

Blanca Isabel Villafranca Marchand

**REMOÇÃO QUÍMICA E BIOLÓGICA DE FÓSFORO DE  
ESGOTO SANITÁRIO EM REATOR EM BATELADAS  
SEQUENCIAIS**

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação da Universidade Federal de Santa Catarina para a obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Ambiental.

Orientador: Prof. Dra. Rejane Helena Ribeiro da Costa

Coorientador: Dra. Heike Hoffmann

Florianópolis, SC  
2014

Ficha de identificação da obra elaborada pelo autor,  
através do Programa de Geração Automática da Biblioteca Universitária da UFSC.

Marchand, Blanca Isabel Villafranca

Remoção química e biológica de fósforo de esgoto sanitário em reator em bateladas sequenciais / Blanca Isabel Villafranca Marchand ; orientadora, Rejane Helena Ribeiro da Costa ; coorientadora, Heike Hoffmann. - Florianópolis, SC, 2014.  
136 p.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa Catarina, Centro Tecnológico. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental.

Inclui referências

1. Engenharia Ambiental. 2. Bodesfosfatação. 3. Precipitação química de fósforo. 4. Reator em Bateladas Sequenciais . 5. Tratamento de esgoto sanitário. I. Ribeiro da Costa, Rejane Helena. II. Hoffmann, Heike. III. Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental. IV. Título.

Dedicado a minha amada filha Emilia  
Catarina



## AGRADECIMENTOS

A presente pesquisa é o produto do esforço de muitas pessoas que me apoiaram neste lindo trabalho, aos quais desejo lhes agradecer.

Preciso começar agradecendo a Deus pela proteção e a benção que sempre teve sobre mim e que permitiu me rodear de pessoas maravilhosas neste tempo especial.

O meu maior agradecimento à professora Rejane Helena Ribeiro da Costa, pela oportunidade de trabalhar com ela, o apoio, suporte, conhecimentos e carinho recebido durante o tempo todo. Meu profundo agradecimento e respeito.

A Heike Hoffmann, que impulsionou desde o início meu trabalho de mestrado. Obrigada pela confiança, o conhecimento compartilhado, o apoio constante, o exemplo e a amizade.

A toda a equipe do LABEFLU, que desde o início virou minha família no Brasil. Especialmente a Lorena Bittencourt que me ajudou e ensinou nos trabalhos de laboratório e pesquisa. Muito obrigada por tudo mesmo! A Heloisa quem me apresentou o laboratório e compartilhou seus conhecimentos, e igualmente a Rodrigo e Claudinha, amigos e grandes pesquisadores que admiro muito!

Ao Caio Voltolini, pelo tempo compartilhado, parceiro de pesquisa, auxílio no trabalho, iluminador de dúvidas e tão bom cozinheiro. Obrigada por tudo Caio!

As minhas bolsistas: Gabriela Vandri pela ajuda nas coletas, pelas caronas e bons papos; Patricia Braun dedicada no laboratório e muito responsável em todo seu trabalho e a minha querida Nicole Friedrich por todo o tempo dedicado ao laboratório, e que mesmo sendo explorada, sempre tinha um sorriso e uma história para compartilhar e amenizar as horas de coletas.

A Rotária do Brasil que permitiu a minha vinda ao Brasil e o desenvolvimento do meu trabalho. Obrigada a todos os colaboradores pelo tempo dedicado e amizade ganha.

A UFSC e ao PPGA pela oportunidade de estudar e realizar a minha pesquisa nas suas instalações, assim como as facilidades e apoio dado neste tempo.

Ao CNPq que financiou a minha estadia no Brasil e os implementos da minha pesquisa, o que permitiu a realização do meu mestrado.

A mis queridos padres Lucho y Chabela, que fueron mi sostén afectivo e impulsores de mis logros, y a mi amiga Giovanna que por todo su apoyo y aliento incondicional. Meu sincero agradecimento a todos!



## RESUMO

O lançamento de esgoto sanitário, sem o devido tratamento, pode provocar eutrofização nos corpos hídricos, pela presença de nutrientes como nitrogênio e fósforo. Devido à fixação do nitrogênio atmosférico nas águas superficiais, a remoção de fósforo é considerada o fator limitante da eutrofização. A biodesfosfatação tem sido empregada em reatores de bateladas sequenciais (RBS), porém, nem sempre se consegue produzir um efluente dentro dos padrões de lançamento exigidos por lei, necessitando alternativas para melhorar a eficiência do tratamento. Neste contexto, o presente trabalho estudou a remoção do fósforo via processos biológicos e químicos, aplicados em RBS com esgoto sanitário de baixa carga orgânica aplicada (média de  $0,12 \text{ KgDQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ ) e altas concentrações de nutrientes (média de  $10,3 \text{ mgPO}_4\text{-P. L}^{-1}$  e  $78 \text{ mgNH}_4\text{-N.L}^{-1}$ ) em escala piloto. O trabalho foi dividido em duas fases. Na primeira fase, o reator foi avaliado por meio de estratégias para obter a maior capacidade de biodesfosfatação, via análises físico-químicas e biológicas. Foram obtidas eficiências de remoção de 42% de fósforo total e 39% de ortofosfato. Para melhorar o desempenho do RBS, foram testadas dosagens de cloreto férrico em *Jar Test* em bancada, visando à precipitação química do fósforo no reator. Os resultados apontaram dosagens com relações molares Fe:P de 4:1 e de 3:1. Na segunda fase, os resultados obtidos foram aplicados no reator, porém por ser esgoto real, a vazão diária e as concentrações do fósforo variaram continuamente, variando as relações molares de dosagens de 6:1 a 0,75:1. Observou-se também que o lodo com cloreto férrico precipitado afetou a eficiência da remoção do fósforo. Quanto maior a concentração de fósforo no efluente, menor era a relação molar necessária para obter altas eficiências e vice-versa. A remoção do fósforo nessa etapa foi superior a 95%, evidenciando que a combinação dos processos químicos e biológicos é uma alternativa para remoção de fósforo de esgoto sanitário em RBS.

**Palavras-chave:** Biodesfosfatação; Precipitação química de fósforo; Reator em Bateladas Sequenciais (SBR); Tratamento de esgoto sanitário.



## ABSTRACT

The release of wastewater, without proper treatment, can cause eutrophication in water bodies, and the presence of nutrients such as nitrogen and phosphorus. Due to atmospheric nitrogen fixation in surface waters, the removal of phosphorus is considered as the limiting factor for eutrophication. The enhanced biological phosphate removal (EBPR) has been used in sequencing batch reactors (SBR), however, it is not always able to produce an effluent with the standards discharge required by law, this causes the need to find alternatives to improve the treatment efficiency. In this context, this paper studies the phosphorus removal via biological and chemical processes applied in RBS with wastewater that has a low organic load applied (average of  $0.12 \text{ gCOD.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$ ) and high concentrations of nutrients (average of  $10.3 \text{ mgPO}_4\text{-P.L}^{-1}$  and  $78 \text{ mgNH}_4\text{-N.L}^{-1}$ ) in pilot scale. The study was divided into two phases. In the first phase the reactor was evaluated by using strategies to get the highest capacity of EBPR, via physicochemical and biological analyzes. Removal efficiencies of 42% of total phosphorus and 39% of orthophosphate were obtained. To improve the performance of RBS, dosages of ferric chloride were tested in bench scale *Jar Test*, aiming at chemical precipitation of phosphorus in the reactor. The results showed dosages with molar ratios Fe:P ratio of 4:1 and 3:1. Additionally, the results obtained were applied in the reactor, however since real wastewater was used, the daily flow rate and the concentration of phosphorus varied continuously which varied dosage molar ratios from 6:1 to 0.75:1. It was also observed that sludge with ferric chloride precipitate affected the efficiency of phosphorus removal. The higher the concentration of phosphorus in the effluent, the lower the molar ratio required to obtain high efficiencies and vice versa. The removal of phosphorus in this step was greater than 95%, showing that the combination of chemical and biological processes is an alternative for removing phosphorus from sewage RBS.

**Keywords:** Enhanced Biological Phosphorus Removal (EBPR); Chemical phosphorous removal; Sequencing Batch Reactor (SBR); Domestic wastewater treatment.



## LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Fases de funcionamento de um RBS.....	29
Figura 2. Representação esquemática dos volumes em um RBS. ....	30
Figura 3. Variação das concentrações de ortofosfato nas fases anaeróbia e aeróbia. ....	37
Figura 4. Esquema das fases e metodologia seguida durante a pesquisa. ....	48
Figura 5. Componentes do reator RBS Rotária. ....	49
Figura 6. Dimensões do reator e volume de trabalho. ....	49
Figura 7. Funcionamento do ciclo operacional do RBS estabelecido para a presente pesquisa.....	50
Figura 8. Esquema da sequência metodológica para a determinação de atividade de OAFD e OAF.....	55
Figura 9. Esquema da análise de <i>Jar Test</i> , no esquema se representa os 6 jarros com a mesma quantidade de lodo e esgoto, mas as quantidades de cloreto férrico variam, sendo que os jarros 1 e 4 têm uma maior alíquota que a calculada, o jarro 2 e 5 têm a alíquota calculada e os jarros 3 e 6 têm uma menor quantidade do cloreto férrico calculado. ....	58
Figura 10. Esquema do <i>Jar Test</i> dinâmico onde se fazem três testes seguidos trocando só o esgoto mantendo-se o mesmo lodo do primeiro teste e variando-se a dosagem do precipitante. ....	61
Figura 11. Concentrações médias e desvio padrão de demanda de oxigênio (OD) na entrada (E) e na saída (S) do reator para as diferentes estratégias operacionais aplicadas. ....	64
Figura 12. Concentrações médias e desvio padrão de fósforo total (P) e ortofosfatos (PO <sub>4</sub> -P) na entrada (E) e saídas (S) para as estratégias testadas. ....	65
Figura 13. Concentrações médias e desvio padrão de entrada (E) e saída (S) de amônia (NH <sub>4</sub> -N), nitrito (NH <sub>2</sub> -N) e nitrato (NH <sub>3</sub> -N) nas diferentes estratégias aplicadas. ....	66
Figura 14. Média da velocidade de sedimentação dos sólidos dentro do Reator durante todas as estratégias e desvio padrão.....	67
Figura 15. Variação média e desvio padrão da alcalinidade nas quatro últimas estratégias operacionais testadas para a entrada (E) e saída (S) do sistema.....	68
Figura 16. Variação média e desvio padrão de pH no esgoto afluente (E) e tratado (S) nas estratégias aplicadas. ....	68
Figura 17. Médias e desvio padrão de entradas (E) e saídas (S) da Demanda Química de Oxigênio (DQO), Demanda Química de Oxigênio solúvel (DQOs) e Demanda Biológica de oxigênio (DBO <sub>5</sub> ) para as estratégias testadas. ....	69

Figura 18. Variação do volume (VF %) dentro do reator Rotaria RBS10 ao longo de um dia típico durante a estratégia E6 (exemplo do dia 18/09/2013).....	71
Figura 19. Concentrações de fósforo total (P) na entrada (E) e a saída (S) ao longo da estratégia E6 e suas respectivas eficiências. ....	75
Figura 20. Variação do volume (VF %) ao longo do dia antes e depois do monitoramento do ciclo completo realizado em 29 de Agosto de 2013. ....	76
Figura 21. Resultados de pH e OD ao longo de um ciclo padrão de 8 horas.....	77
Figura 22. Amônia (NH <sub>4</sub> -N), nitrito (NO <sub>2</sub> -N), e nitrato (NO <sub>3</sub> -N) ao longo de um ciclo padrão na E6.....	78
Figura 23. DQO e ortofosfatos ao longo de um ciclo padrão na E6. E: entrada do esgoto (na elevatória), 1S: saída do efluente antes do ciclo avaliado, D1: primeira desnitrificação, N1: primeira nitrificação, D2: segunda desnitrificação, N2: segunda desnitrificação, D3: terceira desnitrificação, N3: terceira nitrificação e 2S:saída ao final do ciclo avaliado.....	79
Figura 24. Flocos compactos e densos. Aumento 100x.....	81
Figura 25. Microrganismos do lodo, destacando-se <i>Vorticellas</i> sp.....	81
Figura 26. <i>Rotatoria</i> sp. Aumento 200x.....	81
Figura 27. <i>Vorticella</i> sp. Aumento 200x.....	81
Figura 28. Resultados médios da presença bacteriana para as análises FISH nas estratégias E3 e E6. ....	82
Figura 29. Respirograma obtido do RBS piloto para a estratégia E3....	87
Figura 30. Respirograma obtido do RBS piloto para a estratégia E6....	87
Figura 31. Capacidade de biodesfosfatação apresentada na E3. ....	90
Figura 32. Capacidade de biodesfosfatação apresentada na E6. ....	90
Figura 33. Concentrações de PO <sub>4</sub> -P, pH e alcalinidade para as diferentes dosagens de FeCl <sub>3</sub> a 38% em <i>Jar Test</i> com mistura de lodo e esgoto do reator. ....	93
Figura 34. Eficiência de remoção de ortofosfato (%) no <i>Jar Test</i> dinâmico.....	95
Figura 35. Variação do pH no <i>Jar Test</i> dinâmico.....	96
Figura 36. Variação da alcalinidade para o <i>Jar Test</i> dinâmico. ....	96
Figura 37. Tendência do comportamento dos SDT no <i>Jar Test</i> dinâmico. ....	97
Figura 38. Comportamento da turbidez no <i>Jar Test</i> dinâmico.....	97
Figura 39. Concentrações de entrada e saída do P <sub>T</sub> durante a remoção combinada de fósforo.....	100

Figura 40. Variação do volume (VF%) ao longo do dia 18 de novembro, quando foi feita a avaliação do ciclo completo durante a remoção combinada do fósforo total. D: desnitrificação, N: nitrificação, DEC: decantação e RET: retirada. ....	102
Figura 41. Variação do OD e o pH durante um ciclo, com medição online.....	103
Figura 42. Variação do ortofosfato ao longo de um ciclo no reator durante a combinação biológica e química. ....	104
Figura 43. Resultados médios das análises FISH durante a combinação biológica e química no reator. ....	105
Figura 44. Respirograma obtido em bancada durante a combinação biológica e química para a remoção do fósforo.....	107
Figura 45. Respirograma obtido <i>on line</i> para a combinação biológica e química para a remoção do fósforo.....	107
Figura 46. Determinação da capacidade de biodesfosfatação em bancada.....	109
Figura 47. EUBmix (E3-1).....	120
Figura 48. DAPI EUBmix.....	120
Figura 49. OAF (E3-1).....	120
Figura 50. OAG (E3-1).....	120
Figura 51. NSO 190 (E3-1).....	120
Figura 52. PAE (E3-1).....	120
Figura 53. EUBmix (E3-2).....	121
Figura 54. DAPI EUBmix.....	121
Figura 55. OAF (E3-2).....	121
Figura 56. OAG (E3-2).....	121
Figura 57. NSO 190 (E3-2).....	121
Figura 58. PAE (E3-2).....	121
Figura 59. EUBmix (E3-3).....	122
Figura 60. DAPI EUBmix.....	122
Figura 61. OAF (E3-3).....	122
Figura 62. OAG (E3-3).....	122
Figura 63. NSO 190 (E3-3).....	122
Figura 64. PAE (E3-3).....	122
Figura 65. EUBmix (E6-1).....	123
Figura 66. DAPI EUBmix.....	123
Figura 67. OAF (E6-1).....	123
Figura 68. OAG (E6-1).....	123
Figura 69. NSO 190 (E6-1).....	123
Figura 70. PAE (E6-1).....	123
Figura 71. EUBmix (E6-2).....	124

Figura 72. DAPI EUBmix.....	124
Figura 73. OAF (E6-2).....	124
Figura 74. OAG (E6-2).....	124
Figura 75. NSO 190 (E6-2).....	124
Figura 76. PAE (E6-2).....	124
Figura 77. EUBmix (EC-1).....	125
Figura 78. DAPI EUBmix.....	125
Figura 79. OAF (EC-1).....	125
Figura 80. OAG (EC-1).....	125
Figura 81. NSO 190 (EC-1).....	125
Figura 82. PAE (EC-1).....	125
Figura 83. EUBmix (EC-2).....	126
Figura 84. DAPI EUBmix.....	126
Figura 85. OAF (EC-2).....	126
Figura 86. OAG (EC-2).....	126
Figura 87. NSO 190 (EC-2).....	126
Figura 88. PAE (EC-2).....	126
Figura 89. Amostras distribuídas em lâminas para cada sonda utilizada .....	131
Figura 90. Etanol em concentrações crescentes para a desidratação das amostras.....	131

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Métodos usados para as análises físico-químicas .....	53
Tabela 2. Distribuição das fases dentro do ciclo padrão de 8 horas do RBS. ....	62
Tabela 3. Tempo de aplicação e períodos das estratégias operacionais testadas e cargas do esgoto aplicadas no RBS.....	63
Tabela 4. Valores de média e desvio padrão do afluente (início do ciclo) e efluente (final do ciclo) e eficiências de remoção durante a E6. ....	72
Tabela 5. Resultados da $QO_{2x}$ e $QO_2$ e dos testes respirométricos realizados no RBS. ....	84
Tabela 6. Resultados da biomassa ativa: autotrófica e heterotrófica no RBS .....	85
Tabela 7. Comparação da razão de OAFD/OAF para as estratégias E3 e E6. ....	91
Tabela 8. Dosagens aplicadas durante o <i>Jar Test</i> dinâmico .....	94
Tabela 9. Porcentagem de dosagem aplicada segundo o volume de esgoto em cada ciclo. ....	98
Tabela 10. Valores de média, desvio padrão e eficiências de remoção no RBS para a combinação de biodesfosfatação e precipitação química. ...	99
Tabela 11. Resultados da $QO_{2X}$ e $QO_2$ e dos testes respirométricos realizados na fase de remoção combinada biológica e química. ....	106
Tabela 12. Resultados da biomassa ativa autotróficas e heterotróficas presente no RBS realizados na fase de remoção combinada biológica e química.....	106
Tabela 13. Descrição das sondas utilizadas na detecção dos grupos de microrganismos presentes nos reatores pela técnica de FISH (probeBase) .....	132
Tabela 14. Categorias quantitativas da biomassa hibridizada .....	133



## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AOB	Bactérias oxidadoras de amônia
A/M	Relação alimento:microrganismos
AGV	Ácidos graxos voláteis
APHA	American Public Health Association
ATP	Adenosina-Trifosfato
Co	Composto
CONAMA	Conselho Nacional de Meio Ambiente
CONDEMA	Conselho Municipal de Defesa do Meio Ambiente
D1, D2, D3	Fases de desnitrificação (primeira, segunda e terceira do ciclo respectivamente)
DAPI	4',6-diamidino-2-phenylindole
DQO	Demanda Química de Oxigênio total
DQO <sub>s</sub>	Demanda Química de Oxigênio solúvel
E	Entrada de afluente
E1, E2, E3, E4, E5, E6	Estratégias realizadas
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
EUBmix	Mistura de bactérias
G	Gradiente
IVL	Índice Volumétrico do lodo
K <sub>p</sub>	Necessidade de precipitante em relação à carga de fósforo
LABEFLU	Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos
LIMA	Laboratório Integrado do Meio Ambiente
MA	Massa atômica
Me	Metal
N1, N2, N3	Fases de nitrificação (primeira, segunda e terceira do ciclo respectivamente)
NH <sub>4</sub> -N	Nitrogênio da Amônia.
NO <sub>2</sub> -N	Nitrogênio do Nitrito
NO <sub>3</sub> -N	Nitrogênio do Nitrato
NOB	Bactérias oxidadoras de nitrito
NOS 190	Organismos nitrificantes
OAF	Organismos acumuladores de fosfato
OAG	Organismos acumuladores de Glicose
OAFD	Organismos desnitrificantes acumuladores de fosfato
OD	Oxigênio Dissolvido
PE	Pessoas equivalentes
PHAs	Polihidroxialcalnoatos
PHB	Polihidroxibutirato
PHV	Polihidroxivalerato
PO <sub>4</sub> -P	Fósforo do Ortofosfato
P <sub>T</sub>	Fósforo Total
RBN	Remoção Biológica dos Nutrientes

RBS	Reator em Bateladas Sequenciais
S	Saída de efluente
SF	Sólidos Fixos
SM	Standard Methods
SDT	Sólidos Dissolvidos Totais
$S_{sed}$	Sólidos Sedimentáveis
ST	Sólidos Totais
SV	Sólidos Voláteis
SSF	Sólidos Suspensos Fixos
SST	Sólidos Suspensos Totais
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
SSVLM	Sólidos Suspensos Voláteis no Licor Misto
PAE	Organismos desnitrificantes
QO <sub>2</sub>	Velocidade de consumo de oxigênio
QO <sub>2e</sub>	Velocidade específica de consumo de oxigênio
QO <sub>2Amax</sub>	Velocidade de consumo de oxigênio da biomassa autotrófica
QO <sub>2Hmax</sub>	Velocidade de consumo de oxigênio da biomassa heterotrófica
V0	Volume estacionário
VF	Volume que é retirado ou enchido a cada ciclo
VS	Volume de lodo sedimentado
VT	Volume total
$X_A$	Concentração de biomassa autotrófica
$X_H$	Concentração de biomassa heterotrófica
$Y_A$	Coefficiente de conversão autotrófica
$Y_H$	Coefficiente de conversão heterotrófica
$\mu_{Amax}$	Coefficiente de crescimento autotrófico
$\mu_{Hmax}$	Coefficiente de crescimento heterotrófico

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO – JUSTIFICATIVAS.....</b>	<b>21</b>
1.1	OBJETIVOS .....	25
1.1.1	<i>Objetivo Geral .....</i>	<i>25</i>
1.1.2	<i>Objetivos Específicos .....</i>	<i>25</i>
<b>2</b>	<b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....</b>	<b>26</b>
2.1	NORMATIVAS AMBIENTAIS (VALORIZAÇÃO LEGAL) .....	26
2.2	TRATAMENTO DESCENTRALIZADO .....	27
2.2.1	<i>Reatores em Bateladas Sequenciais (RBS) .....</i>	<i>28</i>
2.2.2	<i>Funcionamento do RBS.....</i>	<i>29</i>
2.3	PROCESSOS DE REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NUTRIENTES (RBN) .....	31
2.3.1	<i>Remoção Biológica de Nitrogênio .....</i>	<i>32</i>
2.3.2	<i>Remoção Biológica de Fósforo .....</i>	<i>34</i>
2.4	BIOMASSA ATIVA NOS REATORES BIOLÓGICOS E RESPIROMETRIA DE LODOS .....	38
2.5	PRECIPITAÇÃO QUÍMICA DO FÓSFORO.....	41
<b>3</b>	<b>MATERIAIS E MÉTODOS .....</b>	<b>47</b>
3.1	DELINEAMENTO DA PESQUISA .....	47
3.2	REATOR.....	48
3.3	MONITORAMENTO DO REATOR .....	51
3.3.1	<i>1ª Etapa: Monitoramento da remoção biológica de fósforo</i> <i>51</i>	
3.3.2	<i>2ª Etapa: Monitoramento da precipitação química.....</i>	<i>52</i>
3.4	VARIÁVEIS FÍSICO-QUÍMICAS .....	52
3.5	ANÁLISES MICROSCÓPICAS.....	53
3.6	RESPIROMETRIA.....	54
3.7	ANÁLISES FISH ( <i>FLUORESCENT IN SITU HYBRIDIZATION</i> ) .....	54
3.8	DETERMINAÇÃO DA CAPACIDADE DE BIODESFOSFATAÇÃO (OAF-OAFD) .....	55
3.9	CÁLCULO DA QUANTIDADE TEÓRICA DE PRECIPITANTE (ME) POR DIA 56	
3.10	JAR TEST .....	57
3.10.1	<i>Jar Test adaptado .....</i>	<i>59</i>
3.10.2	<i>Jar Test dinâmico.....</i>	<i>60</i>
<b>4</b>	<b>RESULTADOS.....</b>	<b>62</b>
4.1	MONITORAMENTO DA FASE BIOLÓGICA DO REATOR.....	62

4.1.1	<i>Resultados das Diferentes Estratégias Operacionais Aplicadas no RBS.....</i>	<i>62</i>
4.1.2	<i>Variáveis Biológicas.....</i>	<i>80</i>
4.2	<b>PRECIPITAÇÃO QUÍMICA COM CLORETO FÉRRICO (FeCl<sub>3</sub>).....</b>	<b>92</b>
4.2.1	<i>Testes de Bancada.....</i>	<i>92</i>
4.3	<b>AVALIAÇÃO DO REATOR COM A COMBINAÇÃO DE BIODESFOSFATAÇÃO E PRECIPITAÇÃO QUÍMICA.....</b>	<b>98</b>
4.3.1	<i>Resultados Físico-químicos Dentro do Reator.....</i>	<i>99</i>
4.3.2	<i>Resultados Biológicos Durante o Processo Combinado.....</i>	<i>104</i>
<b>4.</b>	<b>CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES .....</b>	<b>110</b>
5.1.	<i>Conclusões.....</i>	<i>110</i>
5.2.	<i>Recomendações .....</i>	<i>111</i>
	<b>REFERÊNCIA .....</b>	<b>112</b>
	<b>APÊNDICE 1:.....</b>	<b>120</b>
	<b>ANEXO A:.....</b>	<b>127</b>
	<b>ANEXO B:.....</b>	<b>130</b>
	<b>ANEXO C: .....</b>	<b>133</b>
	<b>ANEXO D:.....</b>	<b>134</b>

## **1 Introdução – Justificativas**

Nas últimas décadas as cidades vêm crescendo exponencialmente, de forma desordenada, com zonas carentes em serviços de saneamento, ou com capacidade menor que o necessário. Essa condição ocasiona uma sobrecarga nos sistemas de tratamentos de esgotos existentes, ou simplesmente a falta de tratamento, que se traduz em lançamentos de elevadas cargas orgânicas e de nutrientes em corpos hídricos, causando a poluição dos recursos naturais.

A remoção de nitrogênio (N) e fósforo (P) de efluentes é necessária já que os nutrientes têm potencial impacto na qualidade das águas receptoras. O aporte intenso de nutrientes em rios, lagos e represas provoca o crescimento excessivo da vegetação aquática, ocasionando um desequilíbrio indesejável no balanço de oxigênio da massa líquida, favorecendo, por exemplo, o incremento do fenômeno de eutrofização de corpos d'água. Este constitui perigo potencial à saúde humana e prejudica os usos das águas em sistemas de abastecimento. Porém, considerando que o nitrogênio atmosférico pode ser fixado nas fontes d'água por diversos gêneros de cianobactérias, o fosfato vira o fator limitante no crescimento de algas responsáveis pela eutrofização (BITTON, 2005; DWA, 2010).

Os municípios, estados e países devem estabelecer leis que atinjam as necessidades das suas jurisdições, para garantir a preservação das suas fontes de água. No Brasil se exige por lei a adequação aos padrões de lançamento dos efluentes domésticos e industriais nas águas receptoras. O Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) é o órgão responsável que estabelece os padrões de qualidade d'água através da Resolução N° 357 de 2005, a qual foi complementada pela Resolução N° 430 de 2011, sendo competência dos estados estipularem valores mais restritivos aos apresentados na resolução. O Código Estadual do Meio Ambiente do Estado de Santa Catarina, instituído por meio da Lei N° 14.675 de 2009, define através do Artigo 177 as condições que se devem cumprir para o lançamento direto ou indireto nos corpos d'água. Uma das opções que está sendo muito aplicada para o tratamento dos efluentes sanitários é o uso de sistemas descentralizados, os quais devem atingir as normativas locais e devem ser eficientes na remoção de matéria carbonácea e nutrientes; serem compactos; de operação simples

e fácil manutenção; e capazes de resistir a cargas elevadas. Em vista disto, no campo da Engenharia Sanitária e Ambiental vem se desenvolvendo técnicas de tratamentos descentralizados cada vez mais especializadas, mas que ainda precisam ser melhoradas e adaptadas a cada realidade.

Os processos de tratamento por lodos ativados têm se mostrado eficientes na remoção de nutrientes, porém, precisam de diferentes unidades, dificultando sua aplicação em sistemas descentralizados. Nessa linha, surgiram os reatores em bateladas sequenciais (RBS), que são uma adaptação dos lodos ativados, onde o tratamento é realizado em uma só unidade operacional, funcionando como reator biológico e decantador. Para seu funcionamento, a automação é fundamental, possibilitando o controle das fases do ciclo operacional: enchimento, fases aeróbias e anóxicas, decantação e esvaziamento (METCALF & EDDY, 2003). Comparado com os sistemas de lodos ativados contínuos, eles são mais econômicos em relação a custos de construção e operação. As principais vantagens dos sistemas com RBS estão na facilidade operacional, no fato de os reatores funcionarem como tanques de equalização durante a fase de enchimento, permanência da biomassa no reator quando há ocorrência de choques hidráulicos e economia de energia durante a operação (COSTA *et al.*, 2005).

Os sistemas de RBS se caracterizam por apresentarem boas eficiências na remoção biológica de nitrogênio, através dos processos de nitrificação e desnitrificação. O interessante ainda é a possibilidade da remoção biológica do fósforo (biodesfosfatação), realizada por microrganismos que capturam o fosfato na mudança de fases anaeróbias e aeróbias (VON SPERLING, 2002). O fósforo do afluente é fixado biologicamente pelas bactérias que formam o lodo ativado, sendo removido junto com o lodo em excesso do reator (DWA, 2010).

Em geral, a remoção biológica de fósforo sempre é analisada junto com a remoção de nitrogênio, e sua eficiência depende da eficiência da desnitrificação. No estudo realizado por Costa (2005) em RBS piloto, a remoção biológica do fósforo mostrou eficiências entre 30% e 80%, isto porque as bactérias heterótrofas, que são responsáveis pela desnitrificação, e também pela remoção biológica do fósforo, entram em competição pela disponibilidade de matéria orgânica de fácil degradação (HOFFMANN *et al.*, 2002). Para analisar melhor estas relações existem ensaios em “batch” que podem verificar a velocidade de nitrificação e desnitrificação, mas também podem analisar a capacidade de um lodo para fazer a biodesfosfatação (HOFFMANN *et al.*, 2004; MONCLÚS *et al.*, 2010).

Outra ferramenta importante para analisar a atividade da biomassa do lodo é a respirometria. A análise é efetuada medindo-se o consumo de oxigênio por microrganismos para degradação da matéria orgânica e nitrogenada do esgoto sanitário (WOLFF *et al.*, 2006; LAMEGO NETO e COSTA, 2011).

Igualmente, o entendimento do processo de biodesfosfatação na realidade brasileira e os fatores que influenciam sua eficiência ainda são pouco pesquisados. A aplicação da biodesfosfatação como único processo de remoção de fósforo nos RBS pode resultar em concentrações elevadas de fósforo no efluente final. A nitrificação, a desnitrificação e a biodesfosfatação dependem de muitos fatores que atuam conjuntamente (HOFFMANN *et al.*, 2007; FERNANDES *et al.*, 2013).

Por outro lado, a remoção química de fosfato corresponde a uma precipitação com dosagem contínua de sais metálicos como: sulfato de alumínio, cloreto férrico, sulfato ferroso, policloreto de alumínio e outros (DWA, 2010). A adição de sais metálicos (cloreto férrico) no tratamento de esgoto e sua combinação com o fosfato presente originam sais insolúveis ou de baixa solubilidade, que conseguem maiores eficiências de remoção de fósforo assim como melhoram a qualidade do tratamento do esgoto (DWA, 2010).

O precipitado é retirado com o lodo em excesso. A precipitação química também pode reduzir a DQO e a concentração de bactérias livres na fase líquida, melhorando a qualidade e clarificando o efluente final. Ainda assim, existem fatores que podem influenciar na eficiência, como por exemplo, a acidez de agentes precipitantes. Os esgotos com baixa alcalinidade são mais sensíveis às dosagens de sais metálicos (HOFFMANN *et al.*, 2007). Outro problema é a questão econômica, a necessidade de dosagem contínua tem custos relativamente altos e adicionalmente produz uma maior quantidade de lodo.

Segundo Szabó *et al.* (2008), a remoção química do fósforo usando sais metálicos é uma técnica que produz reduzidas concentrações de fósforo no efluente. Embora os sais de ferro sejam amplamente utilizados, até agora seu complexo mecanismo ainda vem sendo pesquisado, uma vez que a aplicação de sais metálicos indiscriminadamente pode levar à aplicação de altas dosagens químicas e, conseqüentemente, custos com insumos desnecessários e uma maior produção de lodo.

Neste contexto, o Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU), do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC), tem realizado pesquisas com reatores RBS sobre a remoção de nutrientes, tanto em

escala piloto como em escala real. O foco das pesquisas consiste na análise da operação dos RBS e na economia de energia como, por exemplo, operação com baixas concentrações de oxigênio para a ocorrência em paralelo dos processos aeróbios e anóxicos de remoção de nitrogênio (COSTA, 2005; THANS, 2008; FERNANDES, 2013) ou por combinar os processos de biomassa em suspensão e biomassa fixa (WOLFF, 2005; CAMPOS, 2006; SOUTO, 2007; LAMEGO NETO, 2008; JUNGLES, 2011; WAGNER, 2011).

O grupo de pesquisa do LABEFLU também realizou um estudo sobre a remoção combinada: química e biológica de fósforo em reator RBS em escala piloto (MARCONDES, 2011). Os resultados revelaram remoção de fósforo > 90% para dosagem de  $130 \text{ mgFe}^{3+} \cdot \text{L}^{-1}$  no cloreto férrico. Nesse estudo, o esgoto bruto apresentou concentração média de fósforo total de  $53 \pm 8 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , muito acima do que é caracterizado com esgoto de forte concentração ( $20 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ) segundo Metcalf e Eddy (2003). O efluente final apresentou concentrações próximas a  $2,0 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , dentro do padrão exigido em Santa Catarina:  $\leq 4,0 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  (SANTA CATARINA, 2009). Esses resultados positivos e a carência de estudos sobre esse tipo de processo combinado justificam a continuação das pesquisas, com aprofundamento nas dosagens dos produtos e nos principais agentes responsáveis pelo processo (biológico + químico).

## 1.1 OBJETIVOS

### 1.1.1 Objetivo Geral

A presente pesquisa teve como objetivo geral estudar a remoção de fósforo via processo biológico e precipitação química em reator em bateladas sequenciais (RBS), escala piloto, visando à redução de insumos químicos e produzindo um efluente que atenda aos padrões de lançamento.

### 1.1.2 Objetivos Específicos

Para atingir o objetivo geral, a pesquisa foi conduzida com os seguintes objetivos específicos:

- Avaliar a capacidade de tratamento do esgoto sanitário no RBS, com ênfase na biodesfosfatação diretamente no reator e em ensaios de bancada, ao variar os tempos de reação dos ciclos operacionais.
- Determinar as dosagens para precipitação química do fósforo, em ensaios de bancada (Jar Test), utilizando cloreto férrico.
- Estudar o processo combinado: biológico e químico diretamente no RBS utilizando cloreto férrico.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 NORMATIVAS AMBIENTAIS (Valorização Legal)

As atividades antrópicas têm exercido grande pressão sob os recursos hídricos, comprometendo seus usos e qualidade. Os esgotos gerados pelas atividades humanas podem afetar a saúde pública. Esses devem ser tratados antes de lançamento nos corpos receptores, diminuindo a poluição e a degradação ambiental.

