

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA
AMBIENTAL**

Jamile Wagner

**DESENVOLVIMENTO DE GRÂNULOS AERÓBIOS E
TRATAMENTO DE ESGOTO DOMÉSTICO EM UM REATOR
EM BATELADAS SEQUENCIAIS (RBS) SOB DIFERENTES
CONDIÇÕES OPERACIONAIS**

Florianópolis

2011

Jamile Wagner

**DESENVOLVIMENTO DE GRÂNULOS AERÓBIOS E
TRATAMENTO DE ESGOTO DOMÉSTICO EM UM REATOR
EM BATELADAS SEQUENCIAIS (RBS) SOB DIFERENTES
CONDIÇÕES OPERACIONAIS**

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

Orientadora: Prof^a. Dr^a. Rejane Helena Ribeiro da Costa

Florianópolis

2011

Catálogo na fonte pela Biblioteca Universitária
da
Universidade Federal de Santa Catarina

W133d Wagner, Jamile

Desenvolvimento de grânulos aeróbios e tratamento de esgoto doméstico em um reator em bateladas seqüenciais (RBS) sob diferentes condições operacionais [dissertação] / Jamile Wagner ; orientadora, Rejane Helena Ribeiro da Costa. - Florianópolis, SC 2011.

211 p.: il., grafs., tabs.

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

Inclui referências

1. Engenharia ambiental. 2. Esgotos. 3. Águas residuais - Purificação. 4. Reatores - Testes de materiais. 5. Nitrificação. 6. Eliminação de resíduos. I. Costa, Rejane Helena Ribeiro da. II. Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental. III. Título.

CDU 628.4

Jamile Wagner

**DESENVOLVIMENTO DE GRÂNULOS AERÓBIOS E
TRATAMENTO DE ESGOTO DOMÉSTICO EM UM REATOR
EM BATELADAS SEQUENCIAIS (RBS) SOB DIFERENTES
CONDIÇÕES OPERACIONAIS**


Esta Dissertação foi julgada adequada para obtenção do Título de “Mestre em Engenharia Ambiental”, e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina.

Florianópolis, 16 de março de 2011.



Prof. Flávio Rubens Lapolli
(coordenador)

Banca Examinadora:



Prof. Paulo Belli Filho, Dr.



Prof. Flávio Rubens Lapolli, Dr.



Prof. Márcia Dezotti, Dr.^a



Prof. Rejane Helena Ribeiro da Costa, Dr.^a
(Orientadora)

Aos meus pais, Alvaro e Tania Regina
Wagner.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a todos que, direta ou indiretamente, ajudaram na execução deste trabalho, em especial:

À minha orientadora Rejane Ribeiro da Costa, pela amizade, paciência, motivação, disponibilidade e, principalmente, por acreditar no meu trabalho.

Aos meus pais, irmãos e sobrinhos, pelo amor, incentivo e apoio incondicional em todos os momentos decisivos em minha vida.

Ao meu namorado Murilo, por todo amor, carinho, paciência e companheirismo dedicados, e também por sempre ter me acompanhado nas visitas ao reator nos finais de semana e feriados.

Aos bolsistas de iniciação científica: Jorge, Guilherme, Letícia e, principalmente, à Renata, por terem se dedicado e contribuído enormemente para esta pesquisa, e pela amizade conquistada durante o trabalho.

Aos amigos do mestrado: Viviane, Pauline, Wanderli, Tiago e Juliana pela amizade e companheirismo ao longo destes dois anos.

À Heloísa, pela ajuda com a microscopia e por ter realizado as análises FISH.

Aos amigos do LABEFLU: Cláudia, Rodrigo, Jorge, Maria Cecília, Anigeli, Amanda e Thales, por todo o auxílio e apoio.

Aos funcionários do LIMA: Arlete, Eliani e Vitor, pela assistência no laboratório.

Ao Edevaldo e ao Seu Hélio pelos serviços prestados nas instalações experimentais.

As minhas grandes amigas: Luana, Yasmine, Beth, Elisa, Nássara, Laura, Lauren e também ao grupo das *Legais*, por sempre estarem presentes na minha vida, mesmo quando fisicamente distantes.

À Isabel, *my dear english teacher*, pela imensurável ajuda com os artigos em inglês.

À Eleonora, minha grande amiga e professora de francês, pelas conversas e conselhos, e também por sempre me reanimar diante das dificuldades.

Aos colegas, professores e funcionários do PPGA.

Ao CNPq pelo financiamento do projeto e pela bolsa concedida durante a pesquisa.

