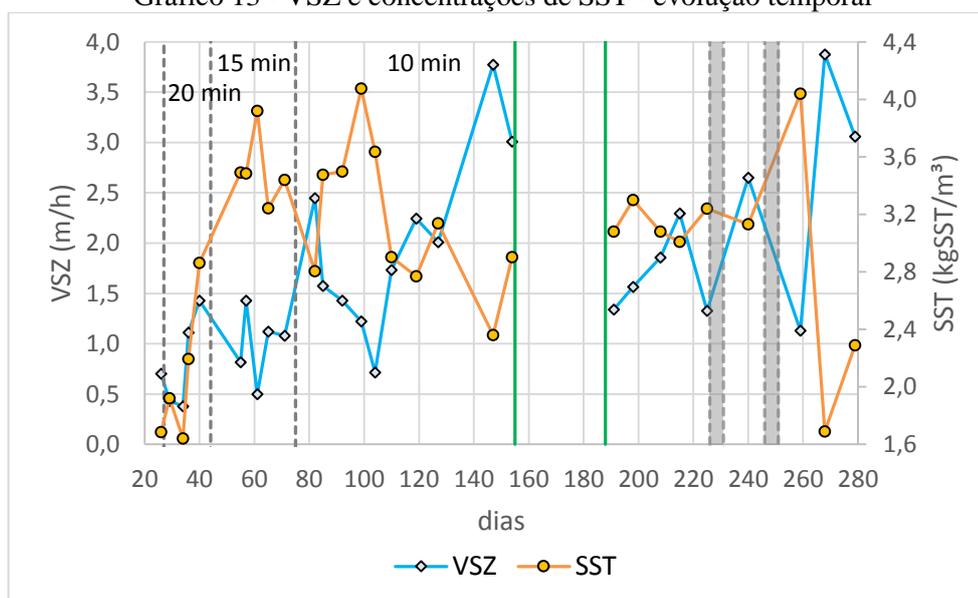
Durante a fase II, até o 215º dia, houve uma tendência de diminuição dos IVLs, ocorrendo maior oscilação de resultados após esse dia. Também se nota que, para a maioria dos dados, os resultados estiveram dentro de uma faixa similar do que a da operação da fase I com um tempo de sedimentação de 10 minutos. No entanto, diferentemente da fase I, não houve a progressiva redução do tempo de sedimentação e as características do lodo, incluindo a capacidade de sedimentação, tiveram influência de um processo prévio de crescimento da biomassa no reator.

Os resultados obtidos, principalmente para a VSZ, não indicaram qualidades de sedimentação desejáveis, até mesmo para um lodo ativado apenas floculado. Espera-se uma ótima sedimentabilidade para o lodo granular: em outros estudos com LGA, os  $IVL_{30}$  obtidos se situaram entre 19 e 80  $mL.g^{-1}$  (Tabela 5), faixa na qual somente dois resultados foram observados nesta pesquisa, no final da fase I.

As relações  $IVL_{30}/IVL_5$  variaram entre 46% e 68% e as do  $IVL_{30}/IVL_{10}$ , entre 57% e 77% na fase I. Já na fase II, as porcentagens da razão  $IVL_{30}/IVL_5$  oscilaram entre 46% e 59% e as do  $IVL_{30}/IVL_{10}$  se situaram entre 63% e 80%. Ao longo de um processo de granulação, as razões  $IVL_{30}/IVL_5$  e  $IVL_{30}/IVL_{10}$  aumentam progressivamente, o que não foi constatado neste estudo, ocorrendo muitas variações entre as análises ao longo do tempo. Portanto, apesar de terem sido observados alguns valores elevados, acima de 75% para a razão  $IVL_{30}/IVL_{10}$ , por exemplo, esses não podem ser atribuídos a um efetivo processo de granulação.

As velocidades de sedimentação por zona e as concentrações de SST obtidas nos ensaios de IVL-VSZ ao longo do tempo são apresentadas no Gráfico 13. Nota-se uma melhora significativa da VSZ no período de sedimentação de 20 minutos, pois foi observado seu aumento concomitantemente com o crescimento do lodo no reator. Para os demais dados, ocorreu uma relação inversa entre a concentração de SST e a VSZ, ou seja, para maiores concentrações de sólidos, obteve-se menores valores de VSZ e vice-versa. Nesse caso, a partir do período com 15 minutos de sedimentação, os dados do Gráfico 13 não elucidam de uma boa maneira a evolução da sedimentabilidade do lodo ao longo do tempo, comportamento melhor avaliado por meio dos resultados dos coeficientes da Equação de Vesilind.

Gráfico 13 - VSZ e concentrações de SST - evolução temporal



Fonte: Autor (2020)

### 5.5.2 Equação de Vesilind

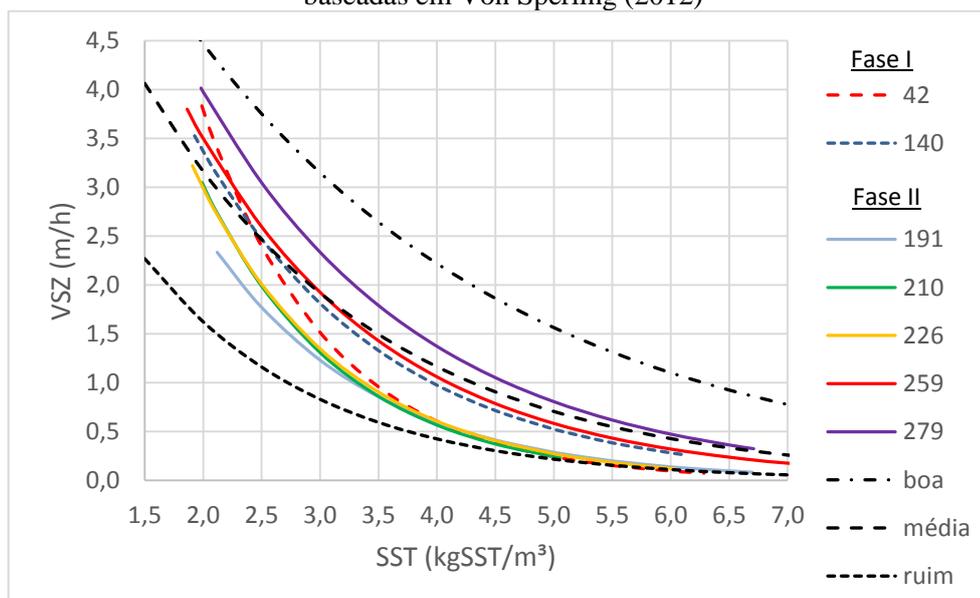
Na Tabela 15, são apresentados os resultados dos ensaios de VSZ para determinação dos coeficientes da Equação de Vesilind. Nos Gráfico 14 e 15, são mostradas as velocidades de sedimentação por zona, calculadas com esses coeficientes, para concentrações arbitrárias de SST dentro da faixa de concentração utilizada em cada ensaio.

Tabela 15 - Resultados dos ensaios de VSZ para determinação dos coeficientes da Equação de Vesilind

Dia	Vo (m/h)	K (m <sup>3</sup> /kg)	SST (kg/m <sup>3</sup> )		Número de ensaios de VSZ	R <sup>2</sup> (%) <sup>8</sup>
			Mínimo	Máximo		
<b>Fase I</b>						
42	23,75	0,92	1,989	6,285	5	94,6
140	11,64	0,62	1,927	6,090	5	94,7
<b>Fase II</b>						
191	10,90	0,73	2,120	6,700	5	97,7
210	16,14	0,84	1,990	5,055	4	99,0
226	14,77	0,80	1,908	6,030	5	99,1
259	11,56	0,60	1,863	8,030	5	99,9
279	11,52	0,53	1,982	6,710	5	98,0

Fonte: Autor (2020)

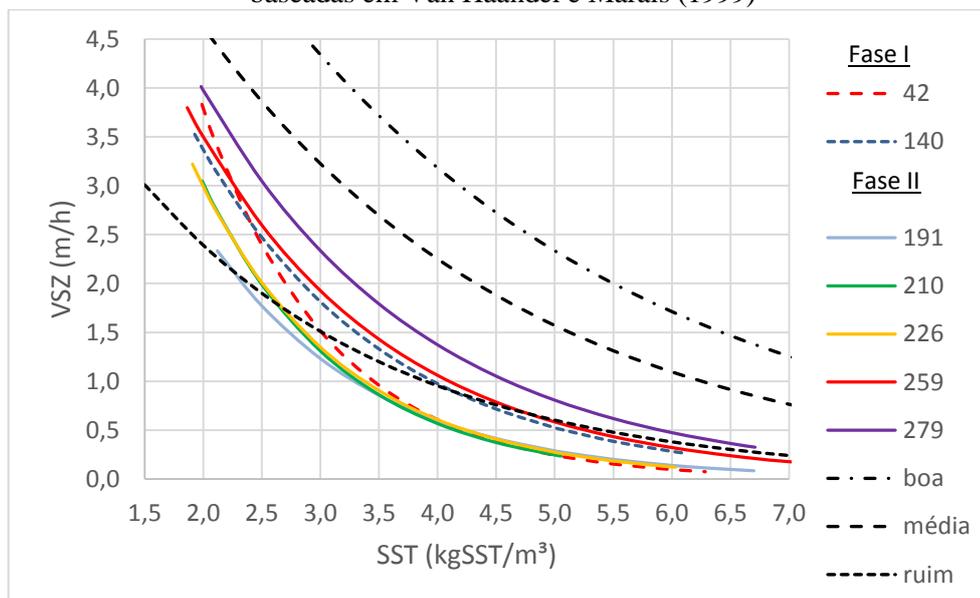
Gráfico 14 - VSZ obtidas pela Equação de Vesilind e curvas de classificação de sedimentabilidade baseadas em Von Sperling (2012)



Fonte: Autor (2020)

<sup>8</sup> Coeficiente de determinação

Gráfico 15 - VSZ obtidas pela Equação de Vesilind e curvas de classificação de sedimentabilidade baseadas em Van Haandel e Marais (1999)



Fonte: Autor (2020)

Verifica-se uma melhora na velocidade de sedimentação nos dois ensaios realizados na fase I para concentrações de SST acima de  $2,4 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ , aproximadamente. Em relação à fase II, uma melhora na sedimentabilidade do lodo também foi observada ao longo do tempo para todas as análises e para qualquer valor de concentração de SST. O último ensaio, realizado no 279º dia, apresentou a melhor sedimentabilidade, considerada entre média e boa pelo critério baseado em Von Sperling (2012), e entre ruim e média por Van Haandel e Marais (1999). No entanto, houve a predominância de qualidade de sedimentação entre ruim e média por ambos os critérios.

As condições de sedimentação observadas no reator são distintas das realizadas nas provetas de 1 L para os ensaios de IVL-VSZ. Dick e Vesilind (1969 apud JORDÃO et al., 1997) relataram alguns fatores negativos do teste tradicional de  $IVL_{30}$ , incluindo o fato do cilindro graduado ser muito estreito e suas paredes certamente influenciarem a sedimentação. Os autores relataram que testes realizados em provetas e recipientes de diferentes tamanhos mostraram que os IVLs obtidos variam de modo apreciável, para mais ou para menos, em relação à proveta padrão. Para uma proveta de 1 L com altura de 34 cm, a razão H/D resulta em aproximadamente 5,6. No caso do reator piloto, a relação H/D média em todo o período experimental foi de aproximadamente 7,6, conforme mencionado no item 4.1. Portanto, o efeito de parede, mais acentuado em recipientes alongados e que afeta negativamente a sedimentação, deve ser maior no RBS. Apesar de reatores mais esbeltos favorecerem o escoamento do tipo *plug-flow*,

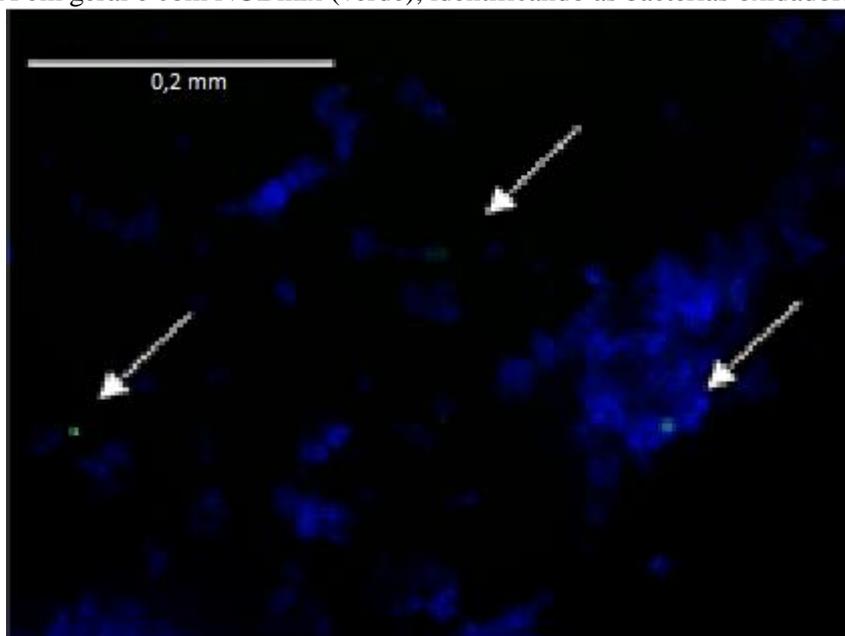
desejável ao processo de granulação, o efeito de parede tende a dificultar a sedimentação da biomassa.

Além disso, o modo de agitação do lodo em uma proveta é, obviamente, distinto do promovido pela aeração em um reator no momento imediatamente anterior à sedimentação, podendo interferir na capacidade do lodo sedimentar nos instantes iniciais. A inércia da turbulência ocasionada pela aeração promovia grande agitação no lodo do reator em parte do tempo de sedimentação, sendo até mesmo visualizadas porções de sólidos em fluxo ascendente durante parte deste estágio. No início da alimentação, essa agitação era muito reduzida e normalmente se verificava a estabilização ou a diminuição da altura da interface sólido/líquido apesar do fluxo ascendente de esgoto. Em algumas ocasiões, se visualizou a expansão da manta de lodo em determinado período da alimentação, o que deteriorava a qualidade do efluente quando seu nível atingia o ponto de descarte. Portanto, mesmo que um ensaio de IVL tenha mostrado bons resultados de sedimentabilidade, no mesmo dia pode ter sido verificada uma alta concentração de sólidos no efluente em virtude da dinâmica dessa perda durante a alimentação e de diferentes efeitos de parede que ocorrem no reator e numa proveta.

### **5.6 Hibridização *in situ* por fluorescência (FISH)**

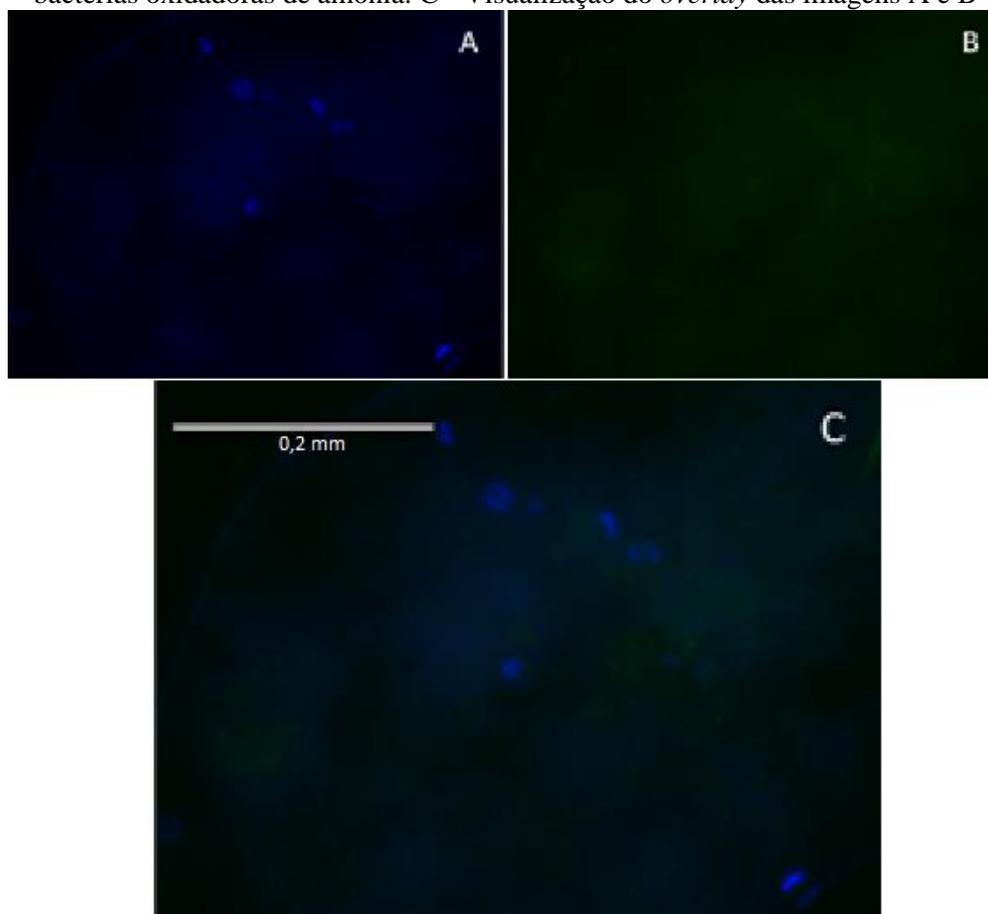
Na Figura 22, é mostrada uma fotografia da análise de FISH de uma coleta do lodo realizada dez dias anteriores ao início desta pesquisa, e, nas Figuras 23 e 24, são ilustradas as fotografias da análise de FISH de amostras coletadas nas fases I e II.

Figura 22 - Fotografia da análise de FISH (5/3/2018): amostra corada com DAPI (azul), identificando DNA/RNA em geral e com NOBmix (verde), identificando as bactérias oxidadoras de nitrito



Fonte: Autor (2020)

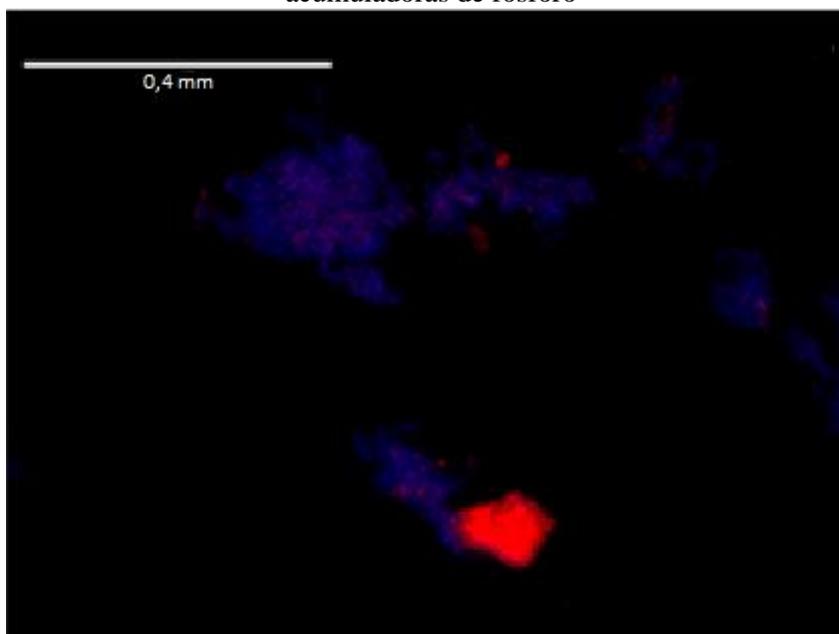
Figura 23 - Fotografias da análise de FISH (Fase I - 19º dia): A - amostra corada com DAPI (azul), identificando DNA/RNA em geral. B - amostra corada com AOBmix (verde), identificando as bactérias oxidadoras de amônia. C - Visualização do *overlay* das imagens A e B



Fonte: Autor (2020)

A coloração verde aparece muito fraca nas imagens. Um motivo para isso pode ter sido a manipulação da amostra na etapa da fixação, não expondo o RNA de forma total e, conseqüentemente, não permitindo uma boa hibridização dos oligonucleotídeos na amostra.

Figura 24 - Fotografia da análise de FISH (Fase II - 194º dia): amostra corada com DAPI (azul), identificando DNA/RNA em geral e corada com PAOmix (vermelho), identificando as bactérias acumuladoras de fósforo



Fonte: Autor (2020)

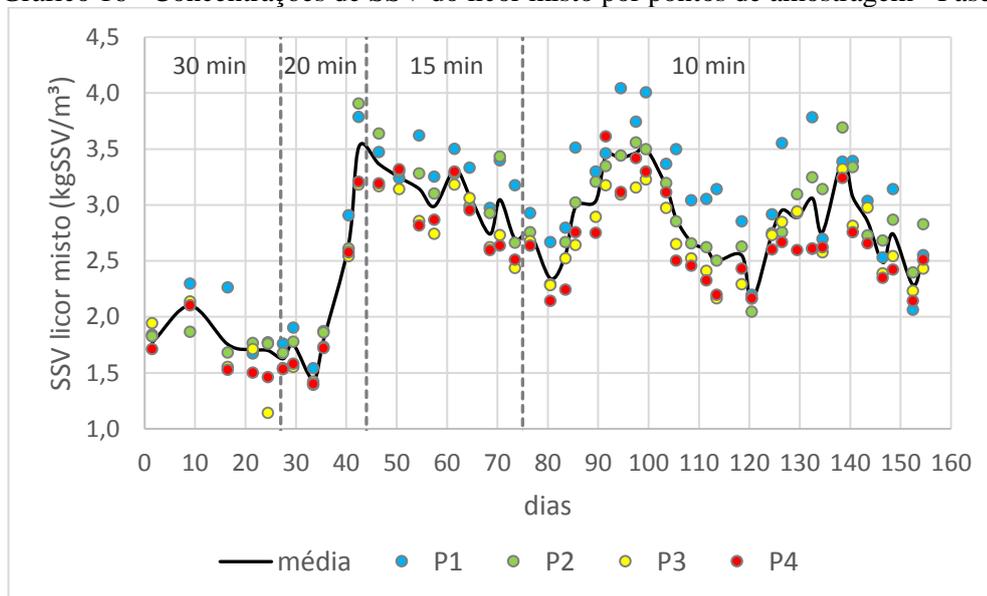
A técnica de FISH foi implantada com consistência e alguns grupos de microrganismos puderam ser identificados, como os nitrificantes e os acumuladores de fósforo. Procurou-se adquirir experiência na execução das diversas etapas que compõem a técnica e alguns resultados puderam ser obtidos pela primeira vez no Laboratório de Saneamento da Escola Politécnica da USP. A análise de FISH ainda pode ser aprimorada, incluindo técnicas de quantificação e corte transversal dos flocos/grânulos, de modo a permitir uma correlação mais aprofundada dos resultados da biologia molecular com a formação dos grânulos e o desempenho no tratamento de esgoto.

## 5.7 Sólidos suspensos e controle da idade do lodo

### 5.7.1 Fase I

No Gráfico 16, são apresentadas as concentrações de SSV do licor misto durante a fase I<sup>9</sup>, que mostra a predominância de maiores concentrações de sólidos nos pontos de amostragem mais baixos, P<sub>1</sub> e P<sub>2</sub>, verificando-se considerável diferença de concentração entre os pontos de coleta.

Gráfico 16 - Concentrações de SSV do licor misto por pontos de amostragem - Fase I



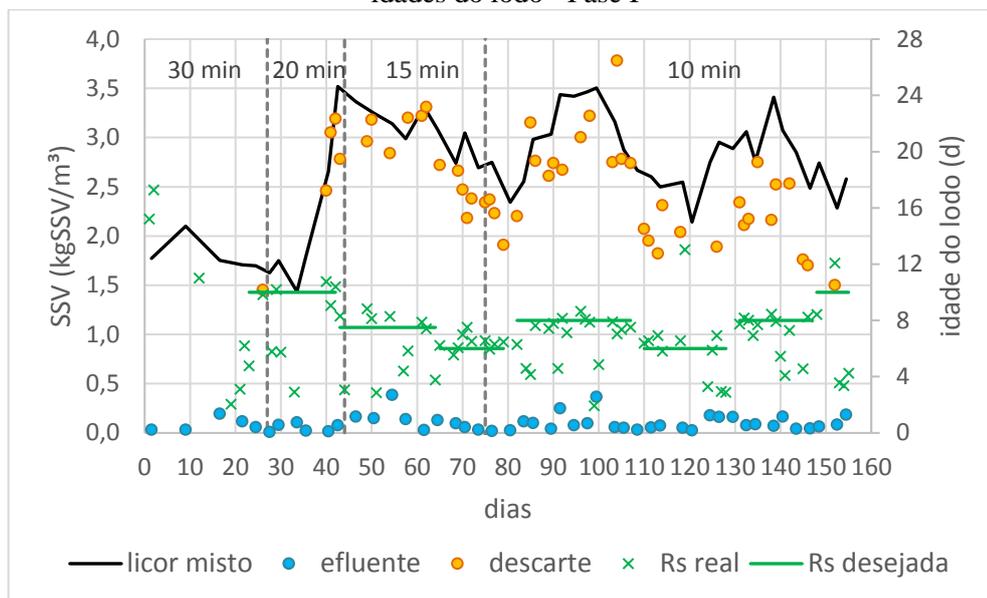
Fonte: Autor (2020)

Nos Gráficos 17 a 19, são ilustradas as concentrações de sólidos suspensos do licor misto, do efluente e do descarte intencional de lodo, e as idades do lodo desejadas e calculadas experimentalmente (reais)<sup>10</sup>.

<sup>9</sup> Média aritmética dos dias de operação e das concentrações de SSV a cada 2 conjuntos de dados

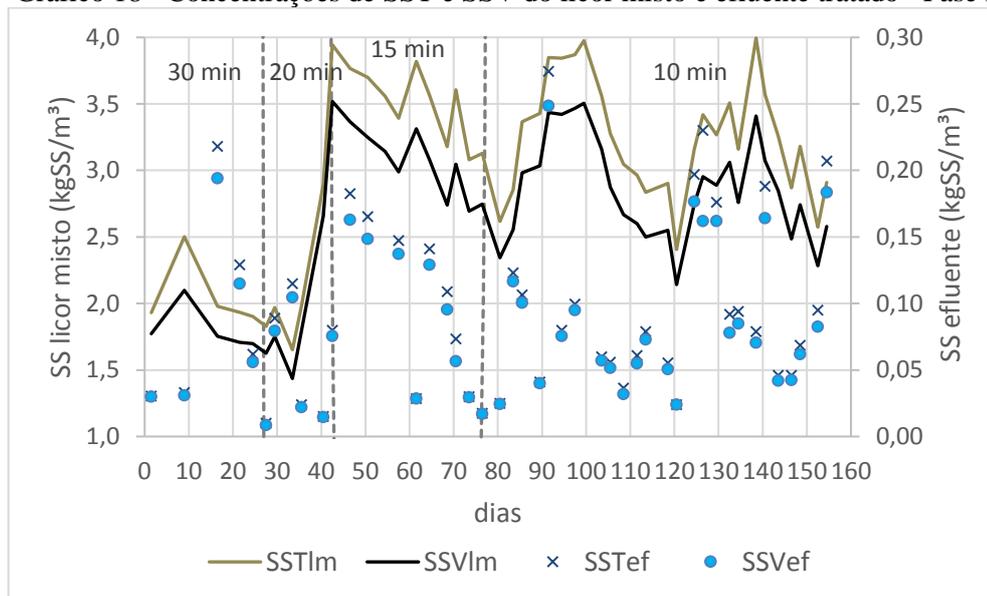
<sup>10</sup> Média aritmética dos dias de operação e das concentrações de SSV e SST do licor misto e efluente tratado a cada 2 conjuntos de dados

Gráfico 17 - Concentrações de SSV do licor misto, efluente tratado e descarte intencional e valores das idades do lodo - Fase I



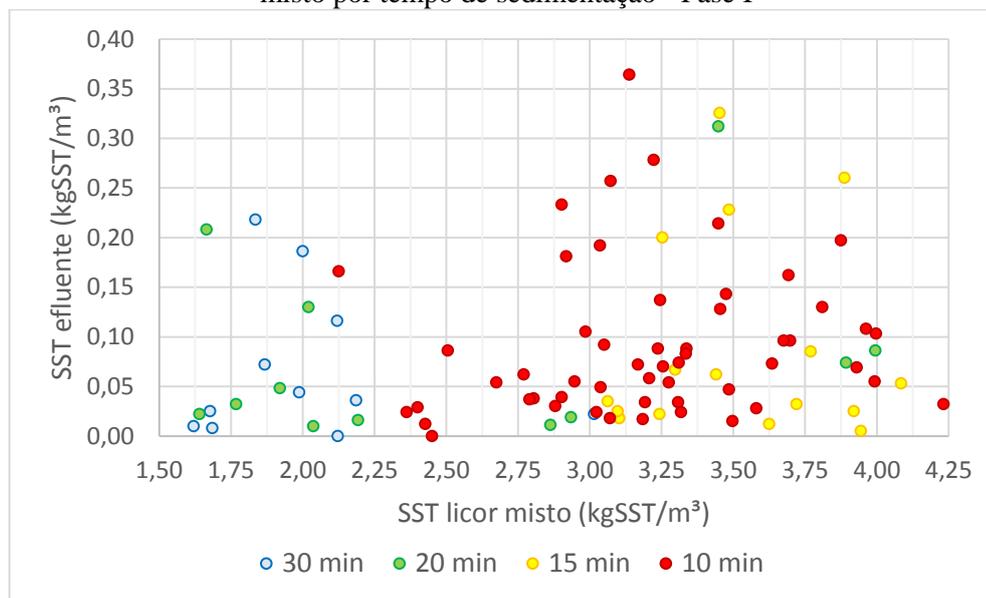
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 18 - Concentrações de SST e SSV do licor misto e efluente tratado - Fase I



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 19 - Concentrações de SST do efluente tratado em função das concentrações de SST do licor misto por tempo de sedimentação - Fase I



Fonte: Autor (2020)

Houve um significativo aumento da concentração de SSV do licor misto durante o período de operação com 20 minutos de sedimentação apesar da redução desse tempo. Isso poderia promover a diminuição de sólidos pela maior perda de lodo de pior sedimentabilidade no efluente. No entanto, o crescimento da biomassa foi favorecido pela melhora na sua capacidade de sedimentação e pela imposição de uma idade do lodo desejada mais alta, de 10 dias, levando ao menor descarte intencional.

Nota-se, pelo Gráfico 19, expressivas perdas de sólidos no efluente tratado para diversas concentrações de SST do licor misto em todo o período da fase I. Isso dificultou o controle da idade do lodo, uma vez que diversos valores se situaram abaixo dos valores desejados, não havendo, portanto, a realização do descarte intencional nesses dias. Maiores concentrações de sólidos no reator podem favorecer o aumento do nível da manta de lodo pelo maior volume ocupado, o que torna mais propícia a perda de sólidos com o efluente tratado pela aproximação do ponto de descarte. Entretanto, essa perda também está relacionada com a sedimentabilidade do lodo, uma vez que flocos leves podem ser arrastados mais facilmente com o efluente e, para uma mesma concentração de SST, um lodo com menor IVL ocupa menor volume após a sedimentação. Portanto, a sedimentabilidade ruim do lodo na fase I até o tempo de sedimentação de 20 minutos pode ter contribuído para elevadas concentrações de sólidos no efluente a despeito dos menores valores de SST no reator. Em alguns dias, foi possível observar a subida da interface da manta de lodo durante a alimentação (depois de cerca de 30 minutos) até a saída do efluente, deteriorando sua qualidade. Em outras observações, a interface se

manteve estabilizada abaixo do ponto de descarte e até diminuía durante o começo da alimentação, de modo que o arraste de sólidos não deve ter sido muito influenciado pelo fluxo ascensional de esgoto bruto afluente. A subida da manta de lodo pode ter sido causada pela desnitrificação durante a alimentação, fenômeno constatado nos perfis. Essas visualizações não ocorreram com frequência em virtude do acúmulo de algas e biofilme nas paredes do reator, mas puderam elucidar a instabilidade da perda de sólidos no efluente.

Para a diminuição das excessivas perdas de lodo no efluente, observadas com frequência durante o período de 15 minutos de sedimentação, procurou-se reduzir a concentração de SSV do licor misto, sendo adotadas, posteriormente, menores idades do lodo para maior remoção de biomassa (iguais a 7,5 e 6 dias nos 43° e 65° dias de operação, respectivamente). Entre os dias 70 e 80, aproximadamente, o efluente sempre esteve clarificado, de modo que a idade do lodo desejada foi aumentada em 8 dias para o crescimento da biomassa no reator. As idades do lodo de 8 e 10 dias adotadas no final da fase I tiveram como objetivo a melhora da nitrificação, uma vez que se verificou acúmulo de nitrito no sistema.

No 159° dia, a concentração de SSV do licor misto foi de apenas 410 mgSSV.L<sup>-1</sup>. Suspeita-se que a dosagem de alcalinizante possa ter contribuído para a excessiva perda de sólidos no efluente nos dias anteriores, tendo em vista a variação de 2580 mgSSV.L<sup>-1</sup> a 410 mgSSV.L<sup>-1</sup> entre os dias 155 e 159. No entanto, antes da aplicação do alcalinizante, a partir do 140° dia, aproximadamente, o reator já apresentava uma tendência de diminuição da concentração de sólidos.

Nota-se a influência das idades do lodo desejadas nas flutuações das concentrações de sólidos observadas no reator: maiores valores adotados resultaram, de um modo geral, em maiores valores de SSV do licor misto e vice-versa. Durante o período de operação com 10 minutos de sedimentação, as concentrações de SSV variaram entre 1,89 e 3,78 kgSSV.m<sup>-3</sup>, obtendo-se uma média de 2,85 kgSSV.m<sup>-3</sup>. Em relação ao SST, ocorreu uma variação entre 2,13 e 4,23 kgSST.m<sup>-3</sup>, resultando numa média igual a 3,24 kgSST.m<sup>-3</sup>. Essas concentrações de sólidos suspensos correspondem a valores típicos de lodo ativado apenas floculado, menores do que os esperados para o lodo granular.

Apesar da ocorrência da granulação em RBS tratando esgoto sanitário, alguns estudos também reportaram concentrações típicas de lodo ativado. Os resultados obtidos por Sandoval (2019) mostraram a preponderância de concentrações até 4,00 kgSSV.m<sup>-3</sup>, ocorrendo o declínio de valores no final do período experimental. Dantas (2018) relatou valores médios de SSV no período granular iguais a 1,70 kgSSV.m<sup>-3</sup> (60 minutos de fase anóxica) e 1,67 kgSSV.m<sup>-3</sup> (90

minutos de fase anóxica) e, no estudo conduzido por Derlon et al. (2016), as concentrações de SST não ultrapassaram  $4,3 \text{ kgSST.m}^{-3}$  para a maioria dos dados.

De modo contrário, Ni et al. (2009) obtiveram grânulos aeróbios com uma concentração de SSV igual a  $9,5 \text{ kgSSV.m}^{-3}$ . Entretanto, pode-se deduzir a utilização de baixas relações A/M nesse estudo, de até  $0,2 \text{ kgDQOt.kgSSV}^{-1}.\text{d}^{-1}$  no período granular, aproximadamente. Liu et al. (2010) obtiveram concentrações quase sempre acima de  $8 \text{ kgSST.m}^{-3}$  a partir do 400º dia de operação.

Algumas estatísticas das idades do lodo são mostradas na Tabela 16. As idades do lodo reais totais correspondem às estatísticas de todos os dados experimentais por período de idade do lodo desejada. Já as controladas correspondem apenas aos dados em que ocorreu o descarte intencional de lodo.

Tabela 16 - Resumo das idades do lodo - Fase I

Período de operação (dias)	Idades do lodo (d)				
	Desejada	Real			
		Total		Controladas	
		Média	N <sup>11</sup>	Média	N
23 - 42	10	7,7	9	10,0	4
43 - 64	7,5	6,2	11	7,8	7
65 - 79	6	6,4	10	6,5	9
80 - 107	8	6,6	18	7,3	12
108 - 128	6	6,1	11	6,5	6
129 - 147	8	7,0	12	7,6	9
148 - 155	10	6,3	5	12,1	1

Fonte: Autor (2020)

Considerando os valores médios apresentados na Tabela 16, as idades do lodo reais totais tiveram melhor aproximação das desejadas para menores valores da idade do lodo desejadas. As diferenças significativas entre as idades do lodo desejadas e as reais totais são resultado da ocorrência de muitos dias com excessiva perda de sólidos no efluente, o que resultou em idades do lodo abaixo das desejadas e, portanto, num controle da idade do lodo não completamente satisfatório.

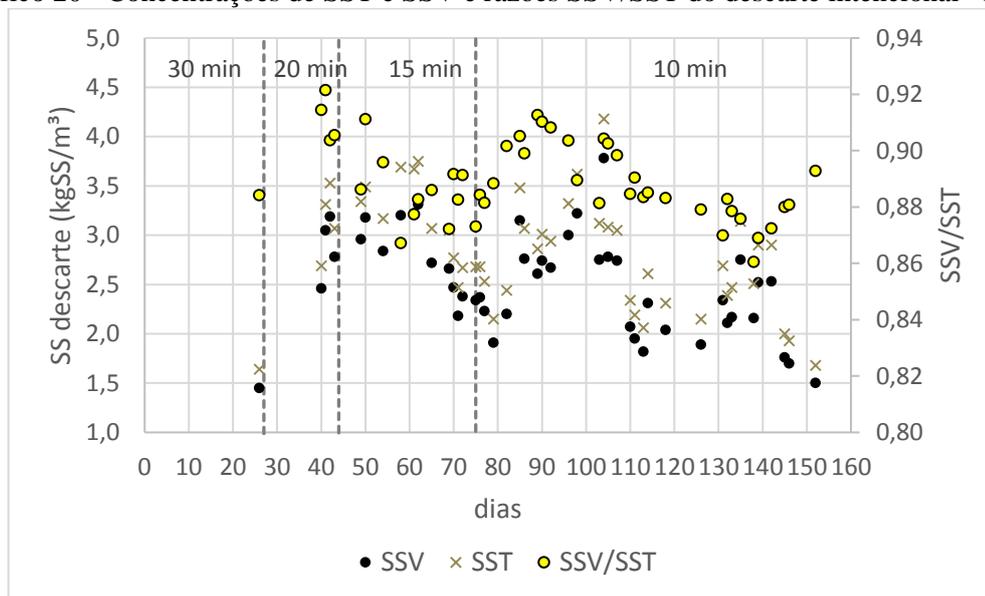
Por outro lado, as idades do lodo controladas se aproximaram satisfatoriamente das desejadas, ou seja, exceto em alguns poucos dias, o controle da idade do lodo foi efetivo quando se verificou a necessidade do descarte intencional. As exceções em que o controle da idade do lodo não foi satisfatório se devem a estimativas imprecisas da concentração do lodo de descarte, ou seja, quando a análise de SSV do lodo descartado foi muito diferente do valor previamente estimado. Isso ocorreu, principalmente, para descartes realizados durante a sedimentação.

<sup>11</sup> Número de dados

Sandoval (2019) reportou valores de idades do lodo entre 3 e 8 dias para grande parte dos dados no período granular e também destacou a ocorrência de elevadas perdas de sólidos no efluente tratado, sendo relatadas, com frequência, concentrações acima de  $0,1 \text{ kgSSV}\cdot\text{m}^3$ . Nota-se que muitos valores da idade do lodo da presente pesquisa também se situaram nessa faixa.