Por muito tempo tem-se estudado as características físico-químicas e biológicas do esgoto sanitário. É sabido que nas águas superficiais a proliferação de algas é nociva, por isso existe o interesse em limitar a quantidade de nutrientes provenientes dos esgotos, especialmente do fósforo, cujo conteúdo pode variar entre 5 e 20 mg.L<sup>-1</sup> (VON SPERLING, 2005). Também tem-se desenvolvido tecnologias que permitem dar soluções de tratamento às diferentes realidades locais, podendo ser tratamentos centralizados ou descentralizados, com a finalidade de diminuir o impacto da carga orgânica e de nutrientes no corpo receptor e a degradação do ambiente. Os efluentes provenientes de qualquer fonte poluidora só poderão ser lançados em corpos d'água, após o devido tratamento e desde que a qualidade obtida do efluente final atenda às exigências legais impostas (OLIVEIRA, 2009; DWA, 2010).

Para evitar a descarga excessiva de nutrientes nos corpos receptores, cada país estabelece suas próprias normativas das condições e padrões de lançamento de efluentes. A Comunidade Europeia no caso do lançamento de efluentes em corpos d'água sensíveis, de fácil eutrofização, estabelece uma concentração de fósforo total de 2 mg.L<sup>-1</sup> para populações entre 10.000 e 100.000 habitantes e 1 mg.L<sup>-1</sup> para populações acima de 100.000 habitantes (VON SPERLING, 2005).

No Brasil, o CONAMA estabelece através da Resolução N° 357 de 2005 as condições padrões de lançamento de efluentes em corpos d'água receptores. Esta resolução foi complementada pela Resolução N° 430 em 2011, onde se deu maior ênfase à qualidade do efluente. Em relação aos nutrientes, o CONAMA fixa um valor máximo para o lançamento de nitrogênio amoniacal total de 20 mg.L<sup>-1</sup>, mas não estabelece padrões de lançamento em relação ao fósforo. Por outro lado, o Estado de Santa Catarina por meio da Lei Estadual N° 14.675 restringe que os efluentes

tratados somente podem ser lançados direta ou indiretamente em caso de trechos de corpos d'água contribuinte de lagoas, lagunas e estuários atingindo o limite de  $4 \text{ mg.L}^{-1}$  de concentração de fósforo total, ou os sistemas de tratamento devem operar com eficiência maior que 75% para a remoção de fósforo, desde que não altere as características dos corpos d'água previstas em lei (padrões de qualidade CONAMA 357).

No caso específico do município de Joinville, a Resolução CONDEMA 001 (CONDEMA, 2009) especifica para lançamento de todos os efluentes um máximo de  $4 \text{ mg.L}^{-1}$  de fósforo total. Adicionalmente, essa Resolução exige um limite para sólidos dissolvidos de  $500 \text{ mg.L}^{-1}$ . Isto pode apresentar problema em caso de uso de precipitantes para a remoção do fósforo, que tem como consequência o aumento da concentração de sais solúveis no efluente final.

## 2.2 TRATAMENTO DESCENTRALIZADO

Um fenômeno comum que se tem vivido nas cidades é o seu crescimento desordenado, especialmente nos países em desenvolvimento ou em grandes centros urbanos que iniciaram o processo de verticalização, não tendo o devido planejamento e deixando muitas vezes de lado o tema do saneamento. Os problemas ambientais atuais obrigaram organizações internacionais e governos a investirem no saneamento para diminuir os problemas de contaminação ambiental. No contexto atual, para dar soluções de saneamento precisam-se pensar, além do saneamento convencional, em alternativas descentralizadas e/ou estações de tratamento de esgoto (ETE) compactas, que atendam aos requisitos estipulados pela legislação e necessidades locais.

Os sistemas de tratamento descentralizados surgem como resposta para pequenas comunidades afastadas, assim como para as construções de prédios ou centro comerciais dentro das cidades. O tipo de tratamento a instalar dependerá de fatores como o espaço disponível, as características do esgoto, a eficiência de tratamento, o investimento disponível e disponibilidade de operação. Todo reuso ou lançamento de esgoto deve ser devidamente aprovado por autoridade municipal, estadual ou federal, via órgão competente, assim como o sistema de tratamento. Esta regulação e o controle de lançamento são realizados em alguns municípios pela Vigilância Sanitária (PHILIPPI, 2010), como acontece em Santa Catarina, nas cidades de Florianópolis e Joinville, por exemplo.

### 2.2.1 Reatores em Bateladas Sequenciais (RBS)

Dentre os tratamentos descentralizados, tem-se uma opção preferencial pelos tratamentos de fácil operação e menor impacto possível, de espaço compacto ou menor impacto visual. Entre as diversas opções de tratamento que cumprem com estas características ressaltam-se os reatores que operam em bateladas sequenciais (RBS).

Os RBS constituem uma variação do sistema de lodos ativados. O processo original foi desenvolvido na Inglaterra em 1914 e a única diferença ao processo contínuo de lodos ativados consiste no uso de uma mesma unidade construtiva como reator biológico e sedimentador do lodo (METCALF & EDDY, 2003). Assim, os processos biológicos acontecem na mesma unidade em condições aneróbias, aeróbias e anóxicas, e suas fases diferenciadas pelo tempo (VON SPERLING, 2002). Dessa forma, é eliminada a necessidade de decantadores separados e das elevatórias de recirculação do lodo. Por outro lado, a separação de fases pelo tempo exige automação do reator. A aplicação de RBS no tratamento de esgotos começou com mais frequência a partir dos anos 1980, quando no âmbito internacional a automatização das ETE virou uma medida econômica de operação e controle no saneamento (WILDERER, 2001).

Metcalf e Eddy (2003) ressaltam que para garantir o funcionamento do sistema de tratamento é necessário compreender a importância dos microrganismos dentro do reator, já que as bactérias possuem um papel fundamental para a decomposição da matéria orgânica. Dentro do reator de lodos ativados podem crescer bactérias heterotróficas e autotróficas. As bactérias acumuladoras de fósforo, (OAF, organismos acumuladores de fósforo), por exemplo, são bactérias heterotróficas facultativas, capazes de utilizar nas fases aeróbias e anóxicas a matéria orgânica do esgoto, com a finalidade de obter energia e realizar a síntese de novas células, que aparecem no sistema como biomassa ou lodo. As bactérias nitrificantes são autotróficas, usam o nitrogênio amoniacal como fonte de energia e o CO<sub>2</sub> como fonte de carbono para formar sua parte na biomassa (BITTON, 2005; SEVIOUR e NIELSEN, 2010).

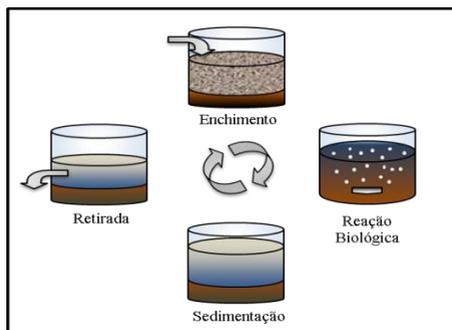
No sistema de lodos ativados, a biomassa formada aparece como flocos de lodos ativados, fenômeno chamado de “biofloculação” que proporcionará, posteriormente, a separação entre os flocos biológicos e o meio líquido na fase de decantação. Desta forma, sempre são selecionadas estas bactérias que têm a capacidade de formar flocos, e as outras que não sedimentam devido a pouca massa específica, saem do

sistema com o efluente final. Durante os processos biológicos com suas fases anaeróbias, anóxicas e aeróbias, estes flocos, portadores de bactérias, ficam completamente misturados com o esgoto. Nessas etapas, variáveis físico-químicas como pH, alcalinidade e compostos tóxicos devem ser monitorados, pois afetam a capacidade de biofloculação e, conseqüentemente, a eficiência da sedimentação do lodo biológico e a qualidade do efluente clarificado (JORDÃO e PESSÔA, 2005; HENZE *et al.*, 2001).

### 2.2.2 Funcionamento do RBS

Os RBS têm sido constantemente adaptados, com o objetivo de garantir a ocorrência de nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de fósforo, devido à crescente preocupação quanto ao lançamento de nutrientes nos corpos d'água receptores (ARTAN e ORHON, 2005; HOFFMANN *et al.*, 2004). Esses reatores têm diferentes tempos de funcionamento dos ciclos, mais especialmente das fases dentro de um ciclo. A maioria dos estudos reportam reatores com ciclos de duração de 6 e 8 horas, embora algumas pesquisas apresentem reatores que foram operados com tempos de ciclos maiores ou menores (KATSOGIANNIS *et al.*, 2002). Uma vantagem que esses apresentam é a facilidade de adaptação às altas cargas pontuais ou à uma maior vazão ocasional, pois os ciclos podem ser alterados segundo a vazão atual (FERNANDES *et al.*, 2013). Apesar das variações que podem apresentar, eles têm em comum quatro fases principais: enchimento, reação biológica, sedimentação e retirada (Figura 1).

Figura 1. Fases de funcionamento de um RBS.

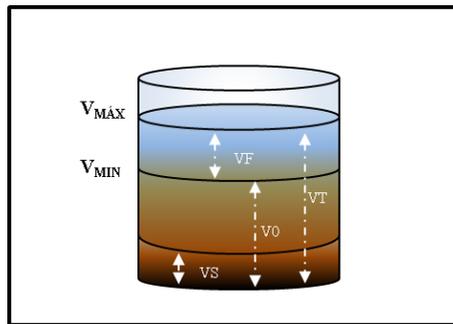


Fonte: Adaptado de Thans (2008)

O esgoto bruto ou pré-tratado entra no reator para se misturar com o lodo ativado. O enchimento pode ser realizado uma única vez no início do ciclo ou escalonado. No enchimento escalonado, o esgoto entra no reator em pulsos ao longo do ciclo. O objetivo desta fase é adicionar o substrato proveniente do esgoto dentro do sistema (LAMEGO NETO e COSTA, 2011).

O reator tem diferentes níveis de funcionamento, resultando em diferentes volumes de trabalho. O volume total (VT) é composto de duas frações independentes: a primeira, chamada de volume estacionário (V0), que a sua vez compreende o volume de lodo sedimentado (VS) diluído no volume de efluente tratado não retirado e a segunda fração compreende o volume de troca (VF), que é retirado ou enchido a cada ciclo (Figura 2). O VF por ciclo varia entre 30 e 60% do V0 que permanece no reator (ARTAN e ORHON, 2005; METCALF & EDDY, 2003). De acordo com Al-Rekabi *et al.* (2007), a determinação do volume de enchimento é baseada em diversos fatores, tais como a carga que se deseja aplicar, o tempo de detenção e as características de sedimentação dos microrganismos.

Figura 2. Representação esquemática dos volumes em um RBS.



Fonte: Adaptado de Artan e Orhon (2005)

Para Metcalf e Eddy (2003), o objetivo da fase de reação biológica é completar as reações iniciadas durante o enchimento, principalmente a desnitrificação, que começa na fase de enchimento sob condições anóxicas (sem aeração), seguida pela nitrificação que acontece na fase aeróbia, quando os aeradores são ligados fornecendo oxigênio ao sistema. A remoção biológica de fósforo depende da eficiência da desnitrificação. Somente quando esta se completou e a fase anóxica (com presença de nitrato) entra numa fase anaeróbia (ausência de nitrato

e de oxigênio) e ainda tem suficiente matéria orgânica ( $DBO_5$ ), é que existem as condições necessárias para que as bactérias acumuladoras de fosfato liberem o fosfato armazenado.

Na fase aeróbia, os micrororganismos vão reacumular o fósforo e assimilar mais do que libertaram antes na fase anaeróbia. Em caso de precipitação química de fósforo, a dosagem de agente precipitante acontece no final da fase de reação. Para a eficiência de todos os processos é fundamental que seja assegurada a mistura completa dentro do reator, o máximo contato entre a biomassa ativa e o substrato, o que permite uma maior eficiência de reação. A duração dessa fase pode ser de 50% ou mais do tempo total do ciclo (AL-REKABI *et al.*, 2007).

A fase de sedimentação tem como objetivo a separação da biomassa formada, que é o lodo ativado, por sedimentação, tanto para conseguir um sobrenadante clarificado quanto para manter a biomassa no sistema. O lodo sedimenta no interior do tanque, sendo que a concentração de sólidos totais (ST) nesta parte pode alcançar valores de 6.000 a 8.000  $mg.L^{-1}$  (JORDÃO e PESSÔA, 2005), sendo duas vezes até mais concentrado do que aparece no reator misturado (licor misto).

Na última fase, de retirada, o sobrenadante clarificado na fase anterior é retirado do reator. A retirada pode ser feita com o uso de vertedor ou em reatores menores por meio de bombas.

Eventualmente, existe uma fase adicional conhecida como fase de repouso ou fase inativa. Esta nem sempre é utilizada, já que é uma adaptação para aplicações com vários tanques. Também pode ser usada para aumentar a duração de um ciclo até esperar que se tenha novamente esgoto para começar um novo ciclo e para retirar o lodo em excesso.

### 2.3 PROCESSOS DE REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NUTRIENTES (RBN)

Nos projetos de ETE com lodos ativados, a remoção biológica de nutrientes (RBN) vem ganhando crescente atenção pela alta eficiência que pode se conseguir com esses processos. Pesquisas nacionais e internacionais têm como tópico a remoção biológica de nutrientes, com significativos avanços obtidos no sentido de uma maior compreensão do fenômeno e da sua modelagem matemática (VON SPERLING, 2002; WOLFF *et al.*, 2003; BITTON, 2005; FERNADES *et al.*, 2013).

Uma característica importante para a RBN é ter quantidades adequadas de nutrientes no esgoto, principalmente nitrogênio e o fósforo, sendo a

relação característica de C/N/P de 10:5:1. Tendo em consideração que a composição média do tecido da célula (representável como  $C_5H_7NO_2$ ) necessita de 12,4% de nitrogênio em peso e um quinto desse valor do fósforo, sendo valores típicos, mas não quantidades fixas (METCALF & EDDY, 2003).

### 2.3.1 Remoção Biológica de Nitrogênio

O nitrogênio pode apresentar diversas formas em distintos estados de oxidação. No esgoto doméstico bruto as formas nitrogenadas mais relevantes são o nitrogênio orgânico e a amônia (BITTON, 2005). A decomposição do nitrogênio orgânico faz com que esse seja transformado em amônia. A amônia por sua vez, pode ser encontrada na forma de íon ( $NH_4^+$ ) como na forma livre ( $NH_3$ ), esta tóxica.

#### 2.3.1.1 Nitrificação

A nitrificação é a oxidação biológica da amônia ( $NH_4^+$ ) via nitrito ( $NO_2^-$ ) a nitrato ( $NO_3^-$ ). As bactérias nitrificantes são autotróficas (utilizam o  $CO_2$  como fonte de carbono e amônia como fonte de energia), elas são muito sensíveis às variações do ambiente e se desenvolvem lentamente, libertam ácidos ( $H^+$ ) (que podem inibir todo processo) e, sobretudo, necessitam muito oxigênio (4,57 g  $O_2$ /g  $NH_4-N$ ) (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999; VON SPERLING, 2002; WARD, 2011).

Park *et al.* (2008) assinalam que a nitrificação geralmente compreende dois mecanismos: (1) *nitrificação*, onde ocorre a oxidação da amônia para nitrito, realizado pelas bactérias oxidadoras de amônia (AOB, do inglês *ammonia-oxidizing bacteria*) e (2) *nitratação*, onde ocorre a oxidação de nitrito a nitrato, sendo realizado pelas bactérias oxidadoras de nitrito (NOB, do inglês *nitrite-oxidizing bacteria*). A nitrificação se apresenta como um processo aeróbio e autotrófico, onde os microrganismos nitrificantes atuam utilizando o carbono inorgânico como fonte de carbono celular e o  $O_2$  como acceptor de elétrons. Neste processo, o íon amônio é oxidado a nitrito e este posteriormente a nitrato. A energia libertada nestas reações é usada pelos microrganismos nitrificantes na síntese de compostos orgânicos, a partir de fontes de carbono inorgânico (dióxido de carbono, bicarbonato ou carbonatos), de forma que a nitrificação está associada ao crescimento das bactérias nitrificantes.

As bactéria nitrificantes são muito sensíveis, afetadas por fatores como falta de oxigênio, mudanças de pH ou de temperatura, da relação C/N, alcalinidade, concentração de oxigênio dissolvido (OD) e todos os tipos de compostos tóxicos (BITTON, 2005). Além disso, a nitrificação é inibida por altas concentrações de matéria orgânica que propicia o crescimento de microrganismos heterotróficos, que competem com os autotróficos nitrificantes pelo oxigênio e nutrientes. Entretanto, comparado com os microrganismos heterotróficos, o crescimento das bactérias nitrificantes é lento e escasso, mesmo nas condições ótimas (BERNET e SPÉRANDIO, 2009). É por isso que é importante o controle dos sistemas biológicos, permitindo assegurar o crescimento bacteriano autotrófico.

#### 2.3.1.2 Desnitrificação

A desnitrificação é a redução biológica do nitrato ao gás nitrogênio ( $N_2$ ). Nesta forma o nitrogênio será removido definitivamente do efluente líquido (BITTON, 2005).

O processo de desnitrificação ocorre principalmente pela atuação de bactérias heterotróficas facultativas, que na falta de oxigênio livre ( $O_2$ ), modificam o seu sistema enzimático e utilizam o oxigênio presente no nitrato ou no nitrito como aceptor de elétrons. Os microrganismos desnitrificantes requerem ainda a disponibilidade de uma fonte de carbono orgânico (doador de elétrons), que pode ser adicionado externamente, ou pode estar presente no próprio esgoto (HENZE *et al.*, 2001).

Uma grande variedade de microrganismos pode realizar a desnitrificação. Membros dos gêneros *Alcaligenes*, *Pseudomonas*, *Methylobacterium*, *Bacillus*, *Paracoccus* e *Hyphomicrobium* foram isolados como parte da flora microbiana desnitrificantes de ETE (WAGNER *et al.*, 2002). Somam-se a eles os gêneros: *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Flavobacterium*, *Vibrio*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum*, *Gluconobacter*, *Xanthomonas*, *Azospirillum*, *Chromobacterium*, dentre outros (METCALF & EDDY, 2003).

Comparadas com as bactérias nitrificantes, as bactérias desnitrificantes são muito menos sensíveis às condições ambientais. Desta forma, quando a nitrificação se desenvolve, a desnitrificação também é possível. No entanto, os seguintes fatores ambientais influem na velocidade de desnitrificação: oxigênio dissolvido, temperatura, pH e

substâncias tóxicas ou inibidoras (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999; SPÉRANDIO e BERNET, 2009).

### 2.3.2 Remoção Biológica de Fósforo

O fósforo se encontra presente no esgoto em forma de ortofosfatos ( $\text{PO}_4^{3-}$ ), polifosfatos ( $\text{P}_2\text{O}_7$ ) e formas orgânicas do fosfato (METCALF & EDDY, 2003). A retirada de fósforo significa sua transferência do efluente líquido ao lodo, por não existir fósforo em forma gasosa como é o caso do nitrogênio.

A remoção de fósforo por processos biológicos teve maior desenvolvimento a partir de 1960 com os trabalhos de Shapiro e Levin, os quais observaram que o lodo podia absorver grandes quantidades de fósforo, além de sua capacidade metabólica (BITTON, 2005). Essa remoção de fósforo em excesso se dá pelo armazenamento e libertação de fósforo na combinação de um ambiente anaeróbio seguido da oxidação da matéria orgânica e o sequestro de fósforo, esse processo foi denominado de “*Luxury Uptake*” (JORDÃO e PESSOA, 2005). Por outro lado, nos anos 90, foi descoberto na África do Sul que o processo biológico de remoção de fósforo necessita de troca contínua entre uma zona anaeróbia e aeróbia (VON SPERLING, 2002).

Testes cinéticos para verificação da capacidade de biodesfosfatação do lodo em RBS, ou seja, a capacidade de assimilação de fósforo em excesso pelo lodo, foram realizados por Hoffmann *et al.* (2004) e Costa (2005). Nos ensaios em bateladas, os autores verificaram que o processo ocorreu de forma significativa nos períodos em que o reator recebeu elevadas concentrações de material orgânico e quando a nitrificação não se desenvolveu de forma eficiente, favorecendo assim a desnitrificação e a biodesfosfatação. No estabelecimento da nitrificação, o lodo perde a capacidade de armazenar e libertar fosfato. Para Hoffmann *et al.* (2004), a eficiência de remoção de fósforo depende da disponibilidade de substrato biodegradável e da quantidade de fósforo já armazenado pelo lodo.

Van Haandel e Marais (1999) relatam que uma concentração mínima de  $0,025 \text{ mgP}_T.\text{mgSSV}^{-1}$  é requerida no esgoto para a produção de lodo de excesso. Os afluentes de origem doméstica podem apresentar concentrações de fósforo no lodo acima dos valores mínimos necessários para a produção de lodo em excesso, porém em algumas águas residuárias industriais esta concentração pode não ser suficiente

para assegurar um bom funcionamento do sistema de tratamento. Deve-se considerar que a fração ativa de fósforo no lodo é essencial para os processos de tratamento biológico.

Metcalf e Eddy (2003) citam que o fósforo é importante no mecanismo de transferência de energia da célula, via adenosina trifosfato (ATP) e polifosfato. Os microrganismos utilizam o fósforo para a síntese celular e transporte de energia, como consequência disso pode-se eliminar entre 10 a 30 % do fósforo durante o tratamento biológico. Utilizando processos especialmente desenvolvidos para a eliminação biológica do fósforo, os micro-organismos podem consumir maior quantidade de fósforo que o necessário chegando a eficiências maiores de remoção. Os autores mencionam que é possível obter concentrações de ortofosfato na zona anaeróbia acima de  $40 \text{ mgP}_T \cdot \text{L}^{-1}$ , contra 5 a  $8 \text{ mgP}_T \cdot \text{L}^{-1}$  do afluente, desde que se apresentem condições ideais para o bom desempenho do processo de captura e armazenamento.

Van Haandel e Marais (1999) verificaram que somente a exposição do lodo a um ambiente anaeróbio não era suficiente para que o processo de libertação e absorção de fósforo acontecesse, sendo este influenciado pela concentração de material rapidamente biodegradável na zona anaeróbia. Dessa forma, foi sugerida uma concentração mínima de material solúvel de  $25 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  na zona anaeróbia, para induzir a absorção em excesso de fósforo. Segundo von Sperling (2002), caso a DQO seja inferior a  $60 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  é pouco provável se obter uma remoção significativa de fósforo independentemente do processo de tratamento empregado. Já para concentrações de DQO acima de  $60 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , a remoção de fósforo pode acontecer, desde que se exclua o nitrato na zona anaeróbia.

Em geral, são necessários  $10 \text{ mgAGV} \cdot \text{L}^{-1}$  para a remoção de  $1 \text{ mg}$  de fósforo (METCALF & EDDY, 2003). Como nas águas residuárias os ácidos graxos voláteis (AGV) correspondem a menos de 10% da DQO total afluente, é necessária a presença de uma cultura mista de organismos tanto poli-P como não poli-P; estes últimos para garantir o processo de conversão do material orgânico afluente em produtos fermentados, já que os organismos acumuladores de fósforo (OAF) não são capazes dessa conversão (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999).

Um dos principais microrganismos responsáveis pela remoção do fósforo é o *Acinetobacter* (METCALF & EDDY, 2003). Espécies como *Pseudomonas*, *Aeromonas*, *Moraxella*, entre outras, também se têm

mostrado efetivas nos processos biológicos de remoção de fósforo (BITTON, 2005; OLIVEIRA, 2009; SEVIOUR e NIELSEN, 2010).

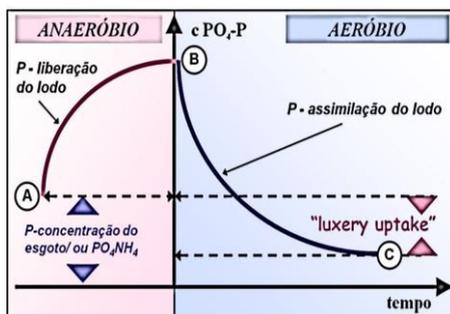
Os substratos usados como fonte de carbono também influenciam na forma como os produtos são armazenados nas células dos OAF. As fontes de carbono são acumuladas como polímeros de carbono chamados polihidroxicanoatos (PHAs), sendo convertidos rapidamente para PHB (polihidroxibutirato) ou polihidroxivalerato (PHV). Pijuan (2004) verificou que no emprego de acetato, os PHA foram armazenados principalmente na forma de PHB, enquanto no uso de propionato foram armazenados como PHV.

Na zona anaeróbia, os OAF capturam o material orgânico presente no esgoto (preferencialmente acetato) de forma a obter energia para o transporte de substrato e para a formação e armazenamento de produtos metabólicos orgânicos, como PHB que são essenciais no processo de captação de fósforo (BITTON, 2005; OLIVEIRA, 2009). A energia para realização do processo de captura e armazenamento do substrato é fornecida principalmente pela hidrólise do polifosfato armazenado no interior das células dos microrganismos. Como consequência, o fósforo é libertado para o meio na forma de ortofosfato na medida em que ocorre a diminuição do material orgânico na fase anaeróbia (VON SPERLING, 2002; PIJUAN, 2004). Na ausência de material orgânico, menos PHB será formado na zona anaeróbia, resultando numa menor disponibilidade de energia para a captação de fosfato na fase aeróbia seguinte.

O processo de remoção biológica de fósforo utiliza o material armazenado na zona anaeróbia, sendo necessária a presença de um oxidante para que a absorção em excesso de fósforo aconteça. A biodesfostação utiliza a capacidade natural das bactérias heterotróficas que acumulam o fosfato em excesso. As condições anaeróbias com excesso de substrato induzem a libertação do fosfato armazenado no interior das células (BITTON, 2005). Quando ocorre a mudança para condições aeróbias, as bactérias capturam o fosfato de volta de uma forma mais “agressiva”, às vezes retirando até 100% do fosfato presente no efluente. O fosfato fixado nas bactérias é eliminado no lodo em excesso, que chega a ter mais de 7% de fosfato em sua composição, enquanto normalmente possui 1 a 2% (METCALF & EDDY, 2003). Na remoção biológica de fósforo observam-se os eventos que ocorrem durante as fases anaeróbia e aeróbia no sistema (Figura 3).

Em condições anaeróbias e presença de material solúvel, o fósforo é libertado devido à necessidade de armazenar o material orgânico presente no meio líquido, enquanto que em condições aeróbias, o fósforo é consumido em quantidade superior a concentração libertada na fase anaeróbia, promovendo a chamada absorção em excesso de fósforo pelo lodo.

Figura 3. Variação das concentrações de ortofosfato nas fases anaeróbia e aeróbia.



Fonte: Adaptado de Hoffmann *et al.* (2004)

Inicialmente foi mostrado que a captação de fósforo se desenvolvia em condições estritamente aeróbias, sendo o oxigênio usado como aceptor de elétron. Estudos têm mostrado que o processo de captação de fósforo pode acontecer em condições anóxicas, utilizando nitrato e, em alguns casos, nitrito como aceptores de elétrons (OLIVEIRA, 2009).

Van Haandel e Marais (1999) citam que no metabolismo aeróbio e/ou anóxico, subsequentes à zona anaeróbia, o fósforo é capturado em uma quantidade superior à quantidade libertada na fase anaeróbia, utilizando o PHB armazenado na zona anaeróbia como fonte de carbono e energia, sendo uma parte da energia usada para recuperar o polifosfato libertado na fase anaeróbia e a outra parte da energia usada para crescimento dos microrganismos. Desse modo, há a tendência de se estabelecer um lodo rico em fósforo, podendo chegar até à concentração máxima de 38%, sendo eliminado do sistema através do descarte do lodo de excesso.

Pijuan (2004), analisando a atividade dos OAF no processo de remoção biológica de fósforo, observou que quando acetato e oxigênio estavam simultaneamente presentes na fase aeróbia, os OAF perderam a capacidade de armazenar fosfato depois de um tempo de permanência em condições estritamente aeróbias. Na adição de acetato em condições

aeróbias, duas fases foram distinguidas, denominados de *períodos de fartura e de escassez de substrato*. Na primeira fase de fartura, o acetato estava presente no meio, e na fase de escassez o acetato havia sido consumido e armazenado, degradado para o processo de captação de fósforo. O autor observou que esses períodos comportavam-se de modo similar às fases anaeróbia e aeróbia dos sistemas convencionais de remoção biológica de fósforo. A explicação do autor para a baixa captação de fósforo é que, com o maior tempo de permanência em condições aeróbias, mais fósforo era libertado na fase de fartura e, assim, menos fósforo era capturado na fase de escassez, o que implicava numa maior concentração de fósforo no efluente.

A captação de fósforo não ocorre quando existe nitrato que age como aceptor de elétron durante a fase aeróbia, indicando que a presença de uma zona anóxica seria benéfica à remoção de fósforo, já que permitiria um maior consumo de nitrato, evitando a entrada de altas concentrações na fase aeróbia subsequente à fase anóxica (BITTON, 2005). Foi observado que em RBS sem a fase anóxica, a desnitrificação era incompleta, o que permitia um maior acúmulo de nitrato no sistema, afetando assim as taxas de captação de fósforo na fase aeróbia (COSTA, 2005).

Por outro lado a captação de fósforo pode ocorrer em condições anóxicas, devido à habilidade de alguns organismos desnitrificantes e acumuladores de fósforo (OAFD) em promover desnitrificação e captação de fósforo simultaneamente na fase anóxica. Foi verificado que, com a presença de OAFD nos processos com remoção conjunta de nitrogênio e fósforo, os custos operacionais podem ser reduzidos, uma vez que se reduzirão os níveis de oxigênio e as fontes de carbono necessárias para os processos de desnitrificação e remoção de fósforo (OEHMEN *et al.*, 2007).

#### 2.4 BIOMASSA ATIVA NOS REATORES BIOLÓGICOS E RESPIROMETRIA DE LODOS

Na natureza, o papel chave das bactérias é decompor a matéria orgânica produzida por outros organismos vivos. Para assegurar o crescimento dos microrganismos deve-se dar ao sistema as condições adequadas e tempo de permanência suficiente para que esses se adaptem e se reproduzam. Este tempo depende da velocidade de crescimento que está diretamente relacionada com seu metabolismo ou consumo da matéria orgânica (METCALF & EDDY, 2003).

A microfauna tem uma composição diversa, formada por microrganismos decompositores como bactérias, protozoários e pequenos metazoários. Estes microrganismos são os responsáveis pela metabolização da matéria orgânica dissolvida no esgoto e também pela estruturação dos flocos no lodo. Os microrganismos são os responsáveis pela eficiência na remoção de  $\text{DBO}_5$  e sólidos suspensos (SS); as condições de sedimentação do lodo; o nível de aeração demandado, além de indicar a ocorrência de sobrecargas orgânicas e nitrificação (HOFFMANN e PLATZER, 2000).

As células microbianas se apresentam agregadas a outras partículas presentes no esgoto formando flocos biológicos. Embora os microrganismos sejam os agentes da remoção da matéria orgânica, o floco desempenha um papel fundamental nos processos de remoção, apresentando-se como uma estrutura heterogênea, contendo material orgânico adsorvido, material inerte dos esgotos, material microbiano produzido para a matriz, células vivas e mortas (VON SPERLING, 2005).

A qualidade do efluente tratado no sistema de lodos ativados é diretamente relacionada com a etapa de sedimentação, devido ao equilíbrio entre os organismos filamentosos e os formadores de floco que possibilita uma boa sedimentação e o adensamento do lodo (VON SPERLING, 2002). O crescimento de organismos filamentosos é um dos problemas de funcionamento mais frequentes nos processos de lodo ativado, a proliferação dos organismos filamentosos no licor misto leva a formação de um lodo de fraca sedimentação conhecido como lodo volumoso ou *bulking* (SEVIOUR e NIELSEN, 2010).

Metcalf e Eddy (2003) mencionam ainda que as condições ambientais de temperatura e pH cumprem uma função importante na sobrevivência e crescimento das bactérias. Mesmo que essas possam sobreviver em um intervalo bastante amplo de temperatura e pH, o crescimento ótimo é só para um intervalo reduzido destes parâmetros. Os autores destacam que as taxas de crescimento das bactérias se dobram por cada  $10^\circ\text{C}$  de aumento da temperatura até atingir o valor ótimo, assim também o valor do pH no meio ambiente influencia no crescimento dos microrganismos já que a maioria das bactérias não toleram níveis de pH abaixo de 4,0 nem superior a 9,5, sendo um pH ótimo entre 6,5 e 7,5.

Um parâmetro importante para medir a eficiência de um tratamento biológico é a determinação da atividade da biomassa. Existem diferentes técnicas para atingir este objetivo, um método simples, eficaz e rápido

amplamente utilizado é a respirometria (WEISS *et al.*, 1999; SCHMIDELL, 2001), técnica na qual se mensura o consumo biológico de oxigênio em condições experimentais controladas.

Segundo van Haandel e Marais (1999), a utilização do material orgânico, ou metabolismo, realizado pelas bactérias nos sistemas biológicos tem duas vertentes:

- Anabolismo: conversão de material orgânico em massa bacteriana;
- Catabolismo: consumo de oxigênio para oxidação de material orgânico e geração de energia, que é necessária para o anabolismo.

O resultado do metabolismo é o crescimento da biomassa e o consumo de oxigênio. O oxigênio é um elemento fundamental que permite manter a população bacteriana viva e com boa capacidade para metabolizar o material orgânico e oxidar os compostos como a amônia. Deve-se considerar que o crescimento dos microrganismos não continua, devido a diversas limitações ambientais como: concentração de substratos ou nutrientes ou inclusive pelo tamanho do sistema (METCALF & EDDY, 2003).

A respirometria determina a velocidade de consumo de oxigênio ( $QO_2$ ) pela observação das variações na taxa de respiração da biomassa devido ao tipo de substrato e a velocidade de degradação após a interrupção da aeração. Neste processo, a concentração de OD tende a diminuir devido ao consumo de oxigênio pelos microrganismos, e por meio dessas observações gera-se um gráfico de consumo de OD em função do tempo de medição ( $mgO_2.L^{-1}.h$ ) denominado respirograma, onde a análise de seu comportamento permite indicar como a biomassa responde à presença de alimento (FERREIRA *et al.*, 2002). Esta representação normalmente se aproxima de uma reta, sendo que a declividade da mesma dá a velocidade de consumo de OD.

O consumo do oxigênio se dá em duas fases principais:

#### *Fase endógena*

A respiração endógena é a energia requerida pelas células da biomassa para consumir o oxigênio do meio que as permita manterem-se vivas ou cumprir suas funções básicas. Em condições endógenas, a respiração do lodo utiliza o oxigênio de forma contínua, ocorrendo a uma velocidade aproximadamente constante.

### *Fase exógena*

Esta fase representa o consumo de oxigênio por parte dos microrganismos para degradar o substrato presentes no licor misto. A degradação do substrato realiza-se por microrganismos autotróficos e heterotróficos, sendo os primeiros responsáveis por processos como a nitrificação, e os segundos por processos como a desnitrificação.