Aos professores Flávio Rubens Lapolli, Paulo Belli Filho e Márcia Dezotti por aceitarem participar da banca.

“Un homme seul ne peut rien, il lui faut l'appui de ses semblables pour arriver là où il doit aller.”

Victor-Lévy Beaulieu

RESUMO

Entre as recentes tecnologias desenvolvidas para o tratamento biológico de efluentes destacam-se os reatores com biomassa na forma de grânulos aeróbios. Entretanto, a maioria dos pesquisadores tem focado seus estudos na formação desses grânulos em reatores alimentados com esgoto sintético de elevada carga orgânica. Assim, para poder aplicar na prática essa tecnologia, é preciso realizar estudos da utilização dos grânulos aeróbios no tratamento de esgoto doméstico, o qual é usualmente caracterizado como sendo de baixa carga orgânica. Neste contexto, a presente pesquisa teve como objetivo estudar o desenvolvimento de grânulos aeróbios no tratamento de esgoto doméstico em um reator em bateladas seqüenciais (RBS) sob diferentes condições operacionais. Para isso, o estudo foi dividido em três estratégias operacionais. A Estratégia Operacional I avaliou o desempenho do reator utilizando ciclos operacionais de 3 e 4 horas de duração. A Estratégia Operacional II avaliou o comportamento do reator quando submetido a diferentes cargas orgânicas. E por último, a Estratégia Operacional III avaliou o efeito da diminuição do tempo de sedimentação nas características dos grânulos e no desempenho do reator. Em relação à Estratégia I, o aumento da duração do ciclo não foi um parâmetro decisivo no processo de granulação aeróbia, mas influenciou na qualidade do efluente tratado, principalmente no processo de nitrificação, cuja eficiência aumentou de 23 para 69%. Referente à Estratégia II, observou-se que os grânulos aeróbios podem ser mantidos no reator mesmo com o aumento da carga orgânica aplicada, desde que haja condições de cisalhamento adequadas. Além disso, o reator mostrou-se bastante adequado para o tratamento de afluentes com cargas orgânicas mais elevadas, apresentando remoção de DQO_s de 92%, NH₄⁺-N de 96% e PO₄-P de 91%. Na Estratégia III observou-se que a diminuição gradual do tempo de sedimentação foi uma maneira efetiva de melhorar as características dos grânulos, mas provocou uma piora temporária na qualidade do efluente tratado. Após o restabelecimento do reator, as eficiências de remoção foram de 93% para DQO_s, 96% para NH₄⁺-N e 60% para PO₄-P. De maneira geral, o reator mostrou-se capaz de remover carbono, nitrogênio e fósforo simultaneamente em uma única unidade operacional compacta, provando ser uma tecnologia bastante promissora para o tratamento de esgoto doméstico.

Palavras-chave: Grânulos Aeróbios, Reator em Bateladas Seqüenciais, Tratamento de Esgoto Doméstico.

ABSTRACT

Of the recent technologies developed for biological wastewater treatment, the reactors based on biomass in the form of aerobic granules are drawing the most attention. However, most researchers have focused their studies on granule formation in reactors fed with high-strength synthetic wastewaters. In order to apply aerobic granulation technology, more information is needed about its utilization in the treatment of domestic wastewater, which is usually characterized as a low-strength influent. Given these considerations, the aim of this research was to study the aerobic granules development in the treatment of domestic wastewater in a sequencing batch reactor operated under different conditions. Towards this end, three operational strategies were established. Operational Strategy I surveyed the reactor's performance during 3 and 4 hour cycles. Operational Strategy II evaluated the organic load's effect on the reactor's behavior. Lastly, Operational Strategy III examined the effect of the decrease in sedimentation time on the granule's characteristics and the reactor's performance. In Strategy I, although the increase in cycle duration was not a decisive aerobic granulation parameter, it did influence the effluent's quality, particularly the nitrification process, which went from an efficiency of 23% to 69%. For Strategy II, observations indicated that aerobic granules can be kept inside the reactor even with an increase in the organic load, so long as the appropriate shear force conditions are maintained. Moreover, the reactor was effective in the treatment of higher organic load influent, presenting a removal efficiency of 92% for COD_s, 96% for NH₄⁺-N, and 91% for PO₄-P. In Strategy III, while the gradual reduction of the sedimentation time improved the granules' characteristics, it also temporarily worsened the effluent's quality. After the reactor's recovery, the removal efficiencies were 93% for COD_s, 96% for NH₄⁺-N, and 60% for PO₄-P. In a generalized manner, the reactor simultaneously removed carbon, nitrogen, and phosphorus in a single compact operational unit, proving to be a very promising technology for domestic wastewater treatment.