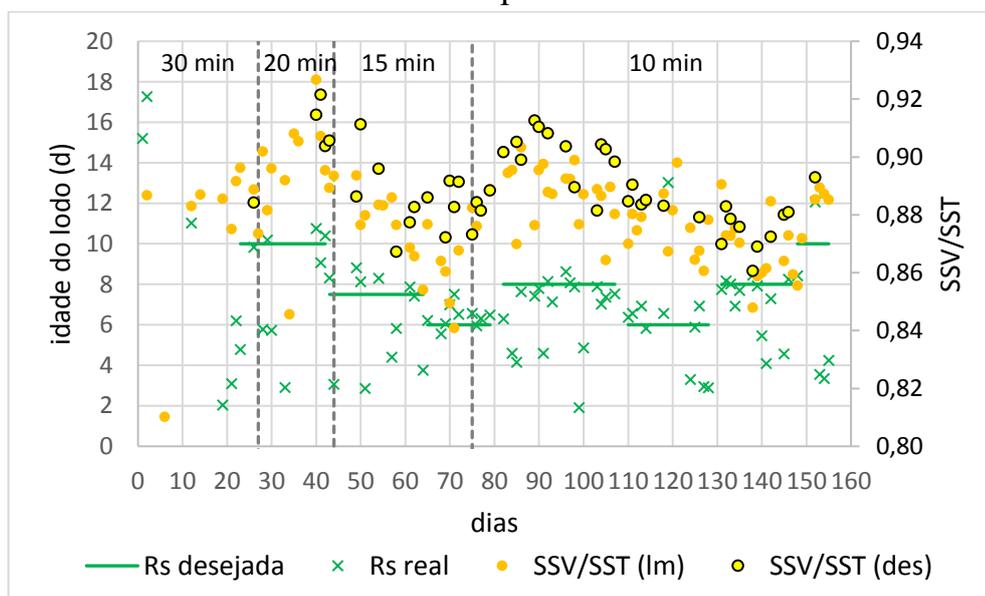
Nos Gráficos 20 e 21, são ilustradas as concentrações de sólidos suspensos do descarte intencional de lodo e suas razões SSV/SST, os valores das idades do lodo e as relações SSV/SST do licor misto.

Gráfico 20 - Concentrações de SST e SSV e razões SSV/SST do descarte intencional - Fase I



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 21 - Valores das idades do lodo e razões SSV/SST do licor misto e descarte intencional - Fase I

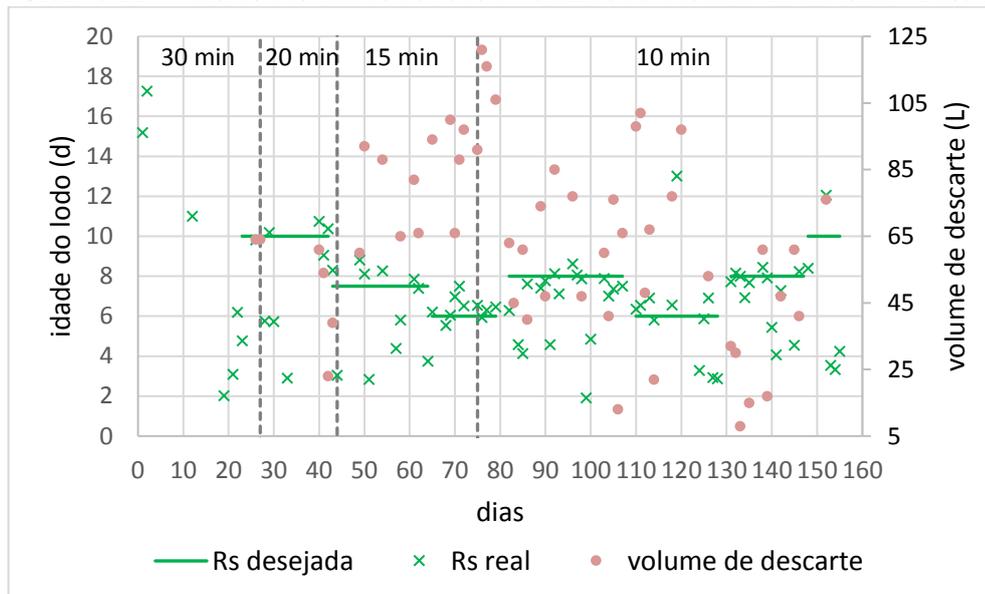


Fonte: Autor (2020)

As relações SSV/SST do lodo descartado foram altas, apresentando valores entre 0,86 e 0,92, com uma média de 0,89. Portanto, o lodo apresentou um grau muito baixo de mineralização, o que implicaria na necessidade de um maior nível de digestão caso fosse posteriormente tratado. Wagner (2011) também observou elevadas razões SSV/SST em um reator operado com esgoto sanitário, obtendo o valor de 0,92 após o processo completo de granulação. Liu et al. (2010) obtiveram razões SSV/SST acima de 0,90 utilizando esgoto doméstico e industrial. As idades do lodo apresentaram grande variabilidade ao longo do tempo, não apresentando períodos estáveis com diferentes valores para que se pudesse avaliar o seu efeito no grau de mineralização da biomassa.

No Gráfico 22, os volumes do descarte intencional de lodo são apresentados. Houve grande variabilidade mesmo para idades do lodo semelhantes. Isto ocorreu devido às mudanças nas concentrações de sólidos no reator e no efluente.

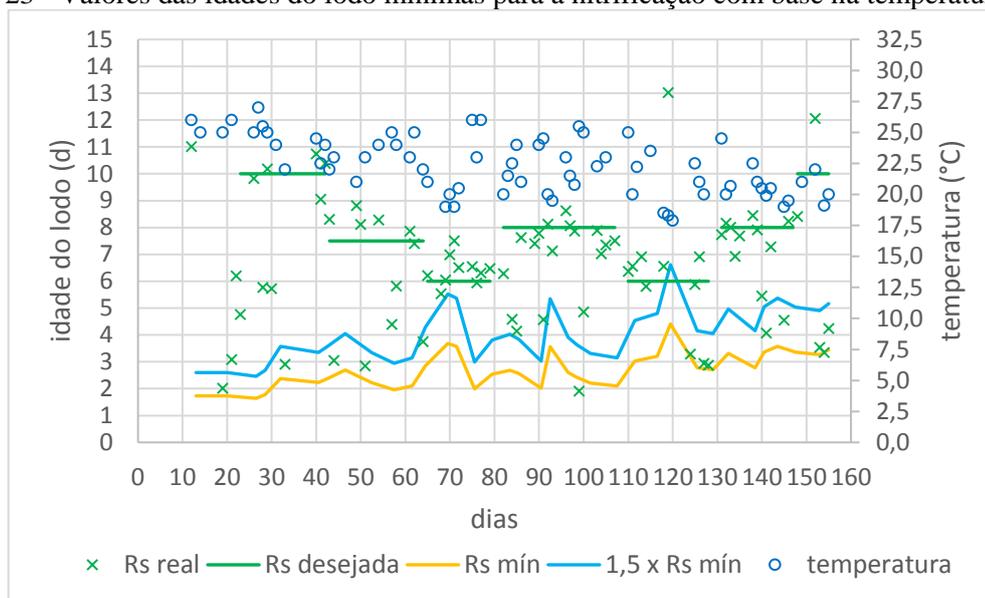
Gráfico 22 - Valores das idades do lodo e volumes do descarte intencional - Fase I



Fonte: Autor (2020)

No Gráfico 23, são apresentadas as idades de lodo mínimas ( $R_{s,min}$ ) para o desenvolvimento das bactérias *Nitrosomonas* com base nas temperaturas do licor misto. Também são apresentados esses valores multiplicados por 1,5 como fator de segurança (PIVELI, 2017). As Equações (7) e (8) foram utilizadas para esse cálculo e se adotou a taxa específica máxima de crescimento das nitrificantes a 20°C ( $\mu_{n,máx20}$ ) igual a 0,33 d<sup>-1</sup>, a constante de decaimento ( $b_{n,20}$ ) nessa temperatura equivalente a 0,04 d<sup>-1</sup> e o fator de correção de temperatura ( $\Theta$ ) igual a 1,123 e 1,029 para “ $\mu_{n,máx20}$ ” e “ $b_{n,20}$ ”, respectivamente (PIVELI, 2017).

Gráfico 23 - Valores das idades do lodo mínimas para a nitrificação com base na temperatura - Fase I

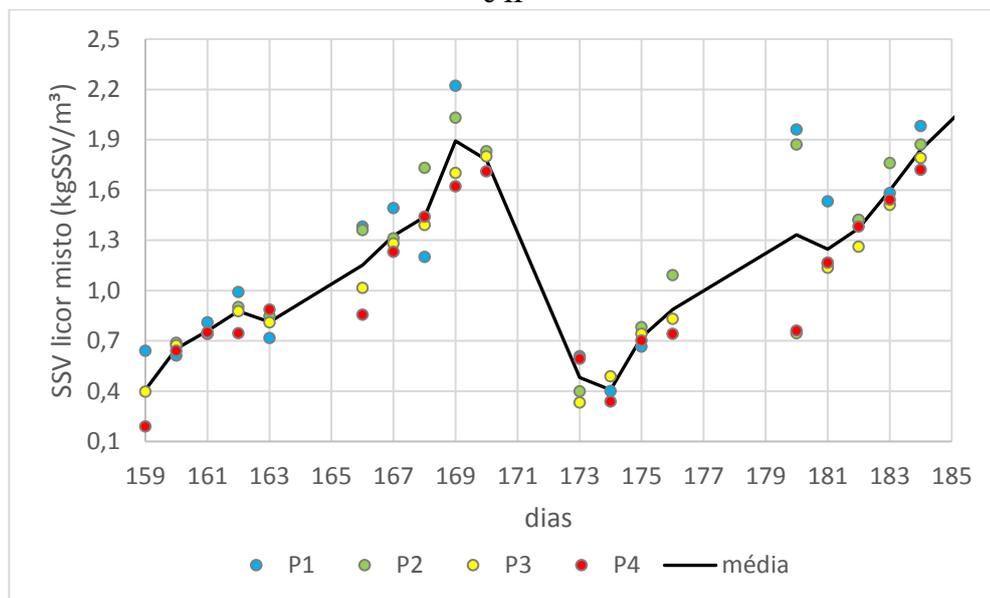


Algumas idades do lodo estiveram abaixo dos limites mínimos para a nitrificação, porém, majoritariamente, os valores calculados foram suficientes para a ocorrência desse fenômeno. Considerando esse resultado e o efeito da idade do lodo num intervalo de tempo maior que a medição de um único dia, pode-se afirmar que as idades do lodo foram adequadas para a nitrificação com base na temperatura.

### 5.7.2 Recuperação de sólidos entre as fases I e II

A perda de sólidos entre os dias operacionais 170 e 173, mostrada no Gráfico 24, ocorreu devido ao defeito de funcionamento da válvula solenoide de ar, que se manteve aberta durante o começo da alimentação/descarte. Nota-se que a duração do crescimento de SSV nos dois períodos de recuperação da biomassa foi cerca de 10 dias, evidenciando a boa capacidade do sistema para o crescimento do lodo.

Gráfico 24 - Concentrações de SSV do licor misto por pontos de amostragem - período entre as fases I e II

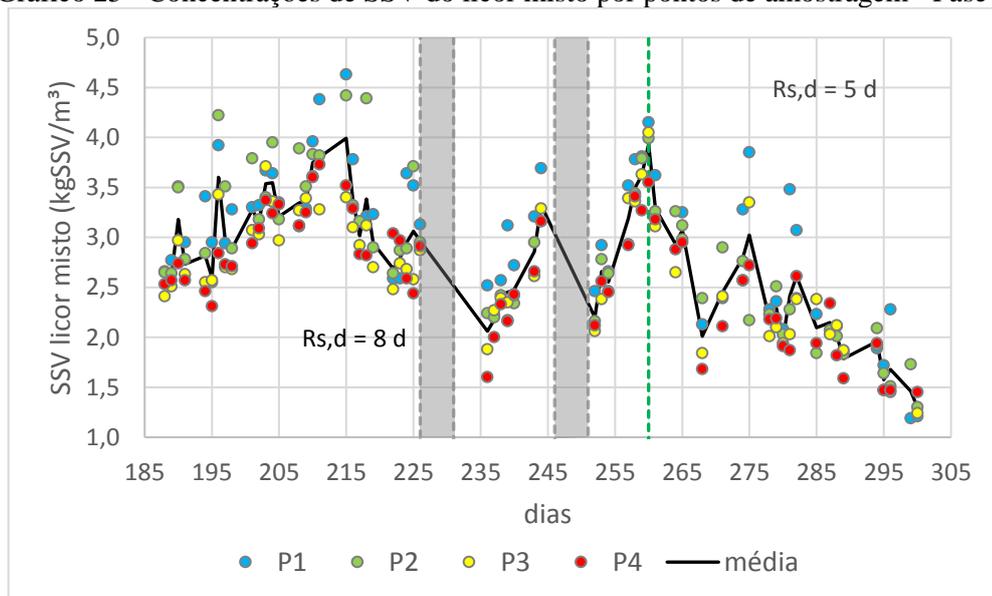


Fonte: Autor (2020)

### 5.7.3 Fase II

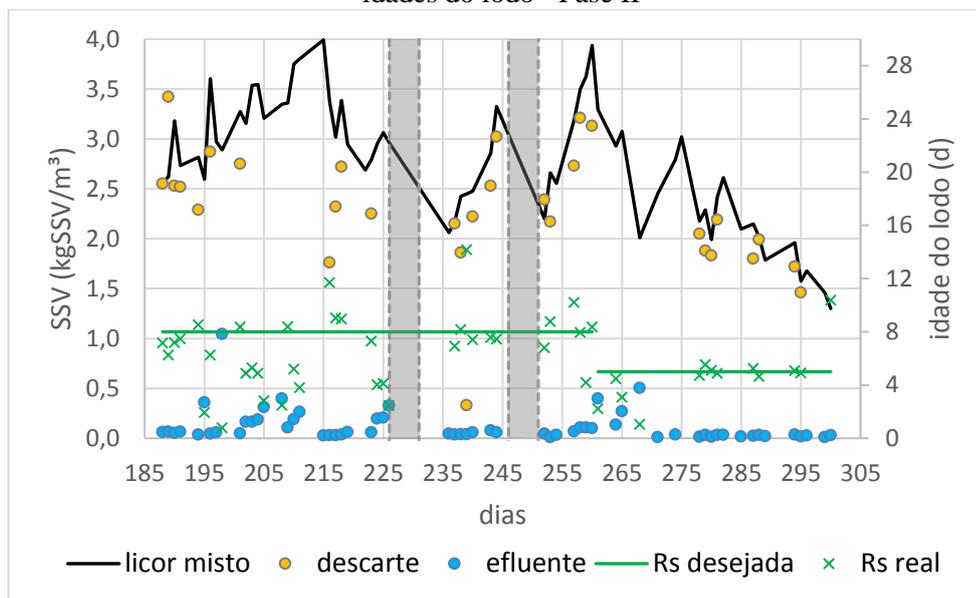
As concentrações de SSV do licor misto por pontos de amostragem são apresentadas no Gráfico 25. Nos Gráficos 26 a 28, são mostradas as concentrações de sólidos suspensos do licor misto, descarte intencional e efluente tratado, assim como as idades do lodo.

Gráfico 25 - Concentrações de SSV do licor misto por pontos de amostragem - Fase II



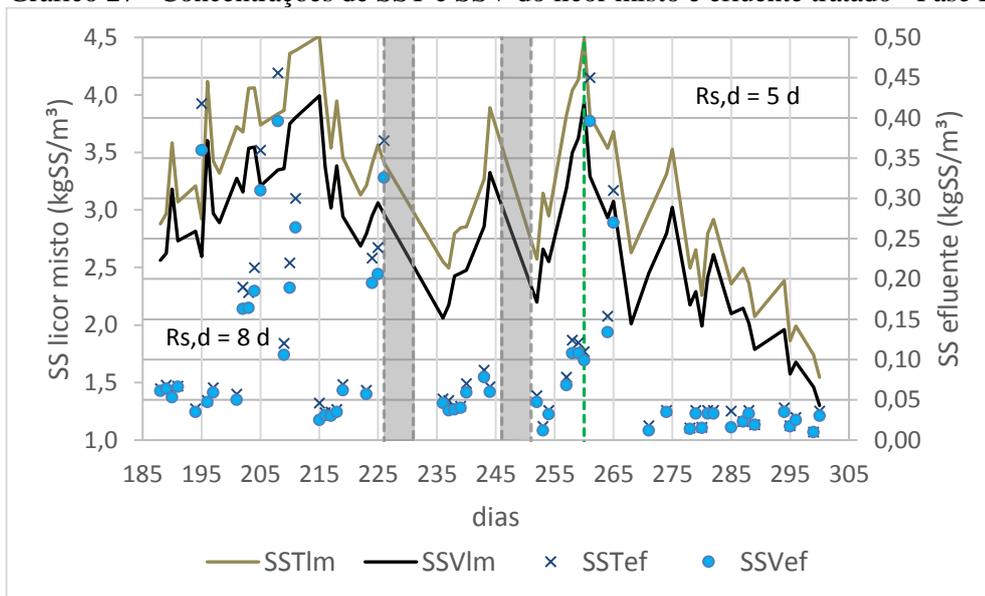
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 26 - Concentrações de SSV do licor misto, efluente tratado e descarte intencional e valores das idades do lodo - Fase II



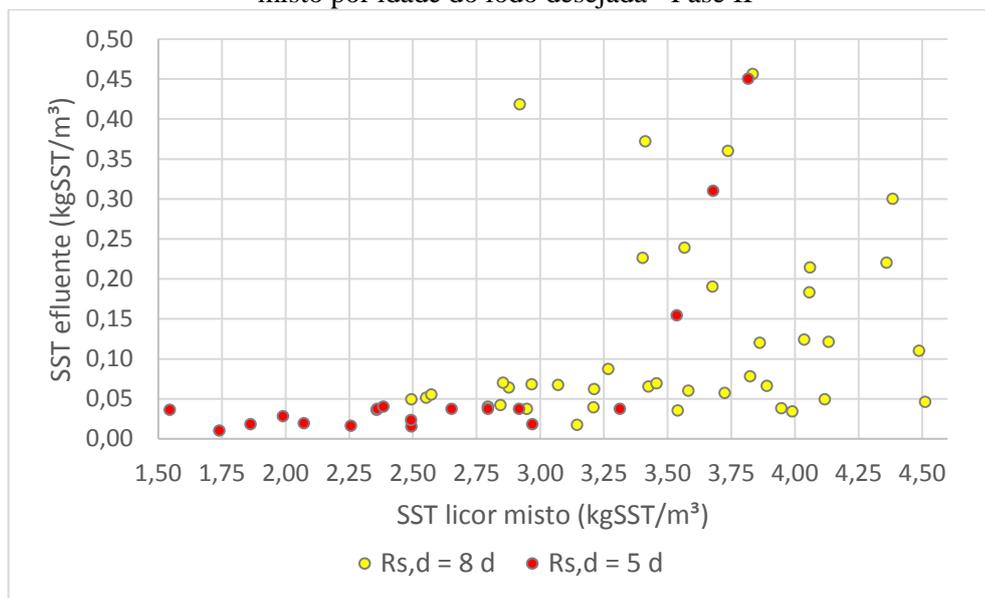
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 27 - Concentrações de SST e SSV do licor misto e efluente tratado - Fase II



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 28 - Concentrações de SST do efluente tratado em função das concentrações de SST do licor misto por idade do lodo desejada - Fase II



Fonte: Autor (2020)

Os valores de SSV durante o período em que se adotou a idade do lodo de 8 dias variaram entre 2,06 e 3,99 kgSSV.m<sup>-3</sup>, resultando numa média de 3,04 kgSSV.m<sup>-3</sup>. As concentrações de sólidos diminuíram em função das paradas da elevatória, mas tiveram rápida recuperação. No período da idade do lodo desejada de 5 dias, as concentrações de SSV se situaram entre 1,30 e 3,29 kgSSV.m<sup>-3</sup>, apresentando uma média equivalente a 2,24 kgSSV.m<sup>-3</sup> e a tendência foi de queda durante o período, influenciada pela maior remoção de biomassa.

Da mesma maneira que na fase I, houve excessivas perdas de sólidos no efluente em muitos dias. No Gráfico 28, mostra-se que a partir de cerca de 3,4 kgSST.m<sup>-3</sup> no reator, o efluente teve concentrações muito elevadas de SST em vários dias, acima de 0,1 kgSST.m<sup>-3</sup>, por exemplo. Nota-se também que, a partir do 271º dia de operação, o efluente sempre esteve com uma concentração de SST abaixo de 40 mgSST.L<sup>-1</sup>. As menores concentrações de sólidos no reator e melhor sedimentabilidade do lodo nesse período favoreceram menos perdas no efluente tratado. Isso evidencia uma dificuldade na manutenção de maiores concentrações de lodo no reator sem comprometer a qualidade do efluente.

Algumas estatísticas das idades do lodo são mostradas na Tabela 17. Em alguns descartes realizados durante a sedimentação, houve muita retirada de efluente e pouca de lodo devido à menor altura da interface sólido/líquido durante a sedimentação. Isso acarretou em grandes diferenças entre a estimativa da concentração de SSV do lodo de descarte e a obtida na análise de sólidos, implicando em falhas no controle da idade do lodo. Para evitar novos episódios semelhantes e pela maior praticidade, adotou-se o descarte durante a aeração a partir

do 260° dia de operação, conforme mencionado anteriormente. Tal período abrangeu todo o tempo em que se adotou a idade do lodo desejada de 5 dias. Nos dias 299 e 300, o descarte intencional não foi realizado devido ao baixo valor de SSV no reator, o que resultou em idades do lodo muita acima das desejadas, iguais a 34,9 e 10,4 dias, sucessivamente.

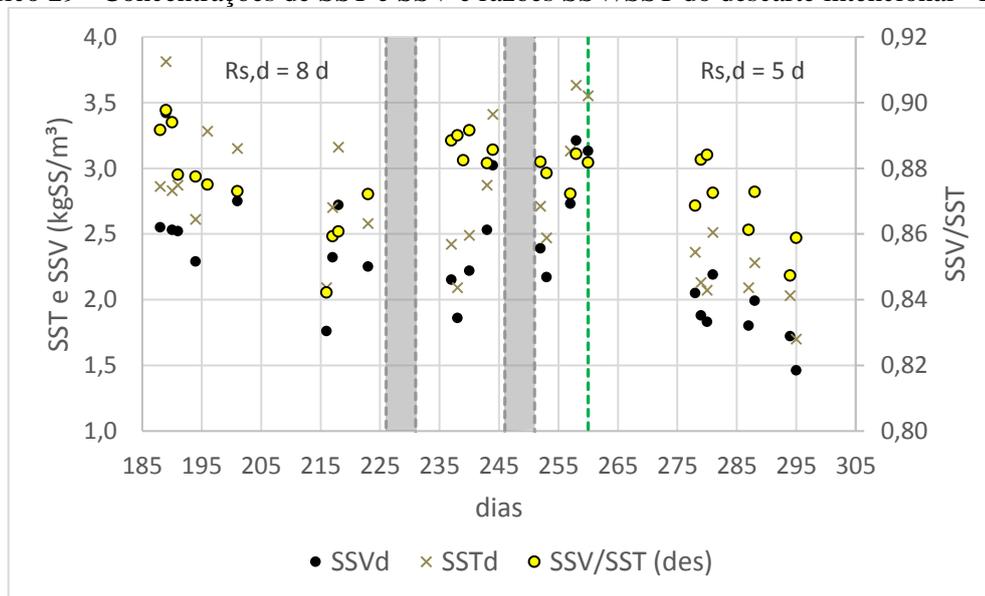
Tabela 17 - Resumo das idades do lodo - Fase II

Período de operação (dias)	Idades do lodo (d)				
	Desejada	Real			
		Total		Controladas	
		Média	N	Média	N
188 - 260	8	6,6	36	8,3	22
261 - 300	5	6,9 <sup>12</sup>	14	5,0	8

Fonte: Autor (2020)

Nos Gráficos 29 e 30, são mostradas as concentrações de sólidos suspensos do lodo descartado, suas razões SSV/SST, as idades do lodo e a relação SSV/SST do lodo do licor misto. Nessa fase, também se observou uma alta razão SSV/SST: o lodo descartado apresentou uma relação SSV/SST entre 0,84 e 0,90 e uma média de 0,88.

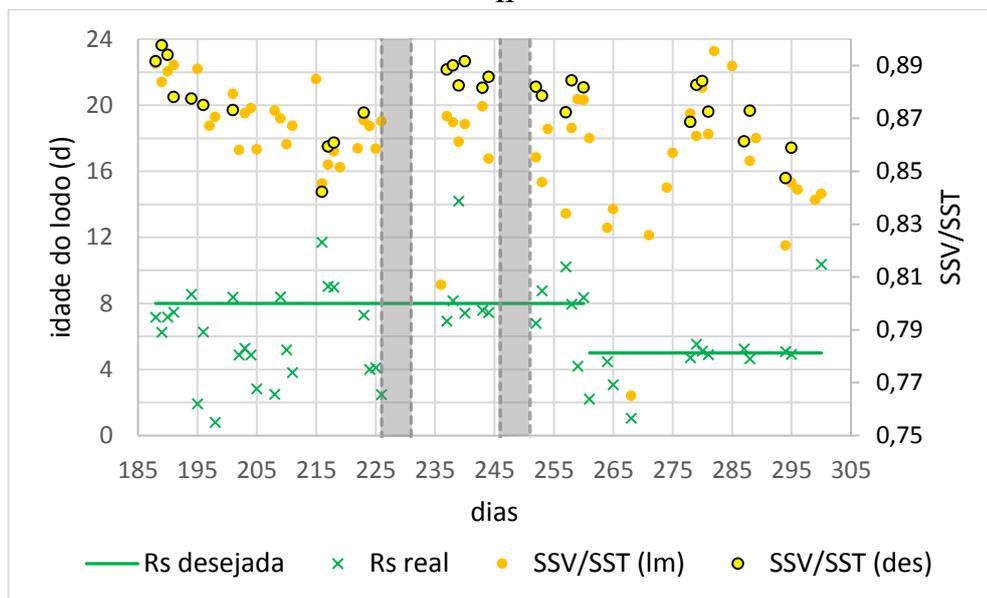
Gráfico 29 - Concentrações de SST e SSV e razões SSV/SST do descarte intencional - Fase II



Fonte: Autor (2020)

<sup>12</sup> A média é igual a 4,2 d se os resultados dos 299° e 300° dias de operação forem desconsiderados

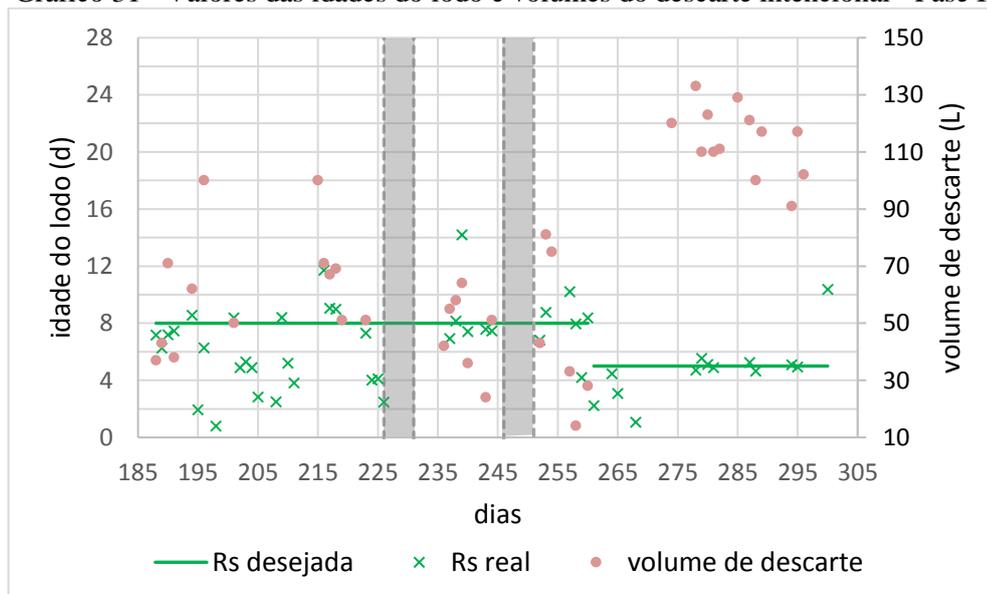
Gráfico 30 - Valores das idades do lodo e razões SSV/SST do licor misto e descarte intencional - Fase II



Fonte: Autor (2020)

Verifica-se, pelo Gráfico 31, um aumento significativo dos volumes do descarte intencional durante o período em que se adotou a idade do lodo desejada de 5 dias, motivado tanto pela redução desse valor quanto pela menor perda de sólidos no efluente tratado. Nesse período, foi observada uma menor variabilidade nos volumes descartados em função da maior estabilidade da perda de SSV no efluente.

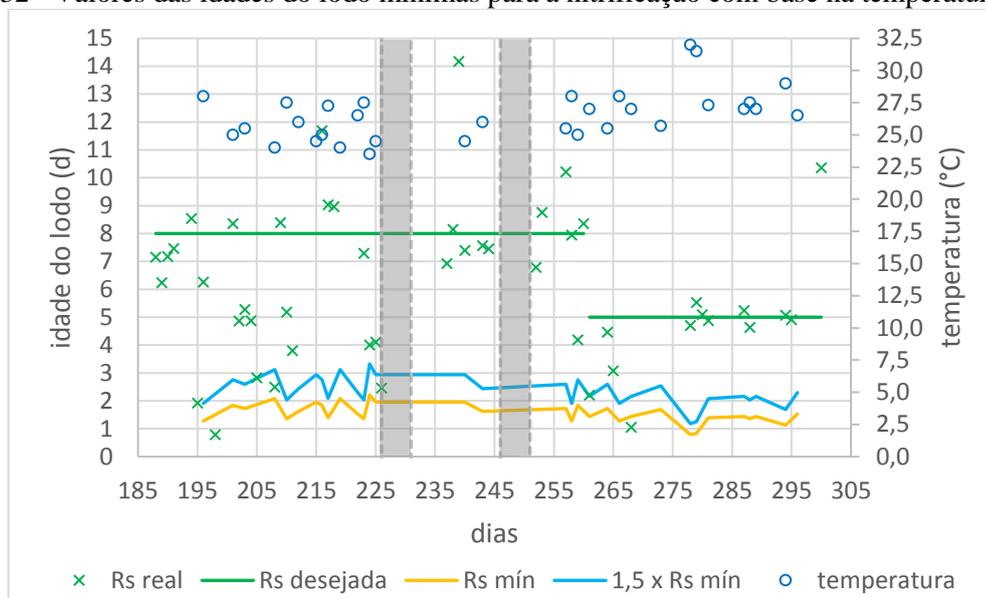
Gráfico 31 - Valores das idades do lodo e volumes do descarte intencional - Fase II



Fonte: Autor (2020)

As idades de lodo mínimas para o desenvolvimento das bactérias *Nitrosomonas* com base nas temperaturas do licor misto são apresentadas no Gráfico 32. Os valores da idade do lodo real também foram adequados para a ocorrência da nitrificação.

Gráfico 32 - Valores das idades do lodo mínimas para a nitrificação com base na temperatura - Fase II

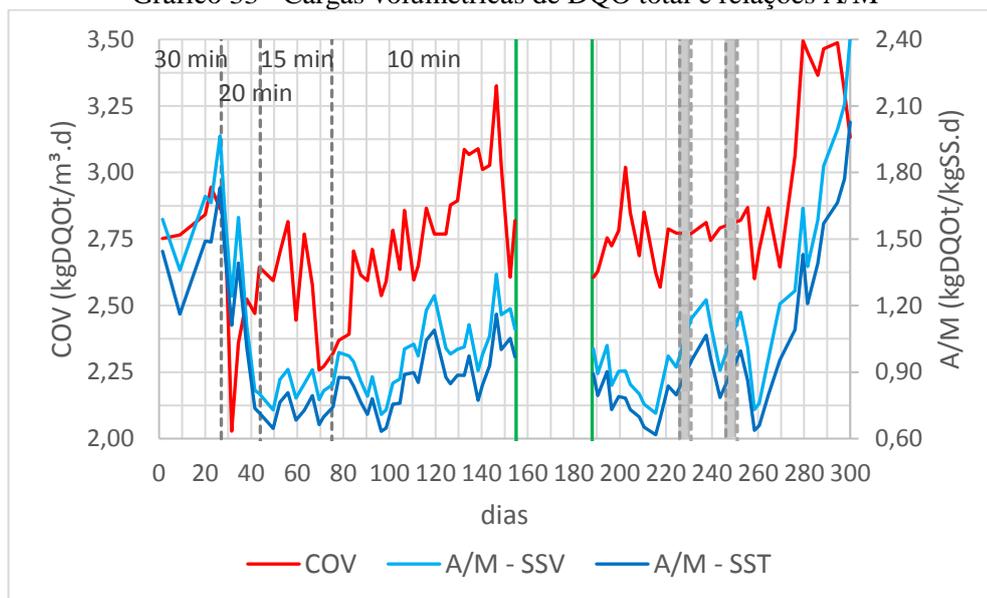


## 5.8 Carga orgânica volumétrica e relação alimento/microrganismo

Nos Gráficos 33 e 34, são apresentadas as cargas volumétricas de DQO total e solúvel e as razões A/M para as concentrações de SST e SSV<sup>13</sup>. Apesar do SSV ser uma medição mais representativa dos microrganismos do lodo, o cálculo com o SST também foi realizado devido à apresentação da relação A/M com o SST ou da evolução de sólidos do licor misto por este parâmetro em algumas literaturas. Considerou-se nesses gráficos, as concentrações médias de DQO total e DQO solúvel do esgoto bruto iguais a 749 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> e 285 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>, respectivamente. Também foram utilizados todos os dados das vazões afluentes e dos volumes úteis do reator.

<sup>13</sup> Média aritmética dos dias, cargas orgânicas volumétricas e razões A/M a cada 2 conjuntos de dados

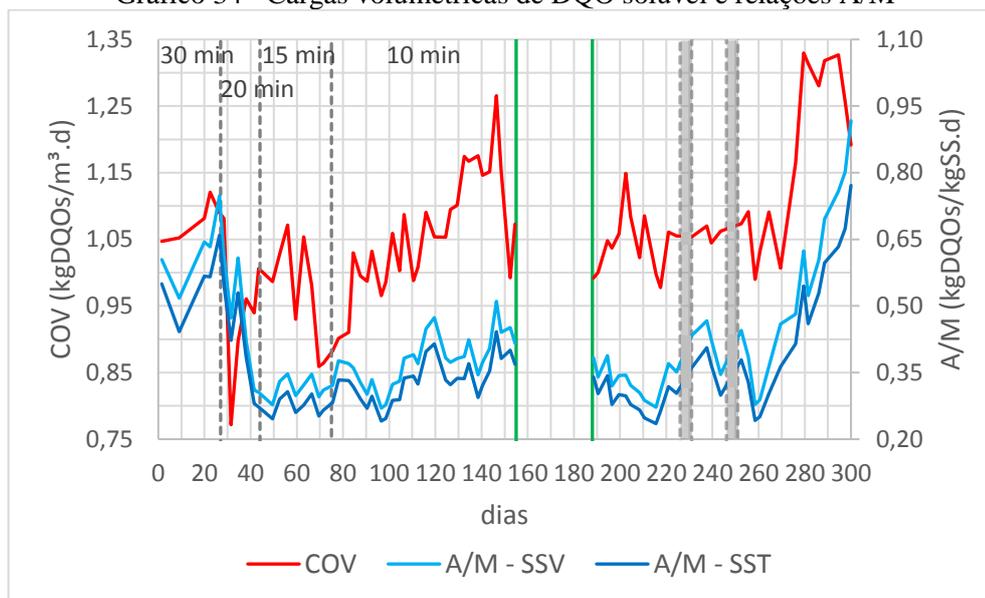
Gráfico 33 - Cargas volumétricas de DQO total e relações A/M



Fonte: Autor (2020)

Os valores médios da carga orgânica volumétrica de DQO total foram de 2,70 e 2,90  $\text{kgDQOt}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$  para as fases I e II, respectivamente. Conforme relatado, a partir do 274º dia de operação, a vazão da bomba foi elevada intencionalmente para o aumento da carga orgânica aplicada. A elevação da COV foi uma manobra empregada em outros estudos de lodo granular (DE KREUK; VAN LOOSDRECHT, 2006; NI et al., 2009; WAGNER; DA COSTA, 2013). Entretanto, nesta pesquisa, não se obteve o efeito desejado para a melhora da granulação. Até esse dia, a média calculada para a fase II foi igual a  $2,75 \text{ kgDQOt}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ . Após esse período, essa média foi de  $3,40 \text{ kgDQOt}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ . Tais valores são superiores aos utilizados por alguns estudos que usaram esgoto sanitário, nos quais foram relatados o emprego de cargas orgânicas volumétricas entre 0,9 e  $1,3 \text{ kgDQOt}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ . Algumas relações A/M que puderam ser deduzidas desses estudos foram menores, por exemplo, até  $0,72 \text{ kgDQOt}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$  (DANTAS, 2018),  $0,51 \text{ kgDQOt}\cdot\text{kgSST}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$  (DERLON et al., 2016) e  $0,33 \text{ kgDQOt}\cdot\text{kgSSV}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$  (NI et al., 2009). Muitas pesquisas não explicitaram as razões A/M resultantes apesar de ser um parâmetro influente na granulação, importante para os processos de tratamento num sistema de lodo ativado e diretamente associado com o volume útil de um reator.

Gráfico 34 - Cargas volumétricas de DQO solúvel e relações A/M



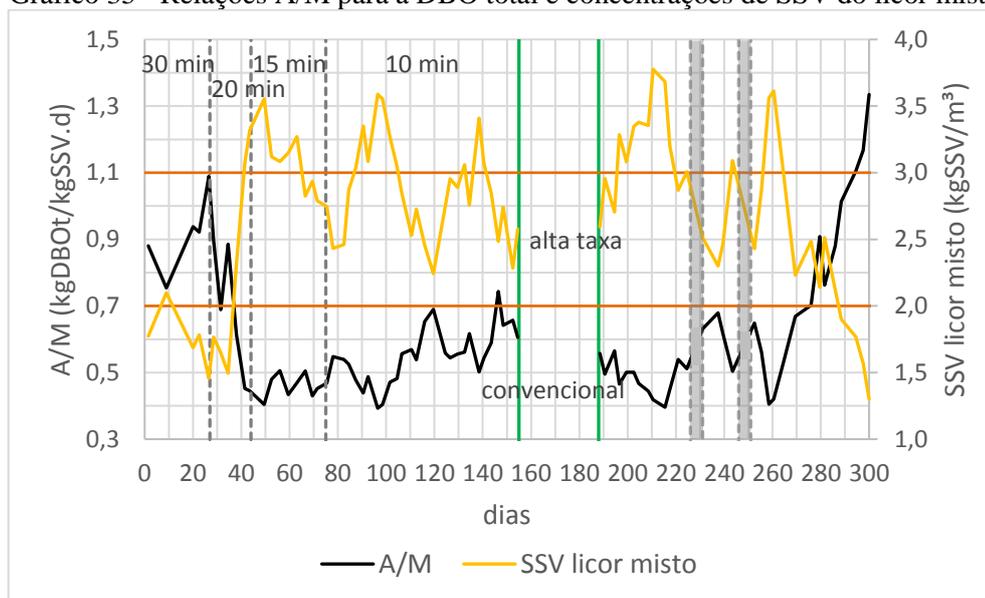
Fonte: Autor (2020)

Na fase I, a carga volumétrica de DQO solúvel apresentou uma média de  $1,03 \text{ kgDQOs} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ . Durante a fase II, até o dia 274, esse valor foi igual a  $1,05 \text{ kgDQOs} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ , elevando-se para uma média de  $1,29 \text{ kgDQOs} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  após esse dia até o final da pesquisa. A média total da fase II foi igual a  $1,10 \text{ kgDQOs} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ . Diferentemente da carga volumétrica de DQO total, a solúvel apresentou valores mais próximos de alguns estudos, nos quais foram reportados ou puderam ser calculados valores entre  $0,41$  e  $2,0 \text{ kgDQOs} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  (DANTAS, 2018; DERLON, 2016; LIU et al., 2010; NI et al., 2009; SANDOVAL, 2019; WAGNER; DA COSTA, 2013). Essas observações indicam uma aplicação de carga volumétrica de material orgânico particulado mais elevada em comparação com outras pesquisas, o que pode ser um empecilho para a granulação, levando-se em consideração que a presença de substrato particulado pode reduzir a cinética de formação dos grânulos (WAGNER et al., 2015).