A conversão aeróbia da matéria orgânica em compostos mais simples, consiste em um processo exotérmico, libertando produtos inertes como o gás carbônico e água (METCALF & EDDY, 2003). Durante a assimilação inicial, mais da metade da matéria orgânica é oxidada e o restante fica como reserva a ser utilizada na respiração endógena. Costa *et al.* (2007) mencionam que a proporção entre a velocidade de consumo de oxigênio máxima com substrato abundante e a velocidade de consumo de oxigênio mínima sem substrato (respiração endógena) dá a informação sobre a capacidade metabólica, ou seja, a atividade do lodo.

## 2.5 PRECIPITAÇÃO QUÍMICA DO FÓSFORO

O fósforo presente nas águas residuárias pode ser removido pela incorporação dos fosfatos aos sólidos em suspensão e posteriormente eliminados junto com o lodo. Este processo pode ser efetuado, como já foi mencionado, por processos biológicos onde os microrganismos acumulam o fósforo dentro de suas células, ou por via química. A remoção físico-química de fósforo resulta na sua precipitação, após adição de substâncias químicas como cal e sais metálicos. Os principais produtos químicos para a remoção do fósforo são alumina, aluminato de sódio, cloreto férrico e cal. Outra possibilidade para a remoção do fósforo é a adição de polímeros, os quais são principalmente utilizados junto ao alumínio ou cal, como agentes adjuvantes da coagulação (METCALF & EDDY, 2003).

A remoção química do fósforo usando sais metálicos é uma técnica que consegue altas eficiências. Embora esta seja amplamente usada, Szabó *et al.* (2008) afirmam que seu mecanismo complexo não foi ainda suficientemente estudado. Em muitos trabalhos foi relatado que, para a obtenção de um efluente com baixa concentração de fósforo, é necessário o uso de uma grande quantidade de produtos químicos, o que torna o processo oneroso, além do que resultará numa grande produção de lodo (OLIVEIRA, 2009).

Para Metcalf e Eddy (2003), a remoção química do fósforo pode ser efetuada em diferentes tempos, sendo estes conhecidos como:

- Pré-precipitação: adição do produto químico ao afluente nas instalações de tratamento primário;
- Co-precipitação: processo onde a adição do produto químico permitirá a formação de flocos que serão removidos junto com o lodo biológico;
- Pós-precipitação: o produto químico é adicionado ao efluente, onde a forma de eliminação do fósforo costuma ser feita por filtração do efluente ou em instalações complementares de sedimentação do pós-tratamento.

Os sais metálicos podem ser adicionados em qualquer ponto do processo de tratamento. Porém, como os polifosfatos e o fósforo orgânico são mais difíceis de eliminar que o ortofosfato, Metcalf e Eddy (2003) recomendam que a adição dos sais seja durante o tratamento secundário ou depois deste, já que o fósforo orgânico e o polifosfato foram transformados em ortofosfatos.

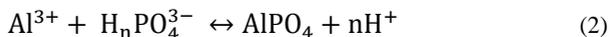
A precipitação química do fósforo é obtida pela adição de sais com íons metálicos de múltiplas valências que formam precipitados do fosfato escassamente solúveis. Os metais de valência múltipla mais utilizados são o cálcio [Ca(II)], o alumínio [Al(III)] e o ferro [Fe(III)]. Sendo que o cálcio é adicionado em forma de cal (Ca (OH)<sub>2</sub>) e, para sua reação, é necessário um pH acima de 10, a co-precipitação não é provável porém a adição de cal ajuda no processo de precipitação (METCALF & EDDY, 2003; BITTON, 2005). A Associação Alemã de Água, Águas Residuais e Resíduos (DWA, 2010) indicam que, em processos sem precipitantes metálicos a quantidade de cal adicionada não é decisiva para o sucesso da precipitação, mas sim o valor do pH alcançado.

Em relação à precipitação com sais metálicos, Metcalf e Eddy (2003) dão como referência que 1 mol destes sais precipitará 1 mol de fosfato. Os balanços de massa dos sais metálicos de ferro e alumínio são muito parecidos, as reações básicas do processo de precipitação dos fosfatos são apresentadas nas equações 1 e 2:

- Precipitação do fosfato com o ferro:



- Precipitação do fosfato com o alumínio:



Embora as equações aparentem-se muito simples, deve-se também considerar as reações secundárias que se produzem, assim como as constantes de equilíbrio associadas, os efeitos da alcalinidade, pH e interferentes presentes no esgoto. Portanto, as equações 1 e 2 não podem ser usadas diretamente, uma vez que as dosagens ótimas aplicadas dependem das características dos efluentes e devem ser obtidas experimentalmente (BITTON, 2005). Pesquisas assinalam que a remoção de fosfatos por mecanismos químicos e físicos ocorrem em uma série de reações e eventos, devendo-se considerar os seguintes pontos (DWA, 2010):

- A dosagem e a mistura completa do precipitante com o esgoto;
- A formação das partículas precipitantes: cátions ( $\text{Fe}^{3+}$ ,  $\text{Al}^{3+}$ ) e ânions de fosfato (P) e outros (por reação de precipitação);
- A formação de microflocos em movimento browniano;
- A formação dos microflocos e macroflocos, incluindo fósforo ligado organicamente nos flocos (co-precipitação e floculação)
- A separação de macroflocos do esgoto, que pode ser efetuada por sedimentação, flotação, filtração, ou combinações destes métodos.

Como se observa nas equações 1 e 2, quimicamente os sais metálicos de ferro e alumínio são muito semelhantes, conseguindo também ter eficiência de precipitação do fósforo semelhantes, porém na aplicação prática ocorrem algumas diferenças importantes, que podem ser explicadas principalmente a partir da composição das águas residuárias e das reações colaterais associadas. É por isso que a determinação da quantidade de coagulantes a ser aplicado deve ser testada previamente em provas de laboratório, como o *Jar Test*, e algumas observações devem ser consideradas, como (DWA, 2010):

- O tipo e a concentração de fósforo no esgoto;
- A ocorrência de biodesfosfatação;
- O pH do esgoto bruto;
- As concentrações das substâncias que formam complexos com os precipitantes utilizados, tais como íons e substâncias húmicas;
- As concentrações de substâncias de peso molecular elevado, tais como proteínas e carboidratos, e o efeito das substâncias químicas no processo de floculação.

Além disso, é preciso considerar que com a dosagem dos precipitantes outros parâmetros de tratamento podem ser afetados, como o processo de nitrificação pela variação do pH ou da alcalinidade (DWA, 2010). Sendo necessário em alguns casos aplicar medidas corretivas.

Os mesmos autores especificam que para o cálculo da quantidade de coagulante a ser dosado deve ser utilizado um fator  $\beta$  que assegura a eficiência da precipitação. Uma referência inicial do valor de  $\beta$  para a co-precipitação pode ser utilizado como  $\beta = 1,2$ , porém, para processos mais rigorosos de remoção de fosfato deve-se considerar um valor maior de  $\beta$ . Por exemplo, para a floculação na pós-precipitação, o valor de  $\beta$  será de pelo menos 2,5. O cálculo do fator  $\beta$  é definido pela equação 3:

$$\beta = \frac{X_{Me}/AM_{me}}{X_P/AM_P} \left( \frac{\text{mol.L}^{-1}}{\text{mol.L}^{-1}} \right) \quad (3)$$

Onde:

- $X_{Me}$ : coagulante metálico necessário para as águas residuais ( $\text{mgMe.L}^{-1}$ )
- $X_P$ : quantidade do fósforo no esgoto ( $\text{mgP.T.L}^{-1}$ )
- $AM_{me}$ : massa atômica do metal ( $\text{mg.mol}^{-1}$ )
- $AM_P$ : massa atômica de fósforo ( $\text{mg.mol}^{-1}$ )

Deve-se considerar que a precipitação de fósforo  $X_P$  corresponde ao fósforo do afluente menos o fósforo no licor misto da fase respectiva, esta redução se dá devido à necessidade celular de captar P como fonte de energia que é armazenado dentro da célula em forma de ATP, necessário para seguir com o processo de crescimento celular.

Valor do pH

A remoção de fosfato por precipitação físico-química através da formação de fosfatos metálicos depende do valor do pH. Pesquisadores de DWA (2010) mencionam que a menor solubilidade do  $\text{FePO}_4$  está na faixa de pH de 5,0 a 5,5.

Szabó *et al.* (2008) encontraram que a precipitação química do fósforo com sais metálicas tem melhor reação na faixa de pH de 5,5 a 7,0 sendo que este não é um valor sensível, a eficiência não aumenta nem diminui para qualquer valor dentro da faixa. Porém, para De Haas *et al.* (2000), o valor do pH para a co-precipitação química combinada com a remoção biológica tem que estar na faixa de 7,0 a 7,7 no ponto de aplicação.

## Alcalinidade

A alteração do pH dependerá do tipo e da concentração do precipitante adicionado e da capacidade tampão do esgoto, caracterizada pela sua alcalinidade. Uma fraca alcalinidade do esgoto terá maiores limitações quanto à dosagem de sais Al e de Fe, já que afetam rapidamente o valor do pH, afetando, por exemplo, o processo de desnitrificação.

Em tais casos, a utilização de compostos de alumínio alcalino, como o alumínio de sódio, ou a combinação de sais ácidos com hidróxido de cálcio, ou alternativas como uma prolongada desnitrificação, são vantajosas.

Águas residuárias com alta alcalinidade favorecem uma reação mais rápida devido à facilidade de captura do íon de hidrogênio ( $H^+$ ) ser maior (SZABO *et al*, 2008). Porém, pode se dizer que uma alcalinidade ótima do efluente deve ser aproximadamente de  $100 \text{ mgCaCO}_3.L^{-1}$  para uma operação estável na co-precipitação química e remoção biológica, sendo que a faixa de alcalinidade pode variar entre 70 a  $250 \text{ mg.L}^{-1}$  (DE HAAS *et al.*, 2000).

## Parâmetros físicos

A precipitação química de fósforo no esgoto tem outras influências na qualidade final do efluente como melhorar a turbidez (partículas em suspensão e coloides), uma vez que acontece uma floculação em paralelo, porém também aumenta o teor de sólidos dissolvidos, já que existiram outras reações que formam complexos.

Para a floculação e a precipitação de fosfato devem ser cumpridas as seguintes condições físicas:

- O tempo de mistura do precipitante com o licor misto deve ser muito rápido e forte, para permitir a reação direta do íon metálico com o fosfato. Na aplicação prática, esta fase é geralmente combinada com a da formação de microflocos. O tempo de residência do efluente na zona de mistura (por exemplo, em um canal, um tubo ou diretamente dentro do reator) deve ser aproximadamente de 1 minuto. Esta fase precisa de uma alta transferência de energia, aproximadamente entre  $100$  e  $150 \text{ W. m}^{-3}$  (de  $285$  a  $427 \text{ kcal.m}^{-3}$ ) (DWA, 2010).
- A força da mistura no processo de floculação deve ser suficientemente forte para permitir o contato necessário entre as partículas para a formação dos microflocos, mas não tão elevada

para que uma vez formados esses não sejam destruídos. Tecnicamente este requerimento é atingido proporcionando uma floculação em várias fases. O tempo de reação para a formação de macroflocos é aproximadamente de 20 a 30 minutos com uma energia calórica em média de  $5 \text{ W} \cdot \text{m}^3$ . A formação dos macroflocos também pode ser auxiliada pela adição de polímeros (DWA, 2010).

#### Influência da remoção biológica

Como já mencionado, os processos biológicos, que incluem fases alternadas de desnitrificação e nitrificação, têm geralmente uma porcentagem de remoção biológica de fósforo. Como resultado destes processos, as quantidades do precipitante e de precipitado no lodo são menores.

A relação teórica de remoção química do fósforo é de 1:1 mol de fósforo removido por ferro dosado, porém De Haas (2000) utilizando a combinação de remoção química com a biodesfosfatação obteve uma relação de 0,75 mol de precipitado por um mol de Fe dosado.

### 3 MATERIAIS E MÉTODOS

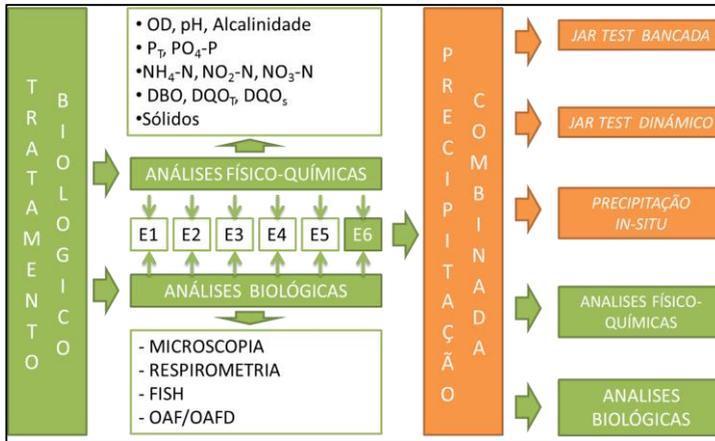
#### 3.1 DELINEAMENTO DA PESQUISA

A pesquisa foi dividida em duas fases. Na primeira fase foi avaliada a capacidade de biodesfosfatação do reator, por meio de variáveis físico-químicas e biológicas. Foram aplicadas neste período seis estratégias operacionais, com a finalidade de encontrar uma combinação de tempos anaeróbios e aeróbios nos ciclos operacionais, que permitisse obter a maior eficiência de biodesfosfatação. Utilizando a condição operacional da estratégia que apresentou a maior eficiência, foram então efetuados estudos sobre a remoção combinada de fósforo (química + biológica) em ensaios de bancada adaptados (*Jar Test*). A finalidade foi determinar qual a menor dosagem do precipitante a ser adicionada ao reator, de forma a produzir um efluente que atendesse a legislação em relação ao teor de fósforo total e respeitasse os valores máximos de sólidos dissolvidos totais (SDT).

A segunda fase do trabalho consistiu em aplicar a co-precipitação diretamente no RBS, para avaliar a resposta de todo o sistema, combinando remoção biológica e química do fósforo. Na Figura 4 apresenta-se um esquema do trabalho desenvolvido e as variáveis avaliadas durante a biodesfosfatação, que foram repetidas durante a precipitação química em bancada e *in situ* no reator.

As análises físico-químicas foram realizadas segundo o *Standard Methods* (APHA, 2005) e estão detalhadas no item 3.4. Foram realizados também ensaios de bancada de respirometria, de liberação e assimilação de fósforo por bactérias específicas presentes no lodo biológico (OAF-OAFD), acompanhados por análises de microscopia e de hibridização fluorescente *in situ* (FISH).

Figura 4. Esquema das fases e metodologia seguida durante a pesquisa.



Fonte: Elaborado pelo autor

### 3.2 REATOR

O estudo foi realizado em um reator do tipo RBS, escala piloto, localizado no sistema de tratamento de esgoto da empresa Rotária do Brasil. Primeiramente foi estudado o processo biológico para remoção de fósforo e posteriormente a associação do processo biológico com o precipitante.

O RBS recebe esgoto da estação de elevatória, advindo das águas negras do escritório e as águas cinza de uma casa. O esgoto é produzido aproximadamente por 30 funcionários, e é equivalente a 10 habitantes.dia<sup>-1</sup>. O destino final do efluente tratado é a infiltração no subsolo por meio de valas de infiltração.

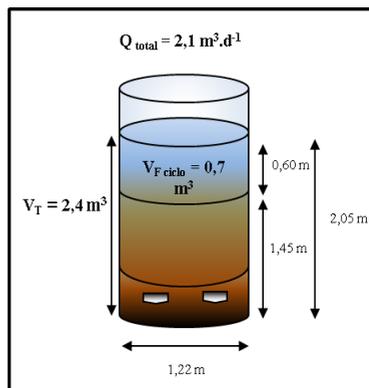
A empresa Rotária do Brasil Ltda. dimensionou um reator padrão, para responder as demandas de tratamentos descentralizados, chamado *Rotária RBS10* (Figura 5). O reator possui forma circular, com um diâmetro de 1,22 m, altura total efetiva de 2,05 m, sendo a altura útil de 0,60 m relativo ao volume tratado por ciclo. Essas dimensões dão uma capacidade ao reator de 0,70 m<sup>3</sup> por ciclo ( $V_F$ ), que representa aproximadamente 30% da capacidade do reator. A difusão de ar é feita por duas membranas que produzem bolhas finas, que se encontram no fundo do reator. Um esquema do reator é apresentado na Figura 6.

Figura 5. Componentes do reator RBS Rotária.



Fonte: Rotária do Brasil LTDA

Figura 6. Dimensões do reator e volume de trabalho.



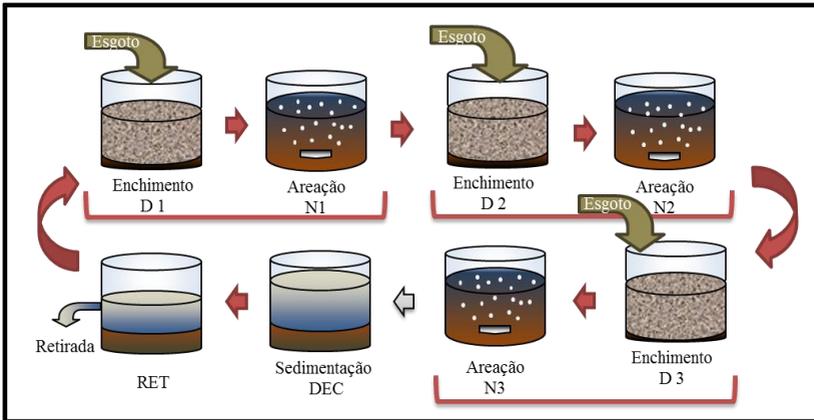
Fonte: Elaborado pelo autor

O reator foi projetado para trabalhar com diferentes necessidades, adaptando-se ao tamanho do usuário ou volumes de produção de esgoto, é por isto que tem a flexibilidade de operar em ciclos de diferentes tempos. Os ciclos mais utilizados de operação são de 12, 8 e 6 horas de duração, realizando 2, 3 ou 4 ciclos por dia, respectivamente, e assim variar o volume de tratamento. O tempo e a quantidade de ciclos dependem da vazão de produção de esgoto. No entanto, para a presente pesquisa, o ciclo do reator foi ajustado para trabalhar com duração de 8 horas, podendo tratar um volume total de  $2,10 \text{ m}^3$  por dia. O ciclo padrão tem enchimento escalonado, sendo distribuído em três etapas durante a desnitrificação e alternadas com a nitrificação, objetivando a remoção de nitrogênio e a biodesfosfatação.

A distribuição dos tempos de nitrificação e desnitrificação variou para as diferentes estratégias operacionais testadas, assim como os tempos de pulsos de ar durante a desnitrificação. Estes pulsos de ar tinham como finalidade misturar o lodo com o efluente a tratar. As seis estratégias aplicadas neste estudo variaram segundo os resultados obtidos, visando melhorar a eficiência do tratamento de uma estratégia a outra. A duração de cada estratégia também dependeu da resposta do tratamento. Uma vez modificada a estratégia, aguardava-se cerca de sete dias antes da tomada da primeira amostra, para dar tempo à adaptação biológica, sendo os resultados dos 21 dias seguintes os mais importantes, que

definiam se a estratégia continuava ou se era modificada. A primeira estratégia utilizada foi a mesma aplicada para os ciclos de 8 horas dos reatores *Rotária RBS10*; as outras estratégias foram aplicadas em função dos resultados obtidos. Os tempos que foram aplicados em cada estratégia são apresentados nos resultados na Tabela 2 e a representação do funcionamento do reator está esquematizada na Figura 7.

Figura 7. Funcionamento do ciclo operacional do RBS estabelecido para a presente pesquisa



D: Desnitrificação, fase anóxica seguida pela fase anaeróbia

N: Nitrificação, fase aeróbia

DEC: Tempo de decantação do efluente e sedimentação do lodo

RET: Retirada do efluente clarificado

Fonte: Elaborado pelo autor

Em geral, os reatores tipo RBS precisam de um sistema na fase de desnitrificação que permita a mistura dentro do reator e garanta a eficiência desta fase. Para isso, o reator é submetido a pequenos pulsos de ar, que permitem ter o lodo em suspensão, porém sem adicionar oxigênio nesta fase. Quando se tem a presença de nitrato no lodo, a fase é chamada de anóxica ou de desnitrificação. A partir do momento que a concentração de nitrato está abaixo de  $5 \text{ mg.L}^{-1}$  ocorre uma troca para a fase anaeróbia, ou a fase de liberação de fosfato armazenado. Estas fases anóxicas/anaeróbias do enchimento são seguidas por uma fase de aeração, onde normalmente também ocorre o processo de nitrificação. O enchimento escalonado garante a eficiência máxima de nitrificação e desnitrificação/biodesfosfatação, conforme demonstrado nos trabalhos

efetuados por Costa (2005), Souto (2007), Thans (2008) e Lamego Neto (2008), realizados no LABEFLU.

Para o processo adicional da co-precipitação de fósforo foi escolhido o processo combinado, dando continuação à pesquisa realizada por Marcondes (2011). Esse processo foi realizado diretamente no RBS, onde o precipitante foi adicionado ao final da última fase da aeração de cada ciclo, durante a última nitrificação (N3). A mistura do produto com o lodo foi efetuada pelos sopradores via difusão de ar. Após a mistura, ocorria a formação de flocos e a precipitação do fósforo, juntamente com a sedimentação, e passado o período determinado, realizava-se a retirada do efluente tratado. Os reatores *Rotaria RBS10* não contam com sistema de descarte de lodo, já que o volume de produção deste é tão baixo que pôr uma bomba para o descarte não justifica seu gasto. Quando o reator tem lodo em excesso ( $SST > 5 \text{ g. L}^{-1}$ ) a empresa conta com caminhões cisterna que retiram o lodo e o levam para um leito de secagem.

### 3.3 MONITORAMENTO DO REATOR

O monitoramento do reator foi realizado em duas etapas. Na primeira etapa foi efetuado o monitoramento da remoção biológica de fósforo no RBS, e na segunda foi monitorada a associação do processo biológico com a remoção química, com a adição de cloreto férrico como sal metálico.

#### 3.3.1 1ª Etapa: Monitoramento da remoção biológica de fósforo

O reator piloto foi inoculado nos últimos dias do mês de outubro/2012, com lodo proveniente de outro RBS usado para o tratamento de esgoto doméstico de um condomínio residencial, localizado na cidade de Florianópolis, SC. Desde então, foi monitorado o desenvolvimento e a adaptação da biomassa, seu crescimento e sua capacidade de biodesfosfatação.

As coletas das amostras foram realizadas a cada 15 dias em média, para avaliar as características do esgoto afluente na estação de elevatória (EE), do efluente tratado na saída do reator e do lodo dentro do reator, este último foi coletado na última etapa de aeração ou nitrificação (N3) do ciclo. Mensalmente também foi avaliada a velocidade de crescimento dos microrganismos do lodo por meio da velocidade de consumo de oxigênio ( $QO_2$ ) e a capacidade de biodesfosfatação em testes de bancada; além de ser realizada a análise microscópica e análise FISH

(*fluorescent in situ hybridization*) para identificar os microrganismos presentes na biomassa.

A capacidade de tratamento biológico foi avaliada mediante o monitoramento de um ciclo completo durante oito horas. Foram medidos *in situ* a variação da vazão, o pH e o oxigênio dissolvido (OD) no momento das coletas de amostras em cada fase. O monitoramento de ciclo completo foi realizado somente nas estratégias que apresentaram bons resultados.

### 3.3.2 2ª Etapa: Monitoramento da precipitação química

Na segunda etapa da pesquisa foram monitorados os parâmetros de combinação da precipitação química com a biodesfosfatação. Para esta etapa também foi realizado o monitoramento da adaptação da biomassa com o precipitante, por um período de 49 dias, seguindo os mesmo procedimentos da primeira etapa.

O cloreto férrico é um precipitante ácido, sua adição afeta o pH dentro do reator, de forma que quando o pH alcançava valores menores que 6,0 tinha a necessidade de corrigir o pH com cal.

## 3.4 VARIÁVEIS FÍSICO-QUÍMICAS

As variáveis físico-químicas usadas para monitorar a eficiência do reator piloto foram determinadas conforme as metodologias apresentadas no *Standard Methods* (APHA, 2005), correspondendo à caracterização do esgoto bruto, do licor misto, do lodo e da qualidade do efluente (Tabela 1).

As amostras foram analisadas no Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU) e no Laboratório Integrado do Meio Ambiente (LIMA), situados no Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC).

A idade do lodo foi calculada usando as equações propostas por Santo et al. (2007) para RBS, definidas pela razão entre a massa de SSV presentes no reator e a massa de SSV descartada diariamente (equação 4):

$$\theta = \frac{MX_V}{ME_V} = \frac{V_r \times X_V}{nb \times V_b \times X_V} = \frac{V_r}{nb \times V_b} \quad (4)$$

Onde:

$\theta$ : Idade do lodo (d)

$MX_V$ : massa de sólidos suspensos voláteis no reator (mgSSV)

$ME_V$ : massa de lodo em excesso (mgSSV)

$nb$ : número de bateladas por dia ( $d^{-1}$ )

$V_b$ : volume do lodo descartado numa batelada ( $m^3$ )

$V_r$ : volume do reator ( $m^3$ )

$X_v$ : concentração de lodo orgânico (mgSST.L<sup>-1</sup>)

**Tabela 1.** Métodos usados para as análises físico-químicas

Análises	Métodos
Oxigênio Dissolvido, pH.	Sonda HACH (DQ40d multi)
Nitrogênio Amoniacal (NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N)	Método colorimétrico de Nessler (10.20 – VOGEL, 2002)
Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK)	Digestão e destilação VELP *SM - 4500-N org B
Nitrito (NO <sub>2</sub> -N) Nitrato (NO <sub>3</sub> -N) Ortofosfato (PO <sub>4</sub> -P)	Cromatografia líquida de troca iônica (DIONEX DX 120) *SM-4110C e Kit NANOCOLOR Standard MACHEREY-NAGEL
Fósforo Total	Método colorimétrico do ácido vanado-molybdo-fosfórico *SM-4500-P C
Demanda Química de Oxigênio (DQO e DQOs)	Método colorimétrico em refluxo fechado *SM-5220D
Alcalinidade	Titulação potenciométrica com H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,02N *SM-2320B
Índice Volumétrico do Lodo (IVL)	Método gravimétrico *SM-2710D
Sólidos Suspensos Totais (SST), Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) e Sólidos Suspensos Fixos (SSF)	Método gravimétrico *SM-2540

\*SM: *Standard Methods* (APHA, 2005).

Fonte: Elaborado pelo autor

### 3.5 ANÁLISES MICROSCÓPICAS

As análises microscópicas foram realizadas mensalmente por meio de microscopia óptica binocular (microscópio Olympus modelo BX-41) no laboratório da empresa Rotária do Brasil Ltda. As amostras foram analisadas no momento da coleta para garantir a representatividade da biomassa do lodo. Estas análises tiveram como objetivo acompanhar o processo de formação de biomassa e também diagnosticar possíveis

problemas de funcionamento nos reatores, utilizando o método adaptado por Hoffmann *et al.* (2007). As amostras foram analisadas e fotografadas a fim de identificar estruturas peculiares dos organismos presentes e se estes eram diferentes de uma estratégia a outra.

### 3.6 RESPIROMETRIA

Os ensaios respirométricos foram realizados a fim de caracterizar a atividade da biomassa presente no reator e determinar a velocidade específica de respiração celular, conforme metodologia descrita por Wolff *et al.* (2003). O consumo de oxigênio foi medido em três condições:

- Respiração endógena ( $QO_2\text{end}$ );
- Consumo de oxigênio durante a nitrificação ( $QO_2A$ ), sem fonte de carbono, após a adição de substrato específico para as bactérias autotróficas;
- Respiração exógena ( $QO_2H$ ) com adição de fonte de carbono (substrato para as bactérias heterotróficas), após a inibição da nitrificação com Allylthiourea (ATU) - que é um inibidor seletivo do grupo das *Nitrosomonas*.

A metodologia detalhada da respirometria está apresentada no Anexo A.

### 3.7 ANÁLISES FISH (*fluorescent in situ hybridization*)

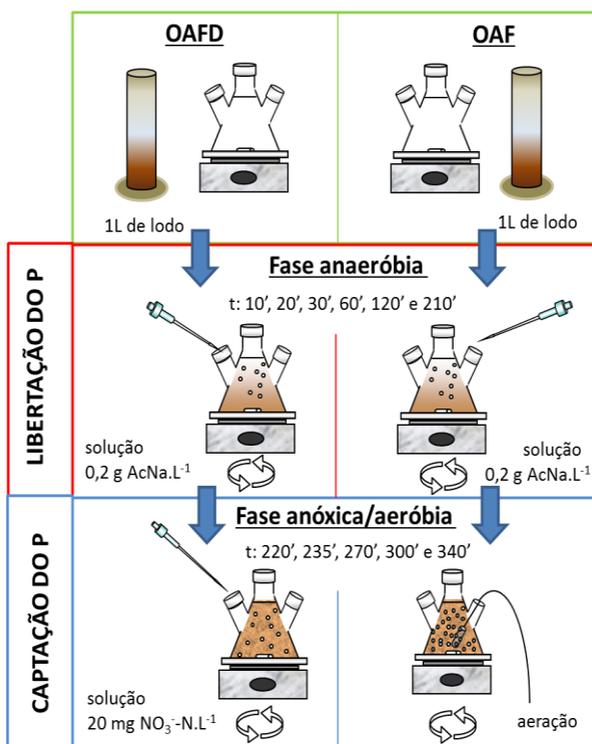
A identificação dos microrganismos bacterianos presentes na biomassa foi realizada pela análise microbiológica FISH (*fluorescent in situ hybridization*), para o qual foi seguido a metodologia descrita por Amann (1995). A análise FISH se baseia na observação das sequências conhecidas e específicas de ácido ribonucleico ribossômico (RNAr) do organismo em análise, o que permite desenhar uma sequência complementar dela e o reconhecimento da espécie microbiana dentro da amostra. A análise FISH foi efetuada durante toda a pesquisa, pelo menos para três amostras de cada condição experimental. Porém, são apresentados e discutidos apenas os resultados obtidos nas análises do lodo durante as estratégias E3 e E6 e nas análises do lodo do tratamento biológico combinado com precipitação química. O procedimento utilizado está apresentado no Anexo B.

### 3.8 DETERMINAÇÃO DA CAPACIDADE DE BIODESFOSFATAÇÃO (OAF-OAFD)

A determinação da capacidade de biodesfosfatação teve como finalidade avaliar a resposta dos microrganismos para a biodesfosfatação em condições aeróbias e anaeróbias, depois de ter passado por uma fase aeróbia.

A metodologia utilizada baseou-se nos estudos iniciais de Wachtmeister *et al.* (1997) e adaptada por Monclús *et al.* (2010), para os estudos comparativos das atividades dos microrganismos, que permite estimar a população de OAFD presente no lodo assim como a população de OAF. A metodologia detalhada está apresentada no Anexo C e está resumida na Figura 8.

**Figura 8.** Esquema da sequência metodológica para a determinação de atividade de OAFD e OAF.



Fonte: Elaborado pelo autor

A atividade de libertação de fósforo acontece em condições anaeróbias onde as bactérias libertam o fósforo para obter energia para a degradação do acetato. Enquanto que em presença de oxigênio, as células captam novamente o fósforo para repor a energia gasta na fase anterior, mas desta vez capturam uma maior quantidade de fósforo como reserva para o processo anaeróbio seguinte. A captura do oxigênio pode ser feita de uma fase anóxica por organismos desnitrificantes e acumuladores de fósforo (OAFD) e/ou fase aeróbia por organismos acumuladores de fósforo (OAF) (VON SPERLING, 2002).

### 3.9 CÁLCULO DA QUANTIDADE TEÓRICA DE PRECIPITANTE (ME) POR DIA

O cálculo para a precipitação química do fósforo deve considerar fatores adicionais ao balanço de massa, testando-se em bancada as dosagens a serem colocadas dentro do RBS. Neste item, se apresentam as equações que foram utilizadas para determinar o valor inicial do precipitante, segundo as recomendações do DWA (2010). A quantidade calculada foi utilizada posteriormente como linha base para o experimento do *Jar Test*.

Para os respectivos cálculos, devem-se considerar os seguintes dados:

- Vazão de tratamento (Q)
- Concentração do P no afluente ( $P_i$ )
- Concentração final no efluente ( $P_f$ )
- Concentração do metal na solução de aplicação
- Densidade ( $\rho$ ) da solução
- Peso molar do sal metálico ( $MA_{Me}$ ) a ser usado, assim como o peso molar do composto ( $MA_{Co}$ ) e também do Fósforo ( $MA_P$ ) a ser removido.

Carga a eliminar ( $C_e$ ):

$$C_e = Q \times (P_i - P_f) \quad (5)$$

Porcentagem do metal (Me) no composto (Co), representado como  $Me_{co}$ :

$$Me_{co} = \frac{[MA_{Me}]}{[MA_{Co}]} \quad (6)$$

Porcentagem do Me na concentração do composto:

$$Me_{solução} = \%Co \times \%Me_{Co} \quad (7)$$

Usando os fatores  $K_p$  e  $\beta$  se consegue saber quanto é a necessidade de Fe puro para atingir a precipitação ideal:

Fator de relação entre o Me e P ( $K_p$ ):

$$K_p = \frac{MA_{Me}}{MA_P} \quad (8)$$

Para o fator  $\beta$  simultâneo pode-se usar o valor de  $\beta=1,2$ , segundo recomendações da DWA (2010), ou pela Equação 3.

Logo a necessidade de Fe (g) calcula-se segundo a equação 9:

$$Me_{necessitado} = \beta \times K_p \times Ce \quad (9)$$

O volume do precipitante se obtém ao calcular a quantidade de produto necessitado em massa com o uso da densidade do composto. Juntando as Equações 6 e 8 encontrou-se a massa do metal ( $M_{Me}$ ) necessitado:

$$M_{Co} = \frac{Me_{necessitado}}{Me_{solução}} \quad (10)$$

Logo o volume do composto deve ser calculado pela equação 11:

$$V = \frac{M_{FeCl_3 \text{ ao } 38\%}}{\rho} \quad (11)$$

Finalmente para saber qual é a alíquota base que deve ser dosada em bancada, tem que se relacionar o volume do reator real com o volume do jarro a ser utilizado, comparado por sua vez com volume de dosagem por dia e dividido entre o número de ciclos do reator.

### 3.10 JAR TEST

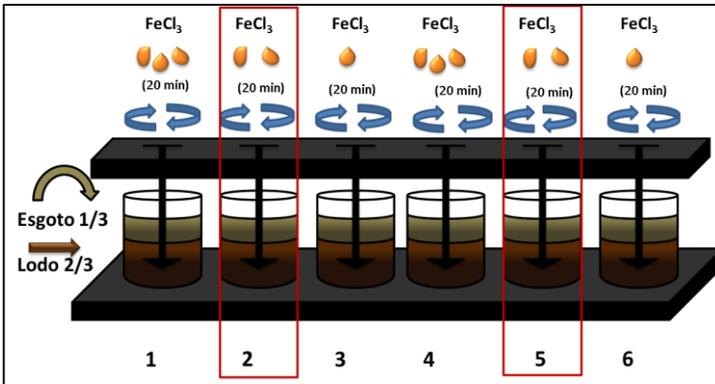
O experimento do *Jar Test* simula a floculação/precipitação que se pode conseguir em um sistema com a adição de precipitantes, sendo seu objetivo determinar a quantidade de coagulante necessária para obter o melhor resultado esperado nas condições específicas do sistema de tratamento. Para isto, o experimento testa diferentes quantidades de coagulante em diferentes jarros, com as mesmas características gerais, permitindo observar qual dosagem tem o melhor resultado. O esquema deste teste é apresentado na Figura 9.