Keywords: Aerobic Granules, Domestic Wastewater Treatment, Sequencing Batch Reactor.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Representação esquemática do metabolismo bacteriano heterotrófico em um ambiente aeróbio.....	31
Figura 2. Transformação do nitrogênio nos processos biológicos de tratamento.....	33
Figura 3. Concentração de OD e substrato em um agregado microbiano.....	45
Figura 4. Fases de operação de um RBS.....	50
Figura 5. Representação esquemática do RBS (V_B = volume da zona de carga; V_F = volume da zona de transição; e V_L = volume da zona de lodo).....	52
Figura 6. Combinação de processos nos grânulos aeróbios.....	55
Figura 7. Seleção da biomassa com boa sedimentabilidade em um RBS de grânulos aeróbios.....	61
Figura 8. Sistema Experimental: (1) poço de visita da CASAN; (2) tanque de armazenamento; (3) tanque intermediário com misturador; (4) bomba de alimentação do reator; (5) reator em bateladas seqüenciais com grânulos aeróbios (RBSG); (6) rotâmetro; (7) compressor de ar; (8) bomba para retirada do efluente; (9) painel de comandos elétricos.....	63
Figura 9. Foto do reator piloto.....	64
Figura 10. Variação da concentração de oxigênio dissolvido com o tempo, durante a execução do método respirométrico.....	75
Figura 11. Esquema do sistema experimental utilizado nos ensaios de respirometria.....	75
Figura 12. Representação do procedimento respirométrico utilizado para obter a repartição da biomassa ativa: (1) respiração endógena; (2) nitrificação; (3) respiração exógena.....	79
Figura 13. Evolução da formação dos grânulos no reator: (A) inóculo; (B) 14 dias; (C) 28 dias; (D) 56 dias; (E) 70 dias; (F) 99 dias; (G) 114 dias; (H) 121 dias; e (I) 150 dias. Barra = 0,1 mm.....	86
Figura 14. Evolução da concentração de SST e SSV no reator, de SST no efluente e da proporção de SSV/SST no reator ao longo da Estratégia I.....	90
Figura 15. Evolução do IVL em diferentes tempos de sedimentação (5, 10, 15 e 30 minutos) e da relação IVL_{30}/IVL_{10} ao longo da Estratégia I.....	91
Figura 16. Comportamento da concentração de DQO_T afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção após 130 dias de operação.....	97
Figura 17. Comportamento da concentração de DQO_s afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia I.....	97
Figura 18. Comportamento da concentração de COD afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia I.....	98
Figura 19. Comportamento da concentração de NH_4^+-N afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia I.....	98
Figura 20. Comportamento da concentração de $NO_2^- -N$ e $NO_3^- -N$ no efluente tratado, e a respectiva eficiência de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total ao longo da Estratégia I.....	102

Figura 21. Comportamento da concentração de $\text{PO}_4\text{-P}$ afluyente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia I.....	105
Figura 22. Comportamento da taxa de consumo de oxigênio específica após 95 dias de operação.	106
Figura 23. Comportamento da DQO_s e da $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ao longo de um ciclo padrão de 3 horas monitorado aos 79 dias de operação da Estratégia I.....	108
Figura 24. Comportamento do nitrito e do nitrato ao longo de um ciclo padrão de 3 horas monitorado aos 79 dias de operação da Estratégia I.....	108
Figura 25. Comportamento do oxigênio dissolvido, pH e temperatura ao longo de um ciclo padrão de 3 horas monitorado aos 79 dias de operação da Estratégia I.....	109
Figura 26. Comportamento do fosfato ao longo de um ciclo padrão de 3 horas monitorado aos 79 dias de operação da Estratégia I.....	109
Figura 27. Comportamento da DQO_s , da $\text{NH}_4^+\text{-N}$ e da TCO ao longo de um ciclo padrão de 4 horas monitorado aos 135 dias de operação da Estratégia I.....	111
Figura 28. Comportamento do nitrito e do nitrato ao longo de um ciclo padrão de 4 horas monitorado aos 135 dias de operação da Estratégia I.....	111
Figura 29. Comportamento do oxigênio dissolvido, pH e temperatura ao longo de um ciclo padrão de 4 horas monitorado aos 135 dias de operação da Estratégia I.....	112
Figura 30. Comportamento do potencial redox ao longo de um ciclo padrão de 4 horas monitorado aos 135 dias de operação da Estratégia I.....	113
Figura 31. Comportamento do fosfato ao longo de um ciclo padrão de 4 horas monitorado aos 135 dias de operação da Estratégia I.....	114
Figura 32. Morfologia dos grânulos no final de Estratégia I (A) e ao longo da Estratégia II: (B) 5 dias; (C) 42 dias; (D) 55 dias; (E) 61 dias e (F) 68 dias. Barra = 0,1 mm.....	117
Figura 33. Distribuição do tamanho das partículas do lodo presente no reator aos 33 dias de operação da Estratégia II.....	120
Figura 34. Distribuição do tamanho das partículas do lodo presente no reator aos 70 dias de operação da Estratégia II.....	120
Figura 35. Comportamento da concentração de polissacarídeos extracelulares ao longo da Estratégia II.....	121
Figura 36. Evolução da concentração de SST e SSV no reator, de SST no efluente e da proporção de SSV/SST no reator ao longo da Estratégia II.....	122
Figura 37. Evolução do IVL em diferentes tempos de sedimentação (5, 10, 15 e 30 minutos) e da relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ ao longo da Estratégia II.....	124
Figura 38. Comportamento da concentração de DQO_T afluyente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia II.....	129
Figura 39. Comportamento da concentração de NTK afluyente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia II.....	129
Figura 40. Comportamento da concentração de DQO_s afluyente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia II.....	130
Figura 41. Comportamento da concentração de COD afluyente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia II.....	130