As relações A/M para a DBO total (valor médio de  $415 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ ), as concentrações de SSV do licor misto e as idades do lodo reais<sup>14</sup> são apresentadas nos Gráficos 35 e 36. As indicações das faixas de modalidades de lodo ativado (alta taxa, convencional e aeração prolongada) são referentes à relação A/M para o Gráfico 35 e à idade do lodo para o Gráfico 36. Ambas as recomendações desses parâmetros para as diferentes modalidades de lodo ativado foram baseadas na norma NBR 12209 (ABNT, 2011), de acordo com a Tabela 3.

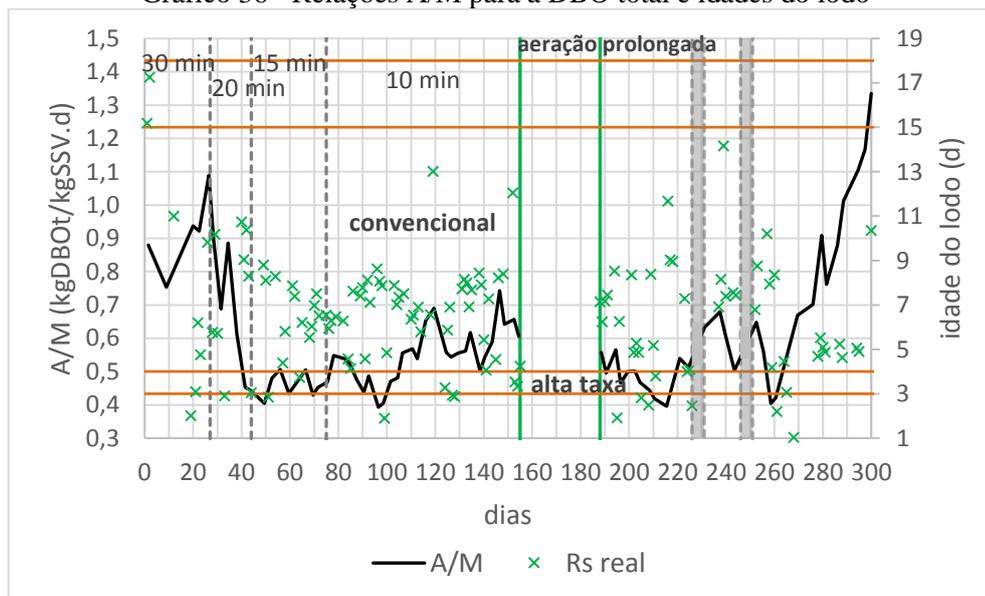
<sup>14</sup> Os dias, as razões A/M e as concentrações de SSV correspondem à média aritmética a cada 2 conjuntos de dados.

Gráfico 35 - Relações A/M para a DBO total e concentrações de SSV do licor misto



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 36 - Relações A/M para a DBO total e idades do lodo



Fonte: Autor (2020)

Entre os dias 36 e 274, a relação A/M apresentou, majoritariamente, valores condizentes com os aplicados em processos de lodo ativado convencional, ou seja, com uma razão A/M entre 0,2 e 0,7 kgDBOt.kgSSV<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup> (ABNT, 2011). A maioria dos valores das idades de lodo também são condizentes com esse tipo de modalidade de lodo ativado, porém alguns dados se situaram em valores recomendados para uma operação em alta taxa, mesmo com uma aplicação de razão A/M desejável para um sistema de lodo ativado convencional e da tentativa de controle da idade do lodo a valores mais elevados.

No começo da fase I e no final da fase II, a aplicação de maiores razões A/M, em valores recomendados para uma operação em alta taxa, tiveram influência das menores concentrações de SSV no reator nesses períodos.

Foram aplicadas razões A/M entre 0,40 e 1,10 kgDBO.t.kgSSV<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>, aproximadamente, até o 70° dia, anteriores à observação de grânulos visíveis no reator. Para a concentração média de DBO solúvel igual a 176 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>, esses valores correspondem a 0,17 e 0,47 kgDBOs.kgSSV<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>. Sandoval (2019) relatou valores médios entre 0,19 e 0,32 kgDBOs.kgSSV<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>, obtendo a formação do LGA no mesmo reator piloto, portanto, dentro de uma faixa também aplicada na presente pesquisa.

## **5.9 Esgoto bruto e efluente tratado**

Na fase I, as análises de caracterização do esgoto bruto e do efluente tratado foram iniciadas no período de menor tempo de sedimentação do ciclo, quando os estágios das bateladas foram estabilizados e o lodo esteve melhor desenvolvido para a granulação, já com a presença de alguns grânulos. Assim, o monitoramento analítico começou no 82° dia operacional, 7 dias após a mudança do tempo de sedimentação para 10 minutos. Na fase II, as análises foram iniciadas no 189° dia, já no começo da fase.

### **5.9.1 Resumo dos resultados de caracterização do esgoto bruto e efluente tratado e das eficiências de tratamento**

Alguns dados estatísticos de caracterização do esgoto bruto e efluente tratado e das eficiências de tratamento são apresentados nas Tabelas 18 a 20.

Tabela 18 - Resumo de caracterização dos parâmetros analíticos do esgoto bruto e efluente tratado

Parâmetros	Unidade	Esgoto bruto			Efluente tratado					
					Fase I			Fase II		
		Média	N <sup>15</sup>	CV <sup>16</sup>	Média	N	CV	Média	N	CV
pH	---	6,9	33	0,04	6,1	19	0,06	6,4	13	0,06
alcalinidade	mgCaCO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup>	224	31	0,10	20	18	0,62	30	13	0,82
SST	mgSST.L <sup>-1</sup>	289	28	0,41	88	96	0,91	112	63	1,09
SSV	mgSSV.L <sup>-1</sup>	241	27	0,33	79	96	0,88	98	63	1,09
DQO total	mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>	749	30	0,31	149	18	0,24	208	9	0,56
DQO solúvel	mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>	285	31	0,27	65	18	0,22	44	10	0,26
DBO total	mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>	415	14	0,22	104	10	0,36	117	6	0,59
DBO solúvel	mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup>	176	15	0,26	8,6	10	0,57	5,0	6	0,51
NTK	mgN-NTK.L <sup>-1</sup>	84	30	0,15	24	19	0,39	27	11	0,50
NT <sup>17</sup>	mgN-NT.L <sup>-1</sup>	84	30	0,15	46	15	0,22	48	9	0,36
Amônia	mgN-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> .L <sup>-1</sup>	57	30	0,14	6,0	19	0,60	9,2	12	0,59
Nitrito	mgN-NO <sub>2</sub> <sup>-</sup> .L <sup>-1</sup>	---	---	---	19	16	0,17	14	14	0,54
Nitrato	mgN-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> .L <sup>-1</sup>	---	---	---	1,5	16	0,16	3,6	13	0,97
P total	mgP-PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> .L <sup>-1</sup>	8,6	25	0,30	4,6	17	0,38	5,8	13	0,29
Ortofosfato	mgP-PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> .L <sup>-1</sup>	5,8	29	0,25	2,3	16	0,32	2,4	13	0,35

Fonte: Autor (2020)

Tabela 19 - Resumo das eficiências de remoção no tratamento de esgoto - Fase I

Bruto	Efluente	Média (%)	N	CV	Mínima (%)	Máxima (%)
DQO total	DQO total	78	18	0,11	50	90
	DQO solúvel	90	18	0,05	77	95
DQO solúvel	DQO solúvel	75	18	0,09	60	85
DBO total	DBO total	75	9	0,09	60	82
	DBO solúvel	98	9	0,01	97	99
DBO solúvel	DBO solúvel	96	9	0,02	93	99
NT		43	15	0,27	30	74
Amônia		90	18	0,06	83	98
Fósforo total		41	12	0,49	13	76
Ortofosfato		59	15	0,25	39	80

Fonte: Autor (2020)

<sup>15</sup> Número de dados<sup>16</sup> Coeficiente de variação<sup>17</sup> O nitrogênio total (NT) do esgoto bruto é equivalente ao NTK, pois se admitiu concentrações insignificantes de nitrito e nitrato no esgoto afluente. Os valores de NT do esgoto efluente equivalem à soma das concentrações de NTK, nitrito e nitrato dos dados não excluídos. Portanto, não se aplicou o critério de exclusão de “outliers” para os valores de NT, uma vez que os dados de NTK, nitrito e nitrato já foram considerados representativos.

Tabela 20 - Resumo das eficiências de remoção no tratamento de esgoto - Fase II

<b>Bruto</b>	<b>Efluente</b>	<b>Média (%)</b>	<b>N</b>	<b>CV</b>	<b>Mínima (%)</b>	<b>Máxima (%)</b>
DQO total	DQO total	75	8	0,20	51	90
	DQO solúvel	94	9	0,02	92	97
DQO solúvel	DQO solúvel	86	10	0,05	80	95
DBO total	DBO total	69	5	0,29	49	95
	DBO solúvel	99	5	0,01	98	99
DBO solúvel	DBO solúvel	97	6	0,02	95	99
NT		49	7	0,39	31	88
Amônia		85	11	0,12	63	97
Fósforo total		36	9	0,65	5	61
Ortofosfato		61	11	0,23	44	98

Fonte: Autor (2020)

### 5.9.2 Caracterização do esgoto bruto

Conforme mencionado, o esgoto bruto afluente era composto em parte pelos despejos dos alojamentos estudantis do CRUSP, possuindo, portanto, características de esgoto doméstico. Entretanto, havia a influência do restaurante universitário, que contribuía com a presença de óleos e surfactantes. Além disso, por ser originado de uma parcela da USP, o esgoto estava sujeito a uma menor contribuição dos moradores e do restaurante no período de recesso escolar, e a extensão da rede coletora e adutora até o CTH era relativamente curta, o que diminuía a potencialidade de diluição do esgoto por infiltração. Os períodos de recesso ocorreram, aproximadamente, entre os dias operacionais 109 a 139 (julho) e 262 a 300 (dezembro e começo de janeiro). No entanto, no mês de julho, quando foram realizadas mais análises em comparação com o recesso de final de ano, não se observou concentrações muito diferentes das analisadas no período das aulas.

No 53º dia, foi realizada uma análise de óleos e graxas do esgoto bruto, obtendo-se uma concentração de 98 mgMSH.L<sup>-1</sup>. Os esgotos sanitários apresentam concentrações de óleos e graxas geralmente na faixa de 50 a 100 mgMSH.L<sup>-1</sup> (PIVELI; KATO, 2006). A presença de gordura era constante nos tanques de separação de água e óleo e muitas vezes em abundância devido à influência do restaurante universitário no esgoto afluente. Também se observava muita formação de espuma durante a aeração pela presença de surfactantes. A maior resistência à degradação biológica dos lipídios conduz à inibição do crescimento de certos microrganismos, como os nitrificantes, e os detergentes podem exercer efeitos tóxicos sobre os ecossistemas aquáticos (PIVELI; KATO, 2006). Assim, a presença desses compostos no esgoto bruto afluente era temerária para a granulação do lodo. Entretanto, esse processo ocorreu, ainda que

de maneira não totalmente satisfatória, e também no estudo conduzido por Sandoval (2019), no qual se utilizou o mesmo esgoto bruto. Na presente pesquisa, também houve o crescimento da biomassa e a remoção de matéria orgânica e nutrientes, de modo que as características particulares desse esgoto podem ter trazido maior dificuldade ao processo de granulação, porém não devem ser consideradas como um fator impeditivo.

A classificação dos esgotos sanitários em relação à concentração de alguns parâmetros analíticos é mostrada na Tabela 21.

Tabela 21 - Classificação dos esgotos sanitários

Parâmetro	Classificação		
	Concentrado	Médio	Diluído
DBO <sub>5,20</sub> (mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> )	400	220	110
DQO (mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> )	1000	500	250
NTK (mgN-NTK.L <sup>-1</sup> )	85	40	20
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mgN-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> .L <sup>-1</sup> )	50	25	12
P total (mgP-PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup> .L <sup>-1</sup> )	15	8	4

Fonte: Adaptado de Metcalf & Eddy (2016)

De acordo com as médias observadas, o esgoto bruto pode ser classificado como concentrado em relação à DBO, NTK e amônia e médio em relação ao fósforo total. Para a DQO, o esgoto bruto apresentou um valor intermediário na classificação de médio e concentrado. As médias obtidas foram semelhantes às reportadas por Sandoval (2019), o que corrobora a validade estatística dos dados obtidos nesta pesquisa e mostram pouca variação anual do esgoto bruto afluente.

A concentração média de DQO total, igual a 749 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>, é alta em comparação com outros estudos que utilizaram esgoto sanitário, nos quais foram relatados valores entre 95 e 304 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup> (DANTAS et al., 2018; DE KREUK; VAN LOOSDRECHT, 2006; DERLON et al., 2016; GUIMARÃES et al., 2017; NI et al., 2009). A relação DBOt/DQOt foi igual a 0,55. Valores típicos da relação DBO/DQO para esgoto municipal bruto estão na faixa de 0,3 a 0,8. Se essa razão for 0,5 ou maior, o esgoto bruto é considerado facilmente tratável por meios biológicos (METCALF & EDDY, 2016). A DBO particulada equivaleu a 239 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>, o que corresponde a 58% da DBO total. No caso da DQO, essa concentração foi de 464 mgO<sub>2</sub>.L<sup>-1</sup>, ou seja, 62% da DQO total.

O pH do esgoto bruto teve valores próximos à neutralidade, com pouca dispersão de dados, e se verificou uma razão SSV/SST igual a 0,83. O NTK era composto por cerca de 68% de nitrogênio amoniacal e as concentrações de amônia se situaram próximas às reportadas em outros estudos (GUIMARÃES, 2017; LIU et al., 2010; NI et al., 2009). Já as concentrações de

fósforo foram maiores do que as observadas em outras pesquisas (DANTAS et al., 2018; DERLON et al., 2016; GUIMARÃES, 2017).

A relação DBOt/NTK/Pt foi igual a 415/84/8,6, equivalente a 100/20/2, aproximadamente. Com base na composição das células dos microrganismos que formam parte dos tratamentos, costuma-se exigir uma relação DBO/N/P mínima de 100/5/1 em processos aeróbios (PIVELI; KATO, 2006). Portanto, numa avaliação preliminar, sem considerar as frações de nitrogênio e fósforo associadas à matéria orgânica não biodegradável, houve sobra de disponibilidade de nutrientes em relação à matéria orgânica disponível, principalmente para o nitrogênio.

### 5.9.3 Análises do esgoto bruto e efluente tratado

Os gráficos *boxplot* apresentados neste item mostram os valores mínimo, máximo, percentuais de 10% e 90%, média e quartis do conjunto de dados de um determinado parâmetro analítico.

#### 5.9.3.1 pH e alcalinidade

Nos Gráficos 37 a 40, são mostrados os resultados das concentrações de alcalinidade e das medições do pH.

Gráfico 37 - Valores de pH e alcalinidade do esgoto bruto e efluente tratado - evolução temporal

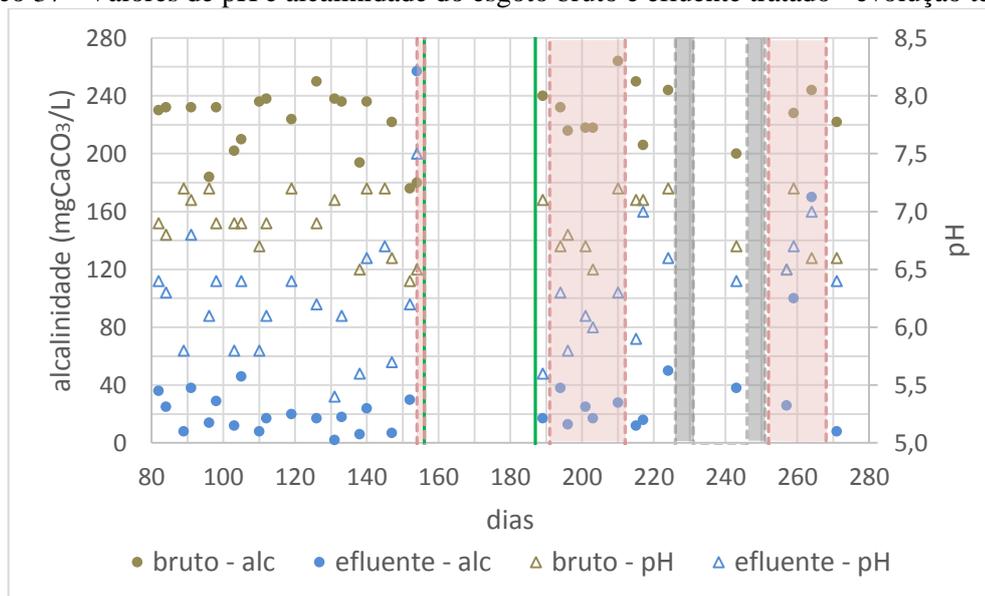
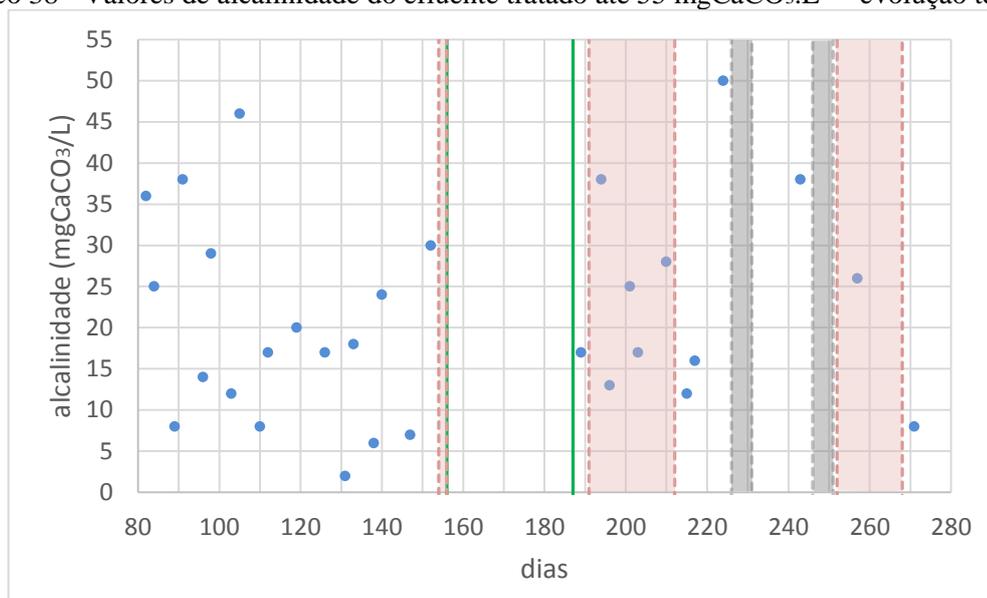
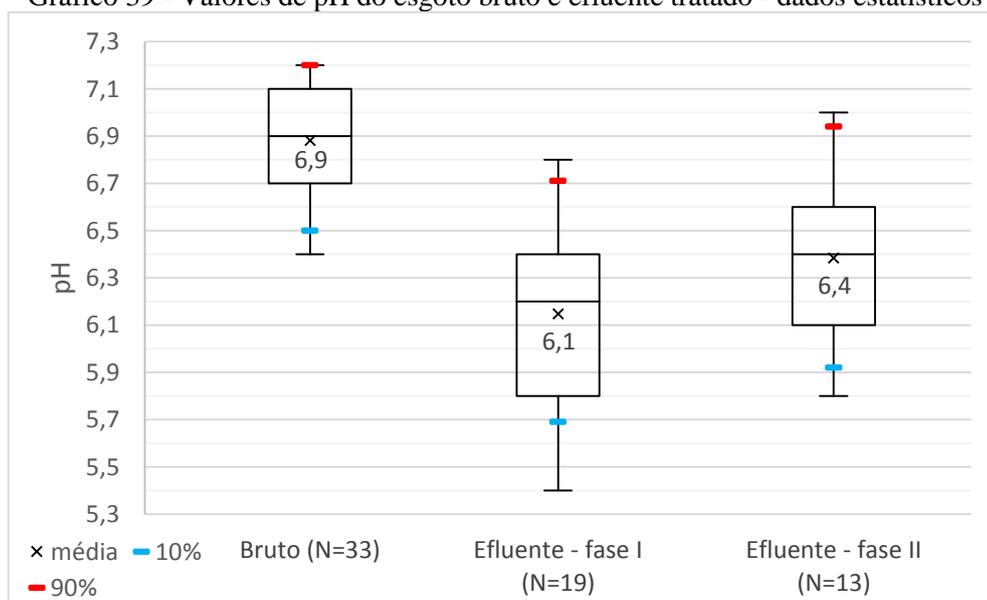


Gráfico 38 - Valores de alcalinidade do efluente tratado até  $55 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$  - evolução temporal

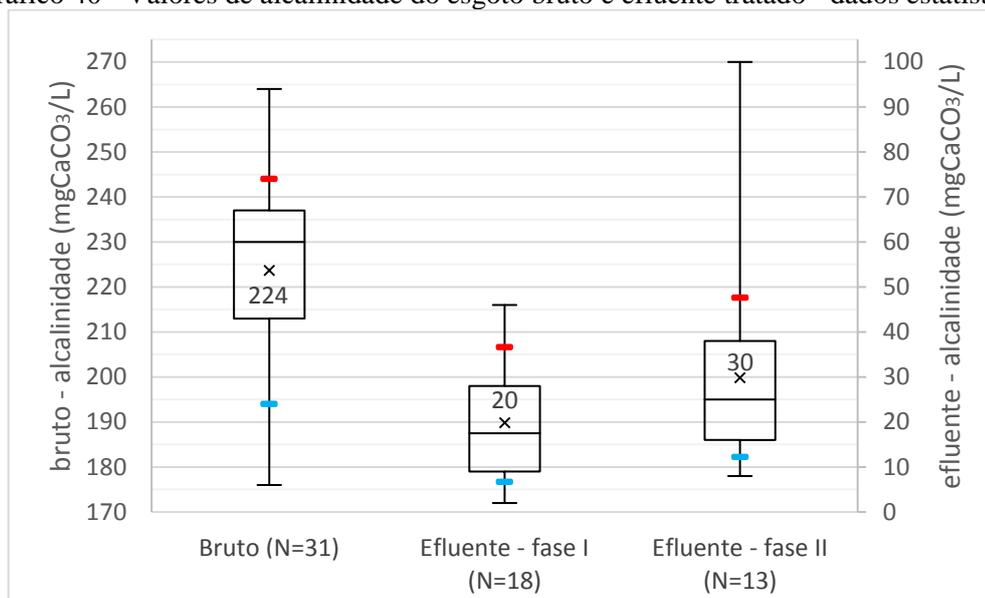
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 39 - Valores de pH do esgoto bruto e efluente tratado - dados estatísticos



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 40 - Valores de alcalinidade do esgoto bruto e efluente tratado - dados estatísticos



Fonte: Autor (2020)

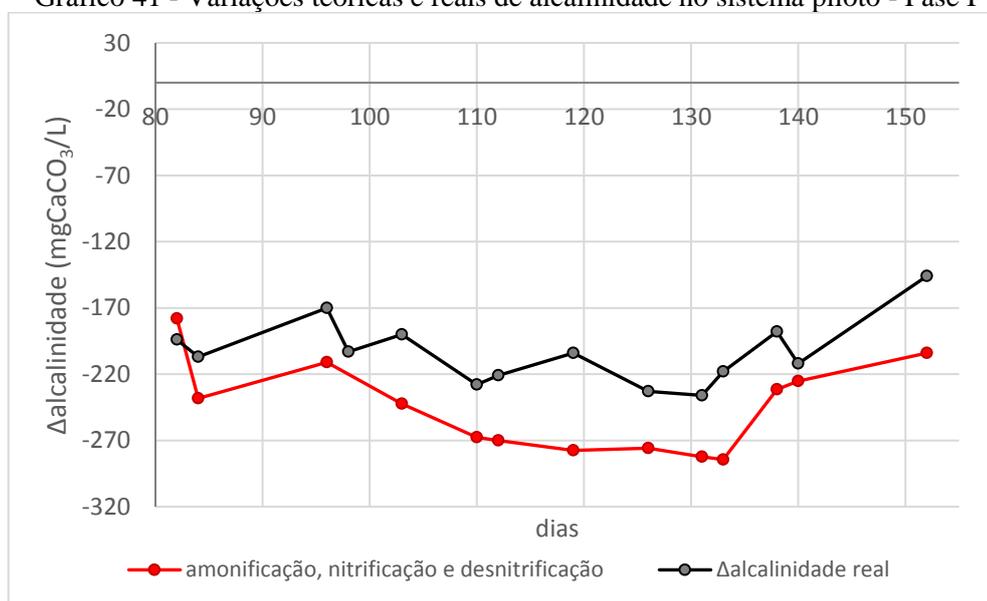
A alcalinidade do esgoto bruto era totalmente consumida, praticamente, influenciando na diminuição dos valores de pH do efluente tratado, que apresentaram significativa diferença em relação ao esgoto bruto. Isso ocorreu devido à nitrificação durante a aeração, como pode ser constatado nos perfis de nitrogênio. Nota-se que a maioria dos valores do efluente tratado se situaram abaixo de  $35 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ . Conforme descrito no item 3.2.2.1, quando a alcalinidade se reduz abaixo deste valor, o pH depende acentuadamente do valor da alcalinidade, que poderá se reduzir a uma faixa fora da neutralidade e, conseqüentemente, afetar sensivelmente a atividade de microrganismos ativos no processo de nitrificação (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999). Além disso, ocorre uma menor disponibilidade de carbono inorgânico para esses microrganismos. Apesar dos valores de pH abaixo de 6,0 no efluente, isso raramente aconteceu nas medições do licor misto. No entanto, considerando o alto consumo de alcalinidade e os baixos valores de pH no efluente, decidiu-se alcalinizar o reator durante a aeração. A partir do 217º dia, o pH do efluente apresentou valores mais elevados, sendo observadas medições mais próximas da neutralidade, tanto em períodos em que se bombeou a solução alcalinizante no reator quanto em dias em que não houve essa dosagem.

### 5.9.3.2 *Balanço de alcalinidade*

No Gráfico 41, são apresentadas, para a fase I, as variações reais de alcalinidade, ou seja, as diferenças entre a alcalinidade do efluente tratado e a do esgoto bruto, e as variações teóricas considerando os processos de amonificação, nitrificação e desnitrificação. Os valores

negativos indicam consumo de alcalinidade no meio líquido. Para o cálculo teórico, a Equação (23) foi utilizada. Verifica-se uma aproximação entre as variações teóricas e reais, o que evidencia que a variação de alcalinidade ocorreu devido aos efeitos estequiométricos dos processos de amonificação, nitrificação e desnitrificação. Os dados também revelam menor consumo de alcalinidade real em relação ao teórico. A quantidade real de alcalinidade consumida por unidade de amônia removida em sistemas de nitrificação é menor do que as previstas pelas equações estequiométricas, porque parte da amônia removida é incorporada na biomassa produzida durante a nitrificação (METCALF & EDDY, 2016).

Gráfico 41 - Variações teóricas e reais de alcalinidade no sistema piloto - Fase I

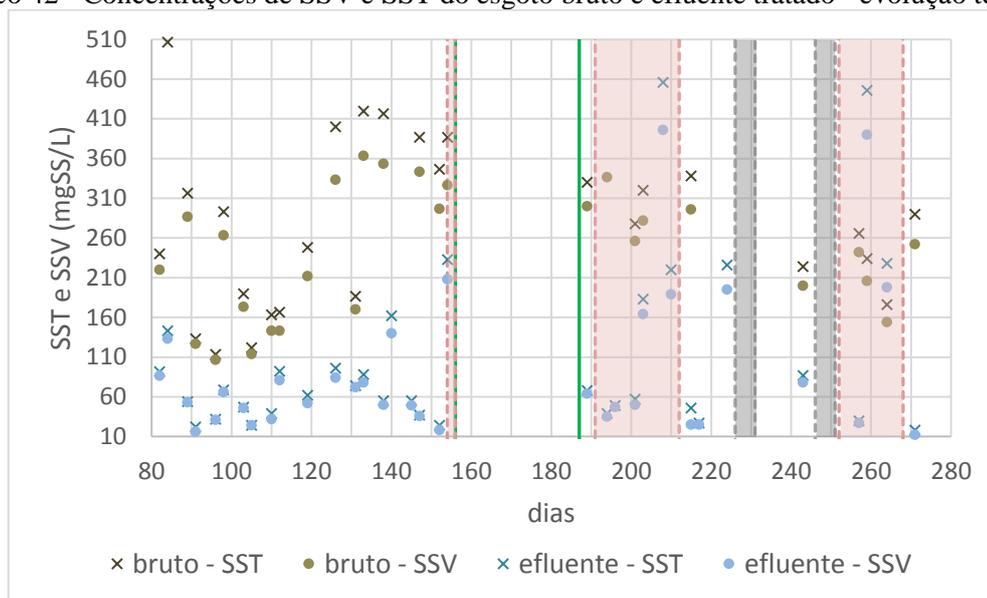


Fonte: Autor (2020)

### 5.9.3.3 Sólidos suspensos

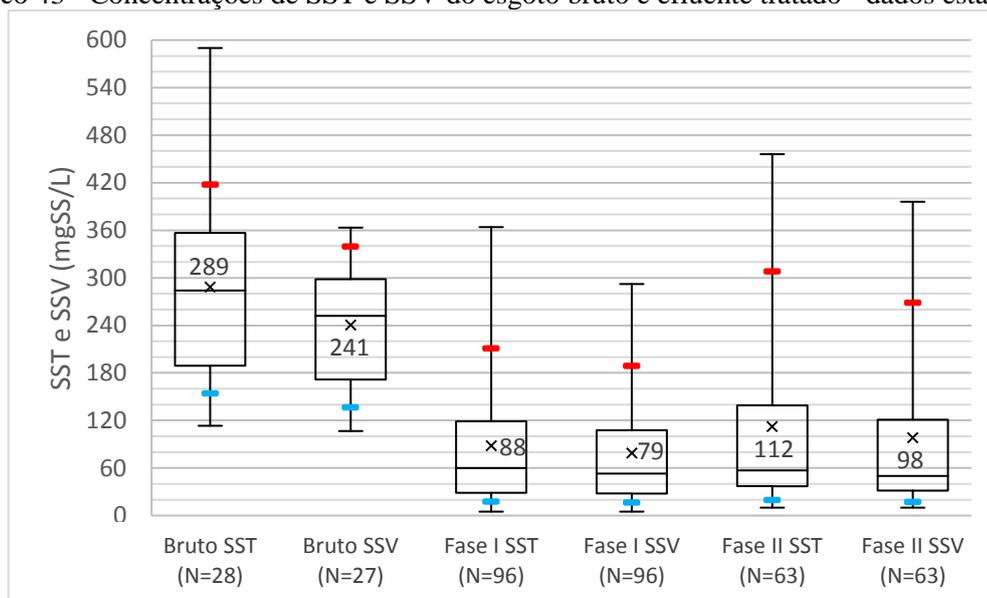
Os resultados das concentrações de sólidos suspensos são apresentados nos Gráficos 42 e 43. No Gráfico 43, as estatísticas do efluente incluem, além das amostras coletadas para caracterização do efluente, os valores de SST e SSV obtidos no controle da idade do lodo.

Gráfico 42 - Concentrações de SSV e SST do esgoto bruto e efluente tratado - evolução temporal



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 43 - Concentrações de SST e SSV do esgoto bruto e efluente tratado - dados estatísticos



Fonte: Autor (2020)

Os resultados de sólidos suspensos no efluente foram muito insatisfatórios, como pode ser constatado pelas excessivas perdas que ocorreram frequentemente. Inclusive, em alguns dias, as concentrações de sólidos no efluente foram maiores do que as do esgoto bruto. Nota-se também um distanciamento significativo entre as medianas e as médias dos sólidos suspensos no efluente. A tendência central expressa pela mediana indica valores mais baixos de perda de sólidos, porém ainda elevados, e as médias significativamente mais altas são resultado da influência de um menor conjunto de dados com concentrações muito elevadas. A proximidade das concentrações de SST e SSV mostram um baixo grau de mineralização dos sólidos do

efluente e do esgoto bruto (alta razão SSV/SST), e também se observa um distanciamento maior dessas duas frações de sólidos para maiores perdas no efluente.

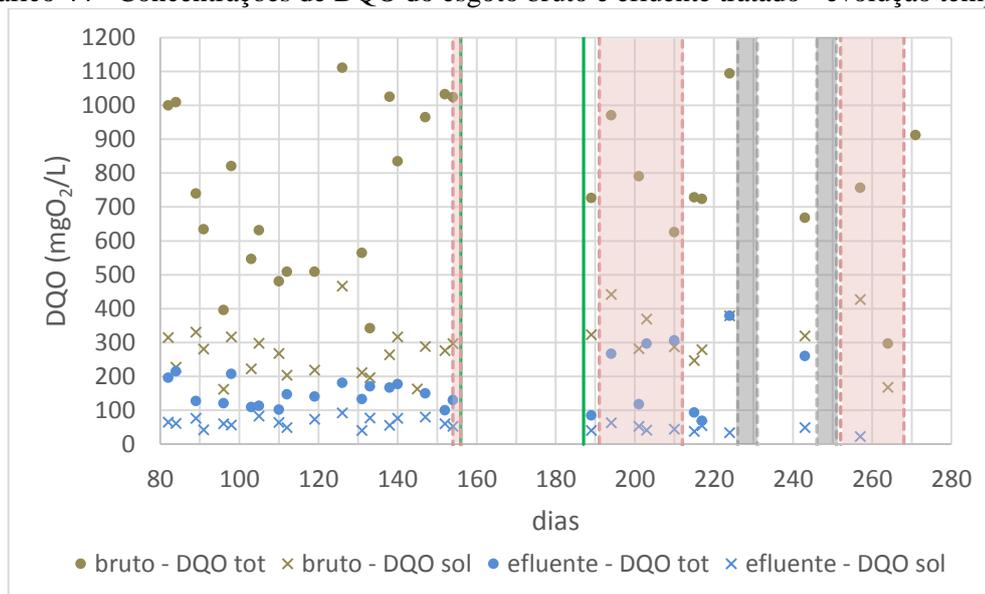
Em sistemas de lodo granular aeróbio, há relatos de valores médios entre 5 e 20 mgSST.L<sup>-1</sup> no efluente, maiores do que as concentrações normalmente verificadas para processos convencionais de lodo ativado, que podem ser consideravelmente menores do que 10 mgSST.L<sup>-1</sup> (PARKER et al., 2001 apud VAN DIJK; PRONK; VAN LOOSDRECHT, 2018). Em concordância, Metcalf & Eddy (2016) citam como limitação de um RBS com lodo ativado granular, o efluente final com maior concentração de SST. Somente 13,5% dos dados de SST apresentaram concentrações até 20 mgSST.L<sup>-1</sup> na fase I, e 11,1% na fase II.

Também foi observada uma grande variação das concentrações de sólidos, o que evidencia uma situação de instabilidade no comportamento de sua perda com o efluente. Na fase II, houve uma maior dispersão de resultados nas coletas realizados para caracterização do efluente. Isso resultou numa maior variação das frações particuladas de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo nas análises desse período, consequentemente, ocasionando maior dispersão das eficiências de remoção associadas às formas totais.

#### 5.9.3.4 DQO e DBO

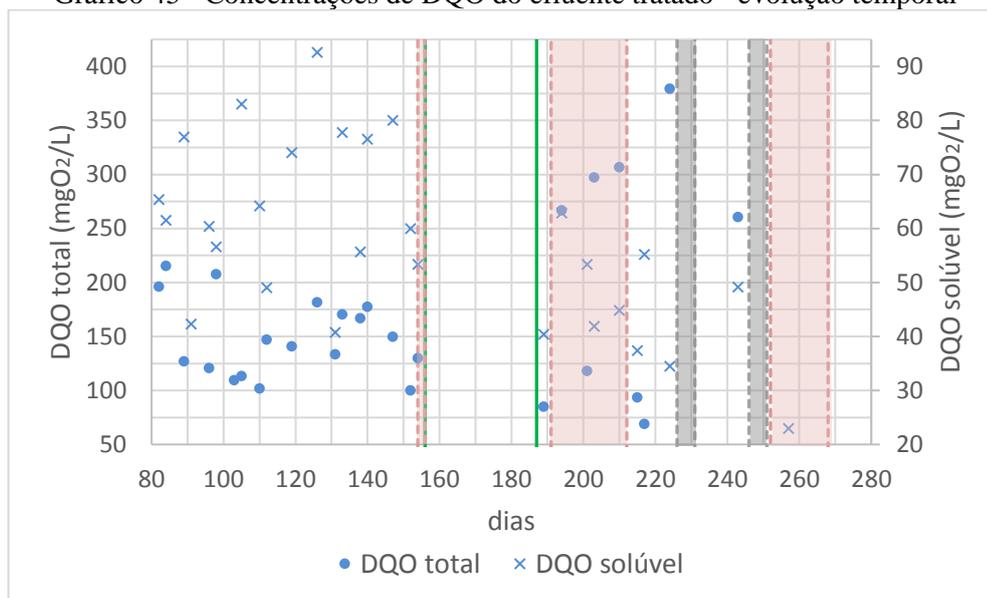
Nos Gráficos 44 a 53, os resultados das concentrações de DQO e DBO e das eficiências de remoção são mostrados.