Como a coagulação e a floculação são influenciadas por diversos fatores numa ETE, o ensaio de floculação deve ser feito de modo a simular, da maneira mais próxima possível, a realidade operacional dessa ETE,

assim, parâmetros como velocidade e tempo de agitação (rápida e lenta) deverão ser, sempre que possível, os mesmos utilizados na ETE. Ao iniciar o *Jar Test* é necessário considerar também as variáveis de reação, assim como o cálculo de uma dosagem inicial, a qual dependerá do parâmetro de entrada de fósforo no esgoto e da quantidade de fósforo que se quer atingir na saída, além de variáveis como alcalinidade para saber quanto do precipitante pode reagir, as variações do pH e temperatura para as correções respectivas.

O experimento do *Jar Test* é realizado repetidas vezes, variando cada vez uma variável só, o que permite identificar a melhor condição da variável em estudo, com a finalidade de melhorar a eficiência da precipitação do fósforo.

Figura 9. Esquema da análise de *Jar Test*, no esquema se representa os 6 jarros com a mesma quantidade de lodo e esgoto, mas as quantidades de cloreto férrico variam, sendo que os jarros 1 e 4 têm uma maior alíquota que a calculada, o jarro 2 e 5 têm a alíquota calculada e os jarros 3 e 6 têm uma menor quantidade do cloreto férrico calculado.



Fonte: Elaborado pelo autor

As provas do *Jar Test* foram realizadas para determinar a quantidade ótima do precipitante e a reação do sistema ao combinar os precipitantes, a influência do pH e da alcalinidade, e a influência da velocidade de mistura do precipitante. As análises deste teste em bancada foram realizadas ao lado do reator, para ter lodo e esgoto frescos, para garantir a representatividade das amostras. Esses ensaios de *Jar Test* foram realizados no RBS funcionando sob as condições da

estratégia que obteve os melhores resultados do estudo na primeira fase de biodesfosfatação.

A metodologia do presente experimento está baseada no manual de operação para ETE, elaborado pela Consultoria Brasil-Alemanha de Saneamento Ltda. (COBAS, sem publicar) sobre o “Ensaio de Floculação em *Jar Test*” que a empresa Rotária do Brasil Ltda. forneceu para seus trabalhadores, e com adaptações dos ensaios de *Jar Test* realizados para esgoto de Szabo *et al.* (2008), os quais recomendam trabalhar com duas velocidades. Sendo a primeira a mais intensa para formar os micros flocos e a segunda mais lenta para formar os macros flocos. Nos primeiros ensaios esta condição foi realizada para comparar os resultados com a segunda condição de uma só velocidade para o reator, já que no reator real não é possível aplicar duas velocidades de precipitação, principalmente em ETEs pequenas, como é o caso da referida pesquisa.

Szabo *et al.* (2008) recomendam ainda que a velocidade inicial seja de 350 rpm ( $G: 425 \text{ s}^{-1}$ ) para o primeiro minuto. Posteriormente tem que se reduzir a velocidade adequando-a para a ETE. Sem conhecimento da velocidade adequada, pode-se usar uma velocidade de 25 a 40 rpm por um período de 14 minutos. Os autores supracitados em suas pesquisa aplicaram uma velocidade de 20 rpm ( $G: 6 \text{ s}^{-1}$ ) nos últimos 10 minutos para favorecer o crescimento dos flocos.

### 3.10.1 Jar Test adaptado

Para o *Jar Test* aplicado ao RBS foram seguidas as seguintes condições:

- As amostras de lodo e esgoto bruto eram tomadas em separado para ter os valores proporcionais ao reator, tendo a relação do volume estacionário ( $V_0$ ) e o volume de troca ( $V_F$ ). Enchia-se cada jarro com a mistura proporcional de lodo e esgoto para um volume de 1,5 L. Esta medida pode variar entre 1 e 2 L, depende do aparelho que se tenha disponível, sendo recomendável utilizar sempre o mesmo volume.
- Antes de começar os testes se mediu a alcalinidade e o pH do esgoto. Quando possível, também se mediu antes do teste a concentração de ortofosfato, para comparar os resultados esperados do *Jar Test*.
- Os seis jarros do aparelho (*Jar Test*) foram identificados, e foram aplicadas as diferentes dosagens do precipitante. A alíquota aplicada

foi calculada segundo as equações do item 3.9 para a eficiência que se queria atingir. Com este valor como base, se determinou a quantidade de coagulante a ser colocada em cada jarro.

- Foram adicionadas, com pipeta graduada, as diferentes quantidades de coagulante em todos os recipientes. Este processo era realizado de forma simultânea nos seis jarros.
- Na escala real, o RBS trabalhava com um único gradiente (G) de velocidade durante todo o tempo da última nitrificação (N3), momento em que era aplicado o precipitante químico. Dessa forma, as análises iniciais foram feitas com os dois tempos recomendados pela bibliografia durante 1 e 19 minutos a 120 rpm e 20 rpm, respectivamente, e os últimos ensaios foram realizados durante os 20 minutos a 120 rpm.
- Após uma hora de sedimentação, que é o mesmo tempo utilizado no RBS, as amostras eram retiradas com cuidado (aproximadamente a 10 cm da superfície) para a determinação de pH, turbidez e a concentração de fósforo.

Posteriormente, para a determinação do pH ótimo de floculação, repetiu-se o ensaio com as seguintes alterações:

- Colocava-se em todos os jarros o coagulante equivalente à melhor dosagem (teste anterior);
- Adicionava-se aos outros jarros 2, 3, 4, 5 e 6 dosagens de solução básica (NaOH) ou ácida (HCl) para variar o pH.
- E se repetia os passos seguintes já mencionados.

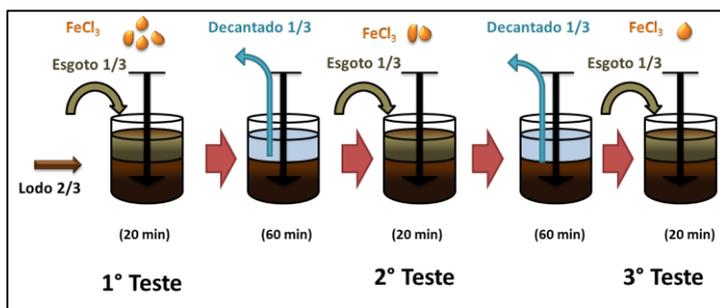
### **3.10.2 Jar Test dinâmico**

Durante a pesquisa, se detectou que uma vez começada a precipitação química no lodo, mesmo que em determinado ciclo não se tivesse dosagem do sal metálico, o lodo que continha restos do precipitante tinha uma maior eficiência de remoção que a biológica, porém com uma turbidez maior no efluente tratado. Então se viu a necessidade de fazer análises em bancada para observar este comportamento. É por isto que se adaptaram novamente as análises de precipitação química em um ensaio que se denominou *Jar Test* dinâmico.

O teste é similar ao procedimento do item anterior 3.10.1, com a diferença que para um mesmo jarro testado se fazia novamente um segundo e um terceiro teste, como se apresenta na Figura 10. Neste pode-se observar que no início a relação de volume do lodo e do esgoto

no jarro era igual àquela do reator. Colocava-se a mesma quantidade de precipitante em todos os jarros e depois de 20 min de reação deixava-se sedimentar por uma hora. Ao término deste tempo o efluente tratado e clarificado era retirado do jarro, logo era colocado novamente o mesmo volume de esgoto que foi colocado ao início do teste, sem trocar o lodo inicialmente colocado. No segundo teste em cada jarro se faziam diferentes dosagens, seja mantendo-se a mesma quantidade de precipitante ou diminuindo a quantidade ou simplesmente não adicionando mais sal. Este mesmo procedimento era repetido para o terceiro teste. Ao término de cada teste era analisado o teor de ortofosfatos, pH final, a alcalinidade e os sólidos.

Figura 10. Esquema do *Jar Test* dinâmico onde se fazem três testes seguidos trocando só o esgoto mantendo-se o mesmo lodo do primeiro teste e variando-se a dosagem do precipitante.



Fonte: Elaborado pelo autor

## 4 RESULTADOS

### 4.1 MONITORAMENTO DA FASE BIOLÓGICA DO REATOR

#### 4.1.1 Resultados das Diferentes Estratégias Operacionais Aplicadas no RBS

O monitoramento da primeira fase de acompanhamento da adaptação do lodo foi realizado em seis estratégias (E1 a E6) com diferentes tempos de nitrificação e desnitrificação, diferentes tempos de pulsos de ar e lapsos de tempo entre os pulsos de ar durante a desnitrificação, apresentados na Tabela 2. Considerando que a velocidade de sedimentação dentro do reator é bastante rápida, este fator de lapsos de tempo entre os pulsos de ar foi fundamental na escolha da melhor estratégia operacional testada, permitindo uma melhor mistura entre o lodo e o substrato suspenso. Os tempos de decantação (DEC) e de retirada (RET) foram, para todos os ciclos, de 60 e 30 minutos, respectivamente.

**Tabela 2.** Distribuição das fases dentro do ciclo padrão de 8 horas do RBS.

Estratégia	Desnitrificação (D1, D2, D3)	Nitrificação (N1, N2, N3)	Pulsos de ar na desnitrificação	Período de tempo entre pulsos de ar
<b>E1</b>	70 min	60 min	10 seg	10 min
<b>E2</b>	70 min	60 min	5 seg	10 min
<b>E3</b>	80 min	50 min	5 seg	10 min
<b>E4</b>	110 min	20 min	5 seg	5 min
<b>E5</b>	120 min	10 min	5 seg	3 min
<b>E6</b>	110 min	20 min	5 seg	3 min

Fonte: Elaborado pelo autor

Para cada estratégia, o tempo de estudo variou segundo a resposta positiva ou negativa dos resultados obtidos. Na Tabela 3 Tabela 3 são apresentados os tempos de aplicação das estratégias e os períodos em que foram aplicadas.

**Tabela 3.** Tempo de aplicação e períodos das estratégias operacionais testadas e cargas do esgoto aplicadas no RBS.

ESTRATEGIA	TEMPO (PERÍODO)	CARGA ORGÂNICA APLICADA (Kg.DQO.m <sup>-3</sup> .dia <sup>-1</sup> )
E1	42 dias (30/10 a 11/12/2012)	0,099
E2	42 dias (12/12/2012 a 28/01/2013)	0,078
E3	126 dias (29/01 a 03/06/2013)	0,132
E4	42 dias (04/06 a 15/07/2013)	0,092
E5	21 dias (16/07 a 05/08/2013)	0,255
E6	56 dias (06/08 a 30/09/2013)	0,105

Fonte: Elaborado pelo autor

As cargas aplicadas ficaram entre 0,078 e 0,132 Kg.DQO.m<sup>-3</sup>.dia<sup>-1</sup>, com exceção da E5, que recebeu uma carga duas vezes superior ao habitual. No geral, em função da geração de esgotos na empresa, essas cargas foram baixas quando comparadas àquelas aplicadas nos estudos de Fernandes (2013) (0,9 a 1,0 Kg.DQO.m<sup>-3</sup>.dia<sup>-1</sup>) com RBS escala real e Lamego Neto e Costa (2011) (0,39 a 1,35 Kg.DQO.m<sup>-3</sup>.dia<sup>-1</sup>) com reator híbrido (RBS + biofilme) escala piloto, porém nesses estudos o esgoto sanitário vinha de condomínios e da rede coletora municipal, respectivamente.

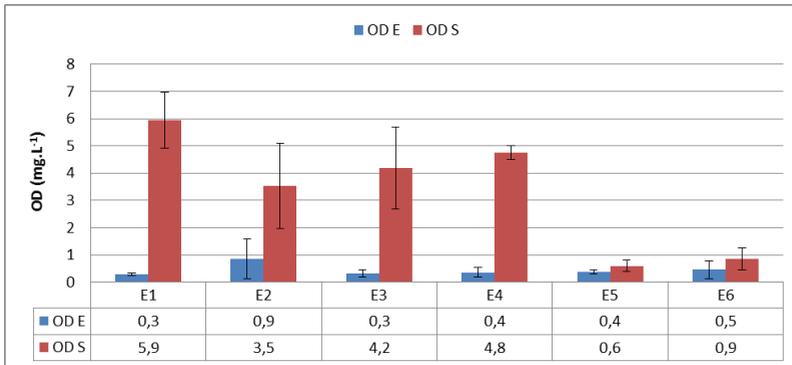
O dimensionamento do reator foi calculado para uma idade do lodo de 20 dias, igual que nos estudos de Thans (2008) e Marcondes (2011) porém, na realidade os valores foram maiores devido a boa sedimentação do lodo. As idades do lodo para cada uma das estratégias E1, E2, E3, E4, E5 e E6 foram respectivamente de 21, 30, 30, 40, 66 e 30 dias. Santos *et al.* (2006) encontraram que quanto maior idade do lodo maior a concentração de SSV no reator, sendo que encontraram para 30 dias um valor de 3.444 SSVmg.L<sup>-1</sup> para uma DQO de 300 mg.L<sup>-1</sup>. No presente estudo a concentração de SSV no reator foi em média de 265 SSVmg.L<sup>-1</sup> com uma média de DQO de 291 mg.L<sup>-1</sup>, valor ainda menor que os autores acharam para uma idade de lodo de 5 dias (679 SSVmg.L<sup>-1</sup>). Considerando que o reator não tinha retirada do lodo e a

saída média foi de 21 SSVmg.L<sup>-1</sup>, pode-se concluir que a quantidade de biomassa presente no reator foi menor quando comparada com outros autores o que ocasionou a elevação da idade do lodo com respeito ao projeto original. Fernandes (2013) observou que ao reduzir a idade do lodo, a biomassa fica mais estável e ativa o que reflete positivamente na qualidade do efluente.

Como pode ser observado nas figuras 11 a 17 na estratégia E1 foi aplicada a mesma condição operacional que a empresa aplica nos reatores do mesmo tamanho. Os resultados apresentados não foram bons, além de se detectar uma alta concentração de OD no efluente (Figura 11), obteve-se um maior teor de fósforo na saída que na entrada (Figura 12). Para diminuir este teor de OD decidiu-se diminuir os pulsos de ar de 10 segundos para 5 segundos durante a desnitrificação na estratégia seguinte (E2). Embora o teor de OD tenha diminuído, ainda não foi o suficiente, além de não obter resultados de biodesfosfatação.

Os resultados da estratégia E3 não foram positivos, em geral todos os valores de eficiência de remoção das variáveis físico-químicas (Figuras 11, 12 e 13,) baixaram e o OD foi ainda mais alto que na estratégia anterior. Essa elevada concentração de oxigênio impedia que o reator atingisse a fase anaeróbia, essencial para remoção do fósforo. De forma geral, da fase anóxica o reator entrava na fase aeróbia durante os três períodos de cada ciclo.

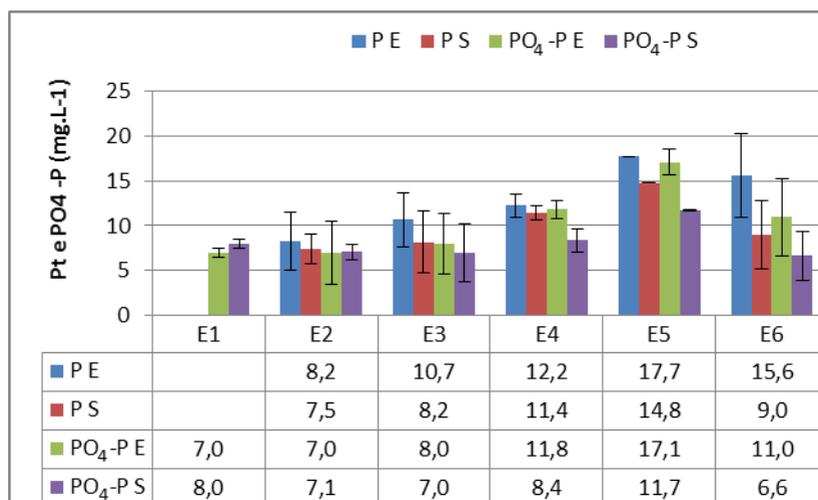
**Figura 11.** Concentrações médias e desvio padrão de demanda de oxigênio (OD) na entrada (E) e na saída (S) do reator para as diferentes estratégias operacionais aplicadas.



Fonte: Elaborado pelo autor

Para que as bactérias acumuladoras de fosfato possam capturar uma maior quantidade de fósforo durante a fase aeróbia, elas precisam na fase anaeróbia de matéria orgânica para poder consumir os ácidos graxos voláteis (AGV) do meio, pelo qual, não tendo a energia do oxigênio, se veem na necessidade de libertar fósforo da ATP, energia que logo é recuperada na fase aeróbia (VON SPERLING, 2002). Porém, sem fase anaeróbia os OAF não podem se desenvolver.

**Figura 12.** Concentrações médias e desvio padrão de fósforo total (P) e ortofosfatos ( $\text{PO}_4\text{-P}$ ) na entrada (E) e saídas (S) para as estratégias testadas.

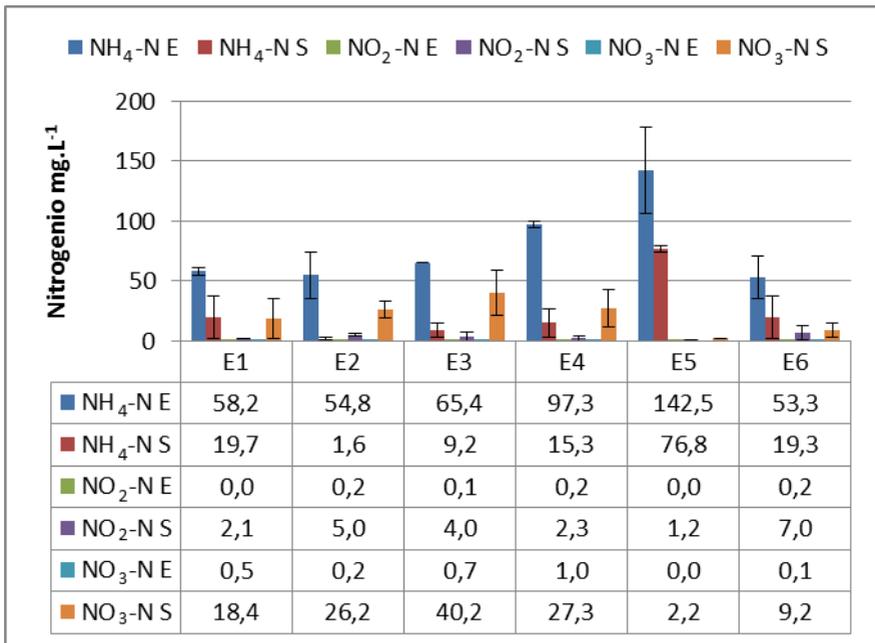


Fonte: Elaborado pelo autor

Para melhorar a qualidade do efluente optou-se então na E3 por diminuir o tempo de nitrificação para 50 minutos deixando a desnitrificação em 80 minutos (Tabela 2) e os tempos de pulsos de ar para misturar lodo e efluente iguais aos da estratégia anterior (E2). Com um maior tempo de desnitrificação, esperava-se que a concentração de OD diminuísse, melhorando a desnitrificação, o que refletiria em menores concentrações de nitrato na saída. Porém, nessa estratégia (E3) foram obtidas altas eficiências na nitrificação, como pode se observar na Figura 13, mas as concentrações de nitrato ficaram acima de  $20 \text{ mg.L}^{-1}$ , chegando inclusive no final da E3 a valores maiores que  $40 \text{ mg.L}^{-1}$ . Por outro lado, se teve melhores resultados na biodesfosfatação chegando a uma média de eficiência de 13 % para os ortofosfatos e 23% para o fósforo total (Figura 12).

Na estratégia seguinte (E4), o tempo de nitrificação foi reduzido para 20 minutos e a desnitrificação passou para 110 minutos (Tabela 2). A saída de amônia (Figura 13) foi inferior a 20 mg.L<sup>-1</sup> atendendo a legislação, mas a concentração de nitrato ainda permaneceu elevada, com média de 27,3 mg.L<sup>-1</sup>.

**Figura 13.** Concentrações médias e desvio padrão de entrada (E) e saída (S) de amônia (NH<sub>4</sub>-N), nitrito (NH<sub>2</sub>-N) e nitrato (NH<sub>3</sub>-N) nas diferentes estratégias aplicadas.



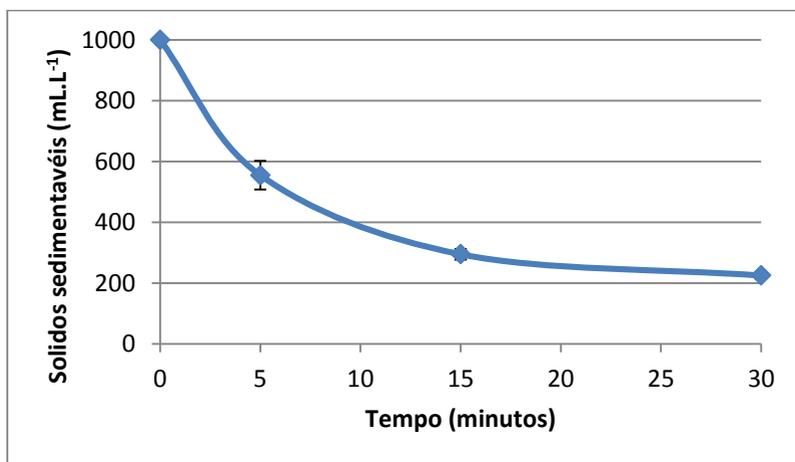
Fonte: Elaborado pelo autor

Ficou evidenciado que o problema na hidráulica do reator foi a subida do valor de OD no efluente final, quando se esperava que este baixasse. Uma possível explicação para isso deve-se à falta de contato entre a matéria orgânica e os microrganismos durante as fases anóxicas/anaeróbicas, ou seja, os pulsos de ar a cada 5 minutos não foram suficientes para misturar o lodo dentro do reator. O que fica evidenciado pela figura de velocidade média de sedimentação dos sólidos dentro de reator (Figura 14), onde se pode constatar que, para os 5 primeiros minutos, os sólidos baixaram em aproximadamente 50% no

reator. Por isto, para os pulsos de ar a cada 5 minutos a mistura também foi muito pobre, não permitindo um trabalho ótimo da biomassa.

Além disso, na Figura 14, que apresenta o tempo médio de sedimentação do lodo representativo para todas as estratégias, observa-se que para os primeiros 10 minutos já se tinha sedimentado aproximadamente 75 % dos sólidos em suspensão, então se decidiu também diminuir a frequência dos pulsos de ar de 5 minutos para cada 3 minutos, com pulsos de 5 segundos de duração (Tabela 2).

**Figura 14.** Média da velocidade de sedimentação dos sólidos dentro do Reator durante todas as estratégias e desvio padrão.



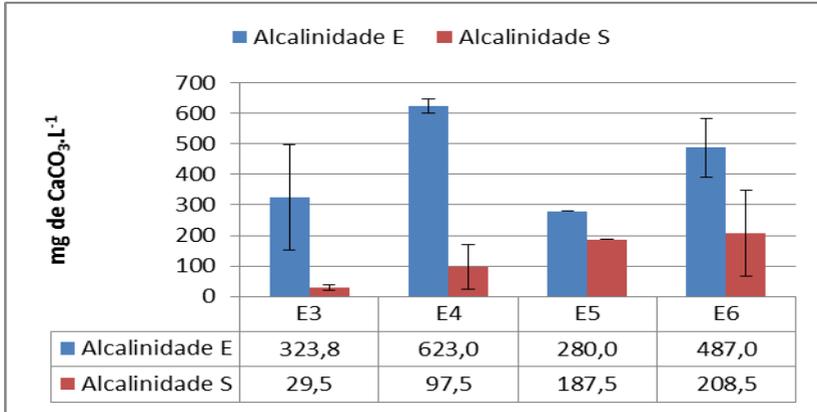
Fonte: Elaborado pelo autor

Finalmente para as estratégias E5 e E6 as concentrações de OD foram menores que  $1 \text{ mg.L}^{-1}$  (Figura 11). A estratégia E5 teve pulsos de ar a uma frequência de 3 minutos durante 5 segundos, porém o tempo de nitrificação de apenas 10 minutos não foi suficiente para ter bons resultados na qualidade do efluente. Essa estratégia foi aquela que recebeu a maior carga orgânica aplicada ( $0,255 \text{ Kg.DQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ ) (Tabela 2).

Na E5 também se observou que quase não houve consumo de alcalinidade e queda no pH (Figuras 15 e 16), reafirmando que o tempo de reação para remoção da fração carbonácea e da nitrificação foi muito pequeno. Por isto a E5 foi concluída aos 21 dias e na estratégia seguinte

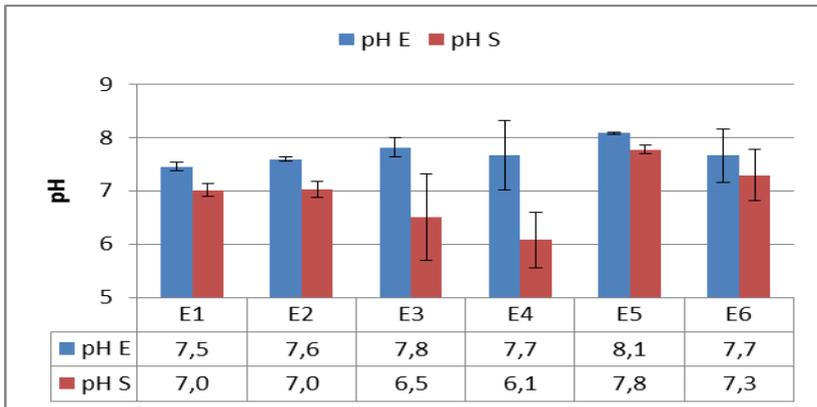
(E6) optou-se por aumentar o tempo de nitrificação para 20 minutos, como na estratégia E4, que teve boa remoção de amônia.

**Figura 15.** Variação média e desvio padrão da alcalinidade nas quatro últimas estratégias operacionais testadas para a entrada (E) e saída (S) do sistema.



Fonte: Elaborado pelo autor

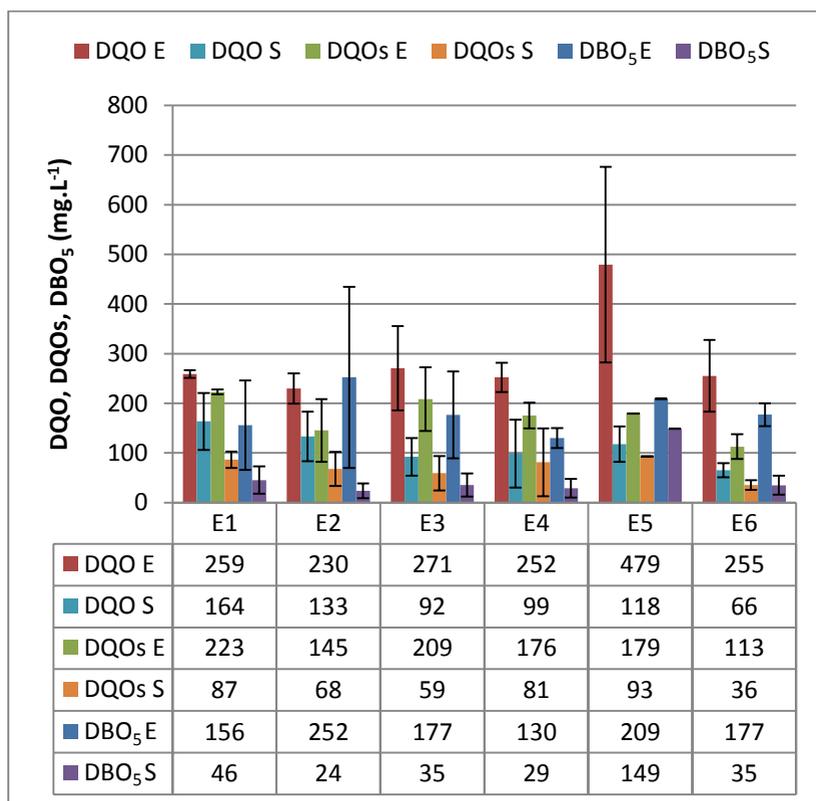
**Figura 16.** Variação média e desvio padrão de pH no esgoto afluente (E) e tratado (S) nas estratégias aplicadas.



Fonte: Elaborado pelo autor

Em relação à remoção de matéria carbonácea (Figura 17), exceto na E5, para as estratégias operacionais aplicadas, a DQOs e a DBO<sub>5</sub> do efluente final apresentaram valores inferiores a 100 e 50 mg.L<sup>-1</sup> respectivamente. o RBS tratou o esgoto em conformidade com os padrões de lançamento da Resolução CONAMA 430/11 (DBO<sub>5</sub> ≤ 120 mg.L<sup>-1</sup>) e legislação do Estado de Santa Catarina (DBO<sub>5</sub> ≤ 60 mg.L<sup>-1</sup>).

**Figura 17.** Médias e desvio padrão de entradas (E) e saídas (S) da Demanda Química de Oxigênio (DQO), Demanda Química de Oxigênio solúvel (DQOs) e Demanda Biológica de oxigênio (DBO<sub>5</sub>) para as estratégias testadas.



Fonte: Elaborado pelo autor

Santos *et al.* (2006) determinaram o tempo necessário à oxidação da matéria orgânica facilmente biodegradável em RBS, com enchimento estático. Os autores encontraram os tempos médios de 0,83; 0,83; 1,17 e

1,54 horas para as idades do lodo de 30, 20, 10 e 5 dias, respectivamente. No caso, da presente pesquisa, para enchimento escalonado no RBS, o tempo total de reação aplicado (aeróbio e anóxico) foi de 2 horas e 10 minutos (Tabela 2), para idades de lodo variando entre 21 e 66 dias.

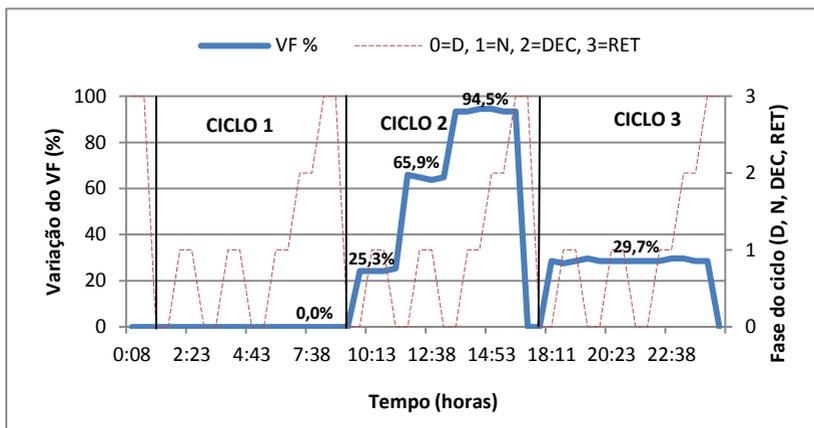
No geral, a estratégia E6 foi a que apresentou os melhores resultados para o tratamento do esgoto e também para a biodesfosfatação, e por isso foi escolhida para o estudo da biodesfosfatação combinada com a precipitação química. Os resultados desta estratégia são ampliados no próximo item.

#### 4.1.1.1 Resultados da estratégia operacional E6

Como já foi mencionado na seção 3.2, o reator tem uma capacidade de tratamento de 700 litros por ciclo, os ciclos são de 8 horas, perfazendo um total de 3 ciclos ao dia que equivale a um tratamento de 2.100 litros por dia. Porém a produção de esgoto dentro da empresa ocorre principalmente durante o dia, de forma que no primeiro ciclo do dia, ciclo 1 (noite-madrugada), o volume de esgoto é quase nulo, enquanto no ciclo 2 (período da manhã e tarde) o volume de tratamento é o maior do dia, enchendo durante os períodos de desnitrificação (D) podendo chegar até 100% do volume do reator. Já no ciclo 3 (tarde-noite) o volume de tratamento chega em média a 50% do volume do reator. Na Figura 18 visualiza-se essa variação de volume de tratamento ao longo de um dia dentro do reator durante a estratégia E6. Observa-se que no ciclo 1 não houve volume de tratamento, sendo o volume de troca VF 0%. No ciclo 2 ocorreram três enchimentos escalonados durante as fases que correspondem a desnitrificação, chegando aos volumes de 25%, 66% e 94% em cada um dos enchimentos. No ciclo 3 houve apenas um enchimento no início do ciclo, de forma que o reator trabalhou com cerca de 30% do VF até o dia seguinte.

No caso específico do dia 18 de setembro, o volume diário produzido na empresa foi de  $0,87 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ , este dia foi representativo dessa estratégia, já que a média de vazão durante a E6 foi de  $0,9 \text{ m}^3$ , variando entre  $0,4$  e  $1,43 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ . Por outro lado, durante os finais de semana o volume tratado era quase nulo.

**Figura 18.** Variação do volume (VF %) dentro do reator Rotaria RBS10 ao longo de um dia típico durante a estratégia E6 (exemplo do dia 18/09/2013).



D: desnitrificação, N: nitrificação, DEC: decantação e RET: retirada.

Fonte: Elaborado pelo autor

Os resultados médios e o desvio padrão obtido nas análises realizadas para as variáveis físico-químicas do afluente, do efluente final e as eficiências de remoção obtidas na estratégia E6 são apresentados na Tabela 4 **Figura 4**, assim como os limites legais para os parâmetros mais críticos

Para os resultados apresentados na Tabela 4, verifica-se que houve estabilidade do pH, mantendo-se na saída em uma faixa quase neutra. Segundo Ong *et al.* (2013), valores de pH próximos a 8 resultam em melhores eficiência de remoção de fósforo que valores próximos a 7, que foi confirmado por Jeon *et al.*, (2001), os quais afirmam que para pH perto de 8 há necessidade de maior quantidade de ATP e não de NADH para o consumo de acetato, sendo que a ATP é a fonte de energia dos OAF e o segundo é utilizado pelos OAG. Ao contrário, Mullan *et al.*, (2006) verificaram em suas pesquisa em escala piloto que as maiores eficiências de biodesfosfatação ocorreram em pH de 6,0, com 60% de eficiência, enquanto para valores de pH entre 7,0 e 7,3 os autores conseguiram eficiências de aproximadamente 30%. Estas diferenças entre os valores de pH nessas pesquisas podem ter acontecido pelas diferenças nos grupos bacterianos presentes em cada reator, em função das condições climáticas locais, sabendo-se que as primeiras pesquisas foram realizadas em clima tropical e a última aplicada no

norte da Europa. Para o presente estudo, porém, o objetivo era ter bons resultados na eficiência do tratamento e na remoção do fósforo com uma operação simplificada do reator SBR. Optou-se por não fazer correção do pH, considerando-se que o esgoto possui um tampão natural (pH acima de 7,2) segundo von Sperling (2005), e que a desnitrificação naturalmente aumenta os valores de pH dentro de reatores biológicos (HOFFMANN *et al.*, 2007).

**Tabela 4.** Valores de média e desvio padrão do afluente (início do ciclo) e efluente (final do ciclo) e eficiências de remoção durante a E6.