Figura 42. Comportamento da concentração de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia II.	131
Figura 43. Comportamento da concentração de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$ no efluente tratado, e a respectiva eficiência de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total ao longo da Estratégia II.	133
Figura 44. Comportamento da concentração de $\text{PO}_4\text{-P}$ afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia II.	136
Figura 45. Comportamento da taxa de consumo de oxigênio específica ao longo da Estratégia II.	138
Figura 46. Comportamento da DQO_s , da $\text{NH}_4^+\text{-N}$ e da TCO ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 54 dias de operação da Estratégia II.	140
Figura 47. Comportamento do nitrito e do nitrato ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 54 dias de operação da Estratégia II.	140
Figura 48. Comportamento do oxigênio dissolvido, pH e temperatura ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 54 dias de operação da Estratégia II.	141
Figura 49. Comportamento do potencial redox ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 54 dias de operação da Estratégia II.	142
Figura 50. Comportamento do fosfato ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 54 dias de operação da Estratégia II.	142
Figura 51. Células hibridizadas pela sonda NSO (DAPI em azul e hibridização em vermelho) visualizadas em microscópio epifluorescente (Aumento 1000x).	144
Figura 52. Células hibridizadas pela sonda NIT (DAPI em azul e hibridização em vermelho) visualizadas em microscópio epifluorescente (Aumento 1000x).	144
Figura 53. Morfologia dos grânulos ao longo da Estratégia III: $T_s = 12 \text{ min}$: (A) 6 dias e (B) 26 dias (Barra = 0,1 mm); $T_s = 9 \text{ min}$: (C) 35 dias (Barra = 0,1 mm); $T_s = 7 \text{ min}$: (D) 53 dias (Barra = 1,4 mm).....	146
Figura 54. “Zoom” dos grânulos apresentados na Figura 53D.	147
Figura 55. Distribuição do tamanho das partículas do lodo presente no reator aos 4 dias de operação da Estratégia III ($T_s = 12 \text{ min}$).	148
Figura 56. Distribuição do tamanho das partículas do lodo presente no reator aos 35 dias de operação da Estratégia III ($T_s = 9 \text{ min}$).	148
Figura 57. Distribuição do tamanho das partículas do lodo presente no reator aos 45 dias de operação da Estratégia III ($T_s = 7 \text{ min}$).	148
Figura 58. Comportamento da concentração de polissacarídeos extracelulares ao longo da Estratégia III.	150
Figura 59. Evolução da concentração de SST e SSV no reator, de SST no efluente e da proporção de SSV/SST no reator ao longo da Estratégia III.	152
Figura 60. Evolução do IVL em diferentes tempos de sedimentação (5, 10, 15 e 30 minutos) e da relação $\text{IVL}_{30}/\text{IVL}_{10}$ ao longo da Estratégia III.	152
Figura 61. Sedimentação do lodo ao longo da fase de sedimentação aos 26 dias de operação ($T_s = 12 \text{ min}$).	154
Figura 62. Sedimentação do lodo ao longo da fase de sedimentação aos 53 dias de operação ($T_s = 7 \text{ min}$).	154