Gráfico 44 - Concentrações de DQO do esgoto bruto e efluente tratado - evolução temporal



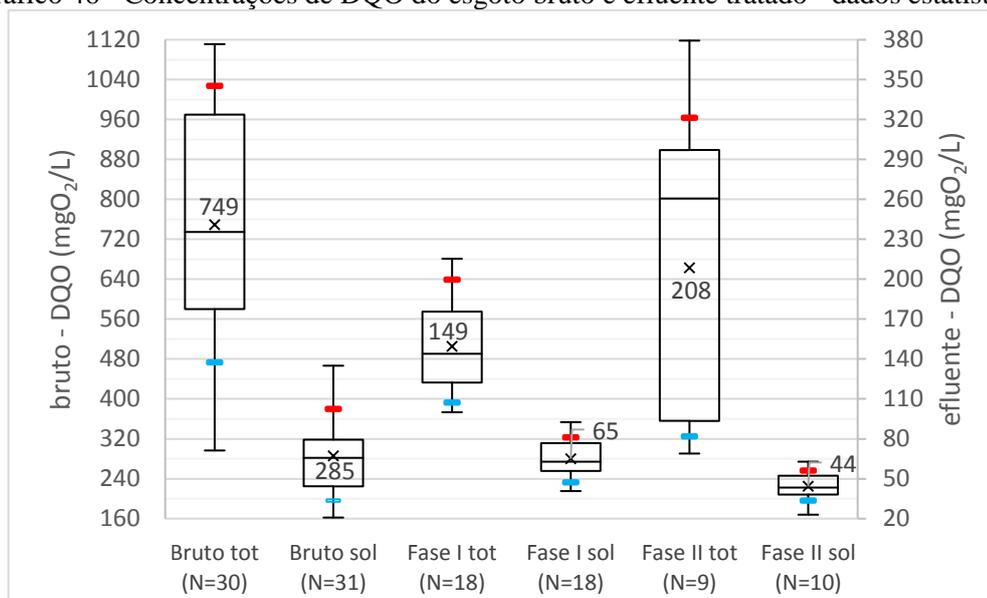
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 45 - Concentrações de DQO do efluente tratado - evolução temporal



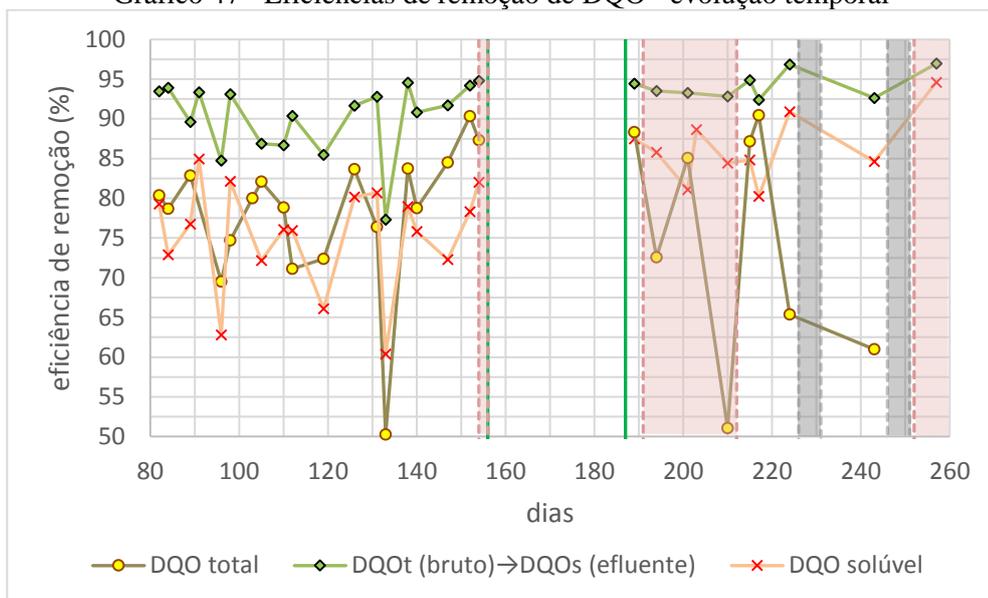
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 46 - Concentrações de DQO do esgoto bruto e efluente tratado - dados estatísticos



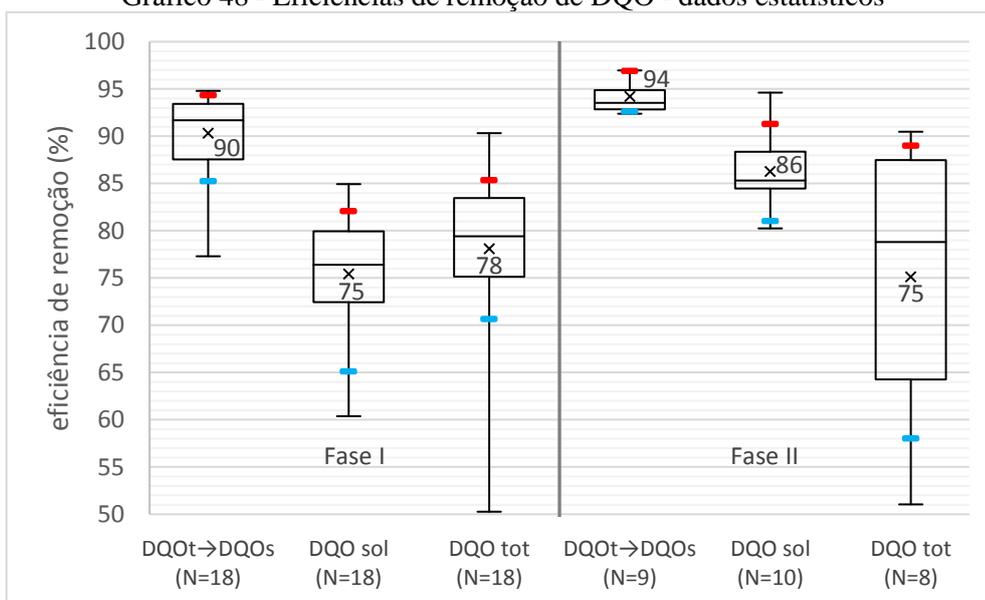
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 47 - Eficiências de remoção de DQO - evolução temporal



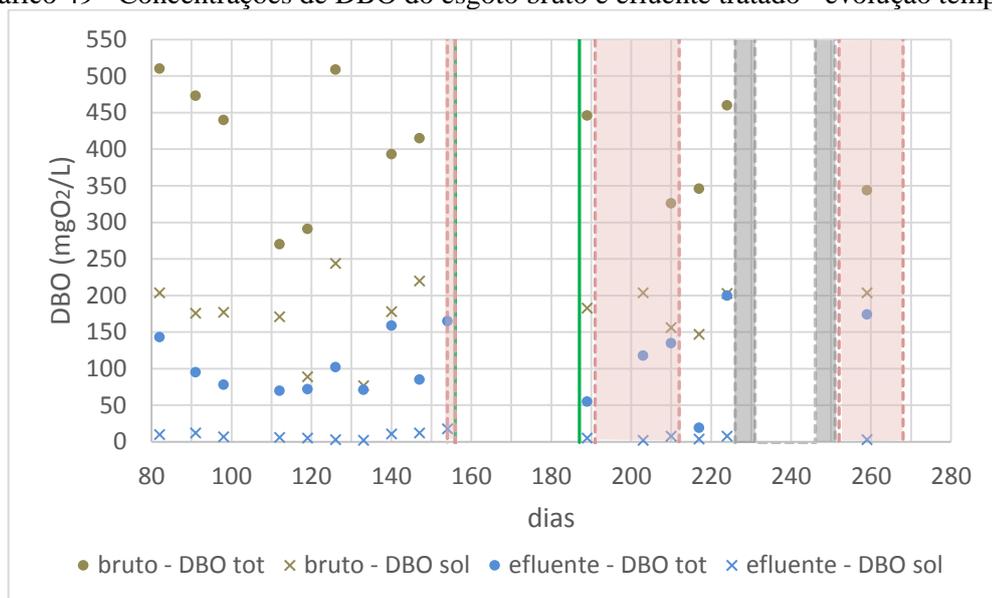
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 48 - Eficiências de remoção de DQO - dados estatísticos



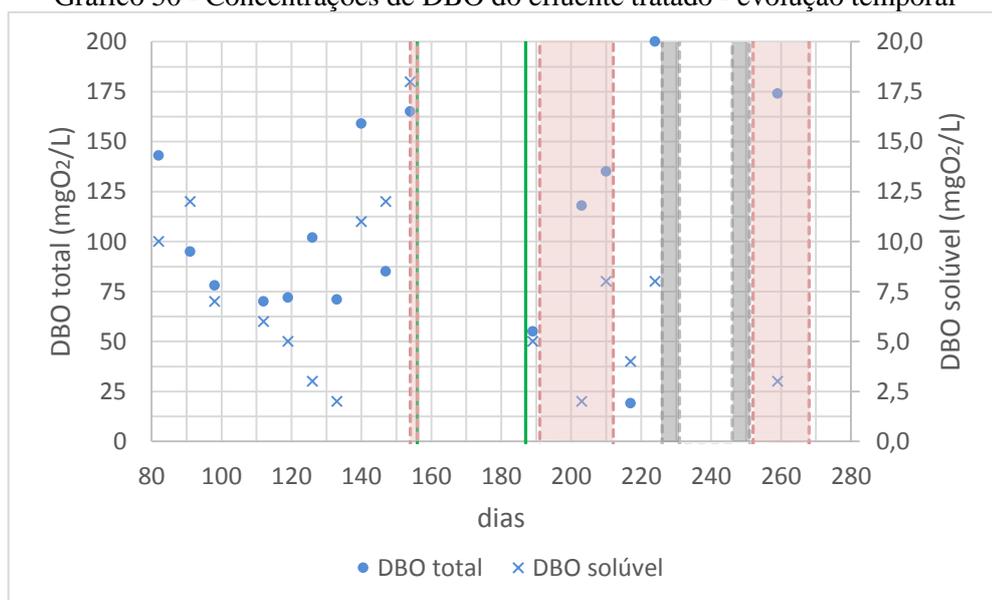
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 49 - Concentrações de DBO do esgoto bruto e efluente tratado - evolução temporal



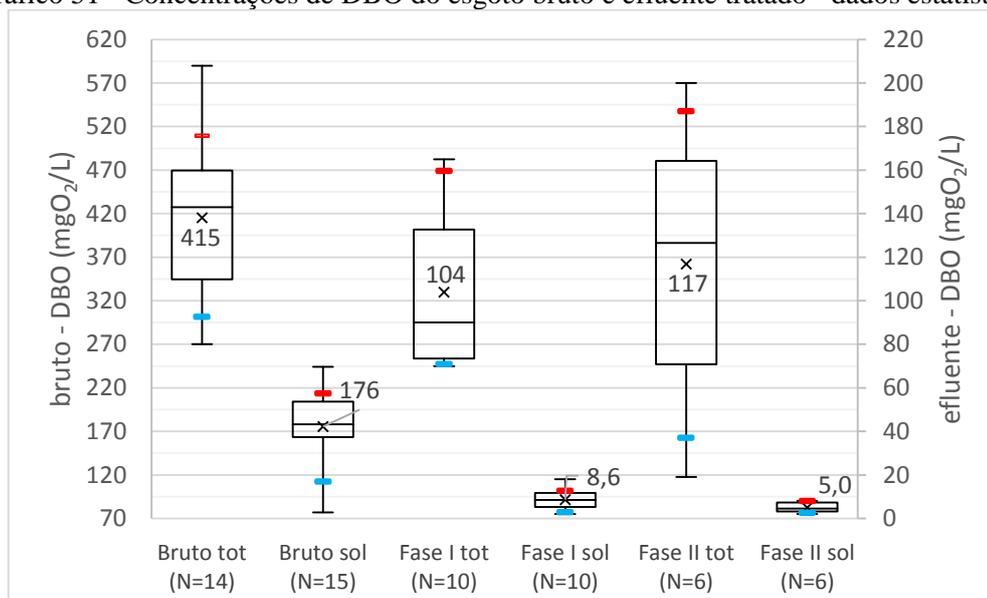
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 50 - Concentrações de DBO do efluente tratado - evolução temporal



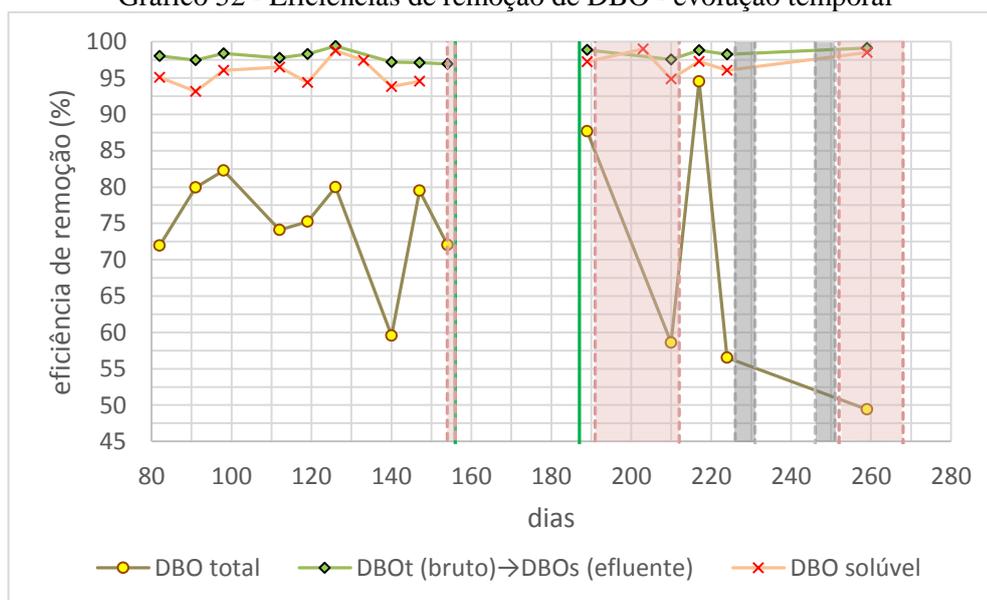
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 51 - Concentrações de DBO do esgoto bruto e efluente tratado - dados estatísticos



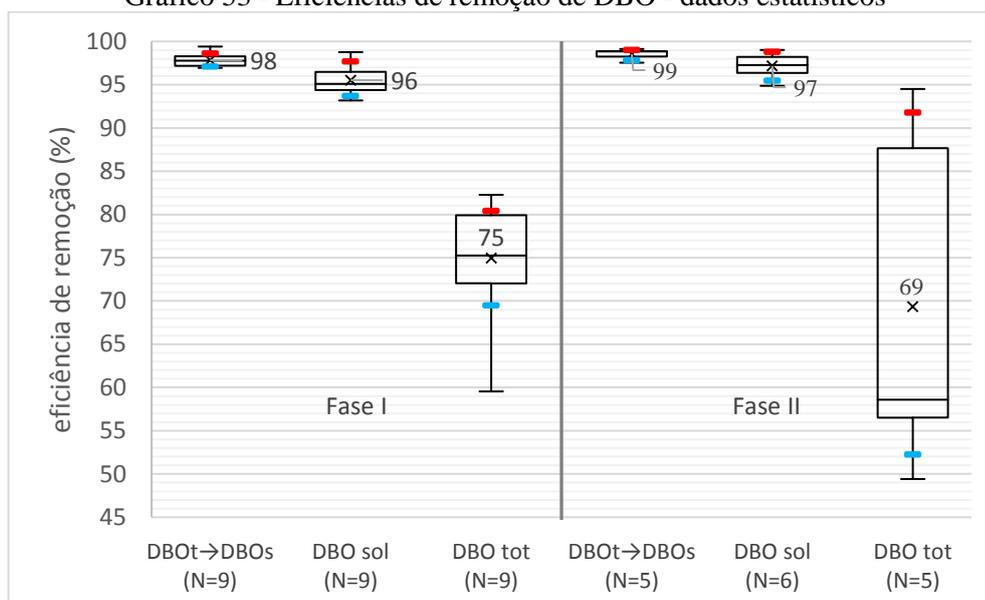
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 52 - Eficiências de remoção de DBO - evolução temporal



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 53 - Eficiências de remoção de DBO - dados estatísticos



Fonte: Autor (2020)

Houve uma grande variação das concentrações de matéria orgânica no esgoto bruto, ocorrendo maior dispersão de dados na forma total e, conseqüentemente, na particulada. Apesar dessas elevadas variações, a DQO e DBO solúvel no efluente apresentou pouca dispersão e valores relativamente baixos, evidenciando a boa capacidade de remoção de matéria orgânica. Isso também é notado pelas elevadas eficiências de remoção de DBO, considerando a fração solúvel no efluente. Nas fases I e II, as concentrações médias de DBO solúvel do efluente foram de  $8,6 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  e  $5,0 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ , respectivamente, valores abaixo de  $10 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ , o que representa um bom resultado em termos da obtenção da floculação das partículas coloidais que são predominantes no esgoto sanitário.

As eficiências médias de remoção de DQO foram superiores em relação ao estudo conduzido por Guimarães (2017) e por Liu et al. (2010) para a fase II. Por outro lado, há relatos de eficiências maiores em outras pesquisas (NI et al., 2009; SANDOVAL, 2019; WAGNER; DA COSTA, 2013). Entretanto, as eficiências de remoção de DQO podem ser consideradas satisfatórias, levando-se em consideração a relativa alta concentração desse constituinte no esgoto bruto e a aplicação de elevadas cargas orgânicas volumétricas.

O Decreto nº 8468/76 do Estado de São Paulo (SÃO PAULO, 1976) prevê, como padrão de emissão, uma concentração máxima de DBO igual a  $60 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ , podendo esse limite ser ultrapassado caso a eficiência de remoção seja de no mínimo 80%. Portanto, há o atendimento a essa legislação de acordo com as eficiências observadas.

### 5.9.3.5 *Série nitrogenada*

Nos Gráficos 54 a 57, são ilustrados os resultados das concentrações de amônia, NTK, nitrito e nitrato, e, nos Gráficos 58 e 59, as eficiências de remoção de amônia e nitrogênio total são mostradas.

Gráfico 54 - Concentrações de NTK e amônia do esgoto bruto e efluente tratado - evolução temporal

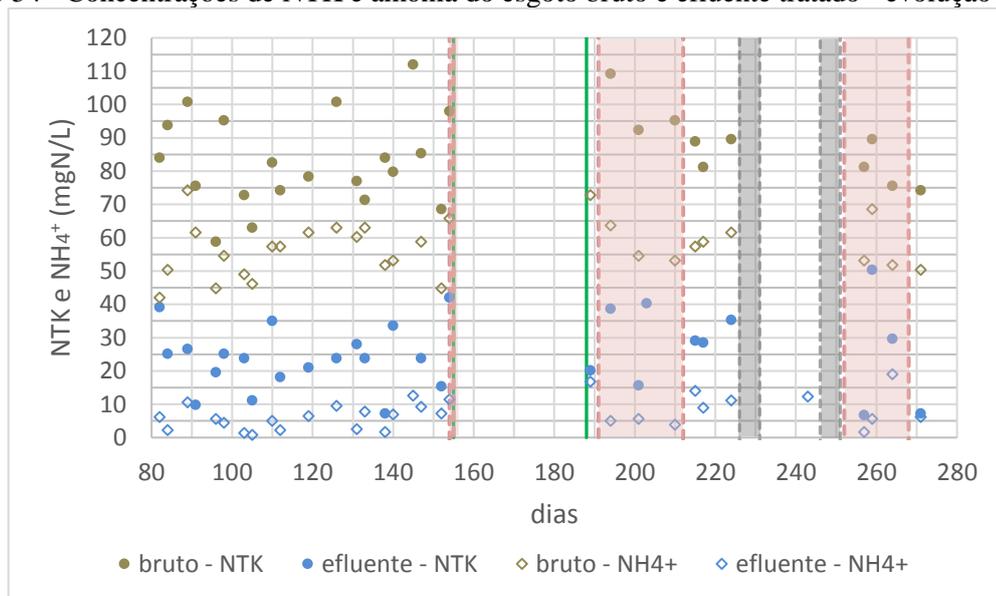


Gráfico 55 - Concentrações de NTK e amônia do esgoto bruto e efluente tratado - dados estatísticos

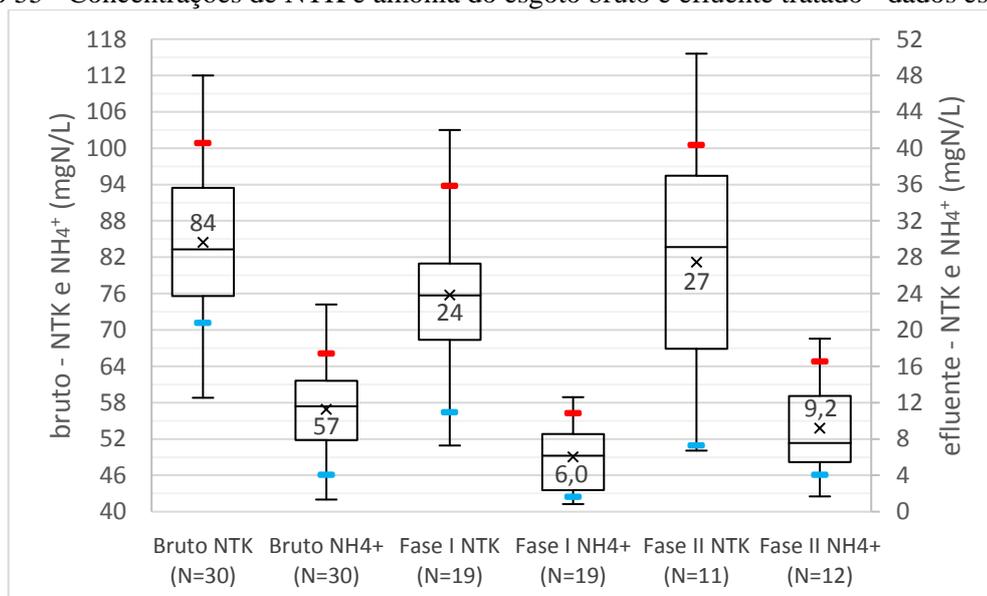
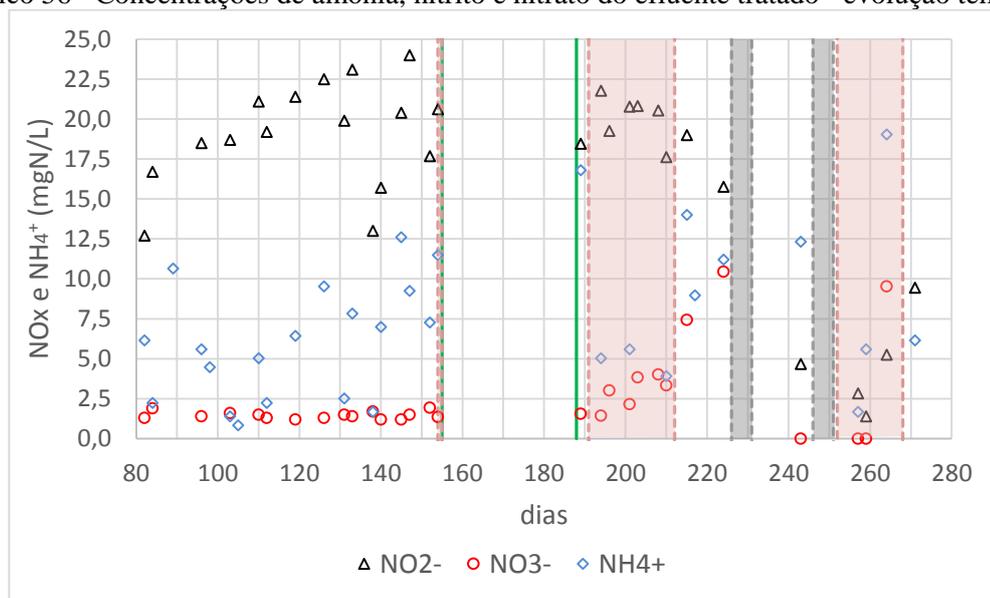
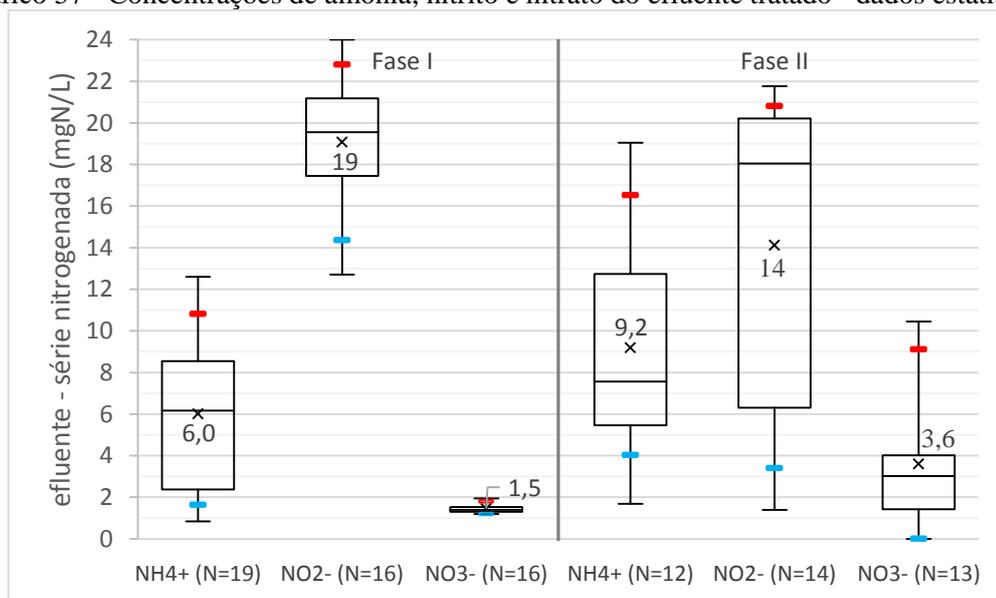


Gráfico 56 - Concentrações de amônia, nitrito e nitrato do efluente tratado - evolução temporal



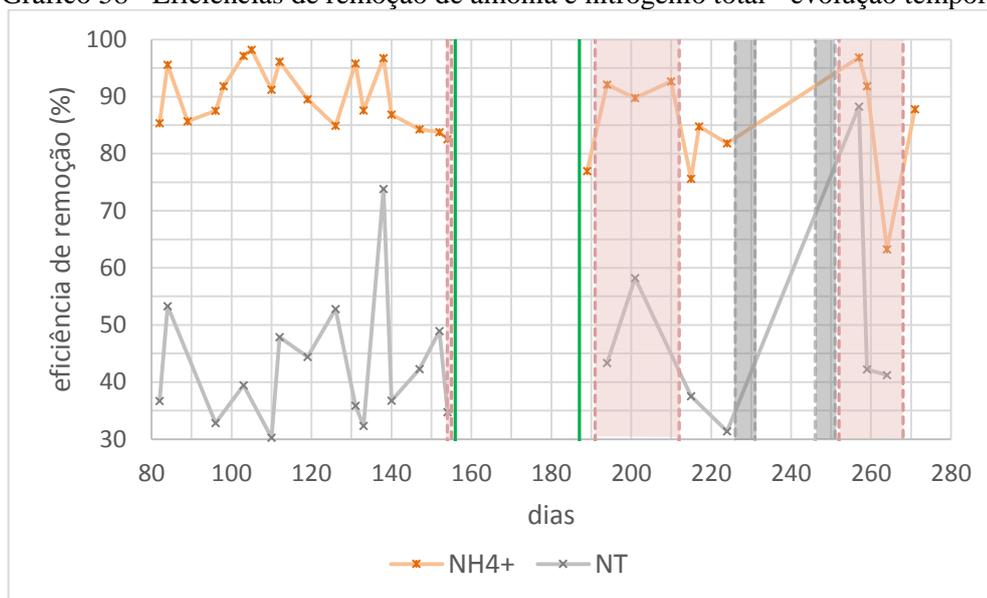
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 57 - Concentrações de amônia, nitrito e nitrato do efluente tratado - dados estatísticos



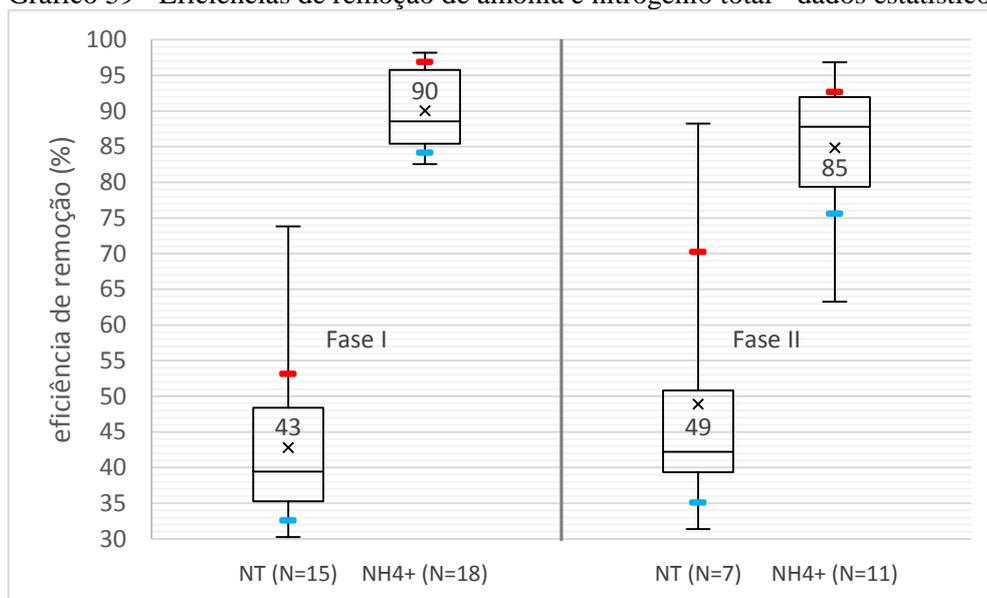
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 58 - Eficiências de remoção de amônia e nitrogênio total - evolução temporal



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 59 - Eficiências de remoção de amônia e nitrogênio total - dados estatísticos



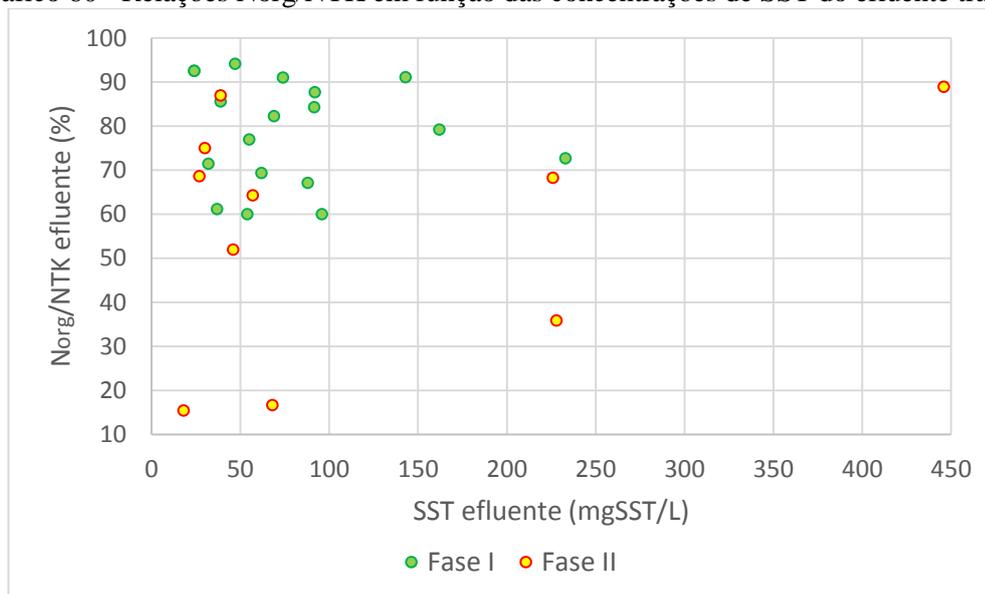
Fonte: Autor (2020)

As eficiências de remoção de amônia durante a fase I foram sempre superiores a 80%, e, na fase II, elas se situaram acima desse valor, preponderantemente. Além disso, em ambas as fases, foram calculadas médias e medianas relativamente elevadas, o que evidencia a boa capacidade do sistema para a remoção de amônia. Essa remoção poderia ser aumentada caso o tempo de aeração fosse maior, conforme observado nos perfis de N, e se houvesse melhor retenção de biomassa no reator. Menores perdas de sólidos no efluente poderiam favorecer uma maior retenção das nitrificantes no sistema, beneficiando a remoção de nitrogênio. O padrão de emissão de nitrogênio amoniacal para qualquer fonte poluidora segundo a Resolução nº

430/2011 do CONAMA (BRASIL, 2011) é de  $20 \text{ mgN.L}^{-1}$ , valor atendido em todas as análises do efluente. Entretanto, de um modo geral, as eficiências médias de remoção de amônia foram inferiores do que as reportadas por outros estudos (DANTAS, 2018; DERLON et al., 2016; LIU et al., 2010; NI et al., 2009; WAGNER; DA COSTA, 2013). Sandoval (2019) reportou menor eficiência de remoção de amônia, porém uma eficiência próxima ao da presente pesquisa em relação ao nitrogênio total. No estudo desse autor, houve menor acúmulo de nitrito, o que contribuiu para elevar a remoção de NT apesar da menor remoção de amônia.

Para os valores médios de amônia e NTK, as concentrações de nitrogênio orgânico (Norg) no esgoto bruto e no efluente tratado nas fases I e II foram iguais a 27, 18 e 18  $\text{mgN-Norg.L}^{-1}$ , respectivamente. Portanto, a concentração de Norg no efluente tratado foi alta, ocorrendo uma baixa remoção. Esse fato causa surpresa, uma vez que o nitrogênio orgânico é rapidamente e quase quantitativamente convertido em nitrogênio amoniacal pela amonificação num sistema de lodo ativado (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999), de modo que o NTK do esgoto bruto é um bom representante da amônia disponível para as bactérias nitrificantes (VON SPERLING, 2012). Um dos possíveis motivos seria a influência de material particulado no efluente, contribuindo para a elevação de nitrogênio devido à sua presença na biomassa microbiana ou aderido aos flocos. Contudo, não se verificou uma correlação entre as concentrações de SST das amostras do efluente e a proporção de Norg presente no NTK (Gráfico 60). Possivelmente, uma expressiva fração do nitrogênio orgânico estaria associada à matéria orgânica não biodegradável, sendo descarregada sem alterações no efluente tratado.

Gráfico 60 - Relações Norg/NTK em função das concentrações de SST do efluente tratado



Fonte: Autor (2020)

Houve o acúmulo de nitrito no efluente tratado na maior parte do período de pesquisa. Na fase I, sempre houve a presença de elevadas concentrações de nitrito, acima de  $12 \text{ mgN-NO}_2^- \cdot \text{L}^{-1}$ , em detrimento de baixas concentrações de nitrato (máximo de  $1,9 \text{ mgN-NO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$  no 152º dia). Até a primeira parada da estação elevatória na fase II, ocorreu uma tendência de diminuição das concentrações de nitrito e aumento das concentrações de nitrato. Após esse período, os resultados das concentrações desses compostos no efluente foram os menores em todo o período experimental, obtendo-se valores abaixo de  $9,5 \text{ mgN} \cdot \text{L}^{-1}$  tanto para o nitrito quanto para o nitrato.

A Resolução nº 430/2011 do CONAMA (BRASIL, 2011) estabelece como padrão de qualidade para as águas doces de classes 1, 2 e 3, as concentrações máximas de  $10 \text{ mgN} \cdot \text{L}^{-1}$  para o nitrato e  $1,0 \text{ mgN} \cdot \text{L}^{-1}$  para o nitrito. Essas mesmas concentrações são citadas no Decreto nº 8468/76 do Estado de São Paulo (SÃO PAULO, 1976) como padrão de qualidade para as águas de classes 2 e 3. Portanto, as concentrações de nitrato do efluente tratado seriam adequadas para a emissão em um corpo receptor sem a verificação de sua capacidade de diluição, ao contrário das concentrações de nitrito, que apresentaram valores muito superiores ao limite de  $1,0 \text{ mgN} \cdot \text{L}^{-1}$ .

Em relação ao período de obtenção dos dados de eficiência, as relações A/M, as idades do lodo e o pH foram semelhantes para as fases I e II, não indicando uma influência nos diferentes comportamentos associados com a remoção de nitrogênio. De modo contrário, as temperaturas mais elevadas na fase II poderiam favorecer a nitrificação e desnitrificação, mas não explicam por si só as diferenças observadas entre as fases.

#### 5.9.3.6 Fósforo

Nos Gráficos 61 e 62, são apresentados os resultados das concentrações de fósforo total e ortofosfato e, nos Gráficos 63 e 64, as eficiências de remoção.