VARIÁVEIS	AFLUENTE	EFLUENTE	EFICIÊNCIA	LIMITE LEGAL
pH	7,7 ± 0,6	7,3 ± 0,6	-	6-9 *
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	0,5 ± 0,4	0,9 ± 0,5	-	-
Alcalinidade (mgCaO <sub>3</sub> .L <sup>-1</sup> )	487 ± 134	208 ± 199	-	-
P <sub>T</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	15,6 ± 5,3	9,0 ± 4,4	42 %	4 **
PO <sub>4</sub> -P (mg.L <sup>-1</sup> )	11 ± 5	6,6 ± 3,1	39 %	-
NH <sub>4</sub> -N (mg.L <sup>-1</sup> )	53 ± 21	19 ± 2	64 %	20 *
NO <sub>2</sub> -N (mg.L <sup>-1</sup> )	0,2 ± 0,4	7,0 ± 7,0	-	-
NO <sub>3</sub> -N (mg.L <sup>-1</sup> )	0,1 ± 0,2	9,2 ± 6,8	-	-
DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	255 ± 84	65,5 ± 16,5	74 %	-
DQO <sub>s</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	113 ± 29	35 ± 11	69 %	-
DBO <sub>5</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	177 ± 27	35 ± 22	80 %	60 *
SDT (mg.L <sup>-1</sup> )	215 ± 154	291 ± 82	-	500**
SSV	21,1 ± 17,2	13,7 ± 2,9	-	-

\* Conforme Lei Estadual nº 14.675/2009

\*\* Conforme Resolução CONDEMA 001/2009

Fonte: Elaborado pelo autor

Outro fator importante dos resultados obtidos no RBS é a concentração de OD na saída do reator, a qual ficou em torno de 1 mg.L<sup>-1</sup>, chegando a zero nas fases de desnitrificação. Essa concentração de saída foi devida

principalmente a dois fatores. O primeiro é que depois da última aeração, o oxigênio dissolvido remanescente no efluente decantado não era consumido pelos microrganismos, sendo a velocidade de decaimento do OD nesta fase muito menor que na fase de desnitrificação, pela falta de contato da biomassa com o substrato. Isto foi comprovado com medições *on line* utilizando sonda de OD, que foi instalada na última fase da pesquisa. O outro fator que afetava a concentração de OD era que durante o bombeamento na saída do efluente havia uma maior circulação de oxigênio e a concentração de OD aumentava, já que o valor de OD dentro do reator era menor que o valor de OD no efluente.

Hoffmann *et al.* (2007) relataram para um RBS piloto a necessidade de se garantir no efluente uma alcalinidade acima de  $75 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$  para evitar a queda de pH, que tem como consequência a destruição dos flocos e a perda de biomassa ativa. Os resultados obtidos na estratégia E6 apresentam uma média maior que este valor, porém nos resultados pontuais têm-se dados onde o valor foi levemente menor. Ressalta-se que na estratégia E3 os valores foram em média menores que  $75 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$  recomendados. Isto provavelmente aconteceu pela alta concentração de nitrato na saída do efluente. Na estratégia E6 apenas um valor da saída de alcalinidade ficou abaixo de  $75 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$  ( $68 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ ), sendo que a entrada nesse mesmo dia foi de  $392 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ . Para esse dia, a entrada de amônia também foi menor que a média de toda a estratégia E6, com valor de  $37 \text{ mgNH}_4\text{-N} \cdot \text{L}^{-1}$  onde se conseguiu remover  $21 \text{ mgNH}_4\text{-N} \cdot \text{L}^{-1}$  dos quais ficaram  $15,4 \text{ mgNO}_3\text{-N} \cdot \text{L}^{-1}$  no efluente. Ou seja, a desnitrificação desse dia não foi conseguida e, portanto, a alcalinidade que foi consumida não foi recuperada.

Em relação à DQO e DBO verifica-se que o esgoto era de fácil biodegradabilidade pela relação DQO/DBO, tendo este um valor de 1,44. Jordão e Pessoa (2005) consideram que esta relação varia de 1,7 a 2,5, porém quanto menor for esta, maior a facilidade de degradação biológica. Além disso, pelas características do esgoto afluente pode-se dizer que este se enquadra como esgoto fraco a médio, de acordo com os valores publicados por Metcalf e Eddy (2003). Porém, para os valores de concentração de amônia ( $> 45 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ), fósforo total ( $> 12 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ) e ortofosfatos ( $> 4 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ ), o esgoto tem valores maiores, próximos ao de um esgoto forte. Isto é devido à contribuição principal de esgoto, que é produzido nos sanitários, tendo também em menor porcentagem a

influência de pias e chuveiros, que em volume não representam uma contribuição importante de matéria orgânica.

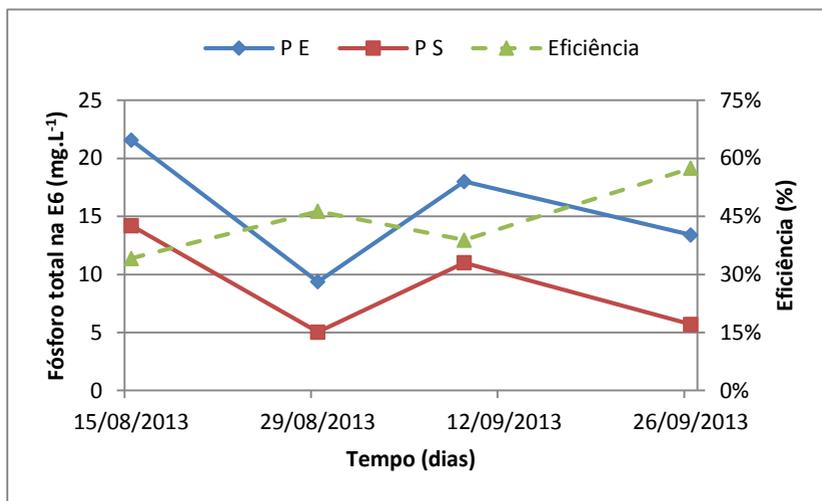
A relação  $P_T/DQO$  do esgoto analisado em geral foi mais alta que a média que se tem no Brasil de 0,01 a 0,02  $mgP_T.mgDQO^{-1}$  (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999), ou seja 5 a 10  $mg/L$  em esgoto com concentração de  $DQO$  de 500  $mg.L^{-1}$ , e em países ricos se tem até 0,03  $mgP_T.mgDQO^{-1}$ . Este é um indicador de esgotos produzidos por empresas ou descargas de vasos sanitários, além de serem bastante biodegradáveis pela relação  $DBO/DQO$ , também contêm uma maior relação  $P_T/DQO$ . Para um tratamento com biodesfosfatação precisa-se de matéria orgânica suficiente para que as bactérias possam absorver o fósforo presente no meio. No período de avaliação biológica do reator *Rotária RBS10*, a relação  $P_T/DQO$  se manteve em média em 0,04  $mgP_T.mgDQO^{-1}$ , sendo o pico maior na estratégia E6 com valores de 0,06  $mgP_T.mgDQO^{-1}$ . Marcondes (2011) na sua pesquisa teve valores ainda maiores desta relação de 0,11  $mgP_T.mgDQO^{-1}$  e apresentou eficiências de biodesfosfatação em média de 20% removendo até 10  $mgP_T.L^{-1}$ , considerando que a média de fósforo total no esgoto era próxima dos 50  $mgP_T.L^{-1}$ .

Observando os valores de saída de amônia, pode ser dizer que a média está em acordo com o estabelecido pela CONAMA/430, porém, algumas vezes a mesma esteve muito perto do limite ou foi maior. A alteração dos tempos de nitrificação e desnitrificação entre as estratégias E1 e E6 influenciaram na eficiência de nitrificação. Menores tempos de areação resultaram em menor eficiência de nitrificação. Pode-se dizer que para uma maior eficiência na remoção da amônia, precisou-se de maior tempo de reação na fase de nitrificação, porém pode-se considerar que os OAG, também responsáveis pela nitrificação e competidores diretos dos OAF, tiveram menor condição de trabalho. Nesta pesquisa, porém, se preferiu dar melhores condições para o desenvolvimento dos OAF. A remoção de amônia não foi o foco da pesquisa, de forma que se privilegiou a eficiência de remoção do fosfato. Uma vez instalada a sonda *on line* de OD, verificou-se que, na estratégia E6, os valores de OD durante a nitrificação não se mantinham por muito tempo acima de 2  $mgO_2.L^{-1}$ , que é o valor recomendado para garantir a nitrificação (JORDÃO e PESSOA, 2005).

Os dados da Tabela 4 e da Figura 19 (variação do fósforo total na estratégia E6) permitem observar que mesmo tendo uma eficiência

média de 39% de remoção do ortofosfato e 41% do fósforo total, a concentração de fósforo total no efluente foi maior que o permitido na lei estadual e a eficiência também não alcançou o padrão para entrar nas normativas (máximo  $4 \text{ mgP}_T \cdot \text{L}^{-1}$  ou uma eficiência maior ao 75%).

**Figura 19.** Concentrações de fósforo total (P) na entrada (E) e a saída (S) ao longo da estratégia E6 e suas respectivas eficiências.



Fonte: Elaborado pelo autor

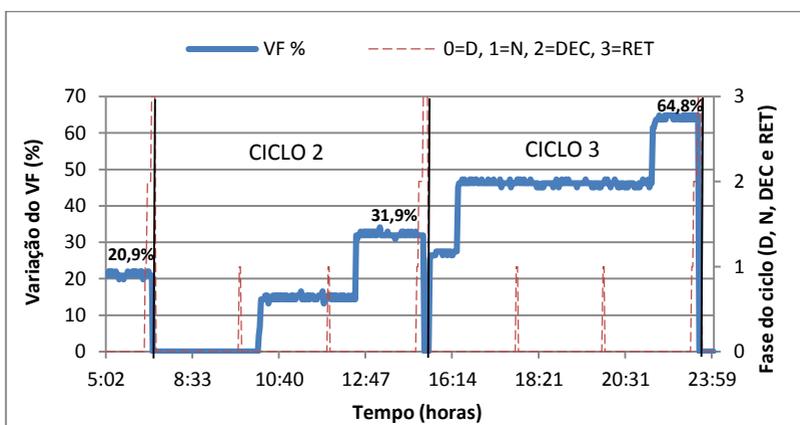
Os resultados podem ser uma consequência da baixa concentração de matéria orgânica. A relação A/M no licor misto ficou em média na estratégia E6 em  $0,07 \text{ kgDBO}_5 \cdot \text{SSVLM}^{-1}$ , Metcalf e Eddy (2003) recomendam de  $0,15$  a  $0,5 \text{ kgDBO}_5 \cdot \text{SSVLM}^{-1}$  para o projeto de reatores para remoção biológica do fósforo. Por outro lado, a relação C:P durante a estratégia E6 foi de 10:1 que poderia ser suficiente para a remoção de fósforo. Ong *et al.*, (2013) conseguiram as melhores eficiências de biodesfosfatação em RBS com relação C:P de 3:1, com um pH de 8. A diferença foi principalmente nos tempos aeróbios e anaeróbios que eles utilizaram, 2 horas e 1 hora, respectivamente, em ciclos de 4 horas. Outra diferença foi que o esgoto testado pelos autores era sintético, o que dá uma uniformização de tratamento, sendo que todos seus ciclos receberam a mesma carga orgânica; e não foram reportados altos conteúdos de nitrato dentro do reator.

#### 4.1.1.2 Monitoramento de um ciclo completo da estratégia E6

Ao longo das estratégias foram feitas análises do comportamento do reator ao longo de um ciclo completo, para ver as variações de OD, pH, alcalinidade, DQOs, amônia, ortofosfatos, nitrito e nitrato. Também foram avaliadas as diferenças das concentrações dos sólidos dentro do reator em cada fase do ciclo. Porém no presente item só serão apresentados os gráficos correspondentes a E6, já que essa estratégia foi a que apresentou os melhores resultados. O monitoramento apresentado é do dia 29 de agosto de 2013, a pouco mais de 20 dias de ter iniciado a estratégia. Os resultados do monitoramento do ciclo são apresentados nas Figuras 20 a 23.

A Figura 20 apresenta as variações do volume durante o dia todo em que foi feita a amostragem do ciclo completo. Nesta figura assim como na Figura 18, observa-se a variação do volume de tratamento ao longo do dia. O ciclo avaliado foi o da manhã (ciclo 2) entre 7:16 e 15:46 horas, pegando a saída do ciclo anterior e indo até pouco antes de começar o terceiro ciclo do dia. Neste ciclo, o volume de tratamento foi de 223 L, correspondendo a 31,9 % da capacidade do reator. No ciclo 1 e no ciclo 3, os volumes tratados foram de 154 L e 454 L, respectivamente, correspondendo a um volume total tratado de  $0,83 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ .

**Figura 20.** Variação do volume (VF %) ao longo do dia antes e depois do monitoramento do ciclo completo realizado em 29 de Agosto de 2013.

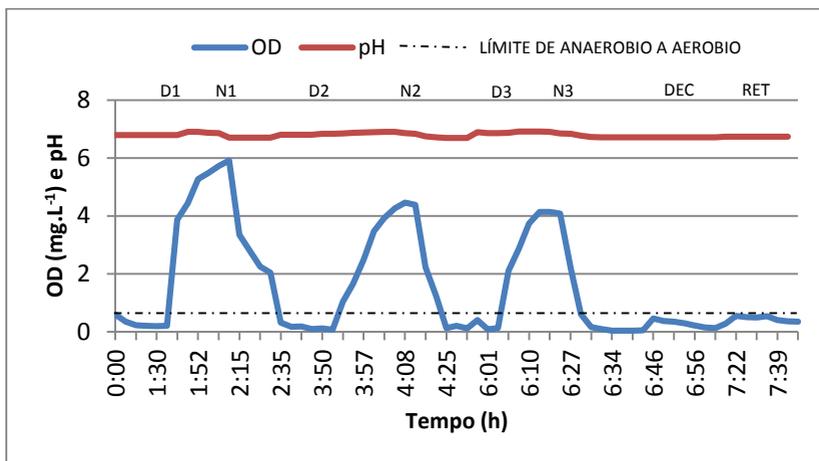


D: desnitrificação, N: nitrificação, DEC: decantação e RET: retirada.

Fonte: Elaborado pelo autor

Na Figura 21 apresenta-se a variação do pH e a concentração de OD ao longo do ciclo da manhã (ciclo 2). O licor misto dentro do reator tem pH quase neutro e se mantém estável. Por outro lado verificam-se variações das concentrações de OD dentro do reator. Pode-se observar que nas fases de desnitrificação o valor de OD fica entre 0,0 e 0,5  $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$ , garantindo os processos anóxicos/anaeróbios, que dá as condições para acontecer a desnitrificação e a liberação de fósforo no meio. Nas fases de nitrificação, o valor de OD sobe rapidamente, as vezes chegando perto de 6  $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  (Figura 20). Isto pode ter acontecido pela falta de matéria orgânica para degradar durante a primeira desnitrificação (D1) e nitrificação (N1) no ciclo 2, já que o primeiro enchimento do ciclo ocorreu na D2 (Figura 21). Durante as nitrificações N2 e N3, o valor de OD chega a pouco mais de 4  $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$  em pouco tempo. No entanto, mesmo depois das fases aeradas, observa-se um longo tempo de fase anóxica/anaeróbia. Foi observado nos ciclos com pouca vazão de esgoto um aumento rápido da concentração do oxigênio no meio, o que evidencia uma elevada vazão de ar em relação à quantidade de matéria orgânica que ingressa no sistema.

**Figura 21.** Resultados de pH e OD ao longo de um ciclo padrão de 8 horas.

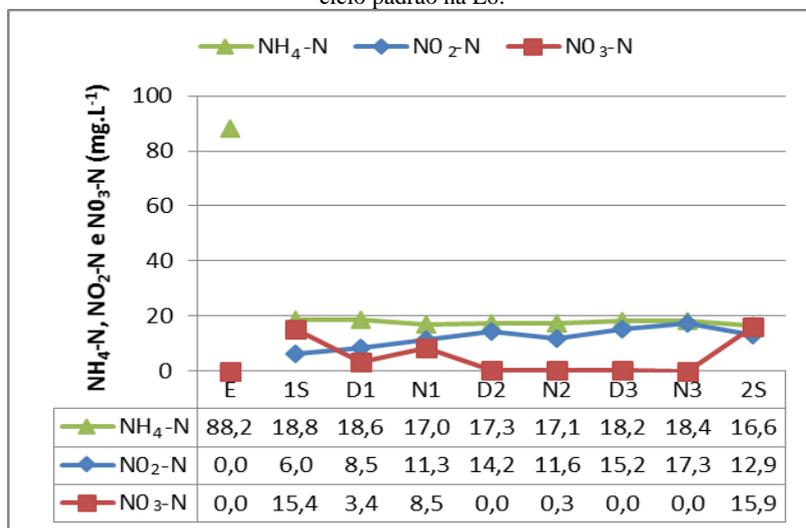


D1: primeira desnitrificação, N1: primeira nitrificação, D2: segunda desnitrificação, N2: segunda nitrificação, D3: terceira desnitrificação, N3: terceira nitrificação, DEC: decantação e RET: retirada.

Fonte: Elaborado pelo autor

Também foi verificada a resposta do reator quanto à sua eficiência de nitrificação e desnitrificação. Na Figura 22 observa-se que a amônia dentro do reator se mantém em média próxima de 18 mgNH<sub>4</sub>-N.L<sup>-1</sup>, enquanto os valores de nitrito ficaram perto de 14 mgNO<sub>2</sub>-N.L<sup>-1</sup> durante todo o ciclo, não tendo o comportamento esperado de aumentar nas fases de nitrificação e decair nas fases desnitrificação. Quanto ao nitrato, este esteve presente durante quase todo o ciclo até a terceira desnitrificação, tendo os menores valores durante a última nitrificação e não sendo detectado na última desnitrificação. Porém, durante a decantação, ele começa a incrementar chegando até um valor de 16 mgNO<sub>3</sub>-N.L<sup>-1</sup> na saída. A estratégia aplicada não teve como foco remover toda a amônia, sendo que, geralmente os RBS têm altas eficiências de remoção desta (ARTHAN e ORHON, 2005). No entanto, procurava-se na pesquisa obter uma baixa concentração de nitrato dentro do licor misto, de forma a não limitar a capacidade de biodesfosfatação dos OAF. Pode-se dizer pelo alto teor de nitritos e nitratos obtidos que a desnitrificação não foi muito eficiente.

**Figura 22.** Amônia (NH<sub>4</sub>-N), nitrito (NO<sub>2</sub>-N), e nitrato (NO<sub>3</sub>-N) ao longo de um ciclo padrão na E6.

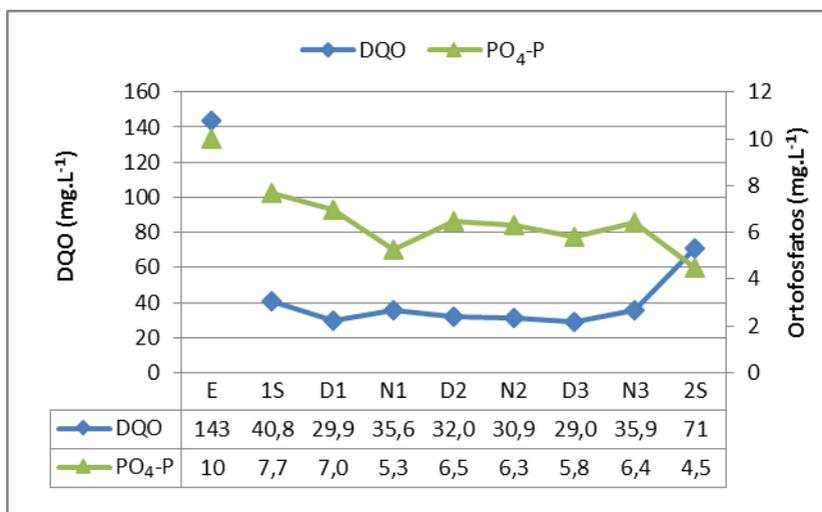


E: entrada do esgoto (na elevatória), 1S: saída do efluente antes do ciclo avaliado, D1: primeira desnitrificação, N1: primeira nitrificação, D2: segunda desnitrificação, N2: segunda nitrificação, D3: terceira desnitrificação, N3: terceira nitrificação e 2S: saída ao final do ciclo avaliado.

Fonte: Elaborado pelo autor

Na Figura 23 têm-se os valores da DQO e ortofosfatos dentro do reator ao longo de um ciclo padrão da E6. O comportamento do fósforo é ligeiramente oposto ao comportamento de aumento e diminuição da DQO. O que pode significar que se tem uma leve tendência de remoção do fósforo, porém a quantidade de matéria orgânica pode não ter sido suficiente para suprir as necessidades do processo de biodesfosfatação.

**Figura 23.** DQO e ortofosfatos ao longo de um ciclo padrão na E6. E: entrada do esgoto (na elevatória), 1S: saída do efluente antes do ciclo avaliado, D1: primeira desnitrificação, N1: primeira nitrificação, D2: segunda desnitrificação, N2: segunda desnitrificação, D3: terceira desnitrificação, N3: terceira nitrificação e 2S: saída ao final do ciclo avaliado.



Fonte: Elaborado pelo autor

A baixa concentração de DQO não permite que nas fases anaeróbicas se metabolize o carbono, assim não existe a libertação do fósforo, e subsequentemente decresce a capacidade de biodesfosfatação. Nesse dia, a relação DQO/P<sub>T</sub> foi de 15:1, porém, em geral durante a estratégia E6 essa relação era de 17:1. Mul Kerrins *et al.* (2004), na sua revisão sobre os parâmetros que afetam a remoção biológica do fósforo em esgoto real, relatam que a relação DQO/P<sub>T</sub> deve ser maior que 40:1, sendo geralmente não menor que 50:1. No entanto, existem pesquisas que usaram valores menores, como 30:1 ou 10:1, com boas eficiências, porém foram efetuadas em condições controladas, com esgoto artificial,

no qual a concentração de fósforo afluente era maior que  $40 \text{ mgP}_T \cdot \text{L}^{-1}$  (ONG *et al.*, 2013).

Outro fator é a baixa concentração de  $\text{P}_T$  no efluente, concentrações menores que  $20 \text{ mgP}_T \cdot \text{L}^{-1}$  não favorecem o desenvolvimento dos OAF, mas sim a predominância dos OAG (MULKERRINS *et al.*, 2004). Por outro lado, no início das nitrificações pode se observar uma leve diminuição da concentração de ortofosfatos, porém ao longo desta fase as concentrações oscilam não respondendo a um comportamento dos OAF. No entanto, na última nitrificação dentro do reator a concentração de nitrato quase desaparece (Figura 22), o que favorece a biodesfosfatação, tendo uma remoção de fosfatos em cerca de 50 %.

Finalmente pode-se concluir pelos resultados físicos e químicos monitorados durante um ciclo completo, que o SBR estudado tem a capacidade de fazer biodesfosfatação, e que a eficiência dele melhora quando apresenta uma maior carga orgânica, porém os valores obtidos não foram suficientes para cumprir com a legislação local ( $\leq 4 \text{ mgP}_T \cdot \text{L}^{-1}$ ).

## 4.1.2 Variáveis Biológicas

### 4.1.2.1 Microscopia

O lodo do reator foi submetido a análises microscópicas, para avaliação da sua qualidade e dos microrganismos encontrados. Os tipos de microrganismos presentes apresentaram pequenas variações nas diferentes estratégias. A variação com maior significância foi relacionado à quantidade de microrganismos.

Os flocos apresentaram-se estáveis, densos e bem formados, como pode ser observado na Figura 24. Esse tipo de floco contribui para uma boa sedimentação e retirada de um efluente mais clarificado e sem muitas partículas flutuantes (BITTON, 2005; SEVIOUR *et al.*, 2010). Vilaseca (2001) reporta que uma característica das bactérias é sua capacidade de flocular, ao se juntarem às partículas de matéria orgânica e inorgânica, o que permite uma melhor sedimentação do lodo e também um efluente de melhor qualidade.

Em todos os períodos monitorados, foram encontrados *Vorticella sp.* e *Rotatoria sp.* (Figura 26 e Figura 27), em diferentes quantidades, além de organismos como ciliados, *Rotífero sp.*, *Tardigrado sp.*, *Epistylis sp.*, *Arcella sp.*, *Litonoutos sp.* e *Paramecium sp.* Segundo Canler *et al.* (1999), microrganismos como *Rotatoria sp.* e *Vorticella sp.* são

característicos de um lodo ativado com baixa carga orgânica, alta idade de lodo, suficiente oxigênio e sinais de uma operação estável (SERVIOU e NIELSEN, 2010). Porém, tem que se ressaltar que mesmo sendo estes os organismos de maior frequência, não foram encontrados muitos exemplares dos mesmos nas análises do lodo. Resultados similares foram obtidos nos estudos de Lamego Neto e Costa (2011), em RBS híbrido: biomassa floclulada e biomassa fixa, tratando esgoto sanitário.

Figura 24. Flocos compactos e densos.  
Aumento 100x

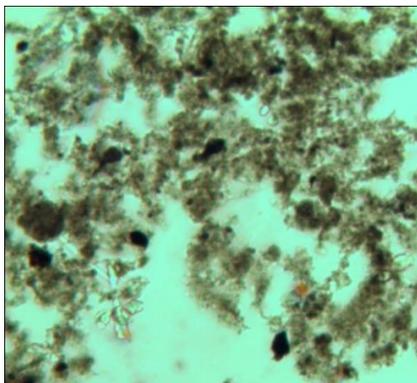


Figura 25. Microrganismos do lodo, destacando-se *Vorticellas* sp.  
Aumento 100x



Figura 26. *Rotatoria* sp. Aumento 200x



Figura 27. *Vorticella* sp. Aumento 200x



Fonte: fotos realizadas por Heike Hoffmann para o RBS10 da presente pesquisa.

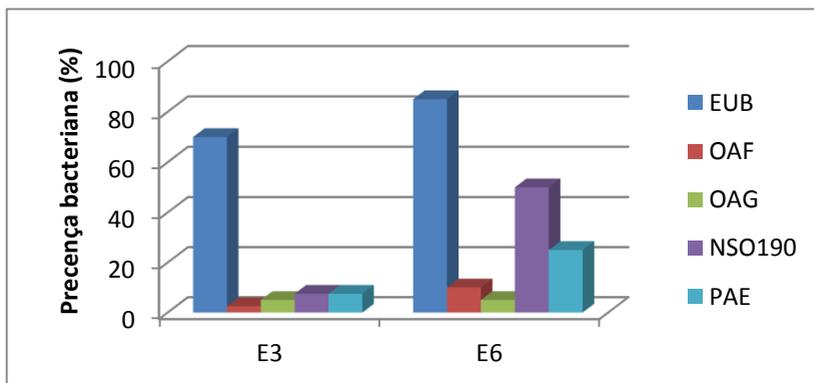
Para a estratégia E6 foram encontradas baixas concentrações de microrganismos. A maior presença foi de *Opercellaria* sp., os quais são ciliados pedunculados característicos de meio com alta carga orgânica e baixas concentrações de oxigênio (VILASECA, 2001; SERVIUO *et al.*, 2010). Igualmente, se teve a presença de *Vorticella* sp. de forma isolada e, em menor quantidade, se registraram *Epistylis* sp. e *Zooglea*.

#### 4.1.2.2 Análises FISH (fluorescent in situ hybridization)

As análises FISH foram realizadas para as estratégias E3 e E6. Na Figura 28 estão apresentados os resultados médios dessa análise. As imagens capturadas estão no Apêndice 1.

Em geral, observou-se que a maioria das amostras de lodo avaliadas era heterogênea, com flocos de tamanhos regulares que apresentavam boa formação de colônias, variando entre pequenas, medianas e grandes, dentro de uma mesma amostra. Também foram encontradas células dispersas e substâncias extracelulares, e algumas amostras apresentaram baixa ocorrência de organismos filamentosos. A maioria das bactérias encontradas tinha forma de cocos e bastões. Todas as amostras avaliadas apresentaram uma alta presença de bactérias, maior que 65% do DAPI para a estratégia E3 e maior que 80% para a estratégia E6. O valor da estratégia E6 é relativamente alto comparado com ETE de lodo ativado onde o DAPI das EUBmix apresentam em média  $73 \pm 5\%$  (MEHLIG *et al.*, 2013).

**Figura 28.** Resultados médios da presença bacteriana para as análises FISH nas estratégias E3 e E6.



Fonte: Elaborado pelo autor

Para o RBS estudado, observou-se que na estratégia E3, foi rara a presença de OAF (0-5%), OAG (5-15%), NSO190 (5-20%) e PAE (5-10%), confirmando o baixo desempenho da biodesfosfatação ao ter uma maior presença de OAG (*Candidatus Competibacter phosphatis*) que de OAF (*Candidatus Accumulibacter*). Esses resultados também explicam uma melhor nitrificação pela maior presença dos organismos  $\beta$ -oxidantes de amônio (DAIMS *et al.*, 2009).

Para a estratégia E6, houve um leve aumento de OAF (10%), mas que ainda pode ser classificada como pouco. Estes resultados podem parecer fracos comparados com ETE especializadas na remoção biológica de fósforo, com parâmetros cuidadosamente controlados, que têm quantificações da presença de *Candidatus Accumulibacter* em até 80% do DAPI (OEHMEN *et al.*, 2007; NIELSEN *et al.*, 2009); porém em condições reais, ETE de lodo ativado, que têm boas eficiências em biodesfosfatação, em geral têm em média 13% dos OAF (MEHLI *et al.*, 2013). Em conclusão, a estratégia E6 pode permitir o trabalho de biodesfosfatação pela presença bacteriana dos OAF presentes no lodo do RBS. Também pode se afirmar que, mesmo tendo uma maior presença dos OAF, estes competem com os OAG (5%) pela fonte de carbono, o que enfraquece a eficiência da biodesfosfatação.

Melhores resultados foram obtidos para os organismos responsáveis pela nitrificação, com um valor mediano dos NOS190 (50%) e para as bactérias responsáveis pela desnitrificação pela presença quantificada dos PAE (20- 30%).

#### 4.1.2.3 Respirometria do Lodo do RBS

Nos testes respirométricos obteve-se a velocidade de consumo de oxigênio dissolvido (QO<sub>2</sub>) nas condições de respiração endógena e respiração exógena, conforme procedimentos descritos no Anexo A. Estes testes foram realizados em bancada ao longo de cada estratégia. Nas Figura 29 e Figura 30 são apresentados os respirogramas característicos, mais representativos, obtidos nas estratégias E3 e E6, respectivamente.

Os dois respirogramas apresentam a repetição do procedimento para cada decaimento de nível de oxigênio para condições endógenas das bactérias, para o consumo de nitrogênio das nitrificantes e finalmente para as autotróficas. O coeficiente angular escolhido foi aquele com um

coeficiente de correlação ( $R^2$ ) perto da unidade, ou seja, um valor médio entre os valores obtidos.

Na Tabela 5 apresentam-se os valores da velocidade de consumo de OD para as duas estratégias apresentadas. A fim de obter o consumo de oxigênio necessário para metabolizar o substrato adicionado, a respiração endógena ( $QO_{2\text{end}}$ ) foi subtraída dos valores obtidos posteriormente ( $QO_{2\text{XA}}$  e  $QO_{2\text{XH}}$ ).

**Tabela 5.** Resultados da  $QO_{2\text{X}}$  e  $QO_2$  e dos testes respirométricos realizados no RBS.

Estratégia	Fase	Coef. angular	$QO_{2\text{X}}$ ( $\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ )	SSV ( $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ )	$QO_{2\text{e}}$ ( $\text{mgO}_2\cdot\text{g SST}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ )
E3	Endógena	2,14	2,14	1,2	1,77
	Nitrific.	6,85	4,71	1,2	3,89
	Exógena	3,38	3,38	1,2	2,79
E6	Endógena	8,71	8,71	1,8	4,86
	Nitrific.	11,27	2,56	1,8	1,43
	Exógena	5,85	5,85	1,8	3,26

Fonte: Elaborado pelo autor

Dos resultados obtidos das duas estratégias verifica-se que para E3 os valores foram baixos quando comparados com a estratégia E6. Durante a fase de nitrificação nota-se um comportamento diferente, os valores para E3 foram maiores ( $4,71 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ ) enquanto os de E6 foram menores ( $2,56 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ ), entre todos os valores apresentados. Na respiração exógena, a velocidade de consumo de OD foi de  $3,38 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$  para a E3 e para o E6 é de  $5,85 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ , o que mostra o comportamento inverso de uma menor velocidade para E3 e uma maior velocidade para E6. Isto pode ter acontecido pela diferença das fases de areação e desnitrificação dentro do SBR, indicando que, menores quantidades de oxigênio no meio resultam em uma maior velocidade de consumo para as bactérias exógenas.

Em geral, o RBS apresentou baixos valores de velocidade de consumo de oxigênio nas duas estratégias (E3 e E6), quando comparados com outros autores, tais como Fernandes *et al.* (2013), que relatam valor de velocidade máxima de consumo de OD exógena de  $27,6 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$  em um reator RBS, com limitações OD (média de  $1,7 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$  na fase

aeróbia e de  $0,2 \text{ mg.L}^{-1}$  na fase anóxica). Lamego Neto e Costa (2011) relatam em RBS híbrido valores de 20,1 a  $32,3 \text{ mgO}_2\text{.L}^{-1}\text{.h}^{-1}$  para um esgoto com uma concentração de média de  $352 \text{ mg.L}^{-1}$  de DQO.

Por outro lado observa-se na Tabela 6 que havia maior presença de biomassa ativa heterotrófica ( $X_H$ ) que autotrófica ( $X_A$ ) nas duas estratégias, em torno de 73% para E3 e 89% para E6. O predomínio de bactérias heterotróficas em reatores de lodo ativados também foi relatado em outras pesquisas com reatores RBS em testes respirométricos, como de Fernandes (2013) que encontrou mais de 90% e Wolff *et al.* (2006) que obtiveram entre 70% e 80% de biomassa ativa heterotrófica.