Figura 63. Comportamento da concentração de DQO_T afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia III.	158
Figura 64. Comportamento da concentração de NTK afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia III.	158
Figura 65. Comportamento da concentração de DQO_S afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia III.	159
Figura 66. Comportamento da concentração de COD afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia III.	159
Figura 67. Comportamento da concentração de NH_4^+-N afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia III.	160
Figura 68. Comportamento da concentração de $NO_2^- -N$ e $NO_3^- -N$ no efluente tratado, e a respectiva eficiência de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total ao longo da Estratégia III.	161
Figura 69. Comportamento da concentração de PO_4-P afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia III.	164
Figura 70. Comportamento da taxa de consumo de oxigênio específica ao longo da Estratégia III.	165
Figura 71. Comportamento da DQO_S , da NH_4^+-N e da TCO ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 40 dias de operação da Estratégia III.	168
Figura 72. Comportamento do nitrito e do nitrato ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 40 dias de operação da Estratégia III.	168
Figura 73. Comportamento do oxigênio dissolvido, pH e temperatura ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 40 dias de operação da Estratégia III.	169
Figura 74. Comportamento do potencial redox ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 40 dias de operação da Estratégia III.	170
Figura 75. Comportamento do fosfato ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 40 dias de operação da Estratégia III.	171
Figura 76. Células hibridizadas pela sonda EUB (DAPI em azul e hibridização em verde) visualizadas em microscópio confocal (Aumento 630x).	173
Figura 77. Células hibridizadas pela sonda NSO (DAPI em azul e hibridização em verde) visualizadas em microscópio confocal (Aumento 630x).	173
Figura 78. Células hibridizadas pela sonda NIT (DAPI em azul e hibridização em verde) visualizadas em microscópio confocal (Aumento 630x).	173

LISTA DE TABELAS

Tabela 1. Cinética de redução dos nitratos de alguns substratos orgânicos.	42
Tabela 2. Resumo das condições operacionais do reator durante a Estratégia I.66	
Tabela 3. Resumo das condições operacionais do reator durante a Estratégia II.	67
Tabela 4. Duração das fases dos ciclos operacionais durante a Estratégia Operacional III.....	68
Tabela 5. Síntese das Estratégias Operacionais.	68
Tabela 6. Cargas aplicadas nas Estratégias Operacionais.	69
Tabela 7. Métodos e frequência das análises físico-químicas.	71
Tabela 8. Descrição das sondas utilizadas na detecção dos microrganismos presentes nos grânulos pela técnica de FISH.	73
Tabela 9. Categorias quantitativas da biomassa hibridizada.	73
Tabela 10. Condições experimentais para a determinação da TCO.	79
Tabela 11: Características do esgoto doméstico e cargas aplicadas durante a Estratégia Operacional I.....	85
Tabela 12. Comparação entre estudos sobre a formação de grânulos aeróbios utilizando esgoto doméstico e sintético.....	88
Tabela 13. Comparação entre as principais características dos grânulos obtidos em estudos utilizando esgoto doméstico.	93
Tabela 14. Resultados obtidos para OD, pH e temperatura nas fases aeradas ao longo da Estratégia I.	94
Tabela 15. Desempenho do reator em relação à remoção de matéria carbonácea e nitrogenada para os ciclos de 3 e 4 horas.	96
Tabela 16. Comparação entre o desempenho de diferentes RBSG obtidos nos estudos utilizando esgoto doméstico.....	100
Tabela 17. Concentrações de nitrito e nitrato durante a Estratégia I.	101
Tabela 18. Percentuais de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total durante a Estratégia I.	103
Tabela 19. Concentrações de fosfato e eficiência de remoção durante a Estratégia I.....	104
Tabela 20. Resultados da análise FISH dos grânulos aos 150 dias de operação da Estratégia I.	115
Tabela 21: Características do esgoto doméstico e cargas aplicadas durante a Estratégia Operacional II.	116
Tabela 22. Resultados obtidos para OD, pH e temperatura nas fases aeradas ao longo da Estratégia II.....	126
Tabela 23. Desempenho do reator em relação à matéria carbonácea e nitrogenada durante a Estratégia II.	128
Tabela 24. Concentrações de nitrito e nitrato durante a Estratégia II.....	133
Tabela 25. Percentuais de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total durante a Estratégia II.	134