Gráfico 61 - Concentrações de fósforo total e ortofosfato do esgoto bruto e efluente tratado - evolução temporal

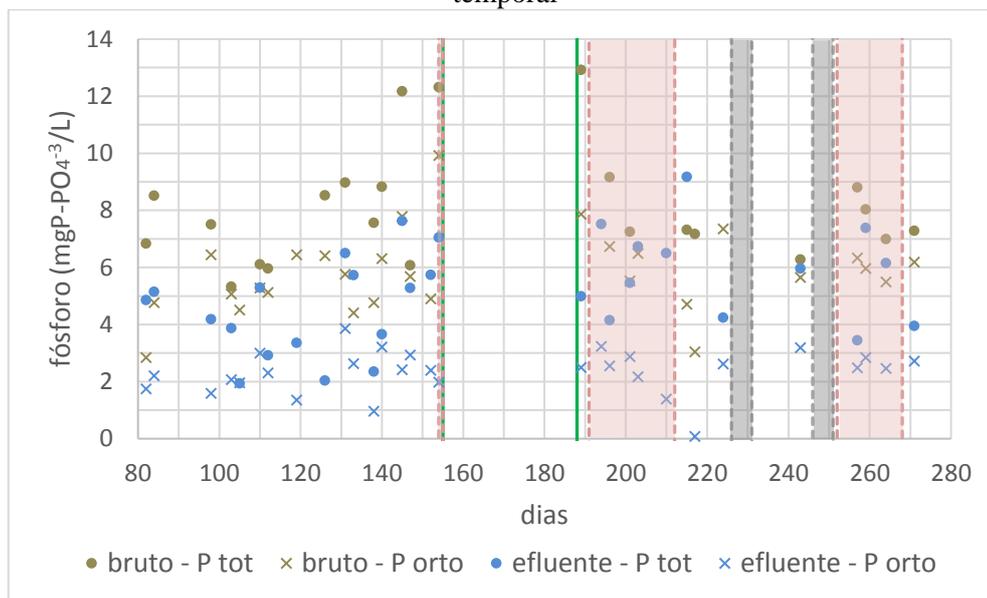


Gráfico 62 - Concentrações de fósforo total e ortofosfato do esgoto bruto e efluente tratado - dados estatísticos

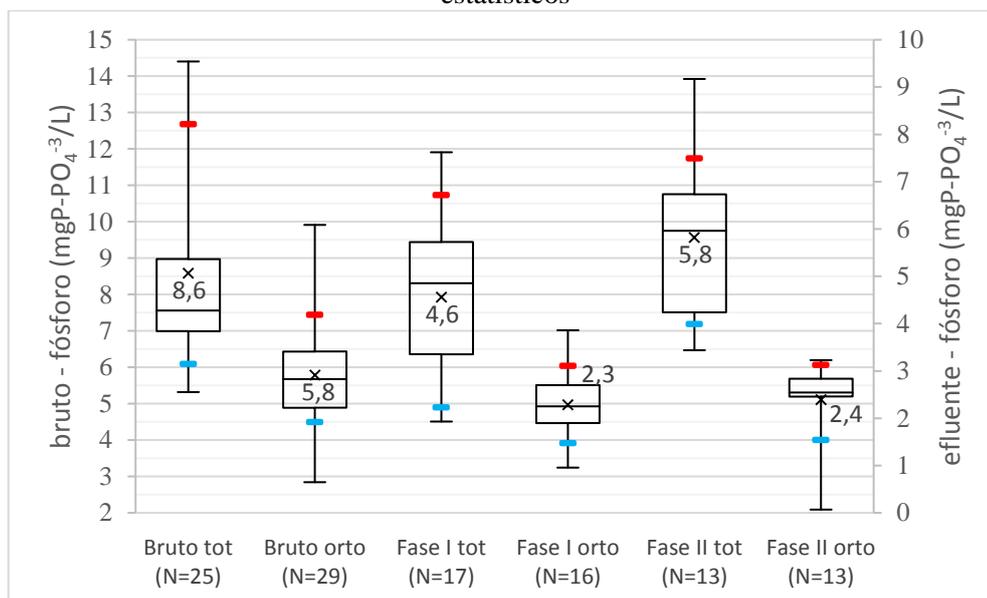
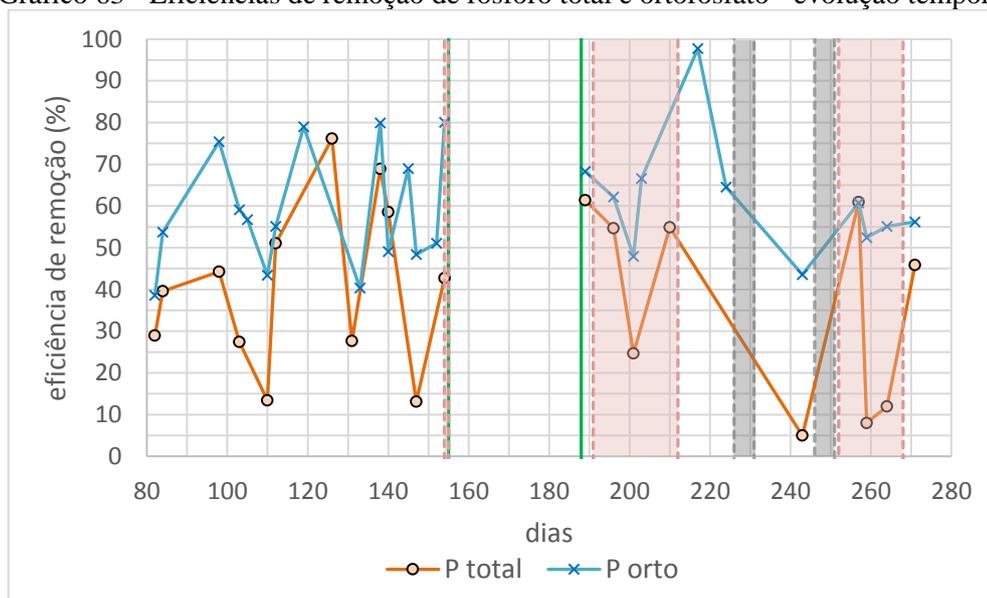
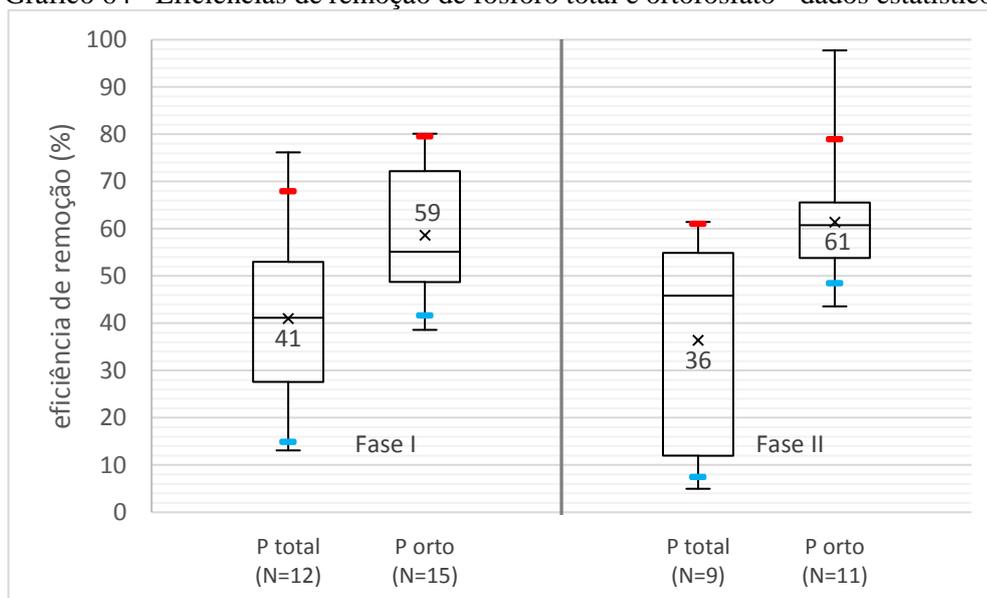


Gráfico 63 - Eficiências de remoção de fósforo total e ortofosfato - evolução temporal



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 64 - Eficiências de remoção de fósforo total e ortofosfato - dados estatísticos



Fonte: Autor (2020)

As concentrações de fósforo no efluente tratado foram elevadas para o que se espera de um processo com remoção biológica de fósforo. De acordo com a Resolução nº 430/2011 do CONAMA (BRASIL, 2011), para águas doces de classe 3, os limites de fósforo total variam entre 0,05 a 0,15 mgP.L<sup>-1</sup> em função do tipo de corpo receptor (ambientes lênticos, lóticos e intermediários e tributários desses ambientes). Tais valores restritivos seriam difíceis de serem alcançados pelas concentrações obtidas nesta pesquisa. Outros estudos com lodo granular

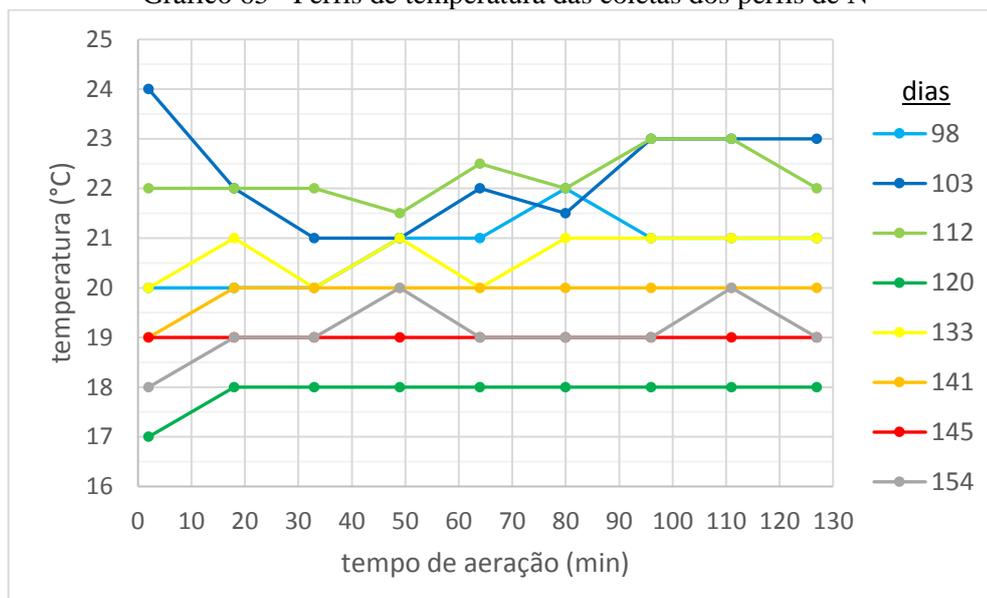
também não obtiveram concentrações muito reduzidas de fósforo, sendo até reportadas eficiências médias inferiores (DANTAS, 2018; GUIMARÃES, 2017).

Uma das análises de FISH realizada no 194º dia (Figura 24) mostrou a presença dos PAO no lodo do reator. No entanto, as baixas frações de fósforo nos SSV da biomassa indicaram que sua presença foi muito reduzida. Foram realizadas quatro análises de fósforo particulado nos dias de operação 133, 140, 273 e 281, que indicaram porcentagens de fósforo nos SSV de 0,79% a 1,16%, valores baixos até mesmo para um lodo ativado convencional. Portanto, entende-se que o consumo de fósforo foi principalmente devido aos microrganismos heterotróficos ordinários. Conforme pode ser constatado nos perfis de P, a presença de nitrato e nitrito durante a alimentação do reator e a imperfeição do escoamento do tipo *plug-flow* foram fatores que desfavoreceram o crescimento dos PAO no reator. Além disso, as temperaturas elevadas, acima de 20°C para grande parte do período de pesquisa, e valores de pH mais baixos tenderiam a favorecer os GAO. A possível presença dos DPAO no lodo tornaria a presença de nitrato e nitrito durante a alimentação menos preocupante, porém, devido à maior dificuldade para criação de condições específicas para o seu desenvolvimento, é preferível que se evite a presença desses compostos na alimentação.

### 5.10 Perfis de N

Nos Gráficos 65 a 70, são apresentados os resultados das análises dos perfis de nitrogênio realizados no período de 20 de junho a 15 de agosto de 2018, correspondentes aos 98º e 154º dias, respectivamente. Esses resultados também são apresentados por dia de operação no apêndice E. No dia do último perfil dessa série, foi feita a dosagem artificial de alcalinizante.

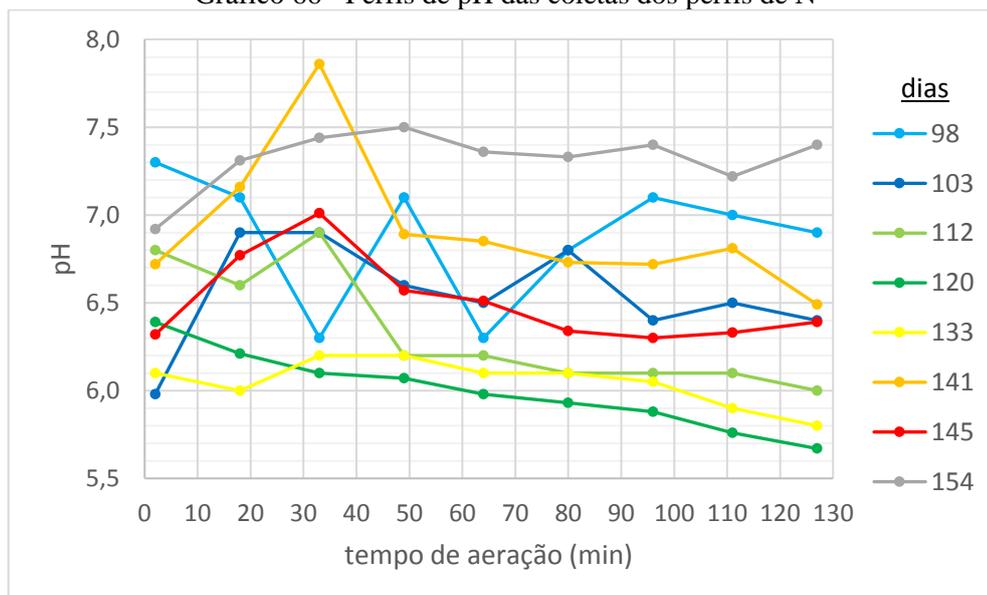
Gráfico 65 - Perfis de temperatura das coletas dos perfis de N



Fonte: Autor (2020)

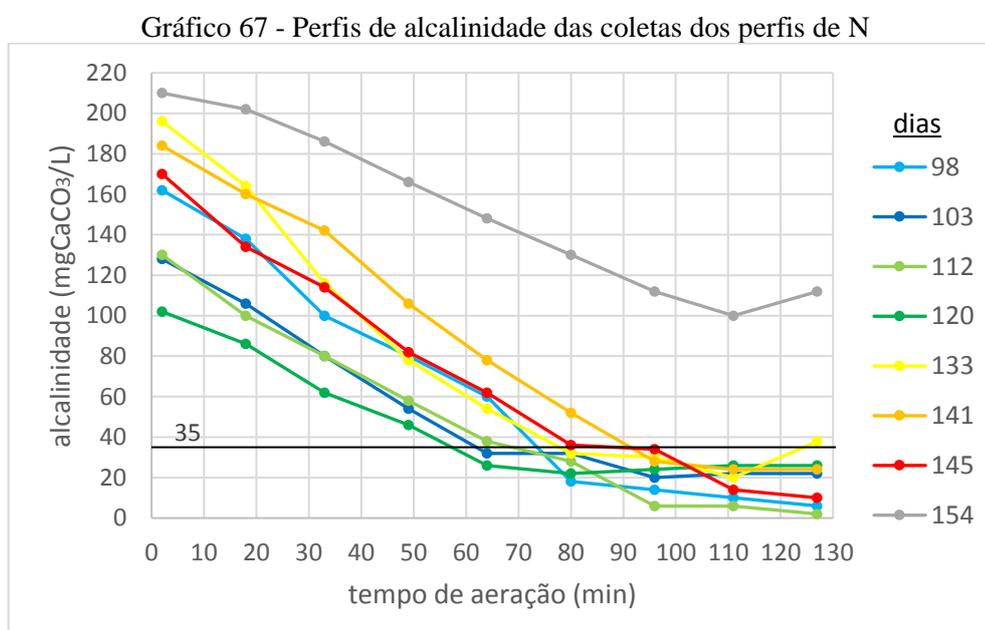
As temperaturas registradas nas amostras foram relativamente baixas em comparação com os dados gerais desta pesquisa, indicando um período de maior dificuldade para a cinética da nitrificação e desnitrificação. Entretanto, não devem ser considerados como um fator impeditivo para esses processos. Conforme mostrado no item 5.7, os valores das idades do lodo foram suficientes para a nitrificação nas temperaturas desse período.

Gráfico 66 - Perfis de pH das coletas dos perfis de N



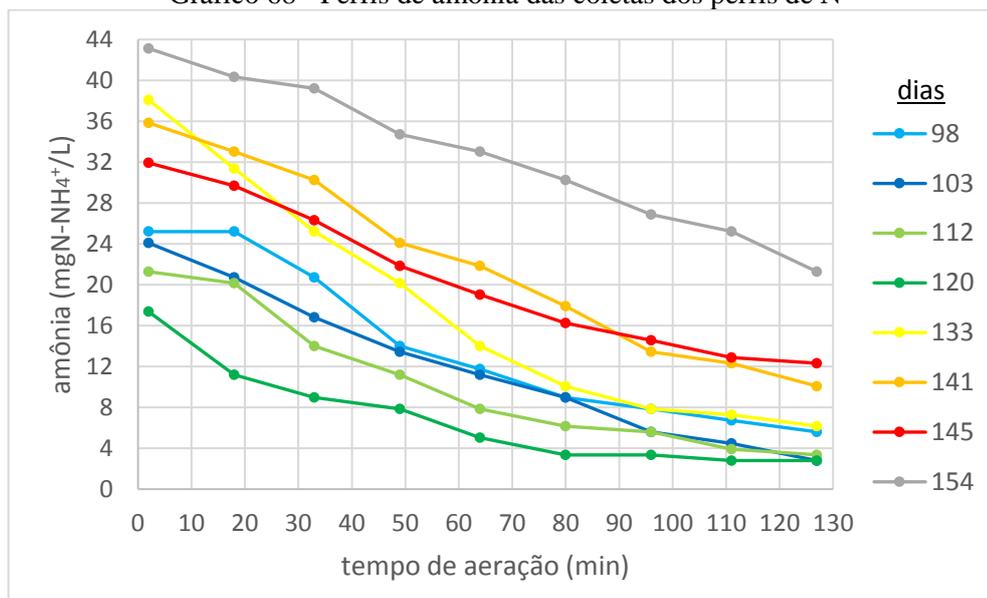
Fonte: Autor (2020)

Os valores de pH se situaram, para a maioria dos dados, entre 6,0 e 7,0, faixa na qual a nitrificação ocorre, porém não é um intervalo ideal, uma vez que a taxa de crescimento “ $\mu_{n,máx}$ ” das nitrificantes pode ter significativa diminuição abaixo de um pH igual a aproximadamente 7,0 (VAN HAANDEL; MARAIS, 1999; VON SPERLING, 2012). Os perfis realizados nos dias 120 e 133 apresentaram um pH abaixo de 6,0 em determinado momento da aeração, o que poderia prejudicar o processo de nitrificação. Entretanto, não se constatou uma mudança no comportamento do consumo de amônia e da produção de nitrato e nitrato a partir desses momentos. Ocorreram diferentes comportamentos das variações do pH, não sendo verificada uma tendência padronizada nos distintos perfis realizados, por exemplo, o decréscimo contínuo do pH ao longo da aeração pelo consumo de alcalinidade devido à nitrificação.



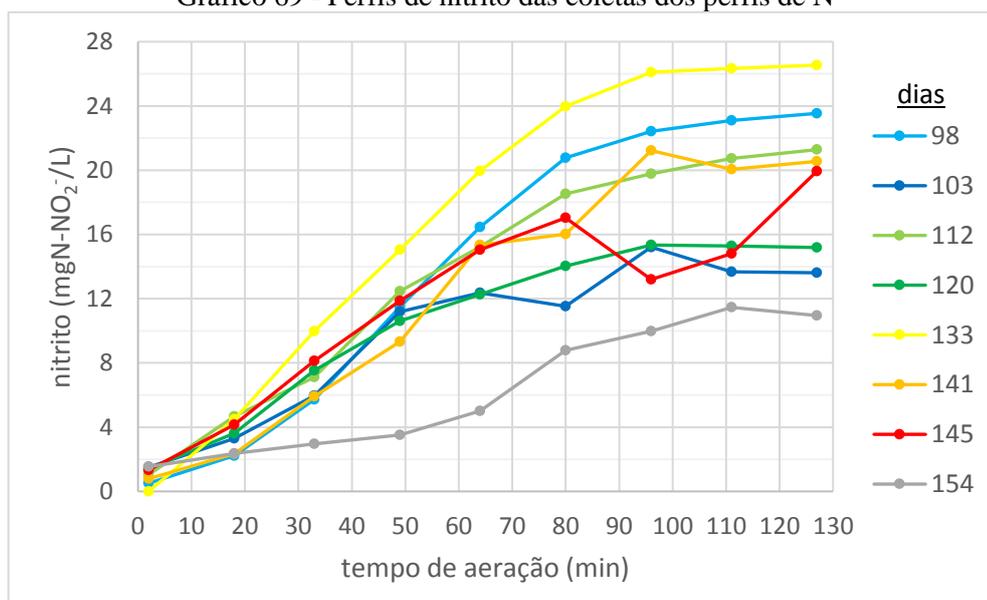
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 68 - Perfis de amônia das coletas dos perfis de N



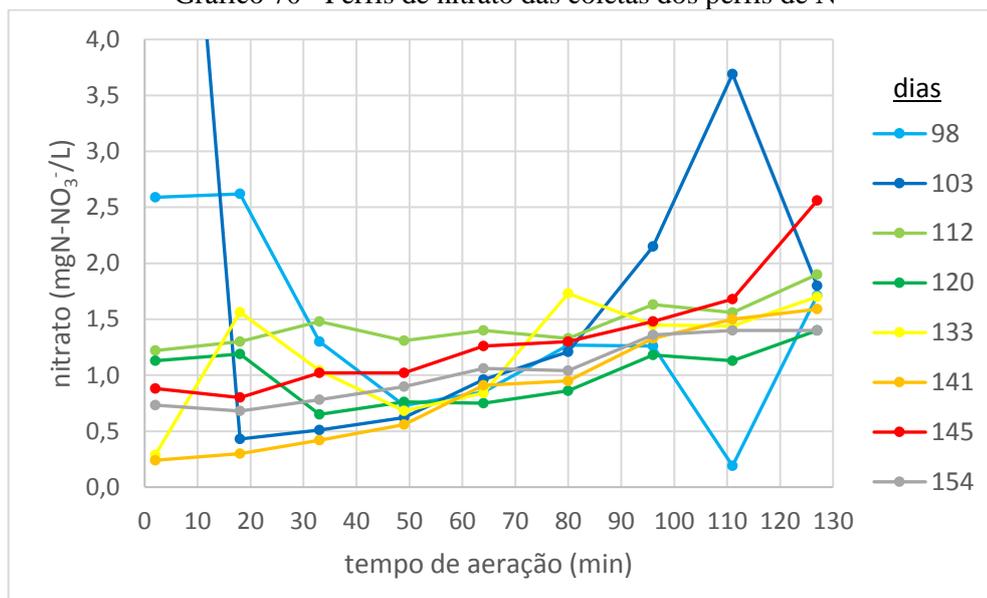
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 69 - Perfis de nitrito das coletas dos perfis de N



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 70 - Perfis de nitrato das coletas dos perfis de N



Fonte: Autor (2020)

Observa-se um comportamento semelhante nas análises dos perfis em relação às formas de nitrogênio: a amônia era continuamente consumida, enquanto que o nitrito se acumulava no meio líquido e, em menor concentração, o nitrato. Ao longo desses processos, havia um consumo expressivo de alcalinidade, sendo analisados valores abaixo de 35 ppm de  $\text{CaCO}_3$  em algum momento da aeração, o que justificou o emprego da alcalinização artificial no final da fase I. Os valores médios de remoção de amônia e da eficiência de remoção relativos à concentração da primeira coleta foram iguais a  $22 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$  e 75%, respectivamente. De um modo geral, havia uma tendência de queda nas concentrações de amônia no final da aeração, o que sugere a necessidade de um maior tempo para a nitrificação. Porém, a taxa de remoção de amônia poderia ser maior caso houvesse maior retenção de nitrificantes no reator por menores perdas de sólidos no efluente tratado.

Nos Gráficos 71 e 72, são mostrados os valores teóricos de alcalinidade para as reações de amonificação, nitrificação e desnitrificação, além dos valores analisados experimentalmente, já apresentados no Gráfico 67. As seguintes equações foram utilizadas para o cálculo teórico dos valores de alcalinidade:

$$C_{\text{alc},i+1} = C_{\text{alc},i} + \Delta\text{alc}_{\Delta t} \quad (39)$$

$$\Delta\text{alc}_{\Delta t} = -3,57 \cdot [(C_{a,i} - C_{a,i+1}) - (C_{n,i} - C_{n,i+1})] \quad (40)$$

Em que:

$C_{alc,i}$  ( $\text{mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ ): alcalinidade teórica em uma determinada coleta

$C_{alc,i+1}$  ( $\text{mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ ): alcalinidade teórica da coleta subsequente

$\Delta alc_{\Delta t}$  ( $\text{mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ ): variação teórica de alcalinidade devido aos processos de amonificação, nitrificação e desnitrificação em um intervalo de coletas consecutivas

$C_{a,i}$  ( $\text{mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ ): concentração de amônia em uma determinada coleta

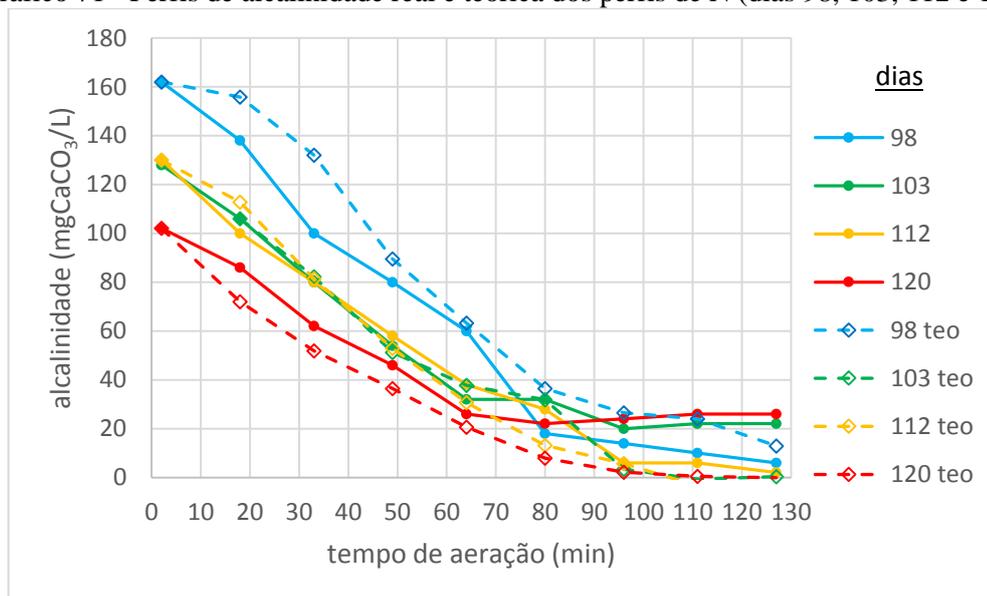
$C_{a,i+1}$  ( $\text{mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ ): concentração de amônia da coleta subsequente

$C_{n,t}$  ( $\text{mgN-NO}_x^- \cdot \text{L}^{-1}$ ): soma das concentrações de nitrito e nitrato em uma determinada coleta

$C_{n,t+1}$  ( $\text{mgN-NO}_x^- \cdot \text{L}^{-1}$ ): soma das concentrações de nitrito e nitrato da coleta subsequente

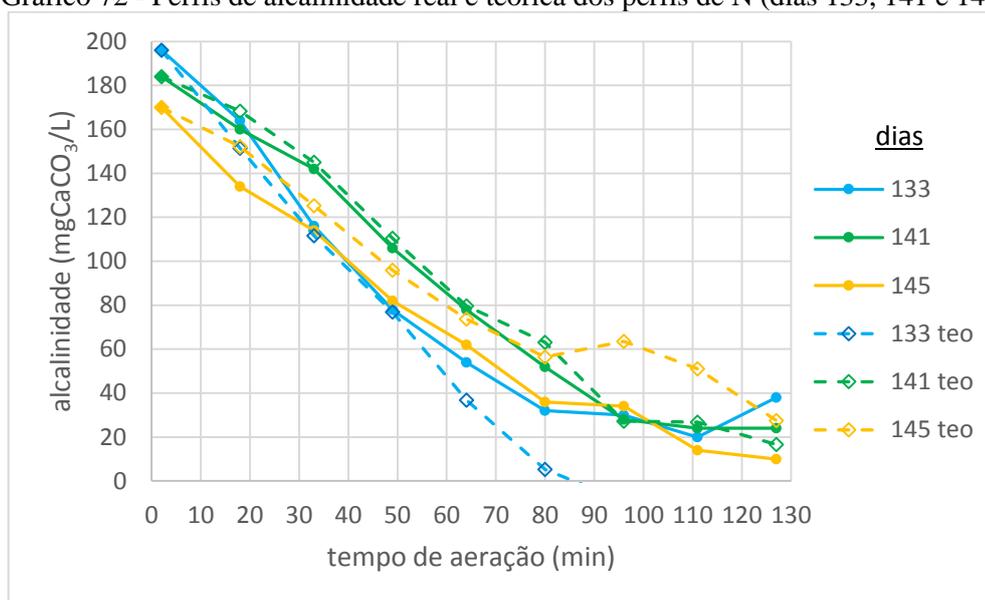
A equação da variação teórica de alcalinidade entre coletas subsequentes é análoga à Equação (23) apresentada no item 3.2.2.2, porém é aplicada em um intervalo de coleta, sendo baseada numa variação de concentrações no tempo, ao invés de se aplicar ao sistema de lodo ativado como um todo pela avaliação do esgoto bruto e efluente tratado. Considerou-se também que o valor teórico da alcalinidade da primeira coleta, no tempo de 2 minutos, foi equivalente à concentração determinada experimentalmente. Os demais valores teóricos foram calculados pelas equações apresentadas anteriormente. Excetua-se o perfil do 103º dia, no qual os valores teóricos de alcalinidade foram considerados a partir da segunda coleta devido ao fato da concentração de nitrito na primeira coleta resultar muito elevado ( $9,6 \text{ mgN-NO}_2^- \cdot \text{L}^{-1}$ ), decaindo em seguida, situação atípica que afetaria a análise da alcalinidade teórica.

Gráfico 71 - Perfis de alcalinidade real e teórica dos perfis de N (dias 98, 103, 112 e 120)



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 72 - Perfis de alcalinidade real e teórica dos perfis de N (dias 133, 141 e 145)



Fonte: Autor (2020)

Alguns perfis apresentaram valores muito próximos entre a alcalinidade real e a teórica durante toda a aeração ou em maior parte, como os realizados nos dias 103, 112 e 141, o que indica a ocorrência dos três processos de conversão do nitrogênio. Também se verificou comportamentos contrários entre perfis. Por exemplo, no 98º dia, as alcalinidades teóricas foram maiores do que as experimentais em todo o período de aeração, e o oposto ocorreu no 120º dia. Uma menor concentração da alcalinidade real em relação à teórica indica maior consumo de alcalinidade e, portanto, menor reposição pela desnitrificação, o que pode sugerir a ocorrência de desnitrificação parcial. De modo contrário, valores de alcalinidade maiores do que os teóricos apontam para um menor consumo, possivelmente indicando que uma menor quantidade de amônia está sendo nitrificada.

Entende-se que as condições de oxigênio dissolvido e da morfologia do lodo não foram favoráveis para a desnitrificação: o OD manteve-se em níveis elevados e a biomassa era predominantemente floculada com poucos grânulos que tinham tamanho reduzido. Desse modo, o volume anóxico dentro da biomassa deveria ser pequeno ou inexistente. Entretanto, na análise comparativa da alcalinidade teórica e real, a desnitrificação se mostrou possível.

Para avaliação da influência dos processos bioquímicos que ocorreram na sedimentação e alimentação da batelada seguinte, foi realizado um balanço de massa a partir de valores médios da entrada de esgoto bruto, saída de efluente tratado e das concentrações dos parâmetros analíticos das coletas do perfil no final da aeração, aos 127 minutos, e da primeira coleta, aos 2 minutos. As seguintes equações foram utilizadas:

$$M_c = M_{f,i-1} + M_a - M_e + \Delta M \quad (41)$$

$$C_c \cdot V_r = C_{f,i-1} \cdot V_r + C_a \cdot V_a - C_e \cdot V_e + \Delta M \quad (42)$$

$$\Delta M = V_r \cdot (C_c - C_{f,i-1}) + V_e \cdot (C_e - C_a) \quad (43)^{18}$$

$$\Delta C = \frac{\Delta M}{V_r} \quad (44)$$

Em que:

M: massa do parâmetro analítico de interesse

$\Delta M$ : variação de massa devido a reações físico-químicas, podendo resultar positiva (produção) ou negativa (consumo)

V: volume

$V_r$ : volume útil do reator

C: concentração

$\Delta C$ : variação de concentração devido a reações físico-químicas

Índice “f,i-1”: final da aeração da batelada anterior

Índice “a”: esgoto bruto afluente

Índice “c”: começo da aeração

Índice “e”: efluente tratado

Para o período entre os dias 98 e 145, que inclui até o penúltimo perfil<sup>19</sup>, os valores médios do volume útil do reator e do efluente tratado foram iguais a cerca de 683 L e 325 L, respectivamente. A partir desses valores e das concentrações médias do esgoto bruto<sup>20</sup> (média de todo período experimental), do efluente tratado e das análises no começo e final da aeração (média do 98° ao 145° dia), os seguintes resultados foram obtidos:

---

<sup>18</sup> O volume de esgoto efluente é igual ao afluente, ou seja,  $V_a = V_e$

<sup>19</sup> O último perfil não foi considerado devido à adição de alcalinizante

<sup>20</sup> As concentrações médias de amônia e alcalinidade para o período entre os dias 98 e 145 foram, respectivamente, iguais a 56 mgN-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>.L<sup>-1</sup> e 227 mgCaCO<sub>3</sub>. L<sup>-1</sup>, próximas da média geral

Tabela 22 - Balanços de massa entre o final da aeração e o começo da aeração da batelada seguinte - perfis de N

	<b>Alcalinidade</b>	<b>Amônia</b>	<b>Nitrito</b>	<b>Nitrato</b>
$C_c$ (mg.L <sup>-1</sup> )	153,14	27,68	0,94	1,06
$C_{f,i-1}$ (mg.L <sup>-1</sup> )	18,29	6,16	20,09	1,81
$C_{\text{efluente}}$ (mg.L <sup>-1</sup> )	18,09	5,13	19,50	1,39
$C_{\text{afluente}}$ (mg.L <sup>-1</sup> )	223,68	56,86	---	---
$\Delta M$ (g)	<u>25,42</u>	-2,09	-6,76	-0,06
$\Delta C$ (mg.L <sup>-1</sup> )	37,19	-3,06	-9,89	-0,09
$C_c - C_{f,i-1}$ (mg.L <sup>-1</sup> )	134,86	21,52	-19,15	-0,75
$ \Delta C  /  (C_c - C_{f,i-1}) $ (%)	26	13	52	12
$-3,57 \times \Delta M[\text{NOx}]$ (gCaCO <sub>3</sub> )	---	---	<u>24,13</u>	<u>0,22</u>

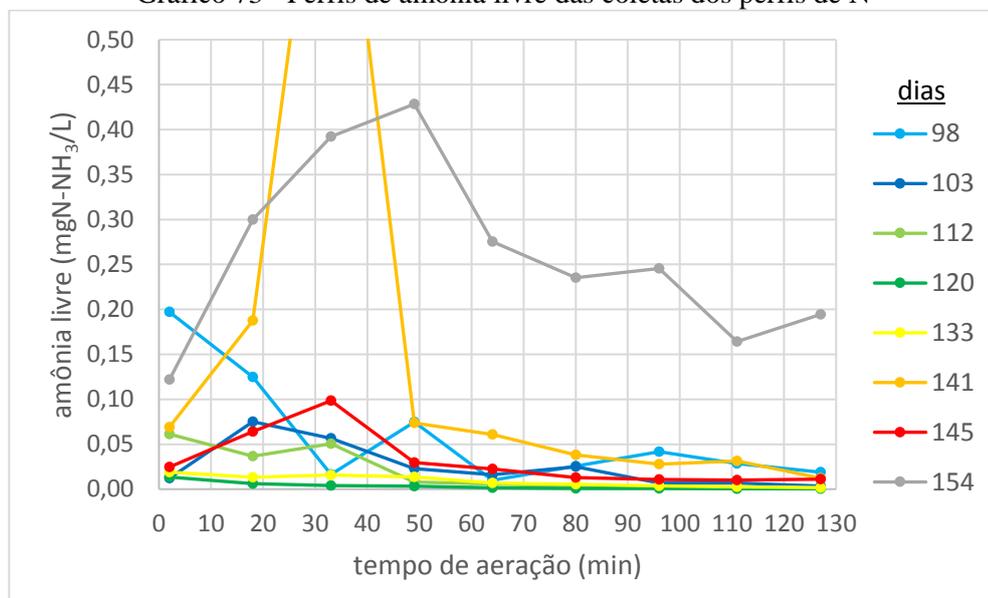
Fonte: Autor (2020)

A massa resultante da multiplicação de  $-3,57 \text{ gCaCO}_3 \cdot \text{gNOx} \text{ reduzido}^{-1}$  pelo consumo de nitrito e nitrato equivale à reposição de alcalinidade caso todo esse consumo fosse resultante da desnitrificação no intervalo analisado, ou seja, na sedimentação e alimentação, praticamente. Nota-se que o valor dessa massa, igual a  $24 \text{ gCaCO}_3$ , é próxima da variação de alcalinidade pelos processos físico-químicos avaliada pelo balanço de massa ( $\Delta M$ ). Dessa maneira, conclui-se, de modo esperado, que a variação de alcalinidade e de nitrito e nitrato pelos processos físico-químicos fora do período de aeração se atribuem, essencialmente, ao processo de desnitrificação. A razão percentual entre a variação da alcalinidade por esse processo e a diferença da alcalinidade observada entre o final da aeração e o começo da aeração da batelada seguinte ( $\Delta C / C_c - C_{f,i-1}$ ) é equivalente a 26%. Isso mostra que a desnitrificação possuiu menor influência na recuperação de alcalinidade, havendo maior aumento desse parâmetro devido à entrada do esgoto bruto. Verifica-se também um pequeno consumo de amônia pelos processos físico-químicos, de apenas  $3,1 \text{ mgN-NH}_4^+ \cdot \text{L}^{-1}$ , o que indica um balanço parecido entre o aumento da disponibilidade de amônia (amonificação) e seu consumo (assimilação/adsorção na biomassa). A saída de nitrito com o efluente tratado contribuiu em cerca de 48% para sua redução observada entre o final da aeração e o começo da aeração da batelada seguinte, e, para o nitrato, esse percentual foi de 88%.

Uma das possíveis causas da nitritação foi a inibição dos microrganismos nitrificantes pela toxicidade da amônia livre ou do ácido nitroso. No Gráfico 73, são mostradas as concentrações de amônia livre, calculadas pela Equação (24). Exceto por alguns valores dos perfis realizados nos 98° e 141° dias e do perfil do 154° dia, as concentrações de amônia livre se situaram abaixo de  $0,1 \text{ mgN-NH}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ , considerado um nível seguro para as bactérias oxidadoras de amônia e nitrito. As demais concentrações analisadas poderiam, possivelmente, ser danosas às BON. As concentrações mais elevadas do 154° dia foram resultado das maiores

concentrações de amônia e dos valores de pH mais elevados. Entretanto, nesse dia não houve maior acúmulo de nitrito no reator, pelo contrário, foram analisadas menores concentrações desse constituinte, assim como menor consumo relativo de amônia ao longo da aeração.

Gráfico 73 - Perfis de amônia livre das coletas dos perfis de N



Fonte: Autor (2020)

As concentrações de ácido nitroso livre em cada perfil foram calculadas pela Equação (25). O valor mais elevado foi de  $0,105 \text{ mgN-HNO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ , correspondente à última coleta da aeração no perfil do 133º dia. Tal concentração, assim como as demais observadas, estiveram abaixo de  $0,22 \text{ mgN-HNO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ , limiar seguro para evitar a inibição das BOA e das BON.

As concentrações de amônia livre e de ácido nitroso ao longo do floco ou dos grânulos tendem a ser diferentes das observadas no meio líquido devido à distribuição espacial da atividade bioquímica na biomassa e dos processos difusivos que nela ocorrem. Por exemplo, da camada mais externa para a interna, poderia haver a redução das concentrações de amônia e nitrito/nitrato devido à oxidação da amônia nas zonas externas aeradas e assimilação ao longo da biomassa, e da desnitrificação nas regiões internas anóxicas. Entretanto, a avaliação das concentrações de amônia livre e ácido nitroso no meio líquido pôde ser utilizada como uma análise preliminar, não sendo detectados, de um modo geral, valores que poderiam inibir os organismos nitrificantes.

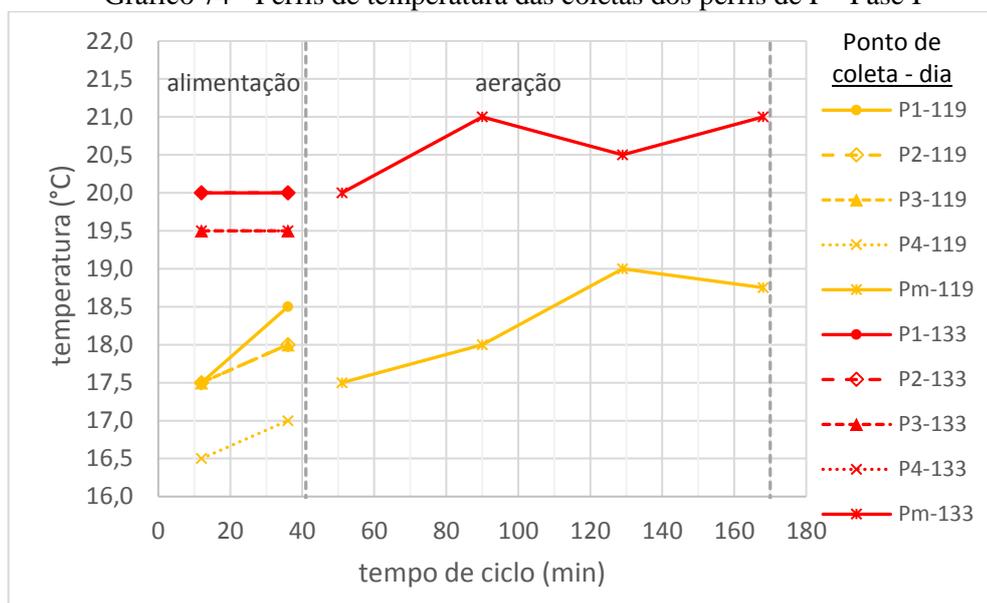
Por outro lado, não se deve descartar a possibilidade da reduzida presença das BON no lodo como causa do acúmulo de nitrito, motivada pela inibição por tais compostos nitrogenados ou por outros fatores, como limitação de oxigênio. Uma avaliação mais detalhada da biomassa, que incluiria, por exemplo, o estudo da distribuição das populações microbianas

e da identificação de processos metabólicos, poderia elucidar melhor os fenômenos observados nos perfis.