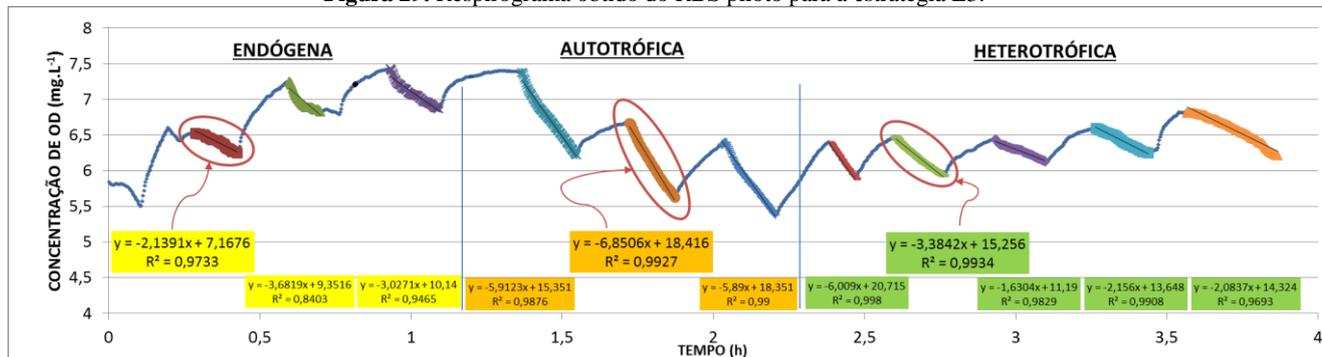
**Tabela 6.** Resultados da biomassa ativa: autotrófica e heterotrófica no RBS

Estratégia	Concentração da Biomassa Ativa		% de representação do total
E3	$X_A$ (mg de DQO.L <sup>-1</sup> )	8,35	26,6 %
	$X_H$ (mg de DQO.L <sup>-1</sup> )	23,02	73,4 %
E6	$X_A$ (mg de DQO.L <sup>-1</sup> )	26,43	11,1 %
	$X_H$ (mg de DQO.L <sup>-1</sup> )	211,82	88,9 %

Fonte: Elaborado pelo autor

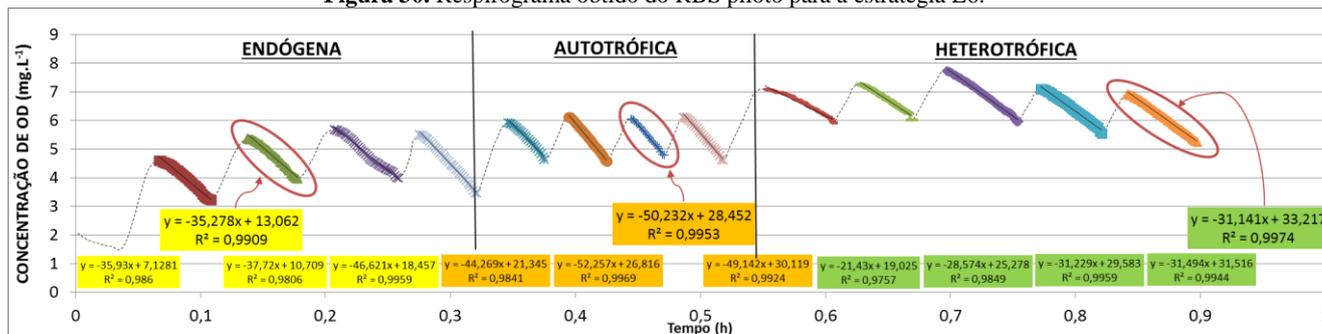


Figura 29. Respirograma obtido do RBS piloto para a estratégia E3.



Fonte: Elaborado pelo autor

Figura 30. Respirograma obtido do RBS piloto para a estratégia E6.



Fonte: Elaborado pelo autor



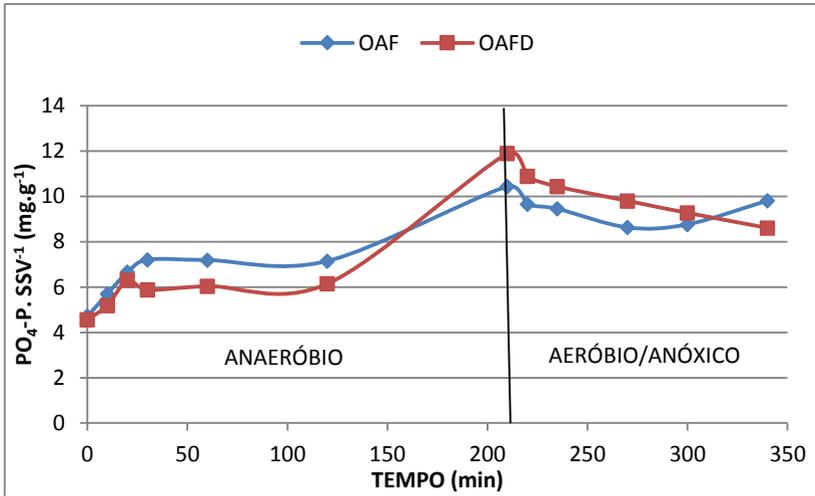
#### 4.1.2.4 Capacidade de Biodesfostação (OAF-OAFD)

A avaliação da capacidade de biodesfosfatação do lodo do reator durante as estratégias E3 e E6 está apresentada nas Figuras 31 e 32. Nestas, observa-se a tendência de aumentar a concentração de ortofosfatos durante as fases anaeróbias para as duas estratégias, demonstrando a libertação de fósforo. Não foram apresentados todos os resultados dos testes realizados durante estas estratégias, mas é importante mencionar que, em outros testes de biodesfosfatação a concentração de ortofosfatos no meio diminuía nos primeiros minutos em vez de aumentar. Isto pode ter acontecido pelo estresse sofrido pela biomassa com a lavagem do lodo antes do teste.

Na estratégia E3 (Figura 31), mesmo tendo uma tendência do comportamento *luxury uptake*, o valor final de ortofosfato foi maior que no início do experimento, confirmando a inexistência de biodesfosfatação nesta estratégia, e que coincide com os resultados físico-químicos apresentados. Na estratégia E6 (Figura 32), observa-se que o *luxury uptake* foi conseguido para a remoção anaeróbia, enquanto que no reator aeróbio não foi conseguido, mesmo tendo a tendência, já que o valor de ortofosfato ao final do experimento foi maior que no início. A maior eficiência de biodesfosfatação apresentada pelos OAFD nesta estratégia pode ser explicada pelas condições do SBR, que permaneceu maior tempo em fases anaeróbias e anóxicas que aeradas, exigindo que as bactérias capturassem o oxigênio do nitrato presente no meio.

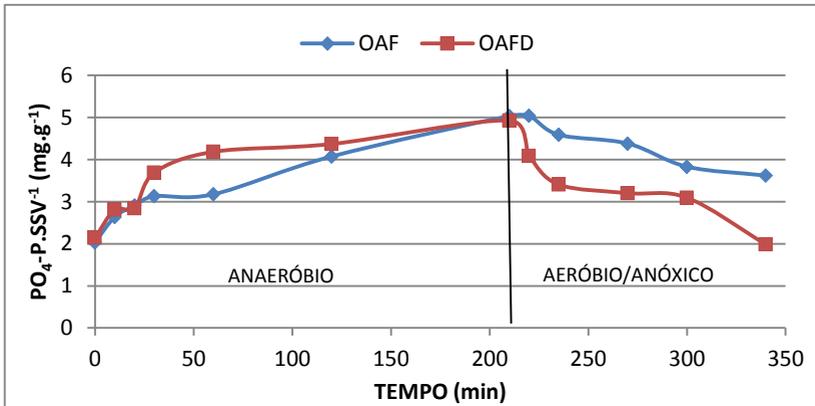
Os resultados desses testes podem explicar a baixa eficiência na biodesfosfatação para a estratégia E3, que teve eficiências médias de 23% para  $P_T$  (de  $10,7 \pm 3,3$  mg.L<sup>-1</sup> para  $8,2 \pm 3,8$  mg.L<sup>-1</sup>) e 13% para ortofosfatos (de  $8,0 \pm 3,7$  mg.L<sup>-1</sup> para  $7 \pm 3,6$  mg.L<sup>-1</sup>) o que mostra que tem uma tendência de biodesfosfatação ao libertar fosfato no licor misto porém não conseguiu recuperar mais do que liberou, isto devido provavelmente ao problema de mistura entre o lodo e o afluente que se teve nesta estratégia o que não permitiu ter um lodo eficiente. Enquanto que para a estratégia E6, o efeito de biodesfosfatação foi maior e as eficiências aumentaram para 42% para  $P_T$  (de  $15,6 \pm 5,3$  mg.L<sup>-1</sup> para  $9 \pm 4,4$  mg.L<sup>-1</sup>) e 39% para ortofosfatos (de  $11 \pm 4,9$  mg.L<sup>-1</sup> para  $6,6 \pm 3,1$  mg.L<sup>-1</sup>).

**Figura 31.** Capacidade de biodesfosfatação apresentada na E3.



Fonte: Elaborado pelo autor

**Figura 32.** Capacidade de biodesfosfatação apresentada na E6.



Fonte: Elaborado pelo autor

O teste também permite conhecer a relação que existe entre as presenças de OAF e OAFD. A razão entre as atividades dos OAF e OAFD é apresentada na Tabela 7. A razão para a E3 foi de 108%, isto quer dizer que a presença dos OAFD é levemente maior que dos OAF. Oehmen *et al.* (2007) reportaram resultados desta relação que geralmente foram favoráveis para os OAF.

Por outro lado para a E6, a relação foi de 73%, reportando uma maior presença de OAF. Esta relação é próxima a obtida por Fernandes *et al.* (2013) com 70% em RBS escala real (14,4 -10,7 mgP<sub>T</sub>.gVSS<sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup>). Porém, pouco maior que o reportado por Monclús *et al.* (2010), que relatam uma relação constante durante todo seu trabalho de 40% em média, para um reator de membrana, com 13,6 mgP<sub>T</sub>.gVSS<sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup>. Os autores concluem que os OAFD de fato são OAF capazes de utilizar o nitrato como receptor de elétrons. A razão do que na E6 os valores obtidos tenham sido mais elevados que o reportado por Monclús *et al.* (2010) pode ter acontecido devido a configuração do reator, com maior tempo anaeróbio-anóxico e com um menor tempo para a fase aeróbia, que obriga a adaptação das bactérias a usar o oxigênio do nitrato como fonte de energia para a absorção do fósforo.

**Tabela 7.** Comparação da razão de OAFD/OAF para as estratégias E3 e E6.

Estratégia	Dados	Aeróbio	Anóxico	Razão OAFD/OAF
E3	SSV (mg.L <sup>-1</sup> )	1,46	1,51	-
	Atividade aos 235 min (mg. P.g VSS <sup>-1</sup> .h <sup>-1</sup> )	9,86	10,51	1,07
	Atividade aos 270 min (mg. P.g VSS <sup>-1</sup> .h <sup>-1</sup> )	9,00	9,87	1,10
	<b>Média</b> (mg. P.g VSS <sup>-1</sup> .h <sup>-1</sup> )	<b>9,43</b>	<b>10,19</b>	<b>1,08</b>
E6	SSV (mg.L <sup>-1</sup> )	2,84	2,87	
	Atividade aos 235 min (mg.P.g VSS <sup>-1</sup> .h <sup>-1</sup> )	4,60	3,38	0,73
	Atividade aos 270 min (mg.P.g VSS <sup>-1</sup> .h <sup>-1</sup> )	4,39	3,17	0,72
	<b>Média</b> (mg. P.g VSS <sup>-1</sup> .h <sup>-1</sup> )	<b>4,49</b>	<b>3,27</b>	<b>0,73</b>

Fonte: Elaborado pelo autor

Outra razão para este fenômeno é que os OAFD necessitam menor DQO e menor energia para conseguir a biodesfosfatação (NIELSEN, *et al.*, 2009; MONCLÚS *et al.*, 2010) que os OAF. O RBS, como já foi mostrado, recebia baixa carga orgânica e variável em todos os ciclos, de forma que os OAFD responderam melhor às condições dadas.

## 4.2 PRECIPITAÇÃO QUÍMICA COM CLORETO FÉRRICO (FeCl<sub>3</sub>)

### 4.2.1 Testes de Bancada

#### 4.2.1.1 *Jar Test* Simples

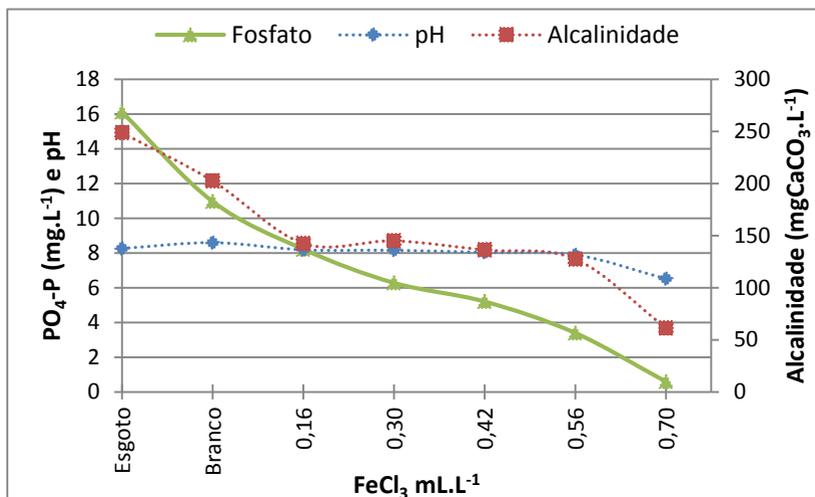
Os resultados do *Jar Test* simples estão apresentados na Figura 33, com a média de duas repetições do mesmo teste. Esses testes tiveram uma entrada de fosfato e comportamento similar, representativos dos outros testes. Nessa figura pode-se ver que o valor do fosfato no esgoto é de 16,1 mg.L<sup>-1</sup>. Segundo os cálculos realizados no anexo D precisava-se de 0,16 mL de FeCl<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> ao 38% de concentração (30 mgFe<sup>3+</sup>). Lembrando que o teste foi feito para um reator de 1,5 L, sendo que 1 L foi de lodo e só meio litro de esgoto, então a alíquota colocada no teste foi a metade do valor que aparece no gráfico, para respeitar o cálculo e as relações de volume.

A mesma figura também apresenta o valor do branco, neste caso o tratamento biológico sem precipitante, que conseguiu ter uma eficiência de 32% de remoção de PO<sub>4</sub>-P, que como já foi observado nem a concentração e nem a eficiência foram suficientes para atingir as normativas do Estado. Por outro lado, com a precipitação química, a uma relação molar de MA<sub>Fe</sub>:MA<sub>P</sub> de 1,2:1 ( $\beta=1,2$ ) como foi calculado, a dosagem não foi suficiente para atingir a normativa, só com uma relação molar de MA<sub>Fe</sub>:MA<sub>P</sub> de 4:1 (dosagem de 0,56 mLFeCl<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup> ou 102 mgFe<sup>3+</sup>) se conseguiu atingir a normativa com um valor de fosfato no efluente de 3,4 mgPO<sub>4</sub>-P.L<sup>-1</sup> e uma eficiência de remoção de 79%. Pode-se observar que para uma dosagem maior, o pH e a alcalinidade deixam de ser estáveis.

Para Szabo *et al.* (2008), as melhores eficiências de remoção de fósforo no esgoto se dá partir de uma relação MA<sub>Fe</sub>:MA<sub>P</sub> de 2,5:1. Mas para garantir um fósforo residual de 0,01 mg.L<sup>-1</sup> precisa-se de uma relação molar de 5:1 em condições favoráveis: DQO de 250 a 1000 mg.L<sup>-1</sup> e pH controlado (entre 5 e 7), porém quando estas condições não são adequadas o valor residual do fósforo pode não ser alcançado. Os autores também encontram que quanto maior a DQO maior é a concentração de SST, o que faz com que a eficiência de remoção de fósforo seja menor. Isto acontece porque com maior teor de matéria orgânica solúvel se tem maior competição de reações para formar complexos (DWA, 2010). No caso dos *Jar Test* feitos com o esgoto do RBS estudado, a DQO raramente passou de 300 mg.L<sup>-1</sup>, sendo que nos

testes realizados a média da DQO foi de  $255 \pm 84 \text{ mg.L}^{-1}$ , mas não foi suficiente para ter os resultados calculados.

**Figura 33.** Concentrações de  $\text{PO}_4\text{-P}$ , pH e alcalinidade para as diferentes dosagens de  $\text{FeCl}_3$  a 38% em *Jar Test* com mistura de lodo e esgoto do reator.



Fonte: Elaborado pelo autor

Além do fator da DQO dentro do reator, a velocidade de mistura foi de 120 rpm, que só permite formar os microflocos. Como a literatura reporta, é necessário ter também uma velocidade mínima que permita formar os macroflocos. Modificar as velocidades dentro do reator para conseguir estas duas fases só é justificável para se obter concentrações menores que  $0,1 \text{ mg.L}^{-1}$  (SZABO *et al.*, 2008), esta condição foi provavelmente a limitante da eficiência do reator.

Para Haas *et al.* (2000), em processos de co-precipitação considerando a biomassa ativa no lodo, as variáveis pH e alcalinidade não são significantes no ponto de dosagem se o pH está dentro da faixa de 7,0 até 7,7, e a alcalinidade entre 70 e  $250 \text{ mg.L}^{-1}$ , sendo que a alcalinidade na saída do reator deve ser aproximadamente ente 70 e  $100 \text{ mg.L}^{-1}$ . Valores que comparados com os testes realizados estão dentro da faixa recomendada.

Com respeito aos sólidos dissolvidos totais (SDT) não se encontrou informação para comparar com outras pesquisas. Porém, em todos os testes realizados no *Jar Test* desta fase os valores de SDT foram

menores que  $500 \text{ mg.L}^{-1}$  exigidos por lei, tendo uma tendência a aumentar para maiores dosagens.

#### 4.2.1.2 Jar Test Dinâmico

Estes testes foram realizados após se ter aplicado no reator as dosagens determinadas nos teste em bancada. Os resultados da precipitação *in situ* destacaram a necessidade de investigar o que acontece quando se acumula precipitante dentro do reator. É por isto que se aplicou o *Jar Test* dinâmico com diferentes dosagens. O ensaio foi realizado em duplicata e repetido duas vezes. As dosagens aplicadas são apresentadas na Tabela 8, onde no primeiro teste as dosagens dos jarros foram iguais e nos seguintes dois testes a quantidade de sal foi reduzida para os jarros 2 e 3, mantendo-se constante para o jarro 1.

Essas menores dosagens testadas foram diminuindo o valor dosado no reator em 0,5 moles para cada variação, considerando que a concentração de fósforo no RBS em média aumentou para  $25 \text{ mgPO}_4\text{-P.L}^{-1}$  e a DQO para  $944 \text{ mg.L}^{-1}$ . Nota-se que o valor usado como alíquota deste teste é menor que o valor escolhido (dosagem de  $0,42 \text{ mLFeCl}_3\text{.L}^{-1}$  ou  $76,9 \text{ mgFe}^{+3}$ ), com uma relação inicial de  $\text{MA}_{\text{Fe}}:\text{MAP}$  de 2:1. Este estudo teve a finalidade de demonstrar que uma vez que o lodo contém sal acumulado, ele tem maior eficiência na precipitação do fosfato com menores dosagens de  $\text{FeCl}_3$ .

**Tabela 8.** Dosagens aplicadas durante o *Jar Test* dinâmico

Relação $\text{MA}_{\text{Fe}}:\text{MAP}$	1° Teste	2° Teste	3° Teste
<b>Jarro 1</b>	2:1 ( $76,9 \text{ mgFe}^{+3}\text{.L}^{-1}$ )	2:1 ( $76,9 \text{ mgFe}^{+3}\text{.L}^{-1}$ )	2:1 ( $76,9 \text{ mgFe}^{+3}\text{.L}^{-1}$ )
<b>Jarro 2</b>	2:1 ( $76,9 \text{ mgFe}^{+3}\text{.L}^{-1}$ )	1,5:1 ( $58,6 \text{ mgFe}^{+3}\text{.L}^{-1}$ )	1:1 ( $40,3 \text{ mgFe}^{+3}\text{.L}^{-1}$ )
<b>Jarro 3</b>	2:1 ( $76,9 \text{ mgFe}^{+3}\text{.L}^{-1}$ )	1:1 ( $40,3 \text{ mgFe}^{+3}\text{.L}^{-1}$ )	0:1 ( $0,0 \text{ mgFe}^{+3}\text{.L}^{-1}$ )

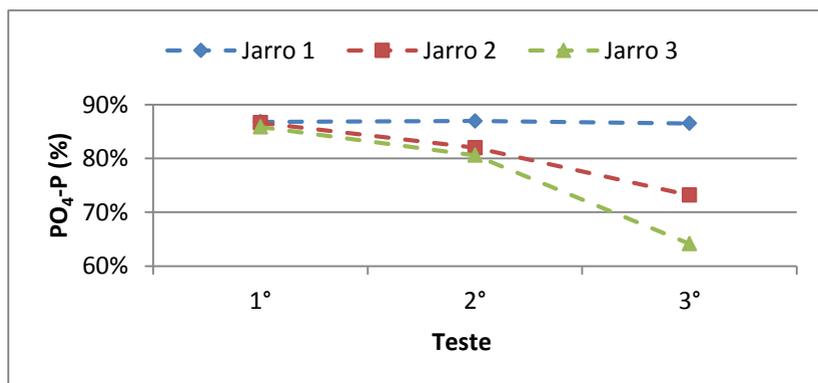
Fonte: Elaborado pelo autor

Os resultados da média destes testes são apresentados nas Figura 34 a Figura 38. Na Figura 34 observa-se que mantendo a dosagem, a eficiência se mantém quase constante em 87% para o jarro 1. No 2° teste para o jarro 2, a dosagem foi diminuída em 0,5 moles e a eficiência teve uma queda de 6%, mas para a jarro 3, cuja dosagem foi diminuída em 1,0 mol, a eficiência ficou muito próxima a do jarro 2, com uma queda de 7%. Para o 3° teste, a dosagem para o jarro 2 foi diminuída

novamente em 0,5 moles, a relação  $MA_{Fe}:MA_P$  de 1:1 não foi suficiente para atingir a normativa de eficiência maior ou igual a 75%, porém, o valor da média chegou em 73%. Por outro lado, pode-se dizer que o teor de  $FeCl_3$  acumulado afetou na eficiência da precipitação no jarro 3, onde simplesmente não se adicionou  $FeCl_3$  e a eficiência foi de 64%, sendo que eficiência máxima obtida em biodesfosfatação foi de 55% durante a E6.

Szabó *et al.* (2008) também fizeram análises com a recirculação do lodo com teor do precipitante ( $FeCl_3$ ) comparando com um sistema onde não havia esta recirculação e relatam uma eficiência de 15%. Estes resultados comparados aos estudos realizados nos *Jar Test* em bancada indicam que um lodo com teor do  $FeCl_3$  já apresenta um efeito de remoção de fosfatos.

**Figura 34.** Eficiência de remoção de ortofosfato (%) no *Jar Test* dinâmico



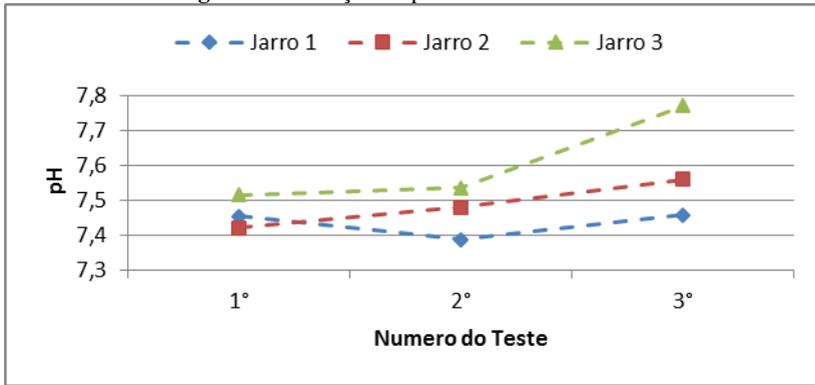
Fonte: Elaborado pelo autor

Por outro lado, na Figura 35, observa-se a tendência de aumento do pH, com uma queda inicial para o primeiro teste, já que a média do pH de entrada de esgoto foi próximo a 8. Segundo Szabó *et al.* (2008), o aumento do pH em testes contínuos acontece como resultado da perda da oxidação do dióxido de carbono.

Ainda segundo Szabó *et al.* (2008), em maior alcalinidade se tem menor eficiência na remoção de fósforo, já que o íon hidrogênio ( $H^+$ ) tem uma capacidade maior de ser capturado, o que possibilita uma maior chance de uma precipitação do metal hidróxido e uma menor possibilidade para a co-precipitação do fósforo, sendo também possível a competição entre os íons bicarbonato e os fosfatos. A alcalinidade do esgoto na entrada

foi em média de  $130 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ , valor que pode ser considerado como ótimo para favorecer a remoção do fosfato.

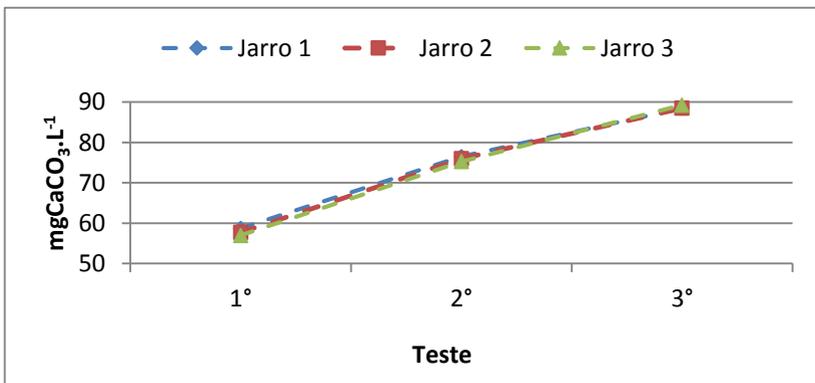
**Figura 35.** Variação do pH no Jar Test dinâmico



Fonte: Elaborado pelo autor

Na Figura 36 observa-se o comportamento da alcalinidade para os três jarros com diferentes dosagens, os quais tiveram um comportamento similar. Primeiro houve um consumo bastante rápido de alcalinidade e depois os três jarros tiveram a tendência ao aumento, sendo que estes valores não foram maiores que  $90 \text{ mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$ , o qual é um valor ótimo, segundo De Haas *et al.* (2000). Pode se dizer que desde que o lodo tenha o precipitante, independente da dosagem de  $\text{FeCl}_3$ , o comportamento da alcalinidade no licor misto tem a mesma tendência.

**Figura 36.** Variação da alcalinidade para o Jar Test dinâmico.

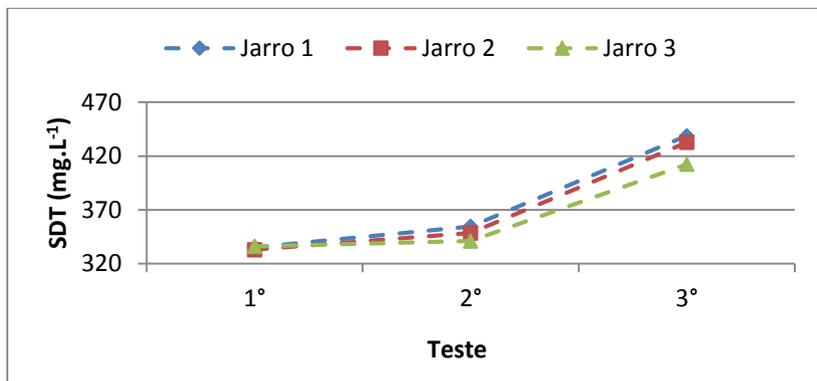


Fonte: Elaborado pelo autor

A Figura 37 apresenta o comportamento dos SDT ao final de cada teste, os valores vão aumentando conforme aumenta a concentração de

precipitante no lodo, o qual indica a necessidade de uma renovação do lodo, já que a mistura de um lodo que contém precipitante aumenta o teor dos sólidos dissolvidos totais. Até o terceiro teste as concentrações ficaram abaixo do limite estabelecido pelo CONDEMA 001/2009.

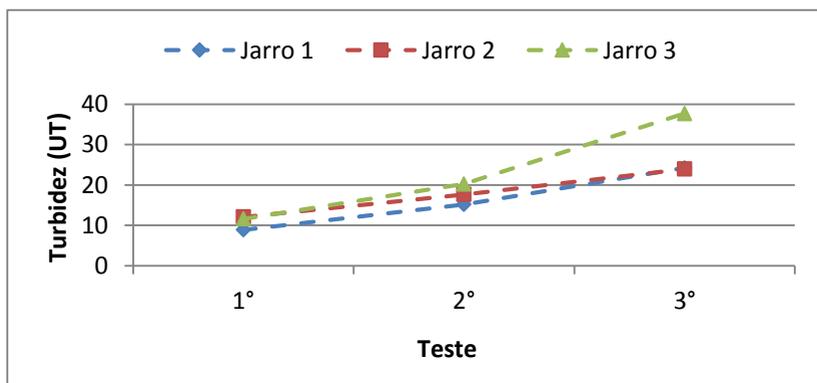
**Figura 37.** Tendência do comportamento dos SDT no *Jar Test* dinâmico.



Fonte: Elaborado pelo autor

Pode se ressaltar que o acúmulo de  $\text{FeCl}_3$  dentro do reator afeta principalmente a turbidez do efluente, como se constata na Figura 38. Depois de cada teste, os valores de turbidez aumentaram. Para o jarro 3 no terceiro teste, que foi realizado sem precipitante adicional, a turbidez foi maior que nos outros jarros que tiveram diferentes dosagens de precipitantes, porém obtiveram valores parecidos de turbidez.

**Figura 38.** Comportamento da turbidez no *Jar Test* dinâmico.



Fonte: Elaborado pelo autor

#### 4.3 AVALIAÇÃO DO REATOR COM A COMBINAÇÃO DE BIODESFOSFATAÇÃO E PRECIPITAÇÃO QUÍMICA

Para esta fase foi instalada uma bomba dosadora, para aplicar o precipitante  $\text{FeCl}_3$  com vazão de  $0,86 \text{ L.h}^{-1}$ .

Como dito anteriormente, os volumes de tratamento durante os três ciclos de cada dia não eram constantes, e nem sempre se tinha volume de esgoto para tratamento. Dessa forma, a automação da bomba dosadora foi preparada para dosar proporcionalmente ao volume de esgoto que entrava no reator, tal como se apresenta na Tabela 9. Como já foi explicado, com base na literatura (SZABÓ *et al.*, 2008), o precipitante foi aplicado durante a última etapa de nitrificação.

A dosagem calculada segundo o *Jar Test* simples teria que ter sido de uma relação de  $\text{MA}_{\text{Fe}}:\text{MA}_{\text{P}}$  de 4:1. Mas, considerando que a vazão da bomba dosadora não permitia chegar em 20 minutos à quantidade de  $\text{FeCl}_3$  necessária (para uma média de fósforo segundo a estratégia E6 de  $15,6 \text{ mgP}_T.\text{L}^{-1}$ ) e os bons resultados obtidos no *Jar Test* dinâmico (para uma relação de  $\text{MA}_{\text{Fe}}:\text{MA}_{\text{P}}$  de 2:1) se tentou trabalhar com uma dosagem de 2,8:1 ( $0,37 \text{ mL.FeCl}_3.\text{L}^{-1}$  ou  $67,7 \text{ mgFe}^{3+}.\text{L}^{-1}$ ), porém este valor ficou condicionado ao valor do fósforo nesta última estratégia.

**Tabela 9.** Porcentagem de dosagem aplicada segundo o volume de esgoto em cada ciclo.

Volume dentro do reator	Porcentagem da dosagem total	$\text{FeCl}_3$ (mL) a 38%
Menor que 35%	0%	0
Entre 35 e 70 %	50%	129 mL
Maior que 70%	100%	258 mL

Fonte: Elaborado pelo autor

Nesta fase, foram instaladas as sondas para medições *on line* de OD e pH, que permitiram controlar melhor a variação destas variáveis dentro do reator. Os resultados da combinação de biodesfosfatação e a precipitação química estão apresentados seguindo a mesma sequência dos resultados de biodesfosfatação.

### 4.3.1 Resultados Físico-químicos Dentro do Reator

Os resultados das médias da entrada de esgoto e da saída do efluente tratado durante esta fase estão resumidos na Tabela 10, onde também são apresentadas as eficiências do tratamento, comparadas com a normativa local.

Em geral todos os valores desta fase estão dentro das exigências da legislação, conseguindo o objetivo de ter uma remoção de fósforo maior que 75% exigido pela lei ou uma concentração  $\leq 4 \text{ mgP}_T \cdot \text{L}^{-1}$  e uma concentração de sólidos dissolvidos totais (SDT)  $\leq 500 \text{ mg.L}^{-1}$ , porém em uma amostragem a concentração de SDT foi levemente maior. Esse dia coincidiu com um valor alto de DQO na entrada, o que pode ter contribuído para que o valor de SDT também aumentasse no efluente.

**Tabela 10.** Valores de média, desvio padrão e eficiências de remoção no RBS para a combinação de biodesfosfatação e precipitação química.

VARIÁVEIS	AFLUENTE	EFLUENTE	EFICIÊNCIA	LIMITE LEGAL
<b>pH</b>	8,0 ± 0,2	7,4 ± 0,3	-	<b>6-9 **</b>
<b>OD (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	0,4 ± 0,3	0,8 ± 0,5	-	-
<b>Alcalinidade (mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>)</b>	445 ± 84	175 ± 72	-	-
<b>P<sub>T</sub> (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	19 ± 17	1,2 ± 1,3	<b>93 %</b>	4 **
<b>PO<sub>4</sub>-P (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	7,8 ± 4,0	1,0 ± 0,8	<b>87 %</b>	-
<b>NH<sub>4</sub>-N (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	63 ± 13	22,8 ± 12,4	<b>64 %</b>	20 *
<b>NO<sub>2</sub>-N (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	0,1 ± 0,3	0,2 ± 0,1	-	-
<b>NO<sub>3</sub>-N (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	0,0 ± 0,0	1,4 ± 1,6	-	-
<b>DQO (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	762 ± 662	51 ± 9	<b>93 %</b>	-
<b>DQO<sub>s</sub> (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	119 ± 26	44 ± 11	<b>63 %</b>	-
<b>DBO<sub>5</sub> (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	532 ± 348	38 ± 11	<b>93 %</b>	60 *
<b>SDT (mg.L<sup>-1</sup>)</b>	500 ± 44	440 ± 150	-	500 **

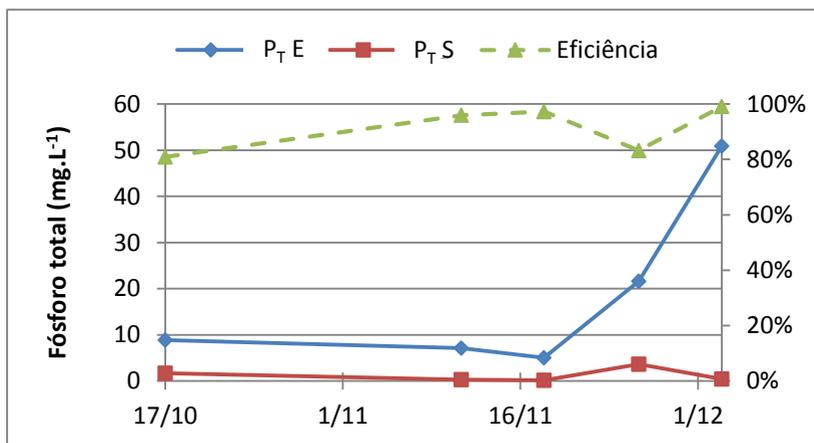
\* Conforme CONAMA 430/2011

\*\* Conforme Resolução CONDEMA 001/2009

Fonte: Elaborado pelo autor

Os valores de  $P_T$  nesta fase tiveram um comportamento diferente, já que na estratégia E6 a média deste valor foi de  $15,6 \pm 5,3 \text{ mgP}_T.L^{-1}$ , enquanto nesta última fase, os valores iniciais afluentes estiveram abaixo de  $10 \text{ mgP}_T.L^{-1}$  e nas duas últimas coletas aumentaram para 20 e  $50 \text{ mgP}_T.L^{-1}$ , respectivamente, como se apresenta na Figura 39. Estes valores de  $P_T$  foram os mais altos registrados durante toda a pesquisa. Marcondes (2011), em condições já descritas, teve valores de  $P_T$  ainda maiores ( $60 \text{ mgP}_T.L^{-1}$ ) para o mesmo reator.