Tabela 26. Concentrações de fosfato e eficiência de remoção durante a Estratégia II.	136
Tabela 27. Resultados da análise FISH dos grânulos aos 70 dias de operação da Estratégia II.	143
Tabela 28: Características do esgoto doméstico e cargas aplicadas durante a Estratégia Operacional III.	145
Tabela 29. Resultados obtidos para OD, pH e temperatura nas fases aeradas ao longo da Estratégia III.	155
Tabela 30. Desempenho do reator em relação à matéria carbonácea e nitrogenada durante a Estratégia III.	157
Tabela 31. Concentrações de nitrito e nitrato durante a Estratégia III.	161
Tabela 32. Percentuais de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total durante a Estratégia III.	162
Tabela 33. Concentrações de fosfato e eficiência de remoção durante a Estratégia III.	163
Tabela 34. Resultados da análise FISH dos grânulos aos 53 dias de operação da Estratégia III.	172
Tabela 35. Concentração de biomassa ativa autotrófica e heterotrófica no primeiro e no último dia de operação da Estratégia III.	174
Tabela 36. Síntese das condições operacionais aplicadas e dos principais resultados obtidos durante cada Estratégia Operacional.	176

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

A/D – Relação Altura/Diâmetro
A/M – Relação Alimento/Microrganismo
ANA – Agência Nacional de Águas
ATU – Allylthiourea
BOA – Bactérias Oxidadoras de Amônia
BON – Bactérias Oxidadoras de Nitrito
CaCO₃ – Carbonato de Cálcio
CASAN – Companhia Catarinense de Águas e Saneamento
CLP – Controlador Lógico Programável
C/N – Relação Carbono/Nitrogênio
COD – Carbono Orgânico Dissolvido
CONAMA – Conselho Nacional do Meio Ambiente
DQO_t – Demanda Química de Oxigênio Total
DQO_s – Demanda Química de Oxigênio Solúvel
ETE – Estação de Tratamento de Esgoto
FISH – Hibridização Fluorescente In Situ
H⁺ – Íon Hidrogênio
HNO₂ – Ácido Nitroso
IVL – Índice Volumétrico do Lodo
IVL₃₀/IVL₁₀ – Relação Índice Volumétrico do Lodo após 30 minutos de sedimentação e Índice Volumétrico do Lodo após 10 minutos de sedimentação
LABEFLU – Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos
LBBMM – Laboratório de Bioquímica e Biologia Molecular de Microrganismos
LCT – Laboratório de Caracterização Tecnológica
LIMA – Laboratório Integrado do Meio Ambiente
n – Número de dados
NDS – Nitrificação e Desnitrificação Simultâneas
NH₃ – Amônia não ionizada
NH₄⁺-N – Nitrogênio Amoniacal
N₂ – Nitrogênio Gasoso
N₂O – Óxido Nitroso
NO – Óxido Nítrico
NO₂⁻ – Nitrito
NO₂⁻-N – Nitrito expresso como nitrogênio
NO₃⁻ – Nitrato
NO₃⁻-N – Nitrato expresso como nitrogênio

NO_x-N – Compostos nitrogenados oxidados (nitrito e nitrato)
NTK – Nitrogênio Total Kjeldahl
NT – Nitrogênio Total
O₂ – Oxigênio Gasoso
OD – Oxigênio Dissolvido
ORP – Potencial Redox
pH – Potencial Hidrogeniônico
PHB – Polihidroxibutirato
PO₄-P – Fosfato expresso como fósforo
PRODES – Programa Despoluição de Bacias Hidrográficas
PSE – Polissacarídeos Extracelulares
PTV – Percentual de Troca Volumétrica
RBS – Reator em Bateladas Sequenciais
RBSG – Reator em Bateladas Sequenciais de Grânulos Aeróbios
SSF – Sólidos Suspensos Fixos
SST – Sólidos Suspensos Totais
SSV – Sólidos Suspensos Voláteis
SSV/SST – Proporção Sólidos Suspensos Voláteis e Sólidos Suspensos Totais
T – Temperatura
TCO – Taxa de Consumo de Oxigênio
TCO_A – Taxa de Consumo de Oxigênio Autotrófica
TCO_E – Taxa de Consumo de Oxigênio Específica
TCO_{end} – Taxa de Consumo de Oxigênio Endógena
TCO_H – Taxa de Consumo de Oxigênio Heterotrófica
TRH – Tempo de Retenção Hidráulica
TSE – Tempo de Sedimentação
UFSC – Universidade Federal de Santa Catarina
USEPA – United States Environment Protection Agency
VLS – Volume de Lodo Sedimentado
X_A – Concentração de Biomassa Ativa Autotrófica
X_H – Concentração de Biomassa Ativa Heterotrófica