### 5.11 Perfis de P

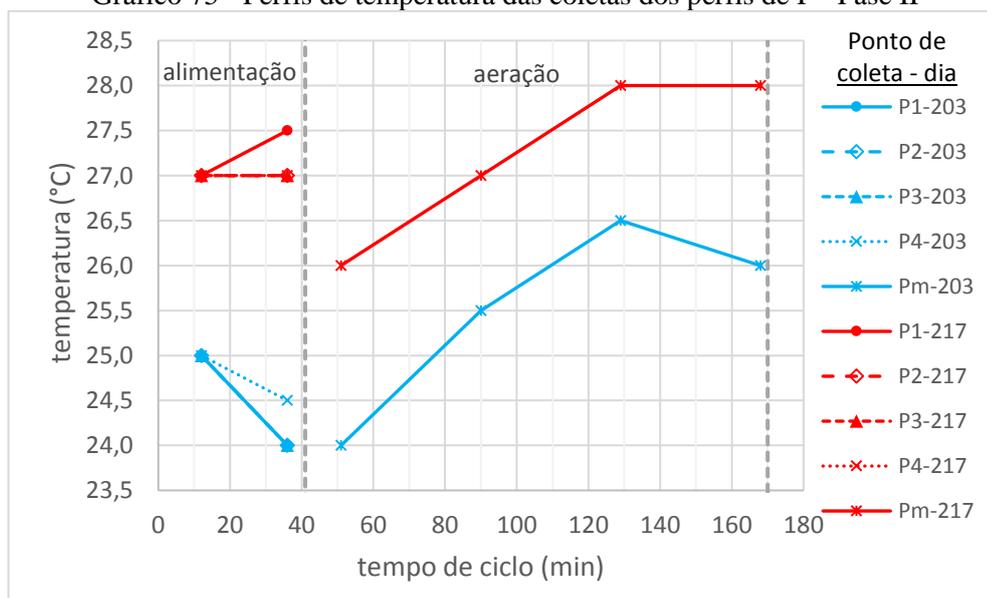
Nos Gráficos 74 a 83, são apresentados os resultados dos perfis de fósforo realizados no período de 4 de julho a 25 de julho (dias 112, 119 e 133), relativo à fase I, e nos dias 203 e 217, durante a fase II.

Gráfico 74 - Perfis de temperatura das coletas dos perfis de P - Fase I



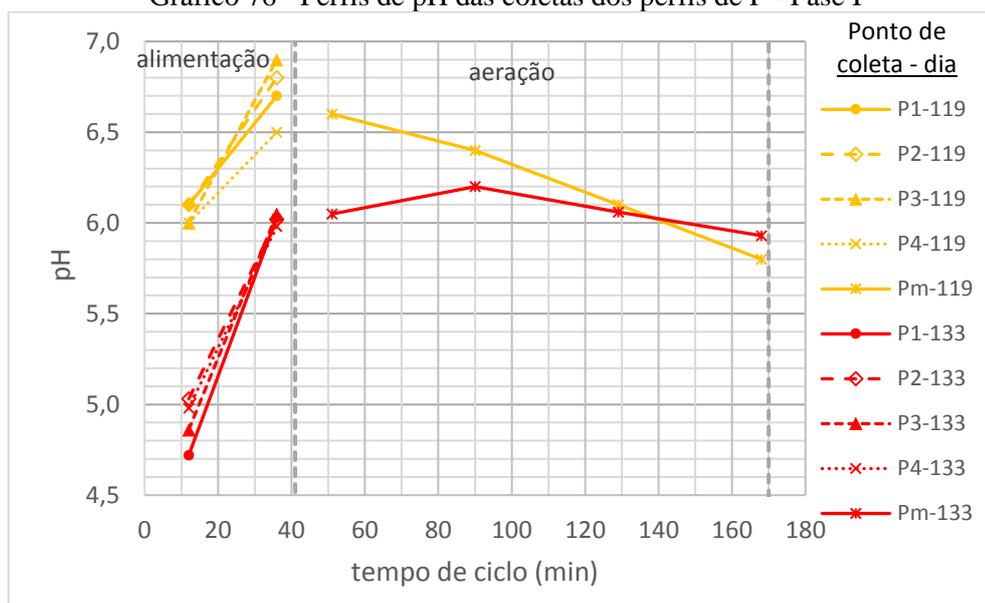
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 75 - Perfis de temperatura das coletas dos perfis de P - Fase II



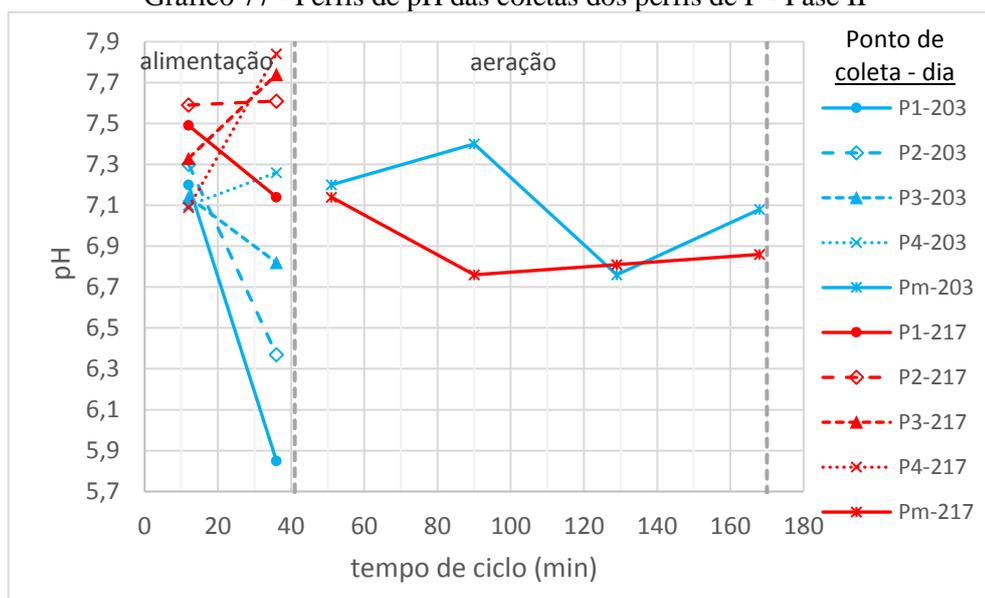
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 76 - Perfis de pH das coletas dos perfis de P - Fase I



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 77 - Perfis de pH das coletas dos perfis de P - Fase II



Fonte: Autor (2020)

Os valores de pH na fase I não foram favoráveis para a remoção de fósforo, considerando a preponderância de medições abaixo de 6,5, em que há a redução da RBF (VON SPERLING, 2012). Na fase II, os valores de pH foram melhores para a remoção biológica de fósforo e as temperaturas mais elevadas poderiam favorecer a cinética dos processos bioquímicos envolvidos. Contudo, as temperaturas entre 24 e 28°C foram mais vantajosas para os GAO, pois esses microrganismos são mais competitivos numa faixa de 20° a 30°C (METCALF & EDDY, 2016).

Gráfico 78 - Perfis de alcalinidade das coletas dos perfis de P - Fase I

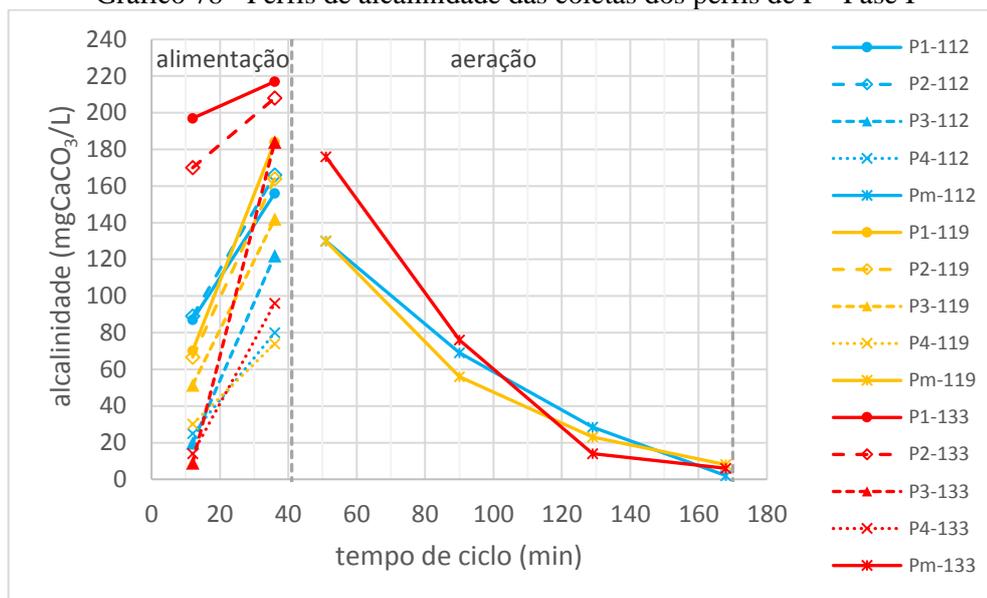
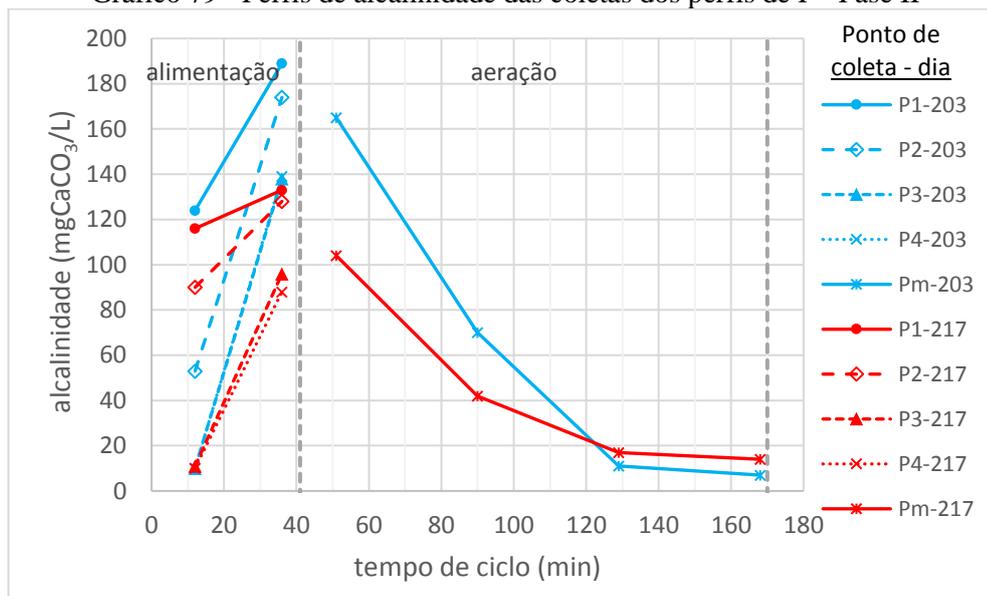
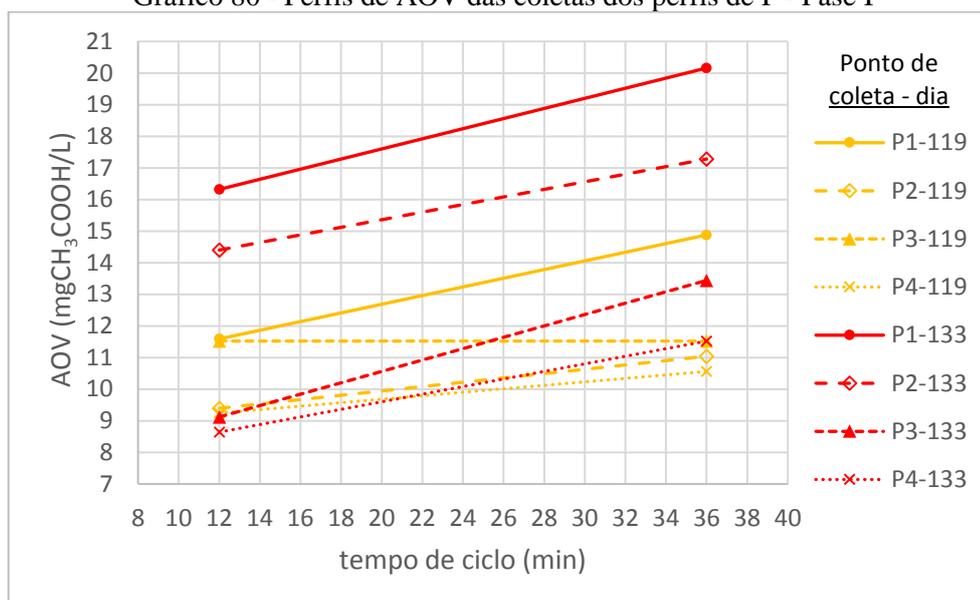


Gráfico 79 - Perfis de alcalinidade das coletas dos perfis de P - Fase II



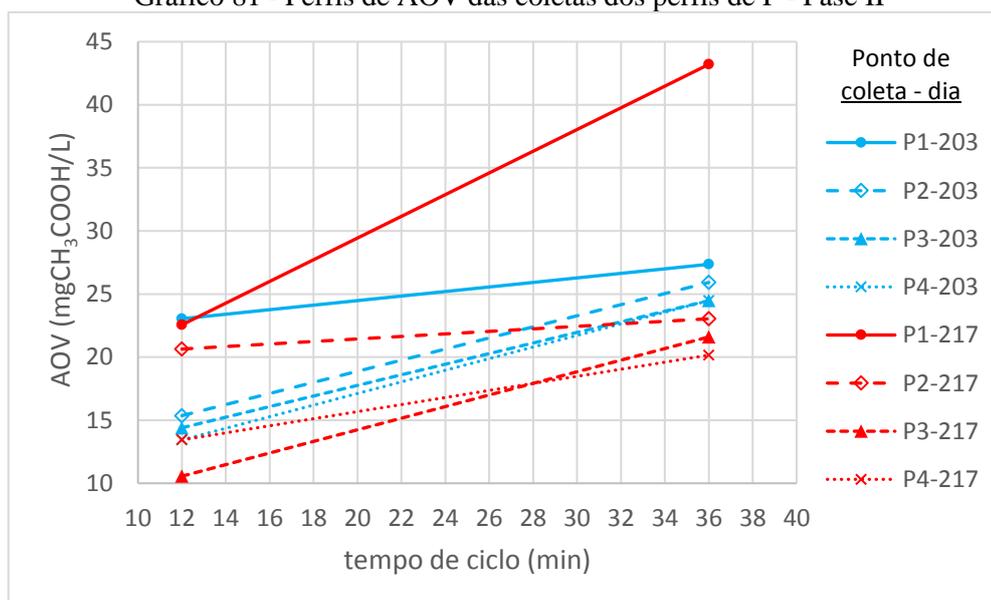
Apesar da recuperação de alcalinidade durante a etapa de alimentação, motivada pela entrada de esgoto bruto, desnitrificação e formação de ácidos voláteis, os valores alcançados no início da aeração não foram suficientemente elevados para garantir concentrações aceitáveis até o final deste estágio.

Gráfico 80 - Perfis de AOV das coletas dos perfis de P - Fase I



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 81 - Perfis de AOV das coletas dos perfis de P - Fase II



Fonte: Autor (2020)

A elevação da concentração de AOV no período de alimentação é o mecanismo esperado como parte do processo de desenvolvimento dos organismos acumuladores de fósforo. Observa-se essa tendência nos perfis, porém de forma muito pouco acentuada.

Gráfico 82 - Perfis de ortofosfato das coletas dos perfis de P - Fase I

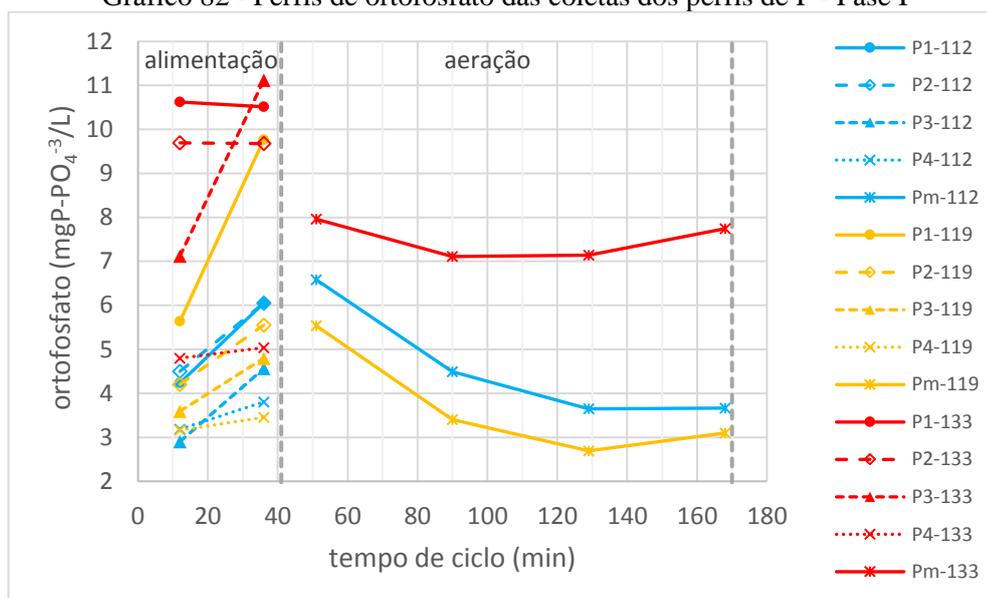
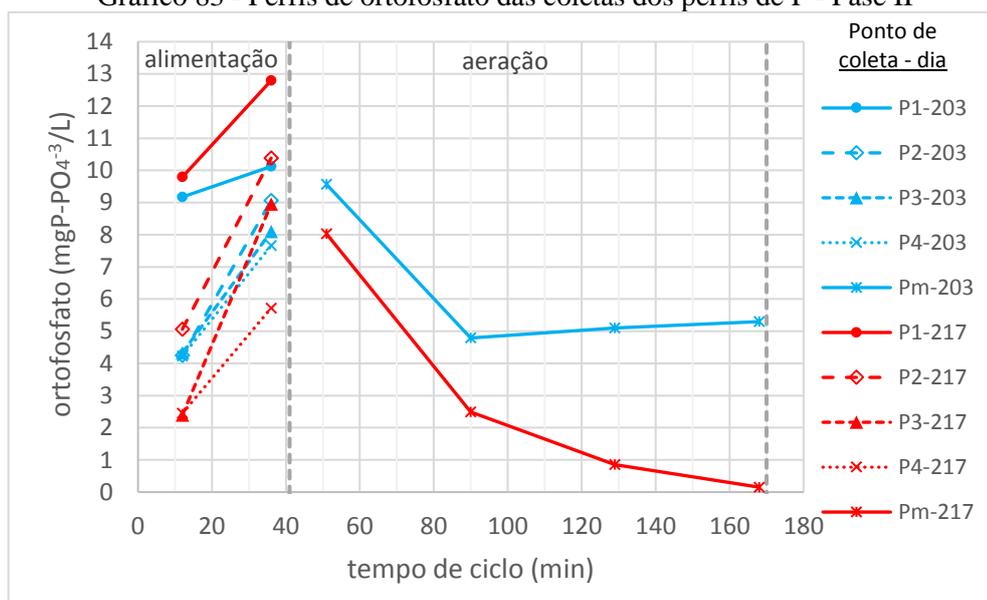


Gráfico 83 - Perfis de ortofosfato das coletas dos perfis de P - Fase II



Na fase I, as remoções de ortofosfato durante a aeração foram iguais a 2,92, 2,44 e 0,21  $\text{mgP-PO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1}$  para os dias 112, 119 e 133, respectivamente. Em relação a disponibilidade de ortofosfato no início da etapa aerada, esses valores correspondem a remoções de 44,4%, 44,1% e 2,7%. Na fase II, as remoções de ortofosfato foram iguais a 4,27  $\text{mgP-PO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1}$  (203º dia) e 7,87  $\text{mgP-PO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1}$  (217º dia), associadas a eficiências de remoção de 44,6% e 98,1%, respectivamente.

Os perfis mostram uma estratificação dos parâmetros analíticos ao longo da altura útil do reator durante a alimentação e, de um modo geral, ocorreu o aumento das concentrações de alcalinidade, ortofosfato e AOV em todos os pontos de amostragem. Segundo a hipótese do escoamento do tipo *plug-flow* e pelas trocas volumétricas observadas, não haveria muita influência da entrada do esgoto bruto no aumento das concentrações dos parâmetros analíticos durante a alimentação nos pontos de amostragem mais altos (P<sub>3</sub> e P<sub>4</sub>). Isso não se verificou nos perfis de fósforo e também nos perfis conjuntos de DQO, N e P, nos quais se observou o aumento da concentração de outros parâmetros, como DQO e amônia, até mesmo no ponto de amostragem mais alto, o P<sub>4</sub>. Obviamente, não se espera um perfeito escoamento *plug-flow* na prática, no entanto, causa surpresa o aumento de concentrações nesse ponto de amostragem, distante da altura de troca volumétrica. Assim, o aumento da concentração de ortofosfato no meio líquido durante a alimentação pode ter tido influência da imperfeição do escoamento e diluição do esgoto bruto para todos os pontos de amostragem, não se podendo atribuir a liberação de ortofosfato somente como um comportamento associado à presença dos organismos acumuladores de fósforo.

Na Tabela 23, é apresentado, para a fase I, um balanço de massa entre as concentrações de ortofosfato no final da aeração ( $C_{f,ae,i-1}$ ) e no final da alimentação ( $C_{f,al}$ ) da batelada seguinte, utilizando um cálculo similar ao apresentado para os perfis de nitrogênio e valores médios analisados no período. Porém, considerou-se o final da alimentação, sendo calculada uma concentração média dos quatro pontos de amostragem para cada perfil e o valor médio dessas concentrações, equivalente a  $6,7 \text{ mgP-PO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1}$ . Também foram considerados um volume útil do reator de 686 L e um volume de esgoto afluente igual 326 L, aproximadamente, valores médios observados entre os dias 112 e 133. A concentração de ortofosfato do efluente tratado corresponde à média desse período, e a do esgoto bruto, ao valor médio de todo o período de pesquisa.

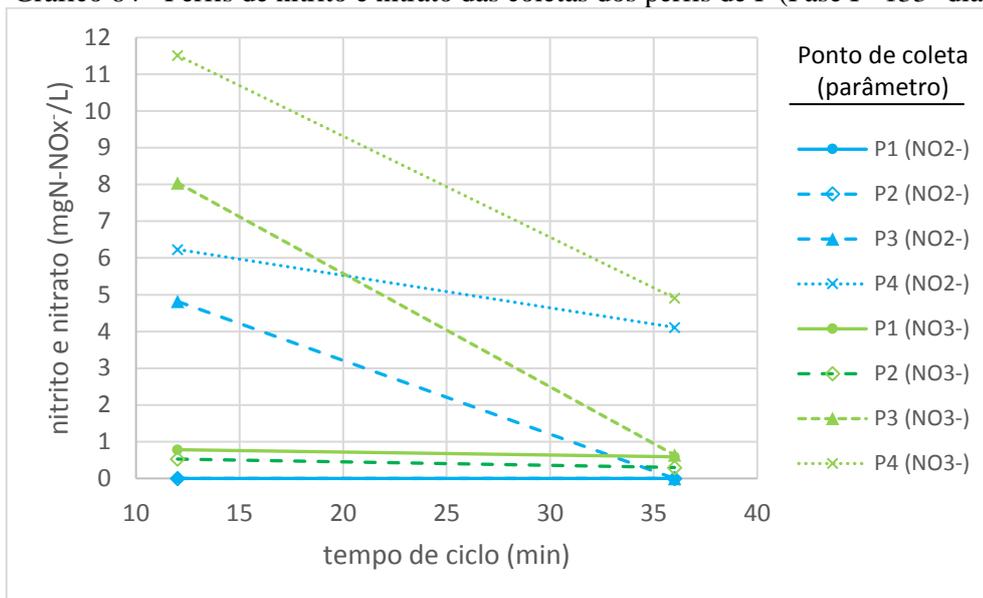
Tabela 23 - Balanço de massa de ortofosfato para os perfis de P - Fase I

	<b>Ortofosfato</b>
$C_{f,al} \text{ (mgP-PO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1})$	6,70
$C_{f,ae,i-1} \text{ (mgP-PO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1})$	4,83
$C_{\text{efluente}} \text{ (mgP-PO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1})$	2,53
$C_{\text{afluente}} \text{ (mgP-PO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1})$	5,78
$\Delta M \text{ (mgP-PO}_4^{-3})$	223,10
$\Delta C \text{ (mgP-PO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1})$	0,325
$C_{f,al} - C_{f,ae,i-1} \text{ (mgP-PO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1})$	1,87
$ \Delta C  /  (C_{f,al} - C_{f,ae,i-1})  \text{ (\%)} $	17,4

Fonte: Autor (2020)

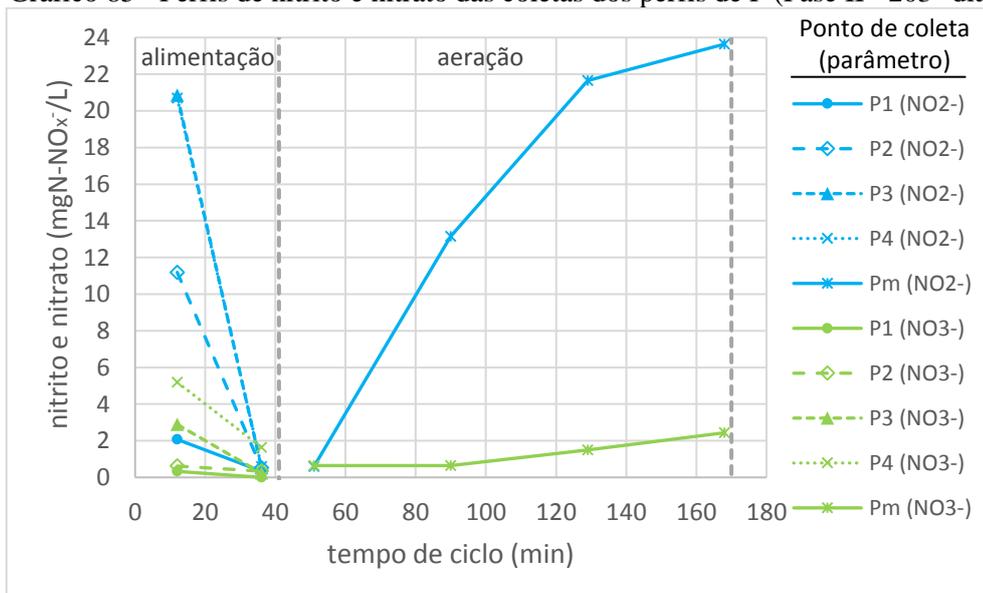
Os resultados mostraram liberação de ortofosfato para o meio líquido entre o final da aeração e o final da alimentação da batelada seguinte, tendo em vista o valor positivo de “ $\Delta C$ ”, associado à variação de concentração devido aos processos físico-químicos. A porcentagem relativa à razão “ $\Delta C / C_{f,al} - C_{f,ae,i-1}$ ” indica que 17% da variação da concentração observada ocorreu devido à atividade bioquímica da biomassa, ou seja, 83% foram resultantes do balanço entre a entrada do esgoto bruto e a saída do efluente tratado.

Gráfico 84 - Perfis de nitrito e nitrato das coletas dos perfis de P (Fase I - 133º dia)



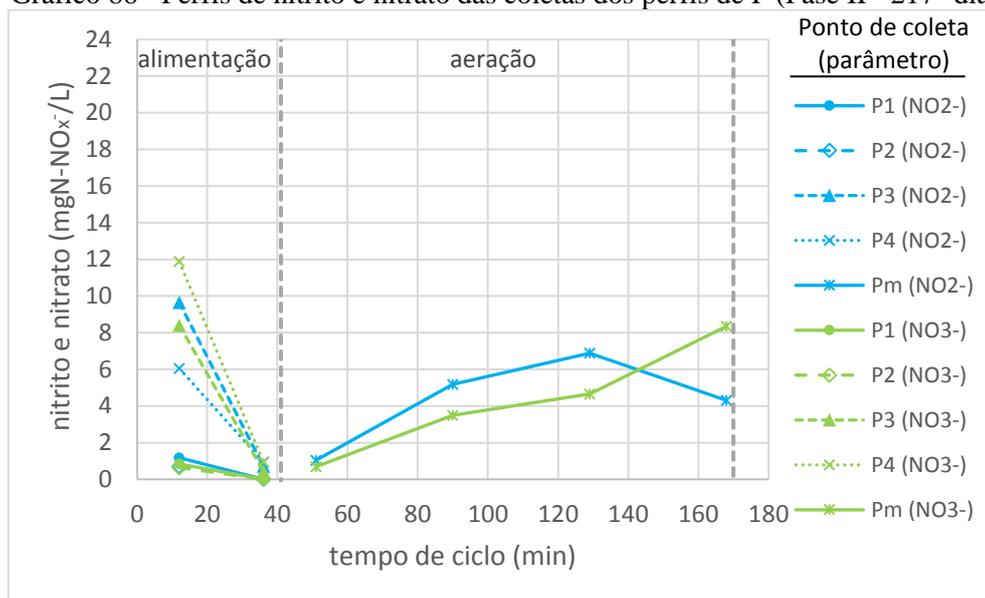
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 85 - Perfis de nitrito e nitrato das coletas dos perfis de P (Fase II - 203º dia)



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 86 - Perfis de nitrito e nitrato das coletas dos perfis de P (Fase II - 217° dia)



Fonte: Autor (2020)

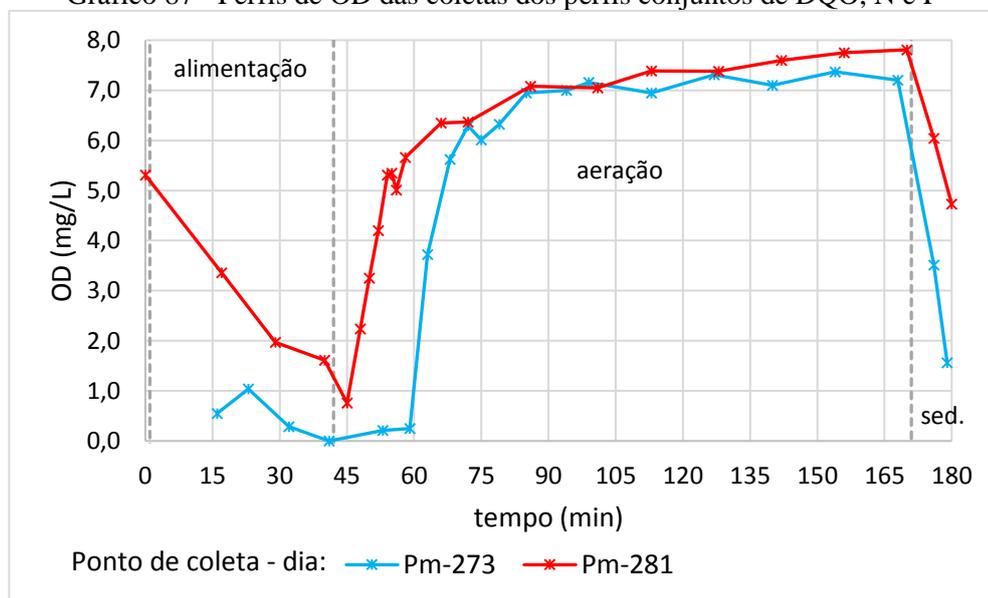
Os perfis mostram a ocorrência de concentrações elevadas de nitrito e nitrato nos pontos de amostragem mais altos, P<sub>3</sub> e P<sub>4</sub>, e reduzidas concentrações desses compostos nos pontos mais baixos, P<sub>1</sub> e P<sub>2</sub>, na primeira coleta da alimentação. Também se observa o consumo de nitrato e nitrito durante essa etapa. O maior acúmulo de lodo nas porções inferiores do reator após a sedimentação e a entrada de esgoto bruto pelo fundo devem ter contribuído para a desnitrificação mais rápida nos pontos de amostragem mais baixos. A estratificação de nitrito e nitrato ao longo da altura útil indicam um ambiente anaeróbio nas regiões mais baixas e anóxico nas mais elevadas, podendo variar durante a alimentação de acordo com o consumo de nitrito e nitrato pela desnitrificação, o que torna a caracterização do ambiente de alimentação complexa. De qualquer modo, a presença de nitrito e nitrato resultantes do tratamento da batelada anterior fez com que parte do ambiente do reator fosse anóxico e não anaeróbio de acidificação, o que pode ter prejudicado o desenvolvimento dos PAO.

Apesar da menor importância do nitrito e do nitrato para a remoção de fósforo durante a aeração, suas concentrações também foram analisadas nesse estágio para verificar seu comportamento na fase II. Do mesmo modo que a fase I, houve maior acúmulo de nitrito em relação ao nitrato, porém ocorreu expressiva diferença no comportamento do aumento de nitrito ao longo da aeração nos dois perfis, verificando-se maiores valores para o perfil do 203° dia. As concentrações de nitrito e nitrato no final dessa etapa foram semelhantes às obtidas para o efluente tratado nos dias próximos aos perfis, com exceção da concentração de 4,3 mgN-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>.L<sup>-1</sup>, obtida no perfil do 217° dia, muito inferior aos valores de nitrito do efluente tratado próximos desse período (Gráfico 56).

### 5.12 Perfis conjuntos de DQO, N e P

Os resultados dos perfis realizados nos dias 12 e 20 de dezembro (273° e 281° dias de operação) são apresentados nos Gráficos 87 a 94. O primeiro perfil foi realizado em um período anterior ao aumento da vazão da bomba, efetuado a partir do 274° dia. Exceto pelo nitrito, nitrato e OD, de um modo geral, ocorreu o aumento das concentrações dos diversos parâmetros analíticos nos 4 pontos de amostragem durante a alimentação. Isso evidencia a influência da entrada de esgoto bruto ao longo da maior parte da altura útil do reator e não somente na região inferior limitada pela troca volumétrica, como já foi observado pelas análises dos perfis de P. Os perfis também mostram que as concentrações dos diversos parâmetros analíticos no ponto de amostragem P<sub>m</sub> no final da aeração foram semelhantes às observadas no ponto P<sub>4</sub> no final do ciclo. Portanto, a qualidade do esgoto tratado no final da etapa aerada era parecida com a qualidade do esgoto nas regiões mais altas do reator ao término de uma batelada, que, por sua vez, integram a maior parte do efluente tratado. As temperaturas médias no lodo foram iguais a 26 e 27 °C nos 273° e 281° dias, respectivamente. Portanto, foram favoráveis para os processos bioquímicos de tratamento.

Gráfico 87 - Perfis de OD das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P

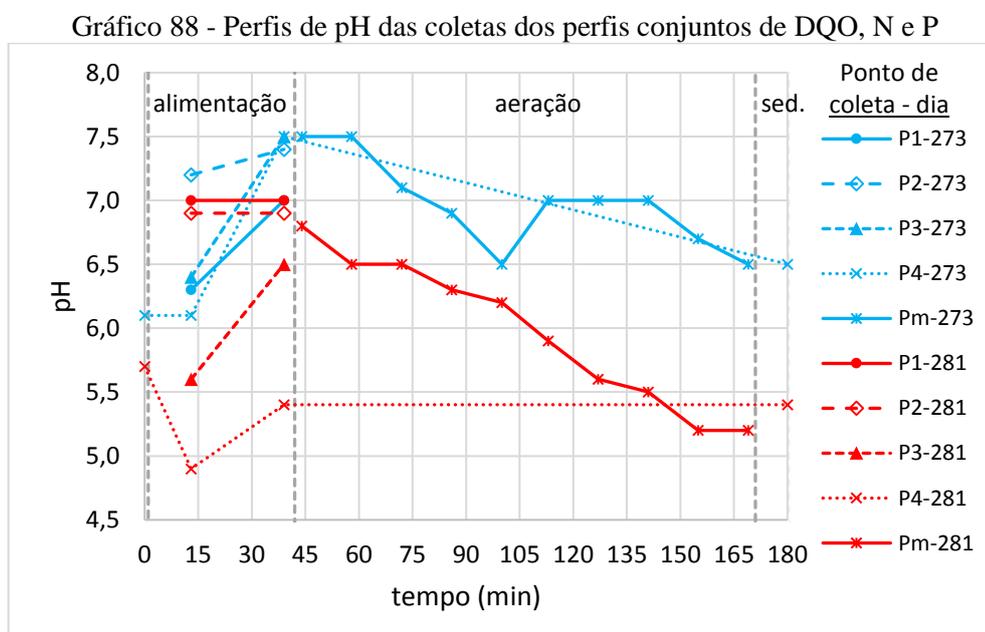


Fonte: Autor (2020)

Conforme mencionado no item 5.3, a maior demora para a elevação do OD no perfil do 273° dia ocorreu devido à abertura acidental da purga do compressor no início da aeração. As diferenças de OD entre os perfis durante a alimentação podem ser atribuídas à maior concentração de lodo próxima da localização da sonda do oxímetro: no perfil do dia 273, havia

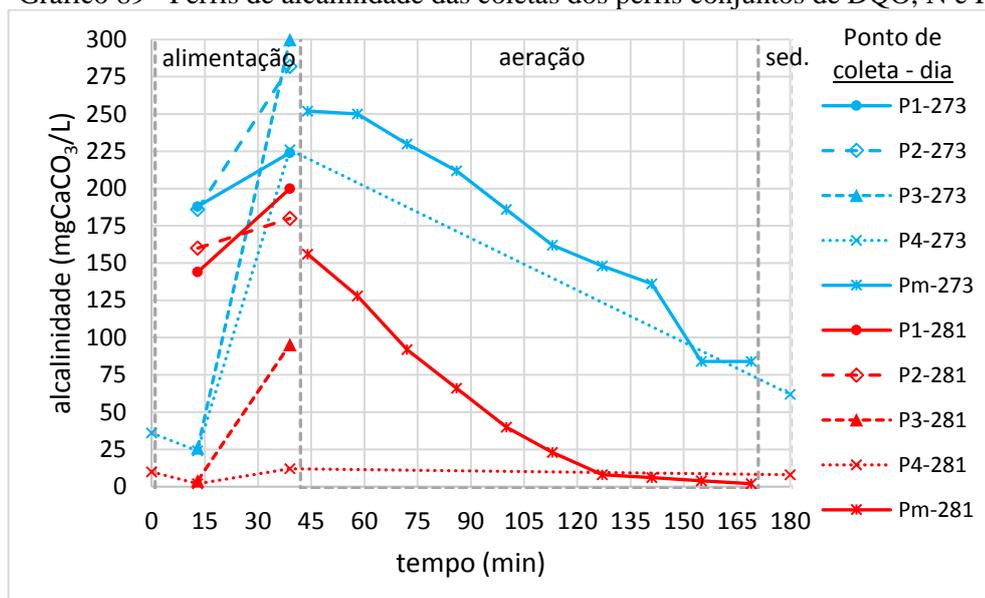
muito lodo no ponto  $P_m$  durante a alimentação, enquanto que, no perfil do dia 281, as amostras continham mais líquido com flocos dispersos, ocasionando menor consumo de OD do meio líquido. Por esse mesmo motivo, o consumo de OD durante a sedimentação próximo ao  $P_m$  foi maior no perfil do 273º dia.