**Figura 39.** Concentrações de entrada e saída do  $P_T$  durante a remoção combinada de fósforo.



Fonte: Elaborado pelo autor

Com estas variações no  $P_T$  e com uma dosagem constante durante toda esta última estratégia se teve em média duas relações diferentes de concentração, a primeira de  $MA_{Fe}:MA_P$  de 6:1 ( $P_T E=7,1 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $P_T S=0,3 \text{ mg.L}^{-1}$  para a segunda coleta) e a segunda de  $MA_{Fe}:MA_P$  de 0,75:1 ( $P_T E=50,9 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $P_T S=0,5 \text{ mg.L}^{-1}$  para a última coleta) e foram alcançadas eficiências de remoção de 96% e 99%, respectivamente. Estas diferenças levam a sugerir que com as condições do esgoto real que foi usado (baixa DQO e altos valores de nutrientes), é mais viável alcançar altas eficiências (> 95%) na precipitação química com uma menor relação  $MA_{Fe}:MA_P$  para maiores valores de fósforo. Em sua pesquisa, Marcondes (2011) obteve eficiência de até 96% para uma concentração média de  $53 \text{ mgP}_T.L^{-1}$  e uma relação  $MA_{Fe}:MA_P$  de 1:1.

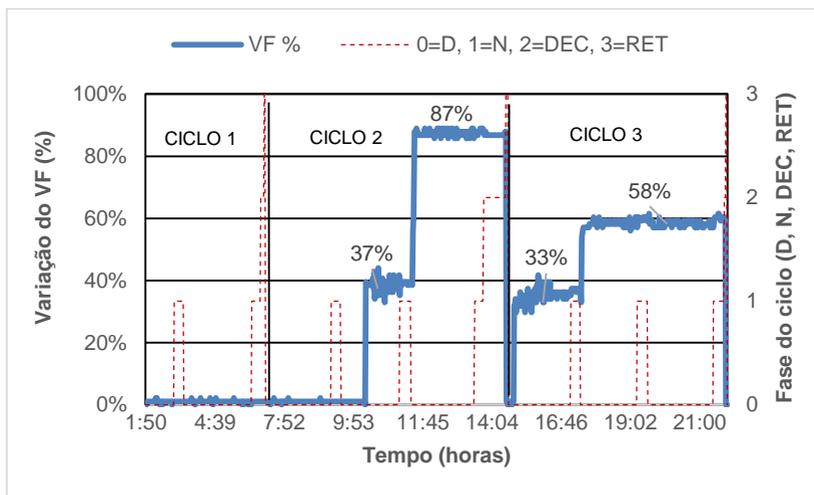
Szabó *et al.* (2008) também observaram que quando se tem altas concentrações iniciais de fósforo se utilizam relações baixas de

$MA_{Fe}:MA_P$ . Por outro lado, De Haas *et al.* (2000) observaram que usando estações pilotos de tratamentos com concentrações de fósforo iniciais maiores que  $10 \text{ mg.L}^{-1}$  e com remoção biológica, a relação  $MA_{Fe}:MA_P$  pode ser aproximadamente de 0,75 mol de fósforo precipitado por mol de Fe dosado.

Nesta estratégia também se fez a avaliação do comportamento de tratamento ao longo de um ciclo completo. Os resultados são apresentados nas Figura 40 à Figura 42. Na Figura 40 verifica-se que o comportamento do volume não variou muito dos gráficos já apresentados anteriormente, onde no ciclo 1 não se tem volume de tratamento. No ciclo 2, o enchimento começa só na segunda desnitrificação e chega quase a 90% na terceira desnitrificação. No ciclo 3 se tem o primeiro enchimento até quase 40% do volume na primeira desnitrificação e na segunda desnitrificação completa até quase 60% do volume, sendo o último enchimento do dia.

A importância do monitoramento destes volumes é para ter uma referência de quanto cloreto férrico foi dosado em cada ciclo. Assim, da Figura 40 e da Tabela 9 pode-se inferir que no ciclo 1 não houve dosagem do sal, no ciclo 2 a dosagem foi de 100% (258 mL de  $FeCl_3$ ). No ciclo 3 a dosagem foi de 50% (129 mL de  $FeCl_3$ ). Essas variações reportam diferentes dosagens para cada ciclo. Por exemplo, no ciclo 2 a dosagem foi somente para 609 L (87% do VF), o que modifica a concentração do cloreto férrico para  $0,42 \text{ mL.L}^{-1}$  ou  $76,9 \text{ mgFe}^{+3}.\text{L}^{-1}$ . Por outro lado, no ciclo 3 a dosagem do cloreto férrico foi de 129 mL para 406 litros (58% do VF) de esgoto a tratar, o que resultou numa concentração de  $0,32 \text{ mL FeCl}_3.\text{L}^{-1}$  ou de  $58,6 \text{ mgFe}^{+3}.\text{L}^{-1}$ . Idealmente estas dosagem deveriam ser iguais em todos os ciclos, porém o valor da entrada da concentração de fósforo também variava em cada ciclo.

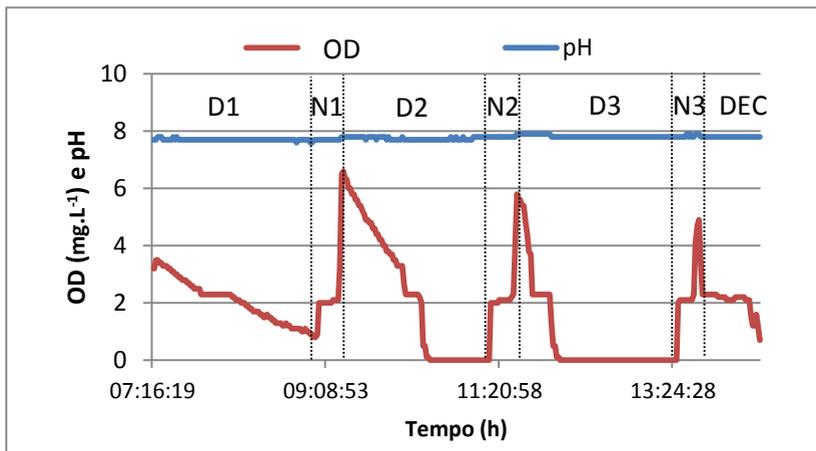
**Figura 40.** Variação do volume (VF%) ao longo do dia 18 de novembro, quando foi feita a avaliação do ciclo completo durante a remoção combinada do fósforo total. D: desnitrificação, N: nitrificação, DEC: decantação e RET: retirada.



Fonte: Elaborado pelo autor

Na Figura 41 se observa que, durante as desnitrificações, o pH ficou estável e se mantendo próximo de 8,0, favorecendo a remoção biológica do fósforo. Considerando que os OAF têm maior chance de utilizar o acetato do meio, então têm maior possibilidade de desenvolvimento que os OAG nesse valor de pH (JEON *et al.*, 2001). Com o uso do  $\text{FeCl}_3$ , que é uma solução ácida e aplicada em altas dosagens durante a coprecipitação, pode acontecer morte da biomassa ativa dentro do reator ao diminuir o pH e a alcalinidade. Porém, se o pH ficar estável e perto de 8,0 pode favorecer o trabalho biológico. Como já foi observado por Szabó *et al.* (2008), o lodo com cloreto férrico tem a tendência de aumentar o pH pelas reações que podem se gerar. Para De Haas *et al.* (2000), o valor do pH deve estar preferencialmente entre 7,0 e 7,7.

**Figura 41.** Variação do OD e o pH durante um ciclo, com medição online.



D1: primeira desnitrificação, N1: primeira nitrificação, D2: segunda desnitrificação, N2: segunda nitrificação, D3: terceira desnitrificação, N3: terceira nitrificação e DEC: decantação

Fonte: Elaborado pelo autor

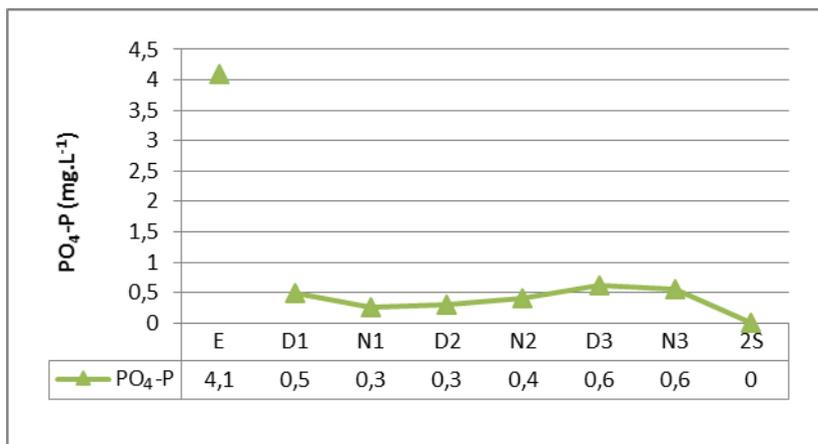
Também se observa o OD dentro do reator (figura 41), que segue o mesmo comportamento já descrito durante a avaliação da E6. Quando não se tem carga orgânica, como aconteceu no D1, o oxigênio demorou a ser consumido, sendo que nem no final do período atingiu o valor zero. Durante a D2, a entrada de carga orgânica aconteceu quase na metade desta etapa e foi o momento em que o oxigênio foi consumido rapidamente, o que também aconteceu no D3. Este comportamento permite constatar que mesmo com a adição do sal, o processo biológico segue ativo.

Quanto ao ortofosfato, na entrada do esgoto a concentração era pouco mais de  $4 \text{ mg.L}^{-1}$ . Ao longo do ciclo pode se observar na Figura 42 que a concentração se manteve perto de zero, aumentando levemente durante os enchimentos do D2 e D3 tendo a saída o menor de todos os valores. Mas, para uma concentração de  $P_T$  de  $5,1 \text{ mg.L}^{-1}$  e com uma dosagem de  $76,9 \text{ mgFe}^{3+} \cdot \text{L}^{-1}$  ( $0,42 \text{ mL FeCl}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ ), a relação molar foi mais elevada: de 8,5 moles de Fe por 1 mol de  $P_T$ .

Na bibliografia revisada não foram encontradas muitas pesquisas que avaliem estes parâmetros na remoção biológica com a co-precipitação química, porém De Haas *et al.* (2000), que fizeram estudos da remoção biológica do fósforo combinada com a precipitação química usando

cloreto férrico, estabeleceram alguns parâmetros mais relacionados com a precipitação química que com a remoção biológica. Os resultados desses autores comprovam que a precipitação química foi bastante efetiva. Porém, a avaliação não pode só se basear nos resultados físico-químicos, é importante saber o que acontece com a microbiologia dentro do reator.

**Figura 42.** Variação do ortofosfato ao longo de um ciclo no reator durante a combinação biológica e química.



E: entrada do esgoto (na elevatória), D1: primeira desnitrificação, N1: primeira nitrificação, D2: segunda desnitrificação, N2: segunda nitrificação, D3: terceira desnitrificação, N3: terceira nitrificação e 2S: saída ao final do ciclo avaliado.

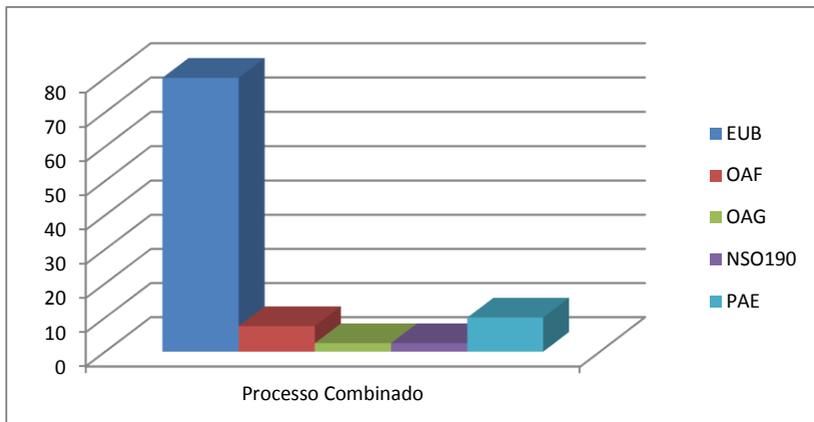
Fonte: Elaborado pelo autor

### 4.3.2 Resultados Biológicos Durante o Processo Combinado

Quanto ao trabalho biológico desenvolvido pelas bactérias nesta fase, a presença dos microrganismos foi avaliada com análises FISH, o consumo de oxigênio foi medido com respirometria em bancada e *on line*, assim como também foi feita a análise dos OAF-OAFD.

O resultado da análise FISH está apresentado na Figura 43 onde se observa uma alta presença (80%) de EUBmix, a qual em comparação com a E6 diminuiu apenas 5%. Em relação aos microrganismos específicos, esses também diminuíram levemente nos casos de OAF e OAG, ficando em uma média de 7,5% e 2,5%, respectivamente, que se interpreta como pouca presença de OAF e rara presença de OAG.

**Figura 43.** Resultados médios das análises FISH durante a combinação biológica e química no reator.



Fonte: Elaborado pelo autor

Por outro lado, para as sondas NOS190 e PAE, que são responsáveis pela leitura da nitrificação e desnitrificação, respectivamente, os resultados apresentaram um decaimento maior, indo no caso do NSO190 de uma presença de 50 % para 2,5%, e no caso do PAE diminuiu de 25% para 10%. Estes resultados demonstram que os organismos mais afetados pela combinação dos processos biológicos e químicos foram os organismos específicos encarregados da nitrificação e desnitrificação, assim como os OAG, porém para os OAF, ainda que poucos, a precipitação química não afetou muito sua presença (foi de 10% a 7,5%), e valor suficiente para consumir o fosfato do meio, segundo o reportado por Mehlig *et al.* (2013).

A respirometria foi realizada em teste de bancada e on line, cujos resultados estão apresentados nas Figura 44 e Figura 45 e nas Tabela 11 e Tabela 12. A velocidade de consumo de oxigênio foi menor que durante a E6, tanto na respiração autotrófica quanto na heterotrófica, mas isto também aconteceu pela diminuição da massa ativa dentro do reator.

A biomassa apresentou velocidades específicas de consumo de oxigênio de 1,48 mgO<sub>2</sub>.g SST<sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup> para as bactérias nitrificantes e 6,31 mgO<sub>2</sub>.g SST<sup>-1</sup>.h<sup>-1</sup> para a respiração exógena, como é apresentado na Tabela 11. Estes valores corroboram com os resultados obtidos nas análises FISH, considerando que a presença dos organismos nitrificantes foi de 2,5% e das bactérias desnitrificantes de 10%. Se na E6, os valores de consumo

de oxigênio ficaram abaixo do reportado na literatura (FERNANDES *et al.*, 2013; LAMEGO NETO e COSTA, 2011), na fase de processo combinado, mesmo trabalhando e consumindo matéria orgânica, a biomassa ativa heterotrófica ( $X_H$ ), que corresponde à biomassa desnitrificante, diminuiu para 46,82 mgDQO.L<sup>-1</sup>, enquanto a biomassa ativa autotrófica ( $X_A$ ) teve uma pequena presença de 2,87 mgDQO.L<sup>-1</sup>, representando 5,8% da biomassa ativa dentro do reator (Tabela 12).

**Tabela 11.** Resultados da  $QO_2X$  e  $QO_2$  e dos testes respirométricos realizados na fase de remoção combinada biológica e química.

Estratégia	Fase	Coef. angular	$QO_2X$ (mgO <sub>2</sub> .L <sup>-1</sup> .h <sup>-1</sup> )	SSV (g.L <sup>-1</sup> )	$QO_2e$ (mgO <sub>2</sub> .gSST <sup>-1</sup> .h <sup>-1</sup> )
Bancada	Endógena	1,03	1,03	1,09	0,95
	Nitrific.	2,65	2,65	1,09	1,48
	Exógena	6,87	6,87	1,09	6,31
<i>On line</i>	TOTAL	8,46	8,46	2,4	3,53

Fonte: Elaborado pelo autor

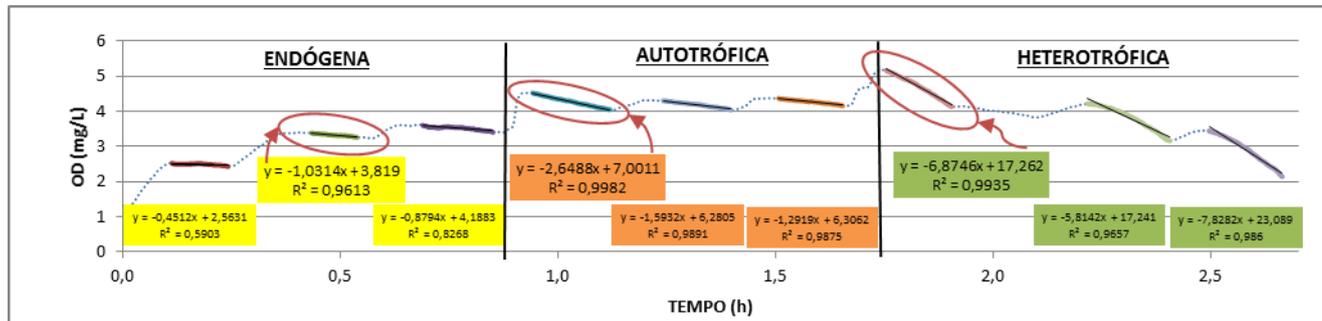
Nos testes de capacidade de biodesfosfatação, se observa na Figura 46 que na fase anaeróbia houve liberação de fósforo no meio, principalmente nos primeiros 30 minutos, porém, na segunda parte a biodesfosfatação não foi conseguida. Durante a fase aeróbia ainda se tem um leve incremento do fósforo, tendência inversa do que se esperava. Enquanto na fase anóxica houve apenas uma leve tendência de biodesfosfatação.

**Tabela 12.** Resultados da biomassa ativa autotróficas e heterotróficas presente no RBS realizados na fase de remoção combinada biológica e química.

Estratégia	Concentração da Biomassa Ativa	% de representação do total
Bancada	$X_A$ (mg de DQO.L <sup>-1</sup> )	2,87
	$X_H$ (mg de DQO.L <sup>-1</sup> )	46,82
<i>On line</i>	$X_A$ (mg de DQO.L <sup>-1</sup> )	57,62
		11,1 %

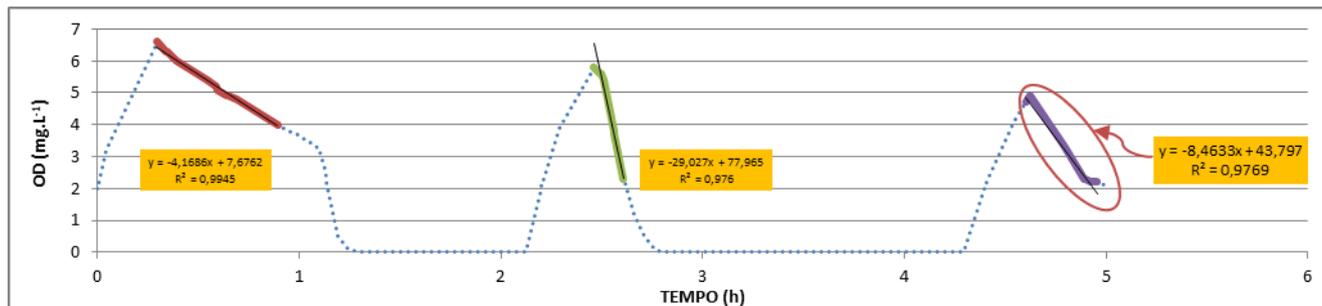
Fonte: Elaborado pelo autor

**Figura 44.** Respirograma obtido em bancada durante a combinação biológica e química para a remoção do fósforo



Fonte: Elaborado pelo autor

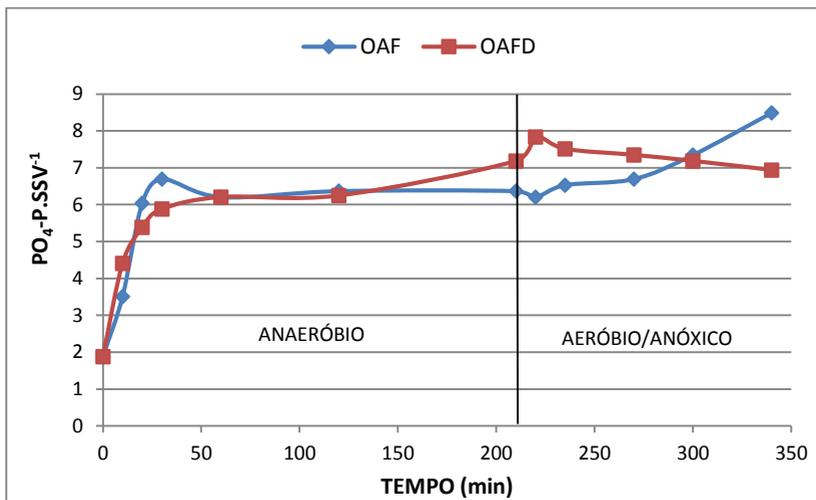
**Figura 45.** Respirograma obtido *on line* para a combinação biológica e química para a remoção do fósforo



Fonte: Elaborado pelo autor



**Figura 46.** Determinação da capacidade de biodesfosfatação em bancada.



Fonte: Elaborado pelo autor

## 4. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

### 5.1. Conclusões

A pesquisa avaliou as condições físicas, químicas e biológicas de RBS, operado para o tratamento de esgoto real sanitário de uma empresa. Sendo a característica de um esgoto fraco em carga orgânica (DQO:  $255 \pm 84 \text{ mg.L}^{-1}$ ) e alto teor de nutrientes ( $\text{NH}_4\text{-N}$ :  $53 \pm 21 \text{ mg.L}^{-1}$  e  $\text{P}_T$ :  $15,6 \pm 5,3 \text{ mg.L}^{-1}$ ). Inicialmente foram estudadas estratégias operacionais que aperfeiçoaria o tratamento biológico, principalmente a biodesfosfatação, sendo a estratégia denominada E6 a que apresentou os melhores resultados. As eficiências obtidas nesta estratégia biológica atingiram a Lei Estadual n° 14.675/2009, porém conforme Resolução CONDEMA 001/2009 não se alcançou nem a eficiência mínima para fósforo total (75%) nem o teor máximo deste ( $4 \text{ mgP}_T\text{.L}^{-1}$ ), chegando a uma eficiência em média de 42% ( $9 \text{ mgP}_T\text{.L}^{-1}$ ), sendo necessário complementar o tratamento biológico com a remoção química.

Ao estudar o processo combinado biológico e químico diretamente no RBS, a dosagem de relação molar  $\text{MA}_{\text{Fe}}/\text{MA}_{\text{P}}$  não foi constante, em função do volume a tratar e das variações das concentrações do fósforo na entrada, com variações molares de 6:1 (E:  $5,1 \text{ mgP}_T\text{.L}^{-1}$ ) até de 0,75:1 (E:  $50,9 \text{ mgP}_T\text{.L}^{-1}$ ) com uma dosagem calculada de  $67,6 \text{ mgFe}^{3+}\text{.L}^{-1}$ . As eficiências obtidas na remoção do fósforo para essas duas relações foram de 97% (S:  $0,1 \text{ mgP}_T\text{.L}^{-1}$ ) e 99% (S:  $0,5 \text{ mgP}_T\text{.L}^{-1}$ ), respectivamente.

Ao avaliar os parâmetros biológicos do lodo com a influência da precipitação química pelo cloreto férrico, observou-se redução da atividade biológica. Por outro lado, o teor de SDT, conforme vai se dosando cloreto férrico no reator, aumenta sua concentração, podendo alcançar valores maiores que o estabelecido pela Resolução CONDEMA 001/2009 ( $500 \text{ mgSDT.L}^{-1}$ ). Porém, sem a combinação do processo biológico com o químico, para esgotos com alto teor de nutrientes e baixas concentrações de DQO, a resolução não poderia ser cumprida.

Os resultados sugerem que, ao combinar a precipitação química com a biológica, o reator tem uma maior flexibilidade na remoção do fósforo, com boas eficiências, conseguindo remover altas ou baixas cargas de fósforo com o mesmo volume de precipitante.

## 5.2. Recomendações

Com a finalidade de avançar a pesquisa, pode-se recomendar para a continuação dos estudos:

- Trabalhar com diferentes tempos de nitrificação e desnitrificação dos testados na E6, já que a variação dos pulsos aplicada para a estratégia resolveu o problema de altas concentrações de OD.
- Aperfeiçoar o uso das sondas *on line* de pH e OD, que foram ferramentas importantes para encontrar o déficit no tratamento biológico.
- Ter um controle na vazão de oxigênio que entra no reator durante as fases aeróbias e controlar gradiente da mistura do lodo com o esgoto que se tem dentro do reator.
- Além do cloreto férrico, existem outros precipitantes que podem ser avaliados, como o uso de sais de alumínio, que têm a tendência de aumentar o pH, a combinação de dois sais ou polímeros que sejam menos agressivos ambientalmente.
- O lodo de reatores pequenos, como o estudado, nem sempre tem um sistema de tratamento/disposição porque a produção deste não justifica, porém o volume adicional que a precipitação ocasiona (40% em média), não foi avaliado nesta pesquisa, é um fator que tem que ser considerado.

## REFERÊNCIA

AL-REKABI, W.S., QIANG, H., QIANG, W.W. **Review on sequencing batch reactors**. In: Pakistan Journal of Nutrition, 6 (1): 11-19, 2007. Disponível em: <<http://www.pjbs.org/pjnonline/fin585.pdf>>. Acesso em: 04 feb. 2013

AMANN R. **In situ identification of micro-organism by whole cell hybridization with rRNA-targeted nucleic acid probes**. In: A.D.L. AKKERMAN, J.D.VAN ELSAS, F.J. DE BRUIJN (eds). Molecular Microbial Ecology Manual, 1–15, 1995.

APHA – American Public Health Association. **Standard Methods for the examination of water and wastewater**. Washington 21<sup>a</sup> ed. 2005.

ARTAN, N., ORHON, D. **Mechanism and design of sequencing batch reactors for nutrient removal**. In: Scientific and Technical Report Series N° 19, London: IWA Publishing, 2005.

BITTON, G. **Wastewater Microbiology**. 3<sup>o</sup> ed. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc. 750p. 2005.

BRASIL. **Resolução CONDEMA nº 001 de 2009**. Estabelece a obrigatoriedade do tratamento de efluentes sanitários para o lançamento na rede de drenagem pluvial ou corpo hídrico do município de Joinville.

CAMPOS, R. H. **Estudo da remoção de carbono e nitrogênio de efluentes urbanos em um reator de leito fluidizado operado em bateladas sequencial**. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) - UFSC, Florianópolis, 2006.

COSTA, A.G., FERREIRA, A.F., VAN HAANDEL, A. **Monitoramento da atividade bacteriana de um sistema de lodos ativados Bardenpho por meio de respirometria**. In: Revista Engenharia Sanitária e Ambiental, 12: 17-23, 2007.

COSTA, T. B. **Desempenho de reator em batelada sequencial (RSB) com enchimento escalonado no tratamento de esgoto sanitário**

**doméstico.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) UFSC. Florianópolis, SC, 2005.

DAIMS, H., MAIXNER, F., SCHMID, M.C. **The nitrifying microbes: Ammonia oxidizers, nitrite oxidizers, and anaerobic ammonium oxidizers.** In: FISH Handbook for Biological Wastewater Treatment. Identification and quantification of microorganisms in activated sludge and biofilms by FISH. Ed . NIELSEN, P.H., DAIMS, H. and LEMMER, H. IWA Publishing, Chap. 2, 9-17, 2009.

DE HAAS, D.W., WENTZEL, M.C., EKAMA, G.A. **The use of simultaneous chemical precipitation in modified activated sludge systems exhibiting biological enhanced phosphate removal. Part 4: Experimental periods using ferric chloride.** In: Water SA, v. 26 N°4, p. 485-504, 2000. Disponível em: <<http://www.wrc.org.za>>. Acesso em: 23 jan. 2013

DWA - Deutsche Vereinigung für Wasserwirtschaft, Abwasser und Abfall e. V. **"Verfahren Der Weitergehenden Abwasserreinigung nach biologischer Behandlung"** In: DWA-A 202 "Abwasserreinigung durch Fällung und Flockung". 2010.

FERNANDES, H. **Estrutura da comunidade microbiana e sua influência no desempenho de reatores em bateladas sequenciais em escala real.** 189p. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental, UFSC, Florianópolis, SC, 2013.

FERNANDES, H., JUNGLES, M.K., HOFFMANN, H., ANTONIO, R.V., COSTA, R.H.R. **Full-scale sequencing batch reactor (SBR) for domestic wastewater: Performance and diversity of microbial communities.** Bioresource Technology, v.132:262-268, 2013.

FERREIRA, E.D.S., SOARES, S.R.A., BERNARDES, R.S. **Uso da respirometria para a caracterização de esgotos domésticos: aplicação, limites e apresentação de método simplificado.** In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 28, Cancún, México, 2002.

HENZE, M., GRADY, C.P.L., GUJER, W., MARAIS, G.V.R., MATSUO, T. **Activated sludge Model No 1**. Scientific and Technical Reports No 1. London: IAW Publishing, 1987.

HENZE, M., HARREMOËS, P., JANSEN J. LA C., ARVIN, E. **Wastewater treatment: Biological and Chemical Processes**. Springer, 2001. 430 p.

HOFFMANN, H., PLATZER, C. **Aplicação de imagens microscópicas do lodo ativado para a detecção de problemas de funcionamento das estações de tratamento de esgotos na Alemanha**. In: I SEMINARIO DE MICROBIOLOGIA APLICADA AO SANEAMENTO, Anais Universidade Federal do Espírito Santo, p. 108-120, 2000.

HOFFMANN H., WEITZ J., COSTA T. B., WOLFF D. B., PLATZER, C., COSTA, R. H. R. **Biodesfosfatação no Tratamento de esgoto doméstico, uma contribuição para a proteção de recursos hídricos**. In: XV Congresso Brasileiro de Engenharia Química. Curitiba, COBEQ, 2004.

HOFFMANN, H., COSTA, T.B. WOLFF, D.B., PLATZER, C., COSTA R.H.R **The potential of denitrification for the stabilization of activated sludge processes affected by low alkalinity problems**. Brazilian Archives of Biology and Technology.50 (2), 329-337, 2007.

JEON, C.O., LEE, D.S., PARK, J.M. **Enhanced biological phosphorus removal in an anaerobic/aerobic sequencing batch reactor: Characteristics of carbon metabolism**. In: Water Environment Research, v. 73 (3), 295-300, 2001.

JUNGLES, M. K. **Desenvolvimento de grânulos aeróbios no tratamento de esgoto sanitário em reatores operados em bateladas sequenciais (RBS)**. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2011.

JORDÃO, E. P. e PESSÔA, C. A. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 4ª. Ed. Rio de Janeiro: ABES, 2005.932 p.

KATSOGIANNIS, A.N., KORAROS, M., LYBERATOS, G. **Long-term effect of total cycle time and aerobic/anoxic phase ratio on nitrogen removal in a sequencing batch reactor.** Water Environment Research, v.74, n 4, p. 324-337, 2002.

LAMEGO NETO, L. G. **Tratamento de esgoto urbano em reator híbrido operado em bateladas sequencias (RHBS) submetido a variações de carga.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2008, 203p.

LAMEGO NETO, L. G., COSTA, R.H.R. **Tratamento de esgoto sanitário em reator híbrido em bateladas sequenciais: eficiência e estabilidade na remoção de matéria orgânica e nutrientes (N, P).** In: Revista Engenharia Sanitária e Ambiental, 16 (4): 411-420, 2011.

MEHLIG, L., PETZOLD, M., HEDER, C., GÜNTHER, S., MÜLER, S., ESCHENHAGEN, M., RÖSKE, I., RÖSKE, K. **Biodiversity of Polyphosphate Accumulating Bacteria in eighth WWTPs with Different Modes of Operation.** Journal Environmental Engineering, vol. 139, No. 8, pag.: 1089-1098, 2013.

MARCONDES, I. **Controle Operacional De Reator Em Batelada Sequencial Visando A Remoção Do Fósforo.** TCC - Trabalho de Conclusão de Curso, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, SC, 2011.

METCALF e EDDY. **Wastewater engineering: Treatment and reuse.** 4ª Ed. New York: McGraw Hill, 2003. 1819 p.

MONCLÚS, H., SIPMA, J., FERRERO, G., RODRIGUES-RODA, I., COMAS, J. **Biological nutriente removal in an MBR treating municipal wastewater with special focus on biological phosphorous removal.** In: Bioresource Technology, 101: 3984–3991, 2010.

MULKERRINS, D., DOBSON, A.D.W., COLLERAN, E. **Parameters affecting biological phosphate removal from wastewaters.** In: Environment International 30: 249-259, 2004.

MULLAN, A., MCGRATH, J., ADAMSON, T., IRWIN, S., QUINN, J. **Pilot –Scale evaluation of the application of low pH-Inducible**

**polyphosphate accumulation to the biological removal of phosphate from wastewater.** Environmental Science & Technology, 40: 296-301, 2006.

NIELSEN, P.H., NGUTEN, H.T.T., McILROY, S.J., MIELCZAREK, A.T., SEVIOUR, R. **Identification of polyphosphate-accumulating and glycogen-accumulating organisms by FISH.** In: FISH Handbook for Biological Wastewater Treatment. Identification and quantification of microorganisms in activated sludge and biofilms by FISH. Ed .

Nielsen, P.H., Daims, H. and Lemmer, H. IWA Publishing, London, UK. Chap. 4, 25-31, 2009.

OEHMEN, A., LEMOS, P.C., CARVALHO, G., YUAN, Z., KELLER, J., BLACKALL, L.L., REIS, M.A.M. **Advances in enhanced biological phosphorous removal: from micro to macro scale.** Water Research, 41: 2271-2300, 2007.

OLIVEIRA E. **Estequiometria e cinética da remoção de fósforo em sistemas de lodo ativado.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil e Ambiental) Universidade Federal de Campina Grande, PB, 2009. 82 p

ONG, Y. H., CHUA, A.S.M., LEE, B.P., NGOH, G.C. **Long-term performance evaluation of EBPR process in tropical climate: start-up process stability and the effect of operational pH and influent C:P ratio.** Water Science & Technology, 67.2: 340-346, 2013

PARK, J.J., BYUN, G., YU, J.C., PARK, S.R., JU, D.J. HUR, S.H., PARK, T.J. **Analysis of nitrifying bacterial communities in aerobic biofilm reactors with different DO conditions using molecular techniques.** Water Science and Technology, 1889-1899, 2008.

PHILIPPI, L.S. **Saneamento descentralizado: instrumento para o desenvolvimento sustentável.** In: IX SILUBESA - Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Anais. Maceió, 2010.

PIJUAN, M. **Effect of different carbon sources and continuous aerobic conditions on the EBPR process.** Thesis PhD, Universitat Autònoma de Barcelona, Barcelona, Spain. 2004. 135p. Disponível em: <<http://www.tdx.cat/bitstream/handle/10803/5300/mpv1de1.pdf?sequence=1>>. Acesso em: 16 mai. 2013

SANTOS, A.V., CYBIS, L.F.A., GEHLING, G.R. **Determinação do Tempo Necessário Para Oxidação da Matéria Orgânica Facilmente Biodegradável em Reator Sequencial em Batelada (RSB) Com Enchimento Estático.** Engenharia Sanitária e Ambiental, 11(1): 83-91, 2006.