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO.....	25
1.1 JUSTIFICATIVA	25
1.2 OBJETIVOS	28
1.2.1 <i>Objetivo Geral</i>	28
1.2.2 <i>Objetivos Específicos</i>	28
2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	29
2.1 CONVERSÃO BIOLÓGICA DA MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA	29
2.2 CONVERSÃO BIOLÓGICA DO NITROGÊNIO	32
2.2.1 <i>Nitrificação</i>	33
2.2.2 <i>Desnitrificação</i>	38
2.2.3 <i>Nitrificação e Desnitrificação Simultâneas (NDS)</i>	43
2.3 REATORES EM BATELADAS SEQUÊNCIAIS (RBS)	49
2.4 GRÂNULOS AERÓBIOS	53
2.4.1 <i>Características Gerais</i>	54
2.4.2 <i>Formação dos Grânulos Aeróbios</i>	56
2.4.3 <i>Fatores que Afetam a Granulação Aeróbia</i>	56
2.4.4 <i>Aplicações dos Grânulos Aeróbios</i>	61
3 MATERIAIS E MÉTODOS	63
3.1 SISTEMA EXPERIMENTAL.....	63
3.2 INOCULAÇÃO DO REATOR	65
3.3 OPERAÇÃO DO REATOR	66
3.4 MONITORAMENTO DO REATOR.....	70
3.4.1 <i>Análises Físico-Químicas</i>	70
3.4.2 <i>Análises Morfológicas e Microbiológicas</i>	72
3.4.3 <i>Granulometria por Difração a Laser</i>	73
3.4.4 <i>Respirometria</i>	74
3.5 CÁLCULOS REALIZADOS	79
3.5.1 <i>Vazão Diária de Esgoto (Q_d)</i>	79
3.5.2 <i>Carga Volumétrica Aplicada (CV)</i>	80
3.5.3 <i>Tempo de Retenção Hidráulica (TRH)</i>	80
3.5.4 <i>Velocidade Superficial Ascensional do Ar</i>	81
3.5.5 <i>Eficiência (E)</i>	81
3.5.6 <i>Eficiência de Desnitrificação (E_{DN})</i>	81
3.5.7 <i>Eficiência de Remoção do Nitrogênio Total (E_{NT})</i>	82
3.5.8 <i>Concentração de Biomassa Ativa</i>	82

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO	85
4.1 ESTRATÉGIA OPERACIONAL I.....	85
4.1.1 Formação dos Grânulos Aeróbios.....	85
4.1.2 Desempenho do Reator.....	93
4.1.3 Hibridização Fluorescente in situ (FISH).....	114
4.2 ESTRATÉGIA OPERACIONAL II.....	116
4.2.1 Características dos Grânulos Aeróbios.....	117
4.2.2 Desempenho do Reator.....	125
4.2.3 Hibridização Fluorescente in situ (FISH).....	143
4.3 ESTRATÉGIA OPERACIONAL III.....	145
4.3.1 Características dos Grânulos Aeróbios.....	145
4.3.2 Desempenho do Reator.....	155
4.3.3 Hibridização Fluorescente in situ (FISH).....	171
4.3.4 Biomassa Ativa Autotrófica e Heterotrófica.....	174
4.4 SÍNTESE DAS ESTRATÉGIAS OPERACIONAIS.....	176
5 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	181
REFERÊNCIAS	185

1 INTRODUÇÃO

A água é um recurso natural finito indispensável à vida e às diversas atividades desenvolvidas pelo ser humano. Entretanto, tem-se verificado uma crescente degradação dos recursos hídricos, principalmente nas regiões metropolitanas, devido à intensa industrialização associada ao crescimento demográfico desordenado.

De acordo com o Programa Despoluição de Bacias Hidrográficas (PRODES) da Agência Nacional de Águas (ANA) (2001), os esgotos domésticos representam uma das principais fontes poluidoras dos recursos hídricos, uma vez que no Brasil menos de 20% do esgoto urbano recebe algum tipo de tratamento, sendo o restante lançado “in natura” nos corpos d’água, colocando em risco a saúde do ecossistema e da população local.

Os esgotos domésticos carregam dejetos de origem humana, podendo conter microrganismos patogênicos, os quais são associados a doenças de veiculação hídrica. Além disso, a matéria orgânica presente nas águas residuárias, quando introduzida nos mananciais, provoca o consumo do oxigênio dissolvido na água, gerando impactos negativos sobre a vida aquática (MOTA, 2006).

Desta forma, o controle da poluição dos recursos hídricos assume importância vital, a fim de satisfazer a demanda quantitativa e qualitativa de água. Este controle pode ser realizado através de medidas preventivas como, por exemplo, coleta, transporte, tratamento e disposição adequada dos esgotos domésticos, contribuindo assim para a proteção ambiental.

Tendo em vista a fragilidade dos ecossistemas aquáticos e da necessidade de assegurar os usos múltiplos da água, os padrões de lançamento de efluentes estão cada vez mais rigorosos, exigindo uma demanda de tecnologias de tratamento capazes de remover os principais poluentes presentes nas águas residuárias de forma eficiente e econômica.

1.1 JUSTIFICATIVA

Atualmente, um dos principais problemas relacionados ao lançamento de esgotos sem tratamento prévio são os altos níveis de contaminação das águas, especialmente por nutrientes como o

nitrogênio e fósforo, os quais se apresentam sob diferentes formas no meio aquático.

O lançamento excessivo desses nutrientes cria condições favoráveis ao crescimento exacerbado de plantas aquáticas. Este fenômeno, denominado de eutrofização, provoca efeitos indesejáveis nos corpos hídricos, como problemas de odor, sabor, turbidez e, principalmente, a redução de oxigênio dissolvido, o que ocasiona consideráveis impactos negativos nos organismos aquáticos.

Além disso, o lançamento e a acumulação dos compostos nitrogenados (em forma de amônia livre, nitritos e nitratos) em águas superficiais podem causar efeitos tóxicos à vida aquática, e constituem perigos potenciais à saúde humana, por estarem relacionados a doenças como a metahemoglobinemia (síndrome do bebê azul) e câncer (USEPA, 1993).

A legislação ambiental contempla, além da necessidade de redução da poluição orgânica, a redução de nitrogênio e fósforo para o lançamento de efluentes sanitários e/ou industriais em cursos d'água. De acordo com a Resolução nº 357/05 do CONAMA, a qual estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, o valor máximo permitido de nitrogênio amoniacal é de $20 \text{ mgN}\cdot\text{L}^{-1}$ (BRASIL, 2005). No entanto, este padrão foi suspenso temporariamente pela Resolução nº 397/08 do CONAMA (BRASIL, 2008). Já a legislação ambiental de Santa Catarina, através da Lei nº 14.675/09, estabelece que os efluentes somente podem ser lançados direta ou indiretamente em trechos de lagoas, lagunas e estuários, quando a concentração de fósforo total for inferior a $4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ou quando a eficiência de remoção de fósforo for no mínimo de 75%, desde que não altere as características dos corpos de água (SANTA CATARINA, 2009).

Segundo Mota & Von Sperling (2009), os sistemas convencionais de tratamento de esgoto são projetados visando, principalmente, à remoção de matéria orgânica, dificultando assim o atendimento às exigências da legislação ambiental, uma vez que os efluentes desses sistemas apresentam concentrações de nitrogênio e fósforo próximas às do esgoto bruto.

De forma a minimizar os impactos ambientais relacionados ao lançamento indevido de esgotos domésticos e atender às legislações vigentes, a busca de alternativas adequadas e eficientes para o tratamento de esgotos assume extrema importância.

Neste contexto, o Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU) da Universidade Federal de Santa Catarina, coordenado pelos professores Rejane Helena Ribeiro da Costa e Paulo Belli Filho,

vem desenvolvendo desde 1997, pesquisas sobre o tratamento biológico de esgotos domésticos e industriais utilizando *sistemas de biomassa fixa*, como os reatores de leito fluidizado (WOLFF, 1997; BARTHEL, 1998; SALES, 1999; ALVES, 2000; HEIN DE CAMPOS, 2001; MARTINS, 2003) e os reatores de leito fluidizado em bateladas seqüenciais (BARBOSA, 2004; BORTOLOTTI NETO, 2004; HEIN DE CAMPOS, 2006); *sistemas de biomassa suspensa*, como os reatores em bateladas seqüenciais (COSTA, 2005; THANS, 2008); e *sistemas híbridos* (biomassa suspensa + biomassa fixa), de fluxo contínuo ou em bateladas seqüenciais (WOLFF, 2005; SOUTO, 2007; LAMEGO NETO, 2008). Atualmente, vem sendo realizadas pesquisas utilizando *sistemas de biomassa granular* em reatores em bateladas seqüenciais (JUNGLES, em andamento).

Entre as recentes tecnologias desenvolvidas para o tratamento biológico de esgotos, os