Em um período posterior a esta pesquisa, foram feitas algumas medições de oxigênio dissolvido durante a alimentação em diferentes alturas do reator, que mostraram uma estratificação desse parâmetro. Nos pontos de amostragem mais baixos,  $P_1$  e  $P_2$ , foram registradas concentrações de até  $0,3 \text{ mg.L}^{-1}$  e, nos pontos  $P_3$  e  $P_4$ , observaram-se, respectivamente, valores decrescentes com o tempo, entre  $2,1$  e  $0,4 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $3,6$  e  $0,4 \text{ mg.L}^{-1}$ . A estratificação de concentrações de OD durante a sedimentação e a alimentação também deve ter ocorrido durante o período operacional deste estudo, de modo que os valores apresentados no Gráfico 87 não refletem uma condição homogênea do reator. De qualquer modo, para o que se espera de uma alimentação anaeróbia, é preocupante a presença de OD em níveis elevados numa altura intermediária do reator. A alta concentração de OD no final da etapa aerada, associada a um tempo curto de sedimentação, tende a favorecer a presença de oxigênio remanescente para a batelada posterior, fenômeno que deve ser evitado.



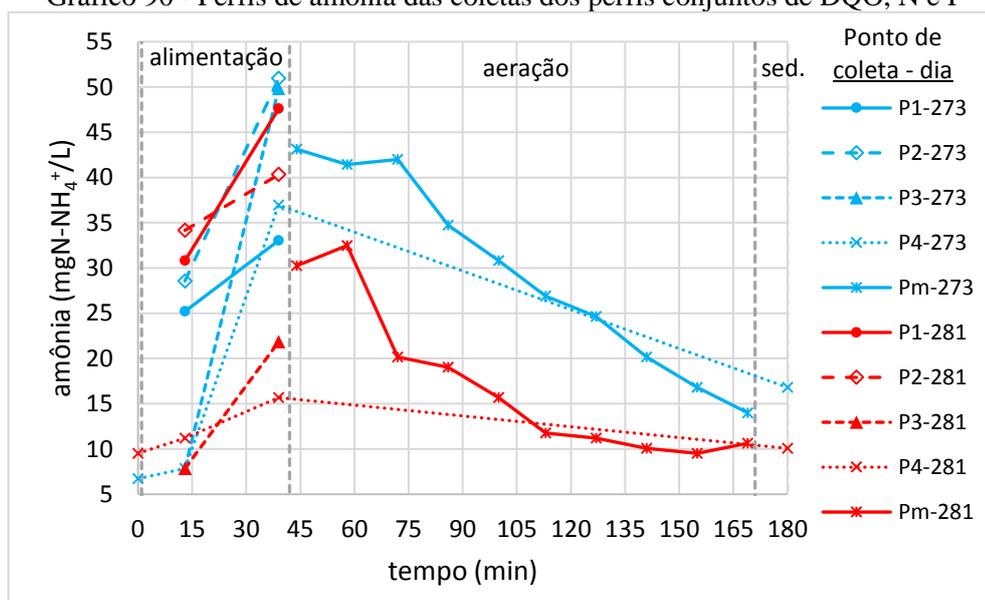
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 89 - Perfis de alcalinidade das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P



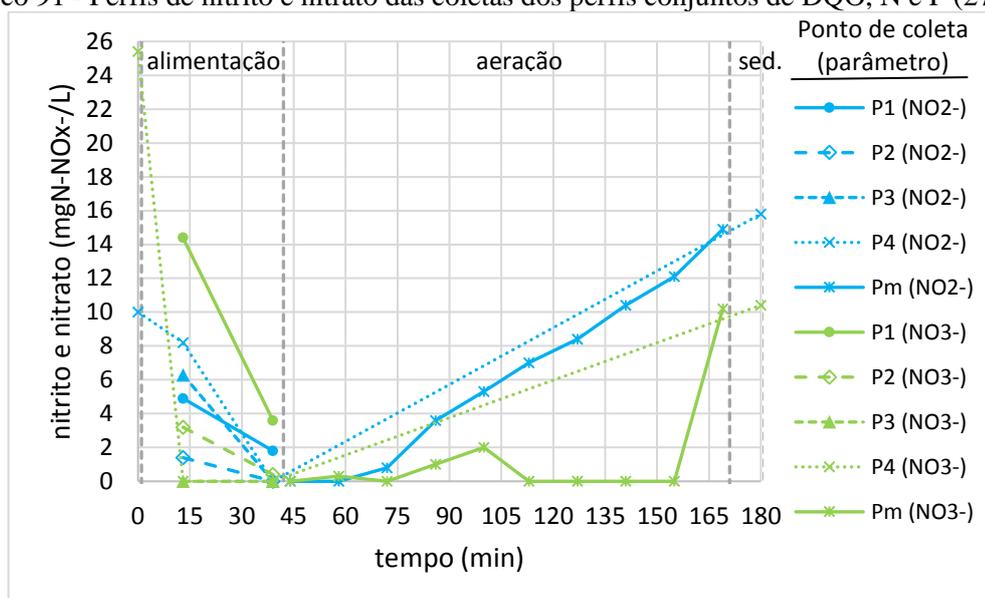
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 90 - Perfis de amônia das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P



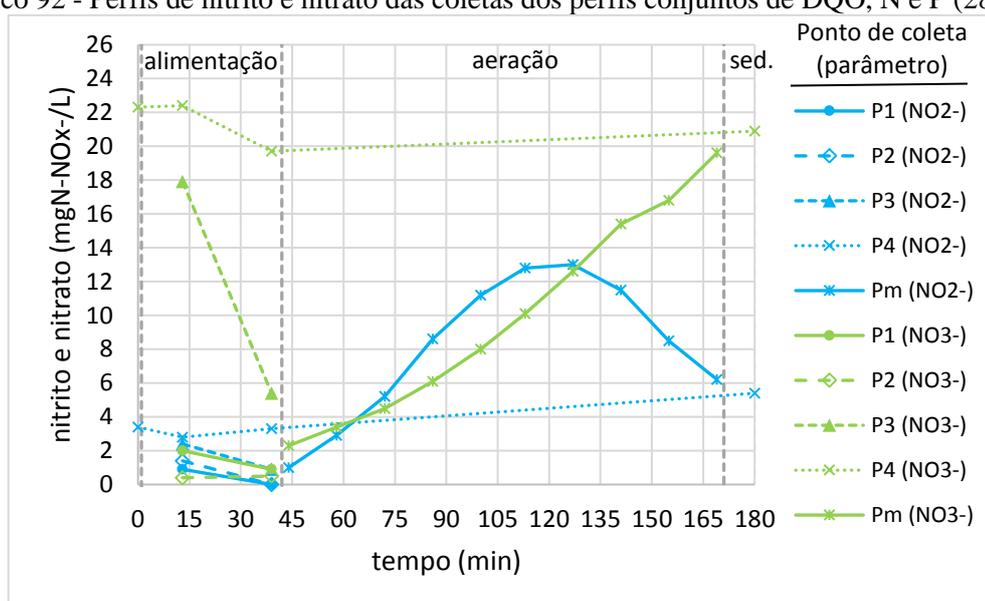
Fonte: Autor (2020)

Gráfico 91 - Perfis de nitrito e nitrato das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P (273° dia)



Fonte: Autor (2020)

Gráfico 92 - Perfis de nitrito e nitrato das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P (281° dia)

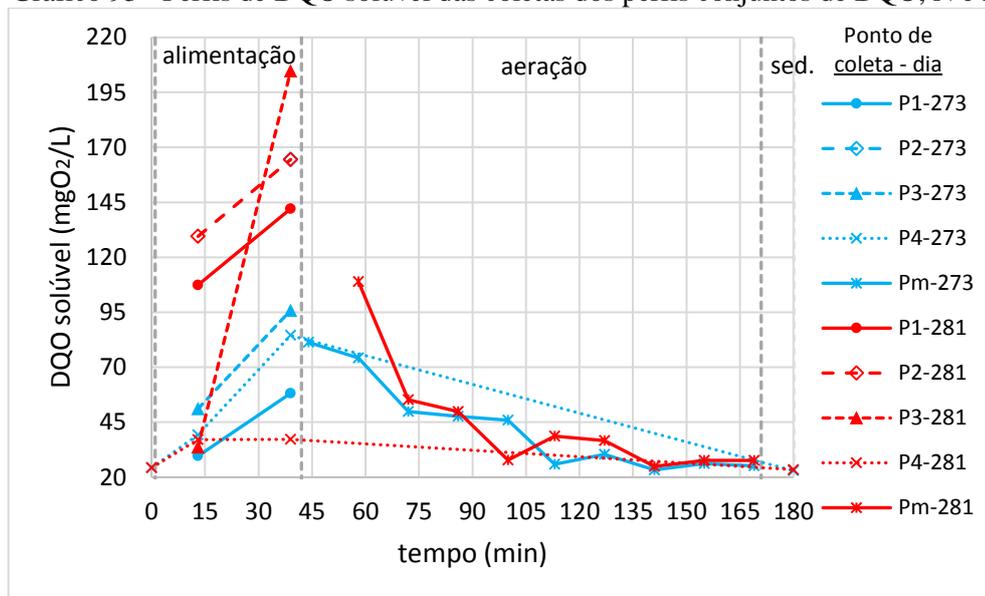


Fonte: Autor (2020)

As medições de pH em ambos os perfis mostraram a preponderância de valores ácidos, que não são os ideais para os processos de remoção de nitrogênio e fósforo. Os valores abaixo de 6,0 foram ainda mais preocupantes, conforme observado no perfil do 281º dia. Coincidentemente, no período de aeração desse perfil, quando o pH estava menor do que esse valor, as concentrações de amônia estabilizaram e se observou um comportamento atípico do nitrito no meio líquido, ocorrendo seu declínio até o final da aeração. De modo contrário, as concentrações de nitrato se elevaram, o que pode indicar a continuidade do processo de

nitrificação, ou seja, a nitratação. O comportamento das concentrações de nitrito e nitrato ao longo da aeração foram muito diferentes entre os dois perfis, evidenciando uma situação de instabilidade na nitrificação, ao contrário dos perfis de N realizados na fase I, quando se observou um comportamento padronizado.

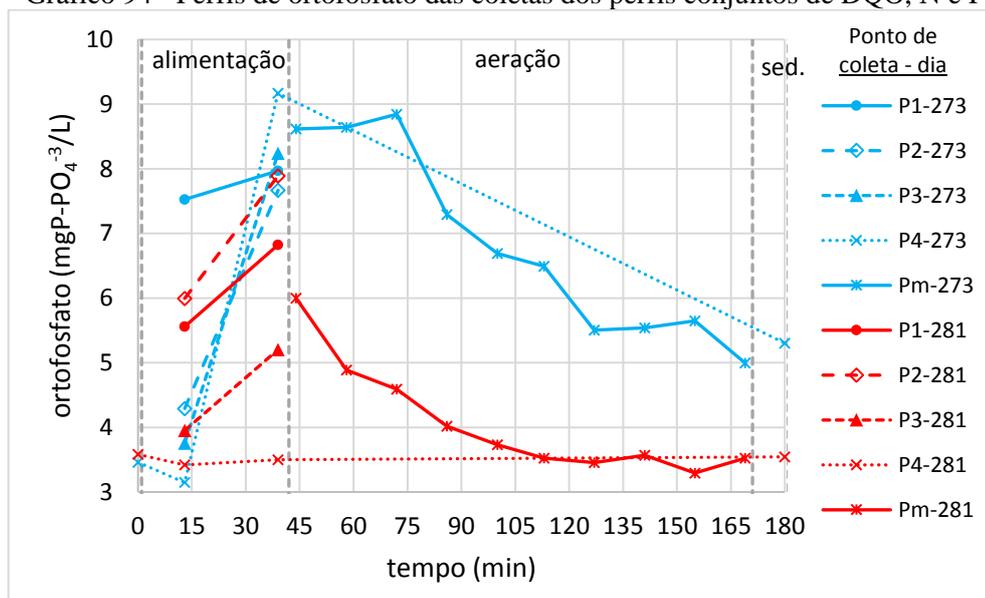
Gráfico 93 - Perfis de DQO solúvel das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P



Fonte: Autor (2020)

Nota-se a aproximação das concentrações de DQO solúvel entre os dois perfis durante a aeração a partir de um pouco antes de 74 minutos do ciclo (33 minutos de aeração) e também se verifica concentrações muito próximas no final da sedimentação em ambos os perfis, diferentemente do comportamento observado para os outros parâmetros. A partir dos 58 minutos de aeração, aproximadamente, as concentrações de DQO solúvel estiveram abaixo de 44 mgDQOs.L<sup>-1</sup>, que corresponde à média do efluente tratado para a fase II. Para o percentual de 90% dos dados, este valor foi de 56 mgDQOs.L<sup>-1</sup>, já menor durante a aeração nos perfis em cerca de 30 minutos. Isso evidencia uma boa capacidade de remoção de DQO em menos da metade do período aerado. Para o desenvolvimento e estabilidade dos grânulos aeróbios, é desejável uma menor disponibilidade de matéria orgânica durante a maior parte da aeração, sendo benéfico seu rápido consumo no começo da aeração.

Gráfico 94 - Perfis de ortofosfato das coletas dos perfis conjuntos de DQO, N e P



Fonte: Autor (2020)

As remoções de ortofosfato durante a aeração foram iguais a  $3,62 \text{ mgP-PO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1}$  para o 273º dia e  $2,48 \text{ mgP-PO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1}$  para o 281º dia, que correspondem a eficiências de remoção em relação à primeira coleta de 42% e 41%, respectivamente. Esses percentuais foram semelhantes aos verificados nos outros perfis de P em ambas as fases. As porcentagens de fósforo particulado nos SSV do lodo do reator foram iguais a 0,79% (273º dia) e 1,1% (281º dia), não indicando o enriquecimento da biomassa com os organismos acumuladores de fósforo.

## 6. CONCLUSÕES

Os tópicos a seguir apresentam as principais conclusões deste trabalho:

- Formação do lodo granular aeróbio
  - A granulação aeróbia em um RBS tratando esgoto sanitário em ciclo de três estágios e com controle da idade do lodo foi possível, tendo em vista a visualização de grânulos macroscópicos no reator. No entanto, houve a predominância da biomassa floculada ao longo de toda a pesquisa e a ausência de resultados que indicassem um efetivo processo de granulação;
  - Este estudo indica que a formação dos grânulos pode ter iniciado com tempos de sedimentação maiores (15 a 30 minutos) e durante o período em que o descarte intencional do lodo era realizado durante a aeração e num ponto de amostragem mais baixo, ainda sem a preocupação de remover intencionalmente a biomassa de menor capacidade de sedimentação. Esse modo de operação, não muito diferente de um processo por bateladas convencional, indica menor influência do tempo de sedimentação e que, possivelmente, a geometria do reator (alta relação H/D) e a entrada de esgoto bruto em fluxo ascendente pelo fundo já sejam favoráveis para a formação do lodo granular aeróbio.
  
- Eficiências na remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo
  - Esta pesquisa mostrou eficiências elevadas na remoção de matéria orgânica e amônia apesar de suas altas concentrações no esgoto bruto e maiores relações A/M aplicadas no sistema piloto. Entretanto, a remoção de nitrogênio total não foi completamente satisfatória, influenciada pela presença relativamente alta de nitrogênio orgânico no efluente tratado, assim como elevadas concentrações de nitrito na maior parte do período experimental;
  - A remoção biológica de fósforo não foi suficiente para a obtenção de um efluente com qualidade aceitável para condições de lançamento mais restritivas, sendo atribuída essa remoção aos organismos heterotróficos ordinários, essencialmente.

- Processos bioquímicos de remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo
  - Verificou-se o acúmulo de nitrato e, principalmente, nitrito ao longo da aeração, o que mostra a não ocorrência plena da nitrificação e desnitrificação simultânea. A efetivação de tal processo seria muito benéfica para a operação do sistema piloto. As vantagens incluiriam, além da melhora na qualidade do efluente em termos de remoção de nitrogênio, condições anaeróbias de acidificação na alimentação para o desenvolvimento dos PAO, a ausência da desnitrificação em conjunto com o descarte de efluente tratado e a maior reposição de alcalinidade para o meio líquido durante a etapa aerada;
  - Devido à importância dos PAO na remoção de fósforo e de seu metabolismo favorável para a formação de um lodo granular estável, as condições operacionais do reator devem ser aprimoradas para o seu desenvolvimento. A presença de nitrato e nitrito, o reduzido tempo de alimentação e a imperfeição acentuada do escoamento do tipo *plug-flow* durante esse estágio foram fatores desfavoráveis para o crescimento dos PAO;
  - O expressivo consumo de alcalinidade, levando à necessidade da reposição artificial, foram aspectos particulares deste estudo, não sendo algo reportado por outras pesquisas. Esse procedimento deve ser empregado com cautela quando necessário, considerando o possível efeito negativo na perda de sólidos no efluente tratado. A manutenção da maior alcalinidade no sistema também é benéfica para um melhor efeito “tampão” e valores de pH mais altos. Isso seria desejável na operação do sistema piloto, considerando as medições frequentes de valores ligeiramente ácidos, não ideais para os processos de remoção de nutrientes.
  
- Sedimentabilidade e granulometria do lodo
  - Não ocorreu o contínuo aumento das razões  $IVL_{30}/IVL_{10}$  e  $IVL_{30}/IVL_5$  até o alcance de uma performance de sedimentabilidade que fosse melhor do que o esperado para um lodo ativado apenas floculado, o que indicaria um efetivo processo de granulação. De modo contrário, os resultados de sedimentabilidade se assemelharam aos de lodo ativado apenas floculado, observando-se melhor qualidade de sedimentação para o IVL e menor para a VSZ. No entanto, verificou-se uma melhora na qualidade de sedimentação ao longo do tempo em ambas as fases a partir das estratégias operacionais adotadas;
  - Os procedimentos operacionais também contribuíram para o aumento do volume das partículas do lodo em ambas as fases. Apesar da pouca presença de grânulos aeróbios

no reator, foram registrados tamanhos acima de 200  $\mu\text{m}$ , numa porcentagem que variou entre 44% e 72% para a maioria das análises.

➤ Perdas de sólidos no efluente tratado

- Um aspecto não desejável no desempenho do sistema piloto foram as elevadas perdas de sólidos no efluente tratado. A ocorrência da desnitrificação durante a alimentação pode ter tido importante influência pela expansão da manta de lodo até o nível de descarte. O fluxo ascensional do esgoto bruto pareceu não exercer influência no arraste de sólidos, levando-se em consideração a estabilidade e até a diminuição da manta de lodo durante parte da alimentação. Tais aspectos são particulares da operação de um RBS em ciclo de três estágios, diferentemente de um reator operado sob volume variável. Nesse sentido, os resultados de SST são ainda mais surpreendentes devido ao descarregamento do efluente tratado numa porção superior do reator, mais afastada da interface sólido/líquido.

➤ Controle da idade do lodo

- A instabilidade e o excesso da perda de sólidos no efluente dificultaram o controle da idade do lodo, pois muitos valores estiveram abaixo das idades do lodo desejadas. Isso fez com que não ocorressem períodos mais longos com idades do lodo estáveis, de modo a permitir uma melhor avaliação de sua influência no desempenho do RBS e na granulação aeróbia. No entanto, considerando a ausência de um processo efetivo de granulação para tentativa do controle da idade do lodo, conclui-se que esse procedimento não seja necessário para a formação do lodo granular. Por outro lado, tendo em vista o rápido crescimento da biomassa e a qualidade ruim do efluente em relação ao arraste de sólidos, a remoção intencional de lodo se fazia necessária. As maiores razões A/M utilizadas nesta pesquisa implicam na necessidade de menor volume de reator biológico em comparação com os processos em bateladas com lodo ativado apenas flocculado. No entanto, a utilização de altos valores esteve associada a idades do lodo mais baixas, ocasionando maior retirada de lodo em excesso com baixo grau de mineralização. Além disso, a maior produção de lodo possivelmente sobrecarregou a etapa de sedimentação.

## 7. RECOMENDAÇÕES

A partir dos resultados experimentais e dos fundamentos da granulação aeróbia, os seguintes tópicos são apresentados como recomendações para pesquisas futuras sob condições operacionais semelhantes:

- Operar um RBS com menor relação A/M: recomenda-se, inicialmente, a utilização de menores valores do que os aplicados neste estudo, por exemplo, até  $0,4 \text{ kgDBOt.kgSSV}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ . Uma vez verificadas condições favoráveis para o crescimento do lodo e a formação do LGA, esse limiar poderia ser aumentado desde que não prejudicasse a qualidade do efluente tratado;
- Utilizar o controle da idade do lodo de um modo diferente: esse controle poderia ser aplicado conforme as necessidades operacionais do reator e não como estratégia para a granulação. Por exemplo, se poderia efetuar o descarte intencional da biomassa, orientado por um valor de idade do lodo desejada, a partir de uma piora contínua da perda de sólidos no efluente devido ao envelhecimento da biomassa. É importante que se busque uma condição de estabilidade na concentração de sólidos do efluente para um controle mais efetivo da idade do lodo;
- Potencializar a desnitrificação durante a aeração: recomenda-se a utilização de sistemas de aeração que garantam concentrações moderadas de OD, por exemplo, cerca de  $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$ . Uma vez verificadas dificuldades para o estabelecimento de concentrações mais baixas, a intermitência na aeração poderia ser uma estratégia a ser adotada para promover períodos anóxicos dentro da etapa aerada;
- Aumentar o tempo total de ciclo para 4 horas. Isso possibilitaria:
  - Prolongar a etapa de alimentação: o aumento desse período seria benéfico para a etapa anaeróbia do metabolismo dos PAO, garantindo mais tempo para a hidrólise da matéria orgânica particulada e fermentação da solúvel. Supondo a utilização de trocas volumétricas similares, as velocidades ascensionais de esgoto bruto afluente seriam menores, aspecto favorável na operação de um RBS operado sob volume constante;

- Prolongar o período aerado<sup>21</sup>: o maior tempo de aeração por ciclo possibilitaria mais tempo para a adoção de estratégias operacionais durante a aeração, como a intermitência. Além disso, o maior período de inanição aeróbia poderia ser favorável para a granulação.

---

<sup>21</sup> Mesmo sem considerar a intermitência, em um ciclo de 4 hs, um aumento do tempo de aeração por ciclo, associado a uma maior duração da alimentação, pode resultar em um período de aeração diário semelhante ou até menor do que os utilizados nesta pesquisa, dependendo dos valores adotados. Desse modo, prolongar o período aerado por ciclo não implicaria, necessariamente, num maior consumo energético devido ao tempo diário de aeração.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ADAV, S. S. et al. Aerobic granular sludge: recent advances. **Biotechnology Advances**, v. 26, n. 5, p. 411-423, 2008.
- AMANN, R. I.; LUDWIG, W.; SCHLEIFER, K. H. Phylogenetic identification and *in situ* detection of individual microbial cells without cultivation. **Microbiological Reviews**, v. 59, n. 1, p. 143-169, 1995.
- ANTHONISEN, A. C. et al. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. **Water Pollution Control Federation**, v. 48, n. 5, p. 835-852, 1976
- APHA; AWWA; WEF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 21 ed. Washington: American Public Health Association (APHA), 2005.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 12209**: Elaboração de projetos hidráulico-sanitários de estações de tratamento de esgotos sanitários. Rio de Janeiro, 2011. 2 ed. 53 p.
- AUN, M. F. **Estudo da remoção de nitrogênio via nitrito e via nitrato em sistemas de lodo ativado alimentados por despejo com elevada concentração de fenol**. São Paulo, 2007. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Sanitária), Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária, Universidade de São Paulo. 224 p.
- BARTROLÍ, A.; PÉREZ, J.; CARRERA, J. Applying ratio control in a continuous granular reactor to achieve full nitrification under stable operating conditions. **Environmental Science & Technology**, v. 44, n. 23, p. 8930-8935, 2010.
- BASSIN, J. P. et al. Ammonium adsorption in aerobic granular sludge, activated sludge and anammox granules. **Water Research**, v. 45, n. 16, p. 5257-5265, 2011.
- BASSIN, J. P. et al. Simultaneous nitrogen and phosphate removal in aerobic granular sludge reactors operated at different temperatures. **Water Research**, v. 46, n. 12, p. 3805-3816, 2012.
- BASSIN, J. P. Aerobic Granular Sludge Technology. In: DEZOTTI, M.; LIPPEL, G.; BASSIN, J. P. (Org.). **Advanced Biological Processes for Wastewater Treatment: Emerging, Consolidated Technologies and Introduction to Molecular Techniques**. Switzerland: Springer International Publishing, 2018. p. 75-142.
- BATISTA, L. F. **Lodos gerados nas estações de tratamento de esgotos no distrito federal: um estudo de sua aptidão para o condicionamento, utilização e disposição final**. Brasília, DF, 2015. Dissertação (Mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos), Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília.
- BERNAT, K. et al. Physicochemical properties and biogas productivity of aerobic granular sludge and activated sludge. **Biochemical Engineering Journal**, v. 117, p. 43-51, 2017.

BRAGA, B. et al. **Introdução à engenharia ambiental**. 2 ed. São Paulo: Pearson Prentice Hall, 2005.

BRASIL. Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. Resolução nº 430, de 2011. Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes, complementa e altera a Resolução nº 357, de 17 de março de 2005 do Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA. **Coletânea de Legislação Ambiental, Constituição Federal**. São Paulo: Editora Revista dos Tribunais, 2015. 14 ed, p. 350-357, maio. 2011.

CHEN, F. Y. et al. Operational strategies for nitrogen removal in granular sequencing batch reactor. **Journal of Hazardous Materials**, v. 189, n. 1-2, p. 342-348, 2011.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios - princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. v. 5, 2 ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental - UFMG, 2007. 380 p.

DANTAS, B. K. S. F. **Formação de lodo granular aeróbio em reatores em bateladas sequenciais para o tratamento de esgoto doméstico de baixa carga visando à remoção de nutrientes**. Recife, 2018. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Universidade Federal de Pernambuco.

DE BRUIN, L. M. M. et al. Aerobic granular sludge technology: alternative for activated sludge technology? **Water Science Technology**, v. 49, n. 11–12, p. 1–7, 2004.

DE KREUK, M. K.; HEIJNEN, J. J.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Simultaneous COD, nitrogen, and phosphate removal by aerobic granular sludge. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 90, n. 6, p. 761-769, 2005.

DE KREUK, M. K.; KISHIDA, N.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Aerobic granular sludge – state of the art. **Water Science and Technology**, v. 55, n. 8-9, p. 75-81, 2007.

DE KREUK, M. K.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Selection of slow growing organisms as a means for improving aerobic granular sludge stability **Water Science and Technology**, v. 49, n. 11–12, p. 9–17, 2004.

DE KREUK, M. K.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Formation of aerobic granules with domestic sewage. **Journal of Environmental Engineering**, v. 132, n. 6, p. 694-697, 2006.

DE KREUK, M. K. et al. Formation of aerobic granules and conversion processes in an aerobic granular sludge reactor at moderate and low temperatures. **Water Research**, v.39, n.18, p. 4476-4484, 2005.

DE KREUK, M. K. et al. Behavior of polymeric substrates in an aerobic granular sludge system. **Water Research**, v. 44, p. 5929-5938, 2010.

DERLON, N. et al. Formation of aerobic granules for the treatment of real and low-strength municipal wastewater using a sequencing batch reactor operated at constant volume. **Water Research**, v. 105, p. 341-350, 2016.

DEVLIN, T. R. et al. Granulation of activated sludge under low hydrodynamic shear and different wastewater characteristics. **Bioresource Technology**, v. 224, p. 229-235, 2017.

DOLFING, J. **Microbiological aspects of granular methanogenic sludge**. Wageningen, 1987. Ph. D. Thesis (Doctorate in agricultural sciences) - Agricultural University of Wageningen.

EKAMA, G. A. The role and control of sludge age in biological nutrient removal activated sludge systems. **Water Science and Technology**, v. 61, n. 7, p. 1645-1652, 2010.

ESCOLA POLITÉCNICA DA UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO. **Manual de procedimentos e técnicas laboratoriais voltado para análises de águas e esgotos sanitário e industrial**. São Paulo: Escola Politécnica da Universidade de São, 2004.

FERREIRA, E. S. Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação biológica. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. ABES. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2000, Porto Alegre, **Anais...**Rio de Janeiro, ABES, 2000.

FILALI, A. et al. Stability and performance of two GSBR operated in alternating anoxic/aerobic or anaerobic/aerobic conditions for nutrient removal. **Biochemical Engineering Journal**, v. 67, p. 10-19, 2012.

FRANCA, R. D. et al. Stability of aerobic granules during long-term bioreactor operation. **Biotechnology Advances**, v. 36, n. 1, p. 228-246, 2017.

GAO, D. et al. Aerobic granular sludge: characterization, mechanism of granulation and application to wastewater treatment. **Critical Reviews in Biotechnology**. v. 31, n. 2, p. 137-152, 2011a.

GAO, D. et al. Comparison of four enhancement strategies for aerobic granulation in sequencing batch reactors. **Journal of Hazardous Materials**, v. 186, n. 1, p. 320-327, 2011b.

GE, S. et al. Detection of nitrifiers and evaluation of partial nitrification for wastewater treatment: a review. **Chemosphere**, v. 140, p. 85-98, 2015.

GIESEN, A. et al. Advancements in the application of aerobic granular biomass technology for sustainable treatment of wastewater. **Water Practice and Technology**, v. 8, n. 1, p. 47-54, 2013.

GODOI, I.; SENE, L.; CARACCILO, A. B. **Manual técnico de hibridização fluorescente *in situ* para detecção de bactérias em amostras de solo**. Cascavel: Edunioeste, 2016. 31 p.

GUIMARÃES, L. B. **Caracterização microbiológica do lodo granular na remoção de nutrientes e potencial de recuperação de exopolímeros de efluentes em reatores em bateladas sequenciais**. Florianópolis, 2017. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina.

GUIMARÃES, L. B. et al. Microbial pathways of nitrogen removal in aerobic granular sludge treating domestic wastewater. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 92, n. 7, p. 1756-1765, 2017.

GUIOT, S. R.; PAUSS, A.; COSTERTON, J. W. A structured model of the anaerobic granule consortium. **Water Science and Technology**, v. 25, n. 7, p. 1-10, 1992.

GUISASOLA, A. et al. Inorganic carbon limitations on nitrification: experimental assessment and modelling. **Water Research**, v. 41, n. 2, p. 277-286, 2007.

GUSMÃO, A. R. B.; PIVELI, R. P.; NUNES, A. C. Tecnologia de lodo granular aeróbio: caracterização, desafios e perspectivas para o tratamento de esgoto sanitário. **Revista DAE SABESP**, São Paulo, 2019. No prelo.

HUANG, W. et al. Species and distribution of inorganic and organic phosphorus in enhanced phosphorus removal aerobic granular sludge. **Bioresource Technology**, v. 193, p. 549-552, 2015.

ISANTA, E. et al. Long term operation of a granular sequencing batch reactor at pilot scale treating a low-strength wastewater. **Chemical Engineering Journal**, v. 198, p. 163-170, 2012.

JORDÃO, E. P. et al. Determinação do índice volumétrico de lodo numa concentração padrão. In: XIX CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. ABES. Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, 1997, Foz do Iguaçu, **Anais...** Rio de Janeiro, ABES, 1997.

KAMIYAMA, H.; TSUTIYA, M. T. Lodo ativado por batelada: um processo econômico para o tratamento de esgotos em estações de grande porte. **Revista DAE SABESP**, n. 165, 1992.

KHAN, M. Z.; MONDAL, P. K.; SABIR, S. Aerobic granulation for wastewater bioremediation: a review. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 91, n. 6, p. 1045-1058, 2012.

KOCATURK, I.; ERGUDER, T. H. Influent COD/TAN ratio affects the carbon and nitrogen removal efficiency and stability of aerobic granules. **Ecological Engineering**, v. 90, p. 12-24, 2016.

KONG, Y. et al. Aerobic granulation in sequencing batch reactors with different reactor height/diameter ratios. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 45, n. 5, p. 379-383, 2009.

LEMAIRE, R.; WEBB, R. I.; YUAN, Z. Micro-scale observations of the structure of aerobic microbial granules used for the treatment of nutrient-rich industrial wastewater. **The ISME journal**, v. 2, p. 528-541, 2008.

LI, A. J.; LI, X. Y.; YU, H. Q. Effect of the food-to-microorganism (F/M) ratio on the formation and size of aerobic sludge granules. **Process Biochemistry**, v. 46, n. 12, p. 2269-2276, 2011.

LI, Y.; LIU, Y.; XU, H. Is sludge retention time a decisive factor for aerobic granulation in SBR? **Bioresource Technology**, v. 99, n. 16, p. 7672-7677, 2008.

LIM, S. J.; KIM, T. H. Applicability and trends of anaerobic granular sludge treatment processes. **Biomass and Bioenergy**, v. 60, p. 189-202, 2014.

LIMA, J. F. et al. Avaliação da sedimentabilidade de biomassa granular e floculenta em sistemas de lodo ativado. **Holos**, v. 3, p. 319-331, 2014.

LIU, Y.; TAY, J. H. State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment. **Biotechnology Advances**, v. 22, n. 7, p. 533–563, 2004.

LIU, Y. et al. Selection pressure-driven aerobic granulation in a sequencing batch reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 67, n. 1, p. 26-32, 2005.

LIU, Y. Q.; TAY, J. H. The essential role of hydrodynamic shear force in the formation of biofilm and granular sludge. **Water Research**, v. 36, n. 7, p. 1653–1665, 2002.

LIU, Y. Q.; TAY, J. H. Variable aeration in sequencing batch reactor with aerobic granular sludge. **Journal of Biotechnology**, v. 124, n. 2, p. 338–346, 2006.

LIU, Y. Q.; TAY, J. H. Influence of cycle time on kinetic behaviors of steady-state aerobic granules in sequencing batch reactors. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 41, n. 4, p. 516–522, 2007.

LIU, Y. Q.; TAY, J. H. Influence of starvation time on formation and stability of aerobic granules in sequencing batch reactors. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 5, p. 980-985, 2008.

LIU, Y. Q. et al. Formation, physical characteristics and microbial community structure of aerobic granules in a pilot-scale sequencing batch reactor for real wastewater treatment. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 46, n. 6, p. 520-525, 2010.

MAHVI, A. H. Sequencing batch reactor: a promising technology in wastewater treatment. **Journal of Environmental Health Science and Engineering**, v. 5, n. 2, p. 79-90, 2008.

MAÑAS, A. et al. Parameters influencing calcium phosphate precipitation in granular sludge sequencing batch reactor. **Chemical Engineering Science**, v. 77, p. 165-175, 2012.

MASZENAN, A. M.; LIU, Y.; NG, W. J. Bioremediation of wastewaters with recalcitrant organic compounds and metals by aerobic granules. **Biotechnology Advances**, v. 29, n. 1, p. 111-123, 2011.

MCSWAIN, B. S.; IRVINE, R. L.; WILDERER, P. A. The influence of settling time on the formation of aerobic granules. **Water Science and Technology**, v. 50, n. 10, p. 195-202, 2004.

METCALF & EDDY. **Tratamento de efluentes e recuperação de recursos**. 5. ed. Porto Alegre: AMGH, 2016. 1980 p.

MINO, T. V.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; HEIJNEN, J. J. Microbiology and biochemistry of the enhanced biological phosphate removal process. **Water Research**, v. 32, n. 11, p. 3193-3207, 1998.

MOSQUERRA-CORRAL, A. et al. Effects of oxygen concentration on N-removal in an aerobic granular sludge reactor. **Water Research**, v. 39, n. 12, p. 2676-2686, 2005.

MOY, B. P. et al. High organic loading influences the physical characteristics of aerobic sludge granules. **Letters in Applied Microbiology**, v. 34, n. 6, p. 407-412, 2002.

MUDA, K. et al. The effect of hydraulic retention time on granular sludge biomass in treating textile wastewater. **Water Research**, v. 45, p. 16, p. 4711-4721, 2011.

NANCHARAIHAH, Y. V.; REDDY, G. K. K. Aerobic granular sludge technology: mechanisms of granulation and biotechnological applications. **Bioresource Technology**, v. 247, p. 1128-1143, 2018.

NETO, L. G. L.; DA 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, p. 411-420, 2011.

NI, B. J. et al. Granulation of activated sludge in a pilot-scale sequencing batch reactor for the treatment of low-strength municipal wastewater. **Water Research**, v. 43, n. 3, p. 751-761, 2009.

NIELSEN, P. H.; DAIMS, H.; LEMMER, H. (Ed.) **FISH handbook for biological wastewater treatment**. London: IWA publishing, 2009.

OEHMEN, A. et al. Incorporating microbial ecology into the metabolic modelling of polyphosphate accumulating organisms and glycogen accumulating organisms. **Water Research**, v. 44, n. 17, p. 4992-5004, 2010.

PENG, Y.; ZHU, G. Biological nitrogen removal with nitrification and denitrification via nitrite pathway. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 73, n. 1, p. 15-26, 2006.

PIVELI, R. P. **Tratamento de esgoto sanitário**. São Paulo, 2014. Apostila da disciplina "Tratamento de Águas Residuárias", Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. 131 p.

PIVELI, R. P. **Nitrificação**. São Paulo, 2017. Slides da disciplina "Tratamento de Águas Residuárias I", Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.

PIVELI, R. P.; KATO, M. T. **Qualidade das águas e poluição: aspectos físico-químicos**. São Paulo: ABES, 2006. 285 p.

POOT, V. et al. Effects of the residual ammonium concentration on NOB repression during partial nitritation with granular sludge. **Water Research**, v. 106, p. 518-530, 2016.

PRONK, M. et al. Full scale performance of the aerobic granular sludge process for sewage treatment. **Water Research**, v. 84, p. 207-217, 2015a.

PRONK, M. et al. Effect and behaviour of different substrates in relation to the formation of aerobic granular sludge. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 99, n. 12, p. 5257-5268, 2015b.

QUEVEDO, C. M. G. **Avaliação da presença de fósforo nos esgotos sanitários e da atual contribuição dos detergentes**. São Paulo, 2015. Tese (Doutorado em Saúde Pública), Programa de Pós-Graduação em Saúde Pública, Universidade de São Paulo.

REN, T. T et al. Calcium spatial distribution in aerobic granules and its effects on granule structure, strength and bioactivity. **Water Research**, v. 42, n. 13, p. 3343-3352, 2008.

ROCKTÄSCHEL, T. et al. Comparison of two different anaerobic feeding strategies to establish a stable aerobic granulated sludge bed. **Water Research**, v. 47, n. 17, p. 6423-6431, 2013.

ROYAL HASKONINGDHV, Nereda ® plants. Disponível em: <<https://www.royalhaskoningdhv.com/en-gb/nereda/nereda-plants>>. Acesso em: 20 mar. 2020.

SANDOVAL, M. Z. **Partida de reator em bateladas sequenciais visando à identificação das condições operacionais necessárias para a formação de lodo granular aeróbio**. São Paulo, 2019. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Ambiental), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, Universidade de São Paulo.

SÃO PAULO (Estado). Decreto n° 8.468, de 8 de setembro de 1976. Aprova o Regulamento da Lei n° 997, de 31 de maio de 1976, que dispõe sobre a Prevenção e o Controle da Poluição do Meio Ambiente. **Legislação Ambiental**. São Paulo: Ministério Público do Estado de São Paulo, 2000. 2 ed, p. 667-699, setembro. 1976.

SARMA, S. J.; TAY, J. H.; CHU, A. Finding knowledge gaps in aerobic granulation technology. **Trends in Biotechnology**, v. 35, n. 1, p. 66-78, 2017.

SCHMIDT, J. E.; AHRING, B.K. Granular sludge formation in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 49, n. 3, p. 229-246, 1996.

SCHMIDT, I. et al. New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater. **FEMS microbiology reviews**, v. 27, n. 4, p. 481-492, 2003.

SEVIOUR, R. J.; MINO, T.; ONUKI, M. The microbiology of biological phosphorus removal in activated sludge systems. **FEMS microbiology reviews**, v. 27, n. 1, p. 99-127, 2003.

SHOW, K. Y.; LEE, D. J.; TAY, J. H.. Aerobic granulation: advances and challenges. **Applied Biochemistry and Biotechnology**, v. 167, n. 6, p. 1622-1640, 2012.

SOUZA, T. S. **O O ciclo do fósforo**. São Paulo, 2017. Slides da disciplina “Aspectos Microbiológicos da Engenharia Aplicada ao Tratamento de Efluentes”, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.

STURM, B. S.; IRVINE, R. L. Dissolved oxygen as a key parameter to aerobic granule formation. **Water Science and Technology**, v. 58, n. 4, p. 781-787, 2008.

SURAMPALLI, R. Y. et al. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, v. 61, n. 2, p. 151-157, 1997.

SUZUKI, I.; DULAR, U.; KWOK, S. C. Ammonia or ammonium ion as substrate for oxidation by *Nitrosomonas europaea* cells and extracts. **Journal of Bacteriology**, v. 120, n. 1, p. 556-558, 1974.

SZABÓ, E. et al. Effects of wash-out dynamics on nitrifying bacteria in aerobic granular sludge during start-up at gradually decreased settling time. **Water**, v. 8, n. 5, p. 1-11, 2016.

TAVARES, D. C. **Formação de biomassa granular visando a remoção combinada de matéria orgânica e nutrientes em altas temperaturas**. Rio de Janeiro, 2017. Tese (Doutorado em Engenharia Química), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro.

TAY, J. H.; LIU, Q. S.; LIU, Y. The effects of shear force on the formation, structure and metabolism of aerobic granules. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 57, n. 1-2, p. 227-233, 2001a.

TAY, J. H.; LIU, Q. S.; LIU, Y. Microscopic observation of aerobic granulation in sequential aerobic sludge blanket reactor. **Journal of Applied Microbiology**, v. 91, n. 1, p. 168-175, 2001b.

TOMAR, S. K.; CHAKRABORTY, S. Characteristics of aerobic granules treating phenol and ammonium at different cycle time and up flow liquid velocity. **International Biodeterioration and Biodegradation**, v. 127, p. 113–123, 2018.

VAL DEL RIO, A. et al. Stability of aerobic granular biomass treating the effluent from a seafood industry. **International Journal of Environmental Research**, v. 7, n. 2, p. 265-276, 2013.

VAL DEL RIO, A. et al. Anaerobic digestion of aerobic granular biomass: effects of thermal pre-treatment and addition of primary sludge. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 89, n. 5, p. 690-697, 2014.

VAN DIJK; E. J. H.; PRONK, M.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M. Controlling effluent suspended solids in the aerobic granular sludge process. **Water Research**, v. 147, p. 50-59, 2018.

VAN HAANDEL, A.; MARAIS, G. **O comportamento do sistema de lodo ativado: Teoria e aplicações para projetos e operação**. Campina Grande: epgraf, 1999. 488 p.

VAN HULLE, S. W. H. et al. Engineering aspects and practical application of autotrophic nitrogen removal from nitrogen rich streams. **Chemical Engineering Journal**, v. 162, n. 1, p. 1-20, 2010.

VAN LOOSDRECHT, M. C. M. et al. **Experimental Methods in Wastewater Treatment**. London: IWA publishing, 2016.

VESILIND, P. A.; MORGAN, S. M. **Introdução à Engenharia Ambiental**. tradução da 2 ed. norte-americana. São Paulo: Cengage Learning, 2015.

VON SPERLING, M. **Lodos ativados - princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. v. 4, 3 ed. Belo Horizonte: UFMG, 2012. 428 p.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos - princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. v. 1, 4 ed. Belo Horizonte: UFMG, 2014. 472 p.

VON SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgotos - princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. v. 2, 2 ed. Belo Horizonte: UFMG, 2016. 211 p.

WAGNER, J. **Desenvolvimento de grânulos aeróbios e tratamento de esgoto doméstico em um reator em bateladas sequenciais (RBS) sob diferentes condições operacionais**. Florianópolis, 2011. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina.

WAGNER, J.; DA COSTA, R. H. R. Aerobic granulation in a sequencing batch reactor using real domestic wastewater. **Journal of Environmental Engineering**, v. 139, n. 11, p. 1391-1396, 2013.

WAGNER, J. et al. Effect of particulate organic substrate on aerobic granulation and operating conditions of sequencing batch reactors. **Water Research**, v. 85, p. 158-166, 2015.

WEBER, S. D. et al. Microbial composition and structure of aerobic granular sewage biofilms. **Applied Environmental Microbiology**, v. 73, n. 19, p. 6233-6240, 2007.

WINKLER M. K. H. **Segregation of biomass in aerobic granular sludge**. Delft, 2012. Ph.D. Thesis, Delft University of Technology.

WINKLER, M. K. H. et al. Selective sludge removal in a segregated aerobic granular biomass system as a strategy to control PAO–GAO competition at high temperatures. **Water Research**, v. 45, n. 11, p. 3291-3299, 2011.

WINKLER, M. K. H. et al. Evaluating the solid retention time of bacteria in flocculent and granular sludge. **Water Research**, v. 46, p. 4973-4980, 2012.

WINKLER, M. K. H. et al. An integrative review of granular sludge for the biological removal of nutrients and recalcitrant organic matter from wastewater. **Chemical Engineering Journal**, v. 336, p. 489–502, 2018.

YANG, S. et al. Effects of step-feed on long-term performances and N<sub>2</sub>O emissions of partial nitrifying granules. **Bioresource Technology**, v. 143, p. 682-685, 2013.

ZHANG, Q.; HU, J.; LEE, D. J. Aerobic granular processes: current research trends. **Bioresource Technology**, v. 210, p. 74-80, 2016.

ZHU, L. et al. Optimization of selective sludge discharge mode for enhancing the stability of aerobic granular sludge process. **Chemical Engineering Journal**, v. 217, p. 442-446, 2013.

## APÊNDICE A - Fórmulas dos Cálculos Hidráulicos e de Tratamento de Esgoto

### Volume útil do reator

$$V_r = A_r \cdot H_r = 0,18551 \cdot H_r$$

$V_r$  (m<sup>3</sup>): volume útil do reator

$A_r$ : área da base do reator = 0,18551 m<sup>2</sup>

$H_r$  (m): altura do nível de líquido durante a alimentação/descarte

### Volume de efluente tratado em um ciclo

$$V_e = A_e \cdot H_e = 0,64 \cdot H_e$$

$V_e$  (m<sup>3</sup>): volume de efluente tratado descarregado em um ciclo

$A_e$ : área da base da caixa de acrílico = 0,64 m<sup>2</sup>

$H_e$  (m): altura do nível de efluente coletado em um ciclo

### Vazão afluyente ao reator

$$Q_a = N_c \cdot V_a = 8 \cdot V_e$$

$Q_a$  (m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>): vazão afluyente de esgoto bruto ao reator

$N_c$ : número de ciclos em um dia = 8 ciclos.d<sup>-1</sup>

$V_a$  (m<sup>3</sup>): volume afluyente de esgoto bruto em um ciclo

$V_e$  (m<sup>3</sup>): volume de efluente tratado descarregado em um ciclo

### Troca volumétrica

$$t_v = \frac{V_a}{V_r} = \frac{V_e}{V_r}$$

$t_v$ : troca volumétrica

$V_a$  (m<sup>3</sup>): volume afluyente de esgoto bruto em um ciclo

$V_e$  (m<sup>3</sup>): volume de efluente tratado descarregado em um ciclo

$V_r$  (m<sup>3</sup>): volume útil do reator

Tempo de detenção hidráulica

$$TDH = \frac{V_r}{Q_a} = \frac{T_c}{t_v} = \frac{3}{t_v}$$

TDH (h): tempo de detenção hidráulica

$V_r$  (m<sup>3</sup>): volume útil do reator

$Q_a$  (m<sup>3</sup>.h<sup>-1</sup>): vazão afluyente de esgoto bruto ao reator

$T_c$ : tempo total de um ciclo = 3 h

$t_v$ : troca volumétrica

Velocidade ascensional de ar

$$V_{ar} = \frac{Q_{ar}}{600 \cdot A_r} = \frac{Q_{ar}}{111,306}$$

$V_{ar}$  (cm.s<sup>-1</sup>): velocidade ascensional de ar

$Q_{ar}$  (L.min<sup>-1</sup>): vazão de ar

$A_r$ : área da base do reator = 0,18551 m<sup>2</sup>

Carga orgânica volumétrica

$$COV = \frac{C_{mo} \cdot Q_a}{1000 \cdot V_r}$$

COV (kgDBO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> ou kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>): carga orgânica volumétrica

$C_{mo}$  (mgDBO.L<sup>-1</sup> ou mgDQO.L<sup>-1</sup>): concentração de matéria orgânica (DBO ou DQO)

$Q_a$  (m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>): vazão afluyente de esgoto bruto ao reator

$V_r$  (m<sup>3</sup>): volume útil do reator

Relação alimento/microrganismo

$$\frac{A}{M} = \frac{COV}{C_r}$$

A/M (kgDBO.kgSSV<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup> ou kgDQO.kgSSV<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>): relação alimento/microrganismo

COV (kgDBO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> ou kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>): carga orgânica volumétrica

$C_r$  (kgSSV.m<sup>-3</sup>): concentração de SSV do licor misto

Idade do lodo real para uma única coleta de efluente

$$R_{s,r} = \frac{C_r \cdot V_r}{C_d \cdot V_d + 8 \cdot V_e \cdot C_e - C_e \cdot V_d}$$

Idade do lodo real para duas coletas de efluente

$$R_{s,r} = \frac{C_r \cdot V_r}{C_d \cdot V_d + 3 \cdot V_e \cdot C_e + (V_e - V_d) \cdot C_e + 4 \cdot C_{e2} \cdot V_{e2}}$$

$R_{s,r}$  (d): idade do lodo real

$C_r$  (kgSSV.m<sup>-3</sup>): concentração de SSV do licor misto

$V_r$  (m<sup>3</sup>): volume útil do reator

$C_d$  (kgSSV.m<sup>-3</sup>): concentração de SSV do lodo do descarte intencional

$V_d$  (m<sup>3</sup>.d<sup>-1</sup>): volume de SSV descartado intencionalmente por dia

$C_e$  (kgSSV.m<sup>-3</sup>): concentração de SSV do efluente tratado na única ou primeira coleta

$V_e$  (m<sup>3</sup>): volume de efluente tratado coletado em um ciclo na única ou primeira coleta

$C_{e2}$  (kgSSV.m<sup>-3</sup>): concentração de SSV do efluente tratado na segunda coleta

$V_{e2}$  (m<sup>3</sup>): volume de efluente tratado coletado em um ciclo na segunda coleta

## APÊNDICE B - Referencial teórico da sedimentabilidade do lodo

### Índice volumétrico de lodo (IVL)

O IVL representa o volume ocupado por unidade de massa de lodo (PIVELI; KATO, 2006):

$$IVL \left( \frac{\text{mL}}{\text{g}} \right) = \frac{\text{sólidos sedimentáveis} \left( \frac{\text{mL}}{\text{L}} \right)}{\text{sólidos em suspensão} \left( \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right)} \times 1000 \quad (45)$$

Cada autor interpreta o resultado do índice volumétrico do lodo de uma maneira, de acordo com sua prática ou estudos (LIMA et al., 2014). Valores típicos aproximados são (VON SPERLING, 1994a, 1994b; FRÓES; VON SPERLING, 1995; FRÓES, 1996 apud VON SPERLING, 2012; JORDÃO; PESSOA, 2011 apud LIMA et al., 2014):

Tabela 24 - Valores típicos de IVL<sub>30</sub>

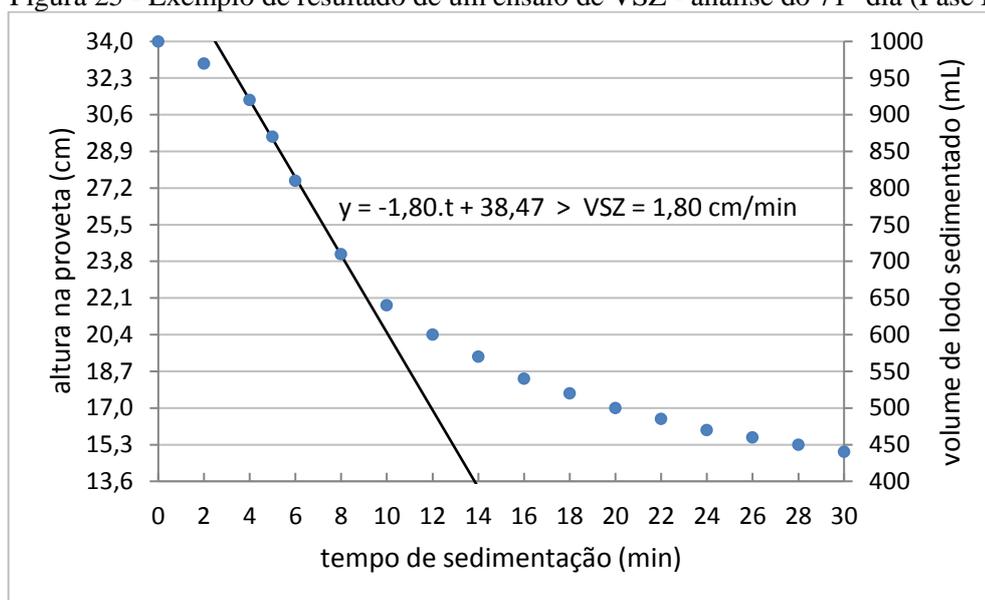
Von Sperling (2012)		Jordão e Pessoa (2011)	
Sedimentabilidade	IVL <sub>30</sub> (mL.g <sup>-1</sup> )	Sedimentabilidade	IVL <sub>30</sub> (mL.g <sup>-1</sup> )
Ótima	0 - 50	Perfeita	< 50
Boa	50 - 100	Muito boa	50 - 100
Média	100 - 200	Tolerável	100 - 200
Ruim	200 - 300	Má	200 - 400
Péssima	> 300	Praticamente impossível	> 400

Fonte: Adaptado de Lima et al. (2014) e Von Sperling (2012)

### Velocidade de sedimentação por zona (VSZ)

A determinação da VSZ consiste em plotar um gráfico da altura da interface (eixo Y) em função do tempo (eixo X), a partir do qual se obtém a inclinação da reta gerada no trecho retilíneo, que corresponde à VSZ (VON SPERLING, 2012).

Figura 25 - Exemplo de resultado de um ensaio de VSZ - análise do 71º dia (Fase I)



Fonte: Autor (2020)

### Equação de Vesilind

A velocidade de sedimentação é função da própria concentração de sólidos, decrescendo com seu aumento. Há várias relações empíricas para expressar a VSZ em função da concentração, mas a mais frequentemente utilizada é a equação de Vesilind (VON SPERLING, 2012):

$$VSZ = V_o \cdot e^{-K \cdot C} \quad (46)$$

Em que:

VSZ (m.h<sup>-1</sup>): velocidade de sedimentação por zona

V<sub>o</sub> (m.h<sup>-1</sup>): coeficiente de velocidade de sedimentação inicial

e: número de Euler = 2,718281828...

K (m<sup>3</sup>.kgSST<sup>-1</sup>): coeficiente de compressibilidade

C (kgSST.m<sup>-3</sup>): concentração de SST do lodo

Os coeficientes “V<sub>o</sub>” e “K” são obtidos a partir de diversos ensaios de VSZ com amostras diluídas. Desse modo, calculam-se seus valores que melhor ajustam a equação de Vesilind às análises experimentais da VSZ em função de “C”. A minimização do coeficiente de determinação (R<sup>2</sup>) foi utilizado para tal ajuste, empregando-se a equação de Vesilind de maneira logaritimizada:

$$\ln VSZ = \ln V_0 - K \cdot C \quad (47)$$

Plotando-se o gráfico  $\ln VSZ$  (eixo Y) em função da concentração “C” (eixo X), os coeficientes “ $V_0$ ” e “K” podem ser calculados pelo ajuste de uma equação de 1º grau a esse gráfico:

$$V_0 = e^b \quad (48)$$

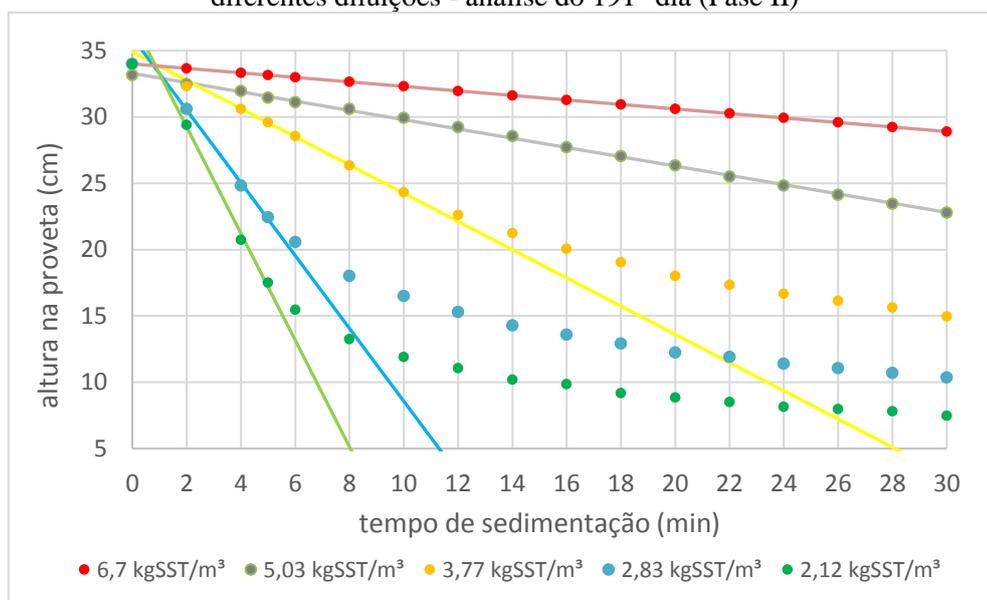
$$K = -a \quad (49)$$

Em que:

a ( $\text{m}^3 \cdot \text{kgSST}^{-1}$ ): coeficiente angular da equação de 1º grau

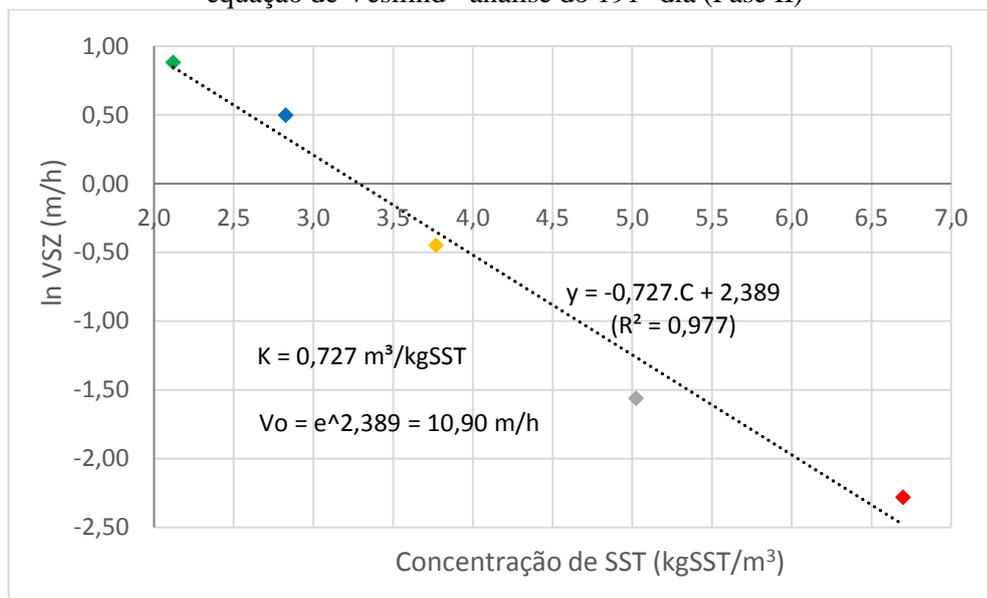
b ( $\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$ ): coeficiente linear da equação de 1º grau

Figura 26 - Exemplo de curvas de sedimentação para determinação da VSZ de amostras com diferentes diluições - análise do 191º dia (Fase II)



Fonte: Autor (2020)

Figura 27 - Exemplo de ajuste de função linear para determinação dos coeficientes “Vo” e “K” da equação de Vesilind - análise do 191º dia (Fase II)



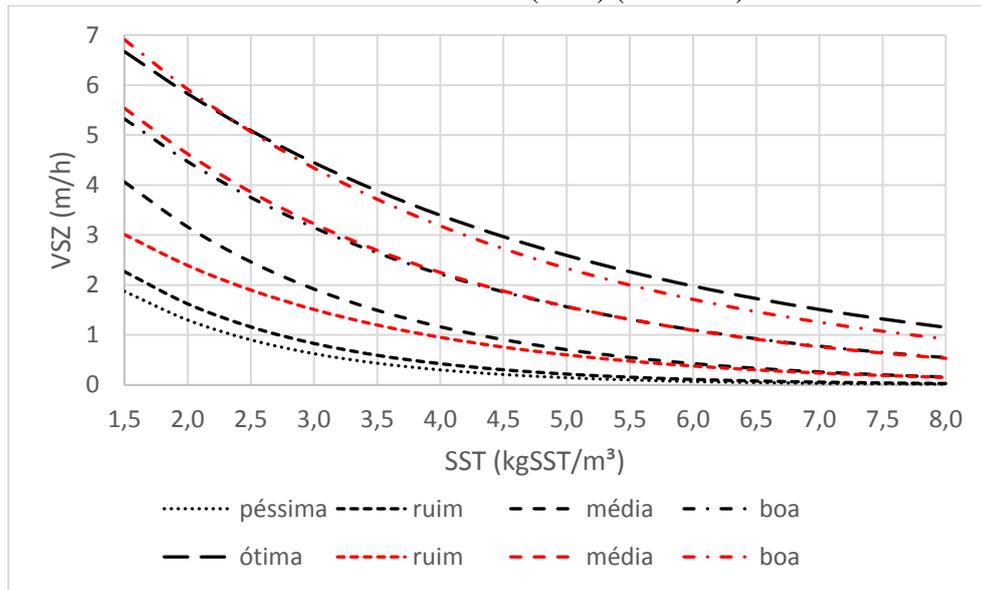
Na Tabela 25, são apresentados os valores dos coeficientes da equação de Vesilind para diversas qualidades de sedimentação de um lodo ativado. Os gráficos da Figura 28 foram elaborados a partir da aplicação da equação de Vesilind utilizando esses coeficientes tabelados e concentrações arbitrárias de SST. Tais resultados foram usados para avaliação da qualidade de sedimentação, tanto da VSZ obtida nos ensaios de IVL-VSZ quanto dos coeficientes da equação de Vesilind.

Tabela 25 - Valores típicos dos coeficientes da equação de Vesilind em função de cinco faixas de sedimentabilidade

Sedimentabilidade	Von Sperling (2012)		Van Haandel e Marais (1999)	
	Vo (m/h)	K (m³/kg)	Vo (m/h)	K (m³/kg)
Ótima	10,0	0,27	---	---
Boa	9,0	0,35	11,0	0,31
Média	8,6	0,50	9,5	0,36
Ruim	6,2	0,67	6,0	0,46
Péssima	5,6	0,73	---	---

Fonte: Adaptado de Van Haandel e Marais (1999) e Von Sperling (2012)

Figura 28 - Curvas de classificação de sedimentabilidade baseadas em Von Sperling (2012) (preto) e Van Haandel e Marais (1999) (vermelho)



## APÊNDICE C - REFERENCIAL TEÓRICO E PROTOCOLO DA ANÁLISE DE FISH

A hibridização fluorescente *in situ*, conhecida como FISH (*fluorescence in situ hybridization*), é uma técnica que permite a visualização de sequências de ácidos nucleicos no interior das células sem alterar a morfologia ou integridade da estrutura celular, permitindo estudos de evolução cromossomal e citogenética de ampla variedade de espécies microbianas. A técnica de FISH é baseada na hibridização com sondas fluorescentes que se ligam especificamente à sua sequência-alvo de DNA ou RNA complementar no interior da célula íntegra. Entende-se por sonda, uma sequência de oligonucleotídeos marcada com substâncias fluorescentes na terminação 3' ou 5' complementar à sequência-alvo de interesse (GODOI; SENE; CARACCILO, 2016). A aplicação da técnica permite determinar a morfologia celular, a abundância dos indivíduos e a identificação filogenética dos mesmos. Também tem demonstrado ser uma importante ferramenta para a identificação de microrganismos em lodos e biofilmes (AMANN; LUDWIG; SCHLEIFER, 1995; NIELSEN et al., 2009 apud GUIMARÃES, 2017)

Apesar de existirem protocolos estabelecidos para amostras de lodo granular (LOOSDRECHT et al., 2016), sua aplicação deve ser adequada em relação à diluição das amostras, concentração aplicada dos oligonucleotídeos, período de incubação do forno de hibridização e temperatura de lavagem (GODOI; SENE; CARACCILO, 2016).

A metodologia de FISH foi dividida nas seguintes etapas:

- 1) Coleta das amostras;
- 2) Fixação das amostras;
- 3) Preparação das lâminas;
- 4) Desidratação das células;
- 5) Hibridização das células com as sondas fluorescentes;
- 6) Preparo final das lâminas (incubação, lavagem e adição de CitiFluor);
- 7) Observação das lâminas em microscópio de epifluorescência.

## 1. COLETA

As amostras de lodo foram coletadas durante a mistura completa do reator e separadas em volumes de 1 mL ou 0,5 mL para fixação das mesmas. Após coletada, a amostra era misturada, transferida para um tubo Eppendorf e armazenada na geladeira por no máximo 24 horas até ser fixada.

## 2. FIXAÇÃO

Na hibridização, as células são expostas a elevadas temperaturas, detergentes e gradientes osmóticos. Por essa razão, a fixação é essencial para a manutenção da integridade morfológica das células. Para as bactérias gram negativas, utiliza-se uma solução de paraformaldeído 4% em PBS (*phosphate buffered saline*) (AMANN et al., 1992). A autofluorescência da matéria orgânica pode ser reduzida se a fixação for realizada num período inferior a 24 horas após a coleta da amostra.

### 2.1 Reagentes

- NaOH 10 M
- NaCl 5 M
- NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> 0,5 M
- Na<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub> 0,5 M
- Tampão Fosfato de Sódio 0,5 M (pH = 7,0)
  - 28 mL de NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> 0,5 M
  - 72 mL de Na<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub> 0,5 M
- 1X PBS
  - 7,8 mL de NaCl 5 M
  - 6 mL de Tampão Fosfato
  - 286,2 mL de água destilada
- 3X PBS
  - 23,4 mL de NaCl 5 M
  - 18 mL de Tampão Fosfato (Na<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub> 0,5 M) (pH = 7,0)
  - 258,6 mL de água destilada

➤ Paraformaldeído 4%

- Adicionar em um tubo falcon 6,6 mL de água destilada e aquecer em banho-maria a 60°C por 5 min, aproximadamente;
- Adicionar 0,4 g de paraformaldeído na água a 60°C;
- Adicionar gotas (aproximadamente 0,3 mL) de NaOH 10 N e deixar em banho-maria até dissolver o paraformaldeído;
- Acrescentar 3,3 mL de 3X PBS;
- Acrescentar 3 gotas de HCl para equilibrar o pH (pH ~ 7,5 a 8,0).

## 2.2 Procedimentos

Segundo Amann, Ludwig e Schleifer (1995), a fixação para bactérias gram negativas abrange as seguintes etapas<sup>22</sup>:

- Centrifugar as células adicionando pérolas de vidro autoclavadas no tubo Eppendorf;
- Lavar e ressuspender em 500 µL de 1X PBS;
- Centrifugar novamente e descartar o sobrenadante;
- Adicionar 1 volume (200 µL) de 1X PBS e ressuspender em agitador Vórtex;
- Adicionar 3 volumes (600 µL) de paraformaldeído 4%;
- Incubar a 4°C durante um período de 4 horas dentro de gelo ou 18 horas (no máximo) na geladeira;
- Centrifugar as células;
- Descartar o sobrenadante;
- Ressuspender com 1 volume (200 µL) de 1X PBS em agitador Vórtex;
- Centrifugar novamente;
- Ressuspender com 750 µL de 1X PBS;
- Agregar igual volume (750 µL) de etanol 100% refrigerado;
- Manter em congelador a -20°C.

---

<sup>22</sup> Todas as centrifugações destes itens devem ser realizadas a 10000 g (força G) por 5 minutos

### 3. PREPARAÇÃO DAS LÂMINAS

Para fornecer a melhor adesão possível sem a perda da amostra durante os tratamentos posteriores e obter uma distribuição uniforme e homogênea da amostra, recomenda-se o uso de lâminas de vidro pré-tratadas. Os melhores resultados são geralmente obtidos em uma superfície relativamente hidrofílica, que pode ser obtida por lâminas lavadas com ácido e lâminas revestidas com gelatina ou poli-L-lisina (NIELSEN; DAIMS; LEMMER, 2009).

As lâminas utilizadas no procedimento de hibridização continham 10 orifícios individualizados a fim de prevenir a mistura das sondas aplicadas nos diferentes orifícios. Para a preparação das lâminas, deve-se preparar uma solução de gelatina 0,1% e  $\text{CrK}(\text{SO}_4)_2$  0,01%, onde as lâminas são imersas, secas e armazenadas em geladeira, conforme descrito a seguir:

- Pesar 0,1 g de gelatina;
- Pesar 0,01 g de  $\text{CrK}(\text{SO}_4)_2$ ;
- Misturar os reagentes e completar o volume de 100 mL com água destilada;
- Mergulhar as lâminas na gelatina pré-aquecida;
- Aguardar secar e guardar na geladeira.

### 4. DESIDRATAÇÃO DAS CÉLULAS

A desidratação das amostras fixadas remove a água das amostras para aumentar a resolução durante a microscopia. O tratamento em série com concentrações crescentes de etanol remove eficientemente a água, tornando a amostra final com uma espessura reduzida de até quase 25% (NIELSEN; DAIMS; LEMMER, 2009). Os seguintes itens descrevem os procedimentos adotados:

- Misturar as amostras em agitador Vórtex por 5 minutos;
- Aliquotar 10  $\mu\text{L}$  da amostra em cada pocinho da lâmina;
- Secar as lâminas na estufa a  $46^\circ\text{C}$  por 15 a 20 minutos;
- Retirar as lâminas da estufa e mergulhá-las por 3 min em cada frasco contendo etanol nas concentrações de 50%, 80% e 100%, respectivamente;
- Secar as lâminas em temperatura ambiente.

## 5. HIBRIDIZAÇÃO

A hibridização ocorre por meio da exposição das células desidratadas a uma solução tampão de hibridização, que varia de acordo com a concentração de formamida (Tabela 26). Para cada tipo de sonda, há uma indicação dessa concentração. Segundo Bassin et al. (2011), para as sondas utilizadas neste trabalho, pode-se usar formamida a 35%.

### 5.1 Reagentes

- NaCl 5 M (preparado na etapa de fixação)
- Tris-HCl 1 M (pH = 8,0)
  - Dissolver 121,1 g de Tris em 800 mL de água destilada;
  - Adicionar 42 mL de HCl concentrado e esperar esfriar;
  - Ajustar o pH para 8,0;
  - Preencher com água destilada até um volume de 1 L;
  - Autoclavar;
  - Armazenar em temperatura ambiente.
- EDTA 0,5 M
  - Dissolver 18,6 g EDTA em 80 mL de água destilada;
  - Ajustar o pH para 8,0;
  - Preencher com água destilada até um volume de 1 mL;
  - Esterilizar por filtração e armazenar a 4 °C.
- SDS 10%
  - Aquecer 50 g de SDS em 400 mL de água destilada a 70°C;
  - Ajustar o pH para 7,2 com HCl concentrado;
  - Preencher com água destilada até um volume de 500 mL;
  - Armazenar sob temperatura ambiente. A esterilização não é requerida.
- Tampão de Hibridização
  - Nesta pesquisa, utilizou-se a solução com formamida 35%.

Tabela 26 - Soluções tampão de hibridização em função da porcentagem de formamida

Formamida		Volumes (mL)				
Concentração (%)	Volume (mL)	Água DEPC	Tris-HCl 1 M	SDS 10%	NaCl 5M	Volume final
0	0	8,0	0,2	0,01	1,8	10,0
5	0,5	7,5				
10	1,0	7,0				
15	1,5	6,5				
20	2,0	6,0				
25	2,5	5,5				
30	3,0	5,0				
<u>35</u>	<u>3,5</u>	<u>4,5</u>				
40	4,0	4,0				
45	4,5	3,5				
50	5,0	3,0				
55	5,5	2,5				

Fonte: Adaptado de Van Loosdrecht (2016)

## 5.2 Procedimentos

As seguintes etapas descrevem o procedimento para hibridização, que devem ser realizadas sem que a lâmina seja exposta diretamente à luz:

- Adicionar o volume pré-determinado da sonda específica de cada pocinho de forma a adicionar 100 ng de cada sonda;
- Adicionar 10 µL do tampão de hibridização com 35 % de formamida;
- Levar as lâminas para a estufa a 46 °C por no mínimo 1,5 horas e no máximo 12 horas, mantendo-as sob um papel embebido em tampão de hibridização 30%;
- Após o período de incubação, adicionar 2 µL de 4,6-diamidino-2- phenylindol (DAPI) sobre cada pocinho;
- Levar na estufa a 46 °C por mais 20 minutos.

## 6. PREPARO FINAL DAS LÂMINAS

### 6.1 Reagentes

- NaCl 5 M (preparado na etapa de fixação)
- Tris-HCl 1 M (preparado na etapa de hibridização)
- SDS 10% (preparado na etapa de hibridização)
- EDTA 0,5 M
  - Dissolver 18,6 g EDTA em 80 mL de água destilada;
  - Ajustar o pH para 8,0;
  - Preencher com água destilada até um volume de 1 mL;
  - Esterilizar por filtração e armazenar a 4 °C.
- Solução de lavagem
  - Nesta pesquisa, utilizou-se a solução com formamida 35%.

Tabela 27 - Solução de lavagem em função da porcentagem de formamida

Formamida (%)	Volumes (mL)					Volume final
	NaCl 5 M	Água MilliQ	Tris/HCl 1 M (pH = 8)	EDTA 0,5 M (pH = 8)	SDS 10 %	
0	1,800	7,890	0,2	0,1	0,01	10
5	1,260	8,430				
10	0,900	8,790				
15	0,636	9,054				
20	0,430	9,260				
25	0,298	9,392				
30	0,204	9,486				
<u>35</u>	<u>0,140</u>	<u>9,550</u>				
40	0,092	9,598				
45	0,060	9,630				
50	0,036	9,654				
55	0,020	9,670				

Fonte: Adaptado de Van Loosdrecht et al. (2016)

## 6.2 Procedimentos

Após hibridização, as células foram lavadas para retirada do excesso de sonda e DAPI dos pocinhos das lâminas e otimização da estringência. Os seguintes procedimentos devem ser adotados:

- Secar na câmara de fluxo;
- Adicionar 10 µL da solução de lavagem na concentração de formamida condizente com a utilizada no tampão de hibridização;
- Lavar suavemente com água destilada gelada e escorrer;
- Secar a lâmina novamente na câmara de fluxo;
- Opcionalmente, pode-se adicionar *CitiFluor (anti-fading)* sobre a lâmina. O objetivo é evitar que haja perda da fluorescência;
- Adicionar um pequeno volume de água destilada sobre a lâmina e cobrir com uma lamínula.

## 7. OBSERVAÇÃO DAS LÂMINAS NO MICROSCÓPIO

As lâminas estão prontas para observação por microscopia de epifluorescência. Deve-se ajustar os cubos de luz corretos para observação das células hibridizadas, de acordo com as fluorescências (cores) escolhidas.

## APÊNDICE D - PROTOCOLO DA ANÁLISE DE AOV

A metodologia adotada foi baseada no “Manual de Procedimentos e Técnicas Laboratoriais Voltado para Análises de Águas e Esgotos Sanitário e Industrial” (ESCOLA POLITÉCNICA DA UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO, 2004).

### Coleta

Após a coleta de uma amostra, o líquido era separado dos sólidos o mais rápido possível, e as amostras eram mantidas em geladeira até o momento das análises.

### Reagentes

- Solução padrão de ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) 0,2 M
- Solução padrão de hidróxido de sódio (NaOH) 0,02 M

### Procedimentos

- Homogeneizar a amostra no frasco de coleta;
- Transferir para 1 tubo Falcon;
- Centrifugar a 4000 rpm por 15 minutos;
- Pipetar 25 mL de sobrenadante e transferir para um bécker;
- Adicionar 50 mL de água deionizada;
- Encher uma bureta com  $H_2SO_4$  0,2 M;
- Titular com o auxílio do pHmetro até um pH igual a 3,0;
- Adicionar pérolas de vidro;
- Levar à chapa de aquecimento;
- Deixar em ebulição por 5 minutos;
- Aguardar a amostra esfriar até a temperatura ambiente;
- Encher uma bureta com NaOH 0,02 M;
- Titular com auxílio do pHmetro até um pH igual a 4,0 e anotar o volume gasto ( $V_1$ );
- Prosseguir na titulação até um pH igual a 7,0 e anotar o volume gasto ( $V_2$ );

**Cálculo**

$$C_{\text{AOV}} = 480. f. (V_2 - V_1) \quad (50)$$

Em que:

$C_{\text{AOV}}$  (mgCH<sub>3</sub>COOH.L<sup>-1</sup>): concentração de ácidos orgânicos voláteis

$f$  (mol.L<sup>-1</sup>): molaridade real do NaOH

$V_1$  (mL): volume de NaOH gasto na titulação até um pH igual a 4,0

$V_2$  (mL): volume de NaOH gasto na titulação até um pH igual a 7,0

## APÊNDICE E - PERFIS DE N POR DIA DE OPERAÇÃO