SANTOS, A.V., CYBIS, L.F.A., GEHLING, G.R. **Dimensionamento do Volume do Reator Sequencial em Batelada (RSB) Com Enchimento Estático.** Engenharia Sanitária e Ambiental, 12 (4), 380-388, 2007.

SCHMIDELL, W. **Agitação e aeração em Biorreatores.** In: Biotecnologia Industrial, vol 2, 1 ed. São Paulo: Edgard Blücher: 277-331. 2001.

SEVIOUR, R.J., NIELSEN, P.H. **Microbial Ecology of Activated Sludge,** IWA Publishing, London, UK, 667p. 2010.

SOUTO, V. S. **Utilização de reatores híbridos de fluxo contínuo e em bateladas sequenciais para remoção conjunta de carbono e nitrogênio de esgoto urbano.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2007.

SZABO, A., TAKÁCS I., MURTHY S., DAIGGER G. T., LICSKO I., SMITH S. **Significance of Design and operational Variables in chemical Phosphorus. Removal.** Water Science & Technology, 80: 407-416, 2008.

THANS, F. C., **Controle Operacional de Reator em Bateladas Sequencial (RBS): Ajustes na Concentração de Oxigênio Dissolvido Visando a Remoção de Nutrientes.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2008.

VAN HAANDEL, A. C., MARAIS, G. O. **O Comportamento do sistema de lodo ativado – Teoria e aplicação para projeto e operação.** Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, Epgraf, 1999, 472 p.

VILASECA, M. **Observación microscópica de fangos activados.** In: Boletín Interxter de la Universidad Politecnica de Catalunya N° 119: 67-72, 2001.

VOGEL. **Análise química quantitativa.** 6ª Edição. Rio de Janeiro: LTC, 2002. 488 p.

VON SPERLING, M. **Lodos Activados.** Vol.4. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental-Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte 2ªEd. 2002,428p.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos.** Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte. 2005, 452p.

WACHTMEISTER, A., KUBA, T., VAN LOOSDRECHT, M.C.M., HEIJNEN, J.J. **A sludge characterization assay for aerobic and denitrifying phosphorus removing sludge.** Water Research, 31 (3): 471-478, 1997.

WAGNER, J. **Desenvolvimento de grânulos aeróbios e tratamento de esgoto doméstico em um reator em bateladas sequenciais (RBS) sob diferentes condições operacionais.** Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2011.

WAGNER, M., LOY, A., NOGUEIRA, R., PURKHOLD, U., LEE, N., DAIMS, H. **Microbial community composition and function in wastewater treatment plants.** Antonie van Leeuwenhockv81: 665-680, 2002.

WARD, B. B. **Nitrification: An Introduction and Overview of the State of the Field.** In: Nitrification. IWA Publishing, London, UK, Chap. 1, 3-8, 2011.

WILDERER, P.A. **Decentralized versus centralized wastewater management. In: Decentralized Sanitation and Reuse.** In: Concepts, systems and implementation. Ed. Lens, P. Zeeman, G., Lettinga, G.

IWA Publishing, Integrated Envir. Techn. Series, London, UK: 39-54,2001.

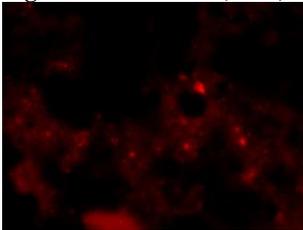
WOLFF, D. B., CHAVEZ, J. C. O., PAUL, E., COSTA, R. H. R.  
**Repartição da Biomassa Ativa Desenvolvida em Reatores Híbridos no Tratamento de Esgoto Sanitário por Respirometria.** Revista de Ciência & Tecnologia, v. 14, p. 57-65, 2006.

WOLFF, D. B., **Remoção biológica de carbono e nitrogênio de esgoto urbano em reatores híbridos utilizando dois materiais suporte flotantes.** Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental), Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

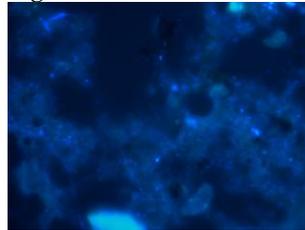
**APÊNDICE 1:  
Resultados das análises FISH**

**Amostra 1 da E3**

**Figura 47. EUBmix (E3-1)**



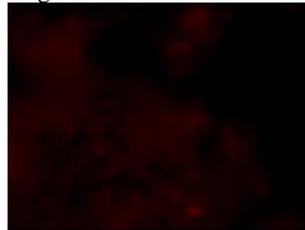
**Figura 48. DAPI EUBmix**



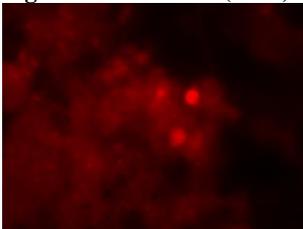
**Figura 49. OAF (E3-1)**  
Negativo



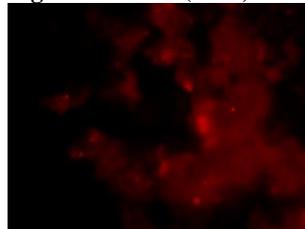
**Figura 50. OAG (E3-1)**  
Negativo

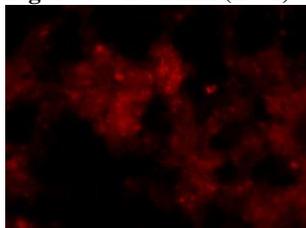
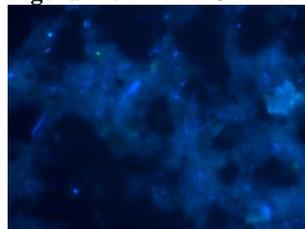
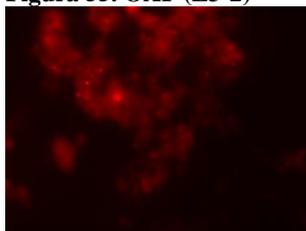
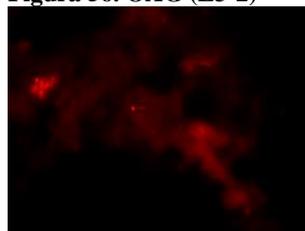
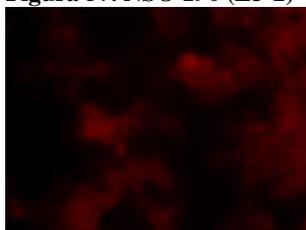
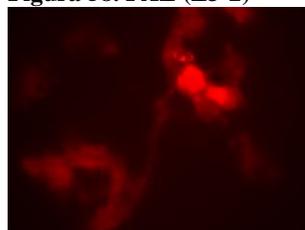


**Figura 51. NSO 190 (E3-1)**



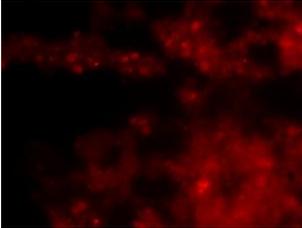
**Figura 52. PAE (E3-1)**



**Amostra 2 da E3****Figura 53. EUBmix (E3-2)****Figura 54. DAPI EUBmix****Figura 55. OAF (E3-2)****Figura 56. OAG (E3-2)****Figura 57. NSO 190 (E3-2)****Figura 58. PAE (E3-2)**

**Amostra 3 da E3**

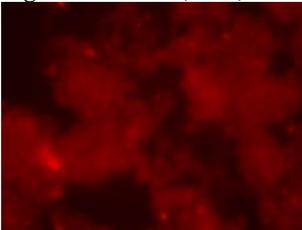
**Figura 59. EUBmix (E3-3)**



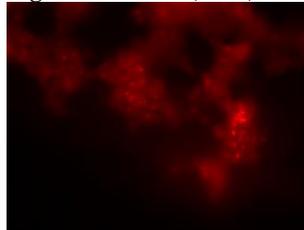
**Figura 60. DAPI EUBmix**



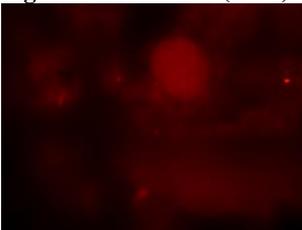
**Figura 61. OAF (E3-3)**



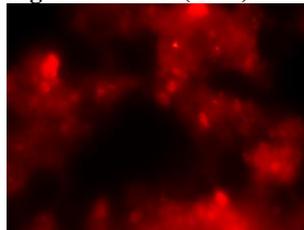
**Figura 62. OAG (E3-3)**

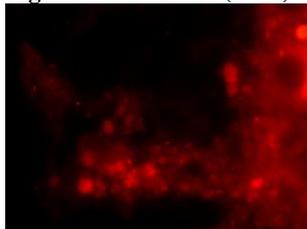
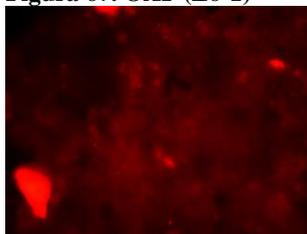
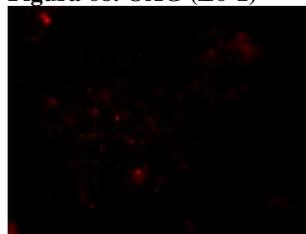
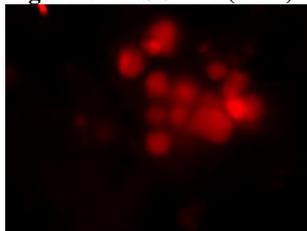
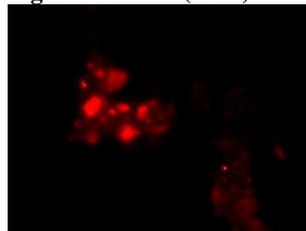


**Figura 63. NSO 190 (E3-3)**



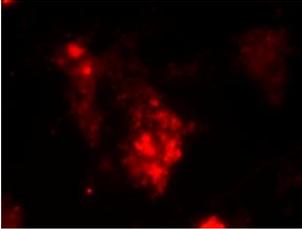
**Figura 64. PAE (E3-3)**



**Amostra 1 da E6****Figura 65. EUBmix (E6-1)****Figura 66. DAPI EUBmix****Figura 67. OAF (E6-1)****Figura 68. OAG (E6-1)****Figura 69. NSO 190 (E6-1)****Figura 70. PAE (E6-1)**

**Amostra 2 da E6**

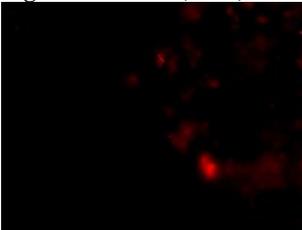
**Figura 71. EUBmix (E6-2)**



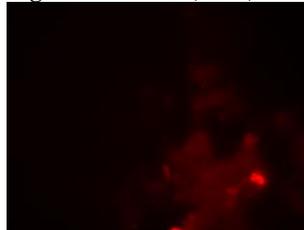
**Figura 72. DAPI EUBmix**



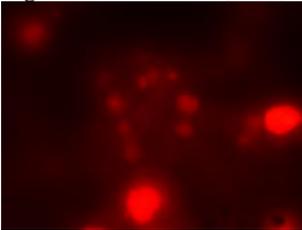
**Figura 73. OAF (E6-2)**



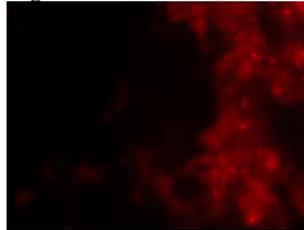
**Figura 74. OAG (E6-2)**

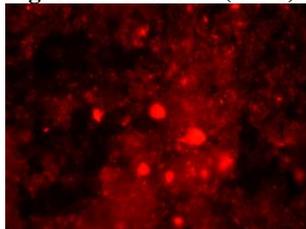
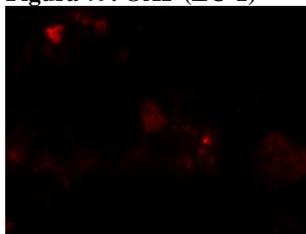
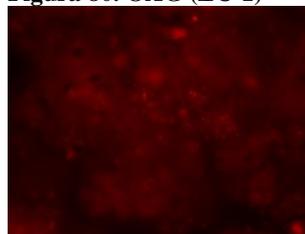
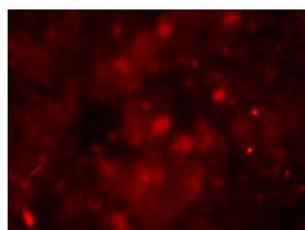


**Figura 75. NSO 190 (E6-2)**



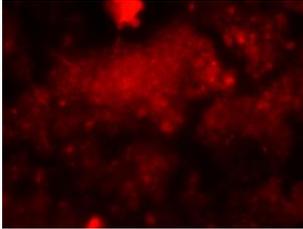
**Figura 76. PAE (E6-2)**



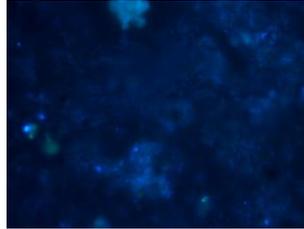
**Amostra 1 da estratégia combinada (EC)****Figura 77. EUBmix (EC-1)****Figura 78. DAPI EUBmix****Figura 79. OAF (EC-1)****Figura 80. OAG (EC-1)****Figura 81. NSO 190 (EC-1)**  
Negativo**Figura 82. PAE (EC-1)**

**Amostra 2 da estratégia combinada (EC)**

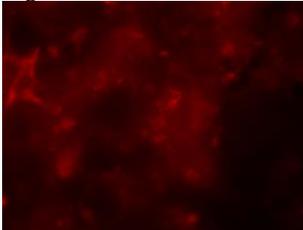
**Figura 83. EUBmix (EC-2)**



**Figura 84. DAPI EUBmix**



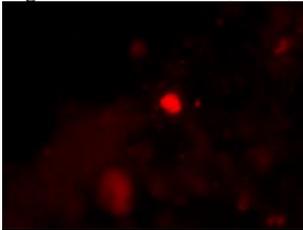
**Figura 85. OAF (EC-2)**



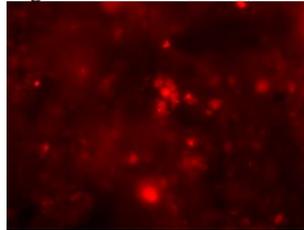
**Figura 86. OAG (EC-2)**



**Figura 87. NSO 190 (EC-2)**



**Figura 88. PAE (EC-2)**



## **ANEXO A:**

### **Metodologia para determinação da respirometria**

A avaliação da atividade bacteriana através de métodos respirométricos foi realizada pela metodologia recomendada por Wolff *et al.* (2003), e adaptada pelo equipe do LABEFLU constando dos seguintes passos:

#### **1. Coleta da amostra**

Coletava-se 1 L da amostra do lodo a ser analisado durante a última fase de aeração, 24 horas antes da realização do ensaio.

#### **2. Preparação da amostra**

A amostra era previamente aerada (utilizando-se uma bomba de aquário para difusão do ar), por um período de 24 horas, para garantir que houvesse a remoção completa de substrato que possa estar adsorvido ou absorvido ao lodo. Segundo a metodologia seguida, o lodo deve ser lavado antes de aplicar o test. Para lavar o lodo se fez uso de uma proveta de 1000 mL onde se deixava sedimentar o lodo por um período de 30 min ou até que o sobrenadante ficasse clarificado, de forma a não se perder lodo da amostra. O sobrenadante era jogado fora e a proveta era novamente enchida com água destilada até atingir os 1000 mL, misturava-se o lodo com a água e logo deixava-se sedimentar novamente. Este procedimento era repetido três vezes antes de começar com o experimento. Imediatamente após lavar o lodo, era determinada a concentração de sólidos suspensos voláteis da amostra

#### **3. Ensaio respirométrico**

O respirômetro era composto por uma unidade respirométrica fechada (erlenmeyer modificado) com capacidade de 1L. A amostra era mantida com aeração e agitação constantes, por meio de uma bomba de aquário e de um agitador magnético. A concentração de oxigênio dissolvido (OD) foi controlada através de um oxímetro, sendo a cada 5 segundos gravados os valores de OD da amostra, para posterior cálculo da velocidade de consumo de oxigênio. A respirometria foi acompanhada da variação do pH, já que este deve ser mantido o mesmo (ou próximo) daquele medido no reator no dia da coleta. Nos casos quando o pH se diferenciou muito, o valor foi corrigido com adição de solução básica (NaOH) ou ácida (HCl).

A aeração era mantida até o alcance da saturação, ou seja, até o momento em que a variação significativa na concentração de OD tornou-se imperceptível. A aeração era então desligada, mantendo-se apenas uma leve agitação a fim de impedir a sedimentação da biomassa. Nesta etapa há consumo de OD até que sua concentração diminua aproximadamente em  $1 \text{ mg.L}^{-1}$ , momento em que a aeração era retomada. Cada parte do processo era repetida três vezes para a verificação do teste. Esta primeira etapa do teste teve por finalidade obter a velocidade de consumo de oxigênio no tempo para a respiração endógena da biomassa.

Na segunda etapa do teste, a aeração era reiniciada até atingir a saturação, nesse momento se adicionava um pulso de cloreto de amônio (para uma concentração de  $50 \text{ mg.L}^{-1}$  de  $\text{NH}_4\text{Cl}$ ), e se desligava a aeração mantendo somente com a agitação. Os valores de OD eram medidos até que a concentração de oxigênio diminuísse cerca de  $1 \text{ mg.L}^{-1}$  ou depois de um lapso de tempo de cinco a dez minutos. Durante esta etapa a velocidade de consumo de oxigênio no tempo obtida representa a nitrificação acrescida da respiração endógena.

Para a última etapa, se adicionava um pulso de ATU ( $30 \text{ mg.L}^{-1}$ ) ao começo da aeração e depois de alcançada a saturação se adicionava acetato ( $100 \text{ mg.L}^{-1}$ ), outra alternativa ao acetato podia ter sido glicose ( $100 \text{ mg.L}^{-1}$ ), a aeração era desligada e a agitação mantida. Os valores de OD eram novamente medidos até que a concentração de oxigênio diminuísse cerca de  $1 \text{ mg.L}^{-1}$ , sendo então retomada a aeração para repetir as leituras de consumo de oxigênio. Durante esta etapa, a velocidade de consumo de oxigênio no tempo representa a respiração exógena. Ao final do teste era preciso tomar uma amostra do lodo para calcular os sólidos suspensos voláteis (SSV); este valor permitia calcular a velocidades de consumo de oxigênio específico da biomassa presente no lodo.

#### **4. Processamento dos dados**

Os dados obtidos eram salvos na sonda e recuperados em uma planilha de Microsoft Excel®, onde se identificam os  $\text{OD}_{\text{iniciais}}$  e os  $\text{OD}_{\text{finais}}$  de cada fase e são apresentados em um gráfico. Este gráfico, denominado respirograma, apresenta o comportamento da biomassa através da variação da velocidade de consumo de oxigênio ( $\text{QO}_2\text{X}$ ) em presença dos substratos ou sem eles. A  $\text{QO}_2\text{X}$  é obtida através da inclinação da

reta de melhor ajuste (regressão linear), formada pelos valores de OD ( $\text{mg.L}^{-1}$ ) traçados em função do tempo (h). O cálculo da reta se dá pela Equação:

$$QO_2X = \frac{OD_{inicial} - OD_{final}}{T_{final} - T_{inicial}}$$

Onde OD representa a concentração de oxigênio dissolvido em  $\text{mg.L}^{-1}$  e T é o tempo em horas. A unidade da  $QO_2X$  é  $\text{mg.L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ .

Para o cálculo da velocidade específica de respiração celular ( $QO_{2e}$ ), Schmidell (2001) define a seguinte equação:

$$QO_{2e} = \frac{1}{X} \frac{dO_2}{dt}$$

Onde:

- $QO_{2e}$  é a velocidade específica de respiração ( $\text{gO}_2/\text{gcel.h}$ );
- X é a concentração celular ( $\text{gcel}/\text{m}^3$ ) e
- $(dO_2/dt)$  é a velocidade de consumo de  $O_2$  ( $\text{gO}_2/\text{m}^3.\text{h}$ )

A biomassa ativa heterotrófica ( $X_H$ ) e a biomassa ativa autotrófica ( $X_A$ ) foram calculadas de acordo com o ASM1 – *Activated Sludge Model N° 1* (HENZE *et al.*, 1987), através das Equações:

$$X_H = \frac{1}{\mu_{Hmax}} \frac{Y_H}{1 - Y_H} (QO_2)_{Hmax}$$

$$X_A = \frac{1}{\mu_{Amax}} \frac{Y_A}{1 - 4,57 - Y_A} (QO_2)_{Amax}$$

Onde:

- $X_H$ : concentração de biomassa heterotrófica ( $\text{mgDQO.L}^{-1}$ );
- $X_A$ : concentração de biomassa autotrófica ( $\text{mgDQO.L}^{-1}$ );
- $\mu_{Hmax}$ : coeficiente de crescimento heterotrófico ( $\text{d}^{-1}$ );
- $\mu_{Amax}$ : coeficiente de crescimento autotrófico ( $\text{d}^{-1}$ );
- $Y_H$ : coeficiente de conversão heterotrófica ( $\text{gDQO}/\text{gDQOoxidado}$ );
- $Y_A$ : coeficiente de conversão autotrófica ( $\text{gDQO}/\text{gNoxidado}$ );
- $(QO_2)_{Hmax}$ : velocidade de consumo de oxigênio da biomassa heterotrófica ( $\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ );
- $(QO_2)_{Amax}$ : velocidade de consumo de oxigênio da biomassa autotrófica ( $\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}.\text{h}^{-1}$ ).

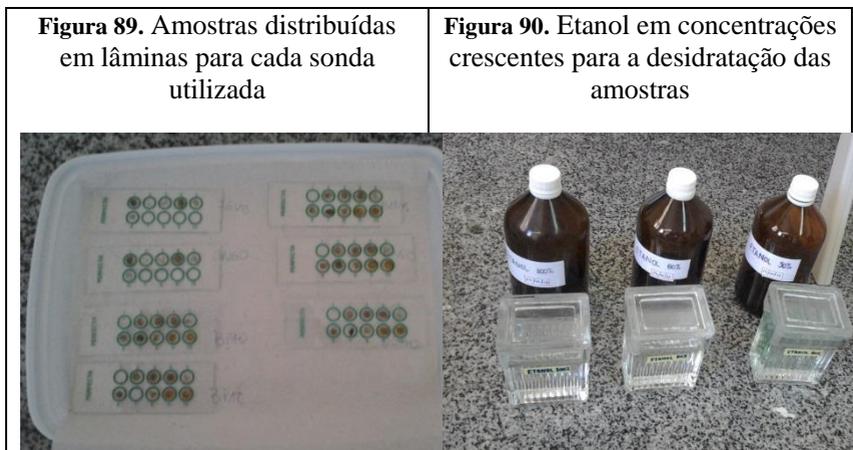
Os valores de  $QO_2$ max foram obtidos experimentalmente no gráfico, sobre a curva de consumo de oxigênio (respirograma). Os parâmetros estequiométricos  $Y_A$  e  $Y_H$  e cinéticos  $\mu_{Hmax}$  e  $\mu_{Amax}$  utilizados para o cálculo foram obtidos na literatura (HENZE *et al.*, 1987), sendo:

- $Y_H$ : 0,63 gDQO/gDQOoxidado;
- $Y_A$ : 0,24 gDQO/gNoxidado;
- $\mu_{Hmax}$ ; 6 d<sup>-1</sup>;
- $\mu_{Amax}$ : 0,75 d<sup>-1</sup>

## ANEXO B: Metodologia para FISH

A avaliação da presença bacteriana através da análise FISH foi realizada seguindo a metodologia recomendada por Amann (1995), e adaptada pelo equipe do LABEFLU. Sendo que estas análises precisam de uma preparação prévia antes de poder ser observadas no microscópio. As análises foram efetuadas na sala de microbiologia do LIMA, constando dos seguintes passos:

- **Lavagem, fixação e conservação da amostra:** a amostra coletada foi levada para o laboratório onde tinha que ser refrigerada, se a análise não fosse feita no momento da coleta, por um período máximo de 24 horas. O primeiro passo era lavar três vezes com a ajuda de PBS e uma centrífuga durante cinco minutos a uma velocidade de 10.000 rpm. Para a fixação foi adicionado três volumes de paraformaldeído (PFA) 4% em 200 mM de tampão fosfato por cada volume de biomassa da amostra e conservadas junto com as outras amostras em congelador a -20 °C. Este processo se repetiu cada vez que se tinha uma amostra nova.
- **Preparação das amostras e desidratação das células:** as 10 amostras acumuladas foram dispostas em lâminas previamente preparada tal como se mostra na Figura 89, as lâminas continham gelatina 0,1 % e KCr (SO<sub>4</sub>) 0,01%. A desidratação das células foi feita em submersão das lâminas em concentrações crescentes de etanol de 50%, 80% e 100% (Figura 90)



- Hibridização das células:** as células foram expostas as concentrações das soluções de hibridização (segundo o valor de FA da Tabela 13) correspondentes para cada uma. Foi adicionado em cada campo da lâmina um marcador de sonda e depois as sondas a analisar, logo as lâminas foram levadas a incubar por um período de 1,5 até 4 horas a uma temperatura de 46 °C dentro de um recipiente fechado, protegido da luz e com um papel umedecido. O passo seguinte foi adicionar 2 $\mu$ L de DAPI (4,60-diamidino-2-phenylindol) a uma concentração de 10  $\mu\text{g}\cdot\text{mL}^{-1}$  e as lâminas levadas novamente durante 20 minutos ao forno a 46 °C.
- Lavagem das lâminas:** para aperfeiçoar a estringência da análise, as células hibridizadas foram lavadas com 20  $\mu$ L da solução de lavagem, que tinha a mesma concentração específica de formamida utilizada na hibridização. As lâminas foram incubadas por mais 20 minutos em banho pré-aquecido a 48 °C. Este passo permite retirar o excesso da solução de hibridização e da sonda. O tampão de lavagem foi removido com água destilada a 4°C e as lâminas secadas a temperatura ambiente em uma campana extratora protegida da luz.
- Adição do anti “fading” (CitiFluor):** para terminar a preparação, era adicionado sobre as amostras uma gota da solução anti “fading” a fim de evitar a perda da fluorescência, e finalmente a lâmina era coberta com a lamínula. As amostras nas lâminas eram conservadas também em congelador a -20 °C até o momento da observação no microscópio.

As análises no microscópio foram realizadas no Laboratório Multiusuários de Estudos em Biologia (LAMEB II), com microscópio Olympus BX-41 com sistema de epifluorescência e sistema de captura de imagens do Departamento de Bioquímica da UFSC. Para fazer a observação das lâminas foi necessário acrescentar nas amostras hibridizadas fluorocromo do tipo Cy3 para ligar as sondas nas lâminas.

Os organismos de interesse da presente pesquisa foram principalmente: a presença dos microorganismos para o qual se utilizou a sonda EUBmix, a presença dos organismos acumuladores de fosfatos com a sonda OAFmix e dos acumuladores de glicose com a sonda OAGmix, por serem competidores diretamente do acetato presente no esgoto. As outras sondas analisadas foram as sondas NSO190 e PAE para identificar a presença de organismos nitrificantes e desnitrificantes respectivamente dentro do reator. As sondas utilizadas nesta identificação estão apresentadas na Tabela 13. Para a obtenção de uma estimativa da abundância de células hibridizadas nas amostras, foi utilizado um sistema subjetivo de análises, enquadrando a biomassa hibridizada em cinco categorias apresentadas na Tabela 14. Para o qual foram analisados mais de 3 campos escolhidos aleatoriamente e consideradas as células coradas com DAPI como representantes de 100% do total de microrganismos.

**Tabela 13.** Descrição das sondas utilizadas na detecção dos grupos de microrganismos presentes nos reatores pela técnica de FISH (probeBase)

Nome	Grupo Alvo	Sequência	FA
EUBmix (I+II+III)	Maioria das planctomycetales e verrucomicrobiales	I: ctgcctcccgtagca II: cag ccacctaggtgtctg III: ccaccctaggtgt	20 %
OAFmix (462 + 651+846)	Candidatus Accumulibacter	ccgtcatctacwcagggtattaac ccctctgccaaactccag gtagctacggcactaaaagg	35 %
OAGmix (431 + 989)	Candidatus "Competibacter phosphatis"	tccccgcctaaagggtt ttccccggatgtcaaggc	35 %
NSO <sub>190</sub>	β- oxidantes de amônio	cgatcccctgctttctcc	55 %
PAE	<i>Pseudomonas sp.</i>	tctggaaagtctcagca	0%

**Tabela 14.** Categorias quantitativas da biomassa hibridizada

<b>Categoria</b>	<b>Descrição</b>
Nenhuma	0% DAPI
Raras	Até 5% DAPI
Poucas	5-30 % DAPI
Algumas	30-60 % DAPI
Muitas	60-100 % DAPI

### **ANEXO C:**

#### **Metodologia para a análise da capacidade de biodesfosfatação (OAF/OAFD)**

##### **1.Preparação do teste**

- Foi coletado 2L de lodo do reator e lavado três vezes, com água destilada. Após a lavagem, se deixou decantar para separar a água do lodo e retirar o sobrenadante e completar com água da torneira até 1000 mL.
- Para preparar água sintética se considerou uma alíquota de 50 mL em cada reator para uma concentração de  $0,2 \text{ g.L}^{-1}$  de acetato de sódio ( $\text{C}_2\text{H}_3\text{NaO}_2$ ) e uma fonte de nitrato ( $\text{NO}_3\text{-N}$ ) para um só reator com uma alíquota de 50 mL para uma concentração final dentro do reator de  $20 \text{ mgNO}_3\text{-N.L}^{-1}$ .
- Neste teste foram coletadas 24 amostras, 12 de cada reator. A primeira amostra foi coletada como base, antes da adição do substrato, e as amostras seguintes foram coletadas nos tempos: 10, 20, 30, 60, 120, 210, 220, 235, 270, 300, 340 minutos. Sendo os seis primeiros da fase anaeróbia e os cinco últimos das fases aeróbias e anóxicas de cada reator. Todas as amostras foram filtradas no momento da coleta para posteriormente fazer as análises de concentração de ortofosfatos.
-

## 2. Fase anaeróbia do teste

- Foram adicionados 1L de lodo em cada reator (erlenmeyer ou respirômetro) e se iniciou a agitação, de forma simultânea para os dois tratamentos (dois frascos) em comparação. A agitação foi deixada bem suave, apenas para que a biomassa não sedimentasse. E se coletou a primeira amostra de cada reator (OAF1 e OAFD1).
- Foi acrescentado 50mL de água sintética para cada reator ( $t=0s$ ). A partir daí, se iniciaram as coletas em cada reator nos tempos: 10, 20, 30, 60, 120 e 210 minutos.

## 3. Fase anóxica/aeróbia do teste

- Depois de ter realizado a coleta no tempo  $t=210s$ , troca-se de fase.
  - Fase Aeróbia: Inicia-se a aeração no reator de OAF.
  - Fase Anóxica: acrescenta-se 50mL da solução de nitrato no reator de OAFD.
- Continuou-se amostrando até a finalização do teste.

Fase coleta e processamento dos dados

- Uma vez coletada a última amostra, se realizou a análise de SSV nos dois reatores.
- Posteriormente, se construiu um gráfico mostrando a evolução da concentração de fosfato de ambos os testes. Também foram comparadas as velocidades de captação de fósforo (*Phosphorous Uptake Rate-PUR*).

## ANEXO D:

### Quantidade teórica de precipitante ( $FeCl_3$ ) por dia

#### 1. Dados de cálculo

\*Parâmetros de cálculo

- Vazão (Q):  $2,1 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$
- Concentração do P no afluyente (Pi):  $0,016 \text{ Kg P} \cdot \text{m}^{-3}$
- Concentração objetivo no efluente (Pf):  $0,002 \text{ Kg P} \cdot \text{m}^{-3}$  (valor <  $4,0 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ )

\*Características do cloreto férrico a ser utilizado segundo o fabricante:

- Concentração do Cloreto Férrico: 38%
- Densidade ( $\rho$ ) da solução: 1,4 Kg.L<sup>-1</sup>

\*Peso molecular dos elementos:

- Ferro ( $MA_{Fe}$ ): 55,85 g.mol<sup>-1</sup>
- Fósforo ( $MA_P$ ): 30,97 g.mol<sup>-1</sup>
- Cloreto Férrico ( $MA_{FeCl_3}$ ) 162,2 g.mol<sup>-1</sup>

## 2. Cálculo do precipitante

\*Carga a eliminar segundo a Equação 5:

$$Ce = 2.1 \times (0.016 - 0.002) = 0.0294 \text{ kgP/d}$$

Pela Equação 6, calcula-se a porcentagem do Fe no FeCl<sub>3</sub>(Fe-<sub>FeCl<sub>3</sub></sub>):

$$Fe_{-FeCl_3} = \frac{MA_{Fe}}{MA_{FeCl_3}} = \frac{55,85}{162,2} \times 100\% = 34,43\% Fe$$

Quantidade de Fe na concentração do cloreto férrico:

$$Fe_{\text{solução}} = 38\% \times 34,43\% = 13,08\% Fe_{na\text{ solução}}$$

\*Aplicação de fatores:

- Necessidade do precipitante em relação à carga de fósforo ( $K_p$ )

$$K_p = \frac{MA_{Fe}}{MA_P} = \frac{55,85g}{30,97g} = 1,80$$

- Fator  $\beta$  simultâneo ( $\beta=1,2$ )
- Substituindo  $\beta$  e  $K_p$  para calcular a necessidade de Fe (g) puro:

$$Fe_{necessitado} = 1,2 \times 1,8 \times 0.029 \frac{\text{kgP}}{d} = 0,063 \text{ kgFe/d}$$

\*Necessidade de produto L.d<sup>-1</sup>:

- Da Equação 13 calcula-se a quantidade necessária de massa de FeCl<sub>3</sub>:

$$M_{FeCl_3, ao\ 38\%} = \frac{0,063\ kg\ Fe/d}{0,13\ Fe_{na\ solução}} = 0,488 \frac{Kg\ FeCl_3, ao\ 38\%}{d}$$

- E finalmente da Equação 124 tem-se volume do FeCl<sub>3</sub>:

$$V_{FeCl_3, ao\ 38\%} = \frac{0,49\ Kg\ FeCl_3, ao\ 38\%/d}{1,4\ Kg/L} = 0,35\ L/d$$

Segundo os cálculos, para remover 16 mg.L<sup>-1</sup> de ortofosfato tratando 2,10 m<sup>3</sup>d<sup>-1</sup> de esgoto, precisa-se um volume de 0,35 L de FeCl<sub>3</sub> por dia em uma concentração de 38%.

$$Dossagem\ do\ FeCl_3 = \frac{V_{FeCl_3, ao\ 38\%}}{Q} = \frac{0,35\ L/d}{2,1\ m^3/d} = 0,165\ ml/L$$

Ou, pode se interpretar como: para remover 16 mg.L<sup>-1</sup> de ortofosfato, precisa-se de 0,165 mL de FeCl<sub>3</sub> para cada litro de esgoto a tratar, o que equivale a 30 mgFe<sup>3+</sup>.L<sup>-1</sup> em uma relação molar de MA<sub>Fe</sub>:MA<sub>P</sub> de 1:1,2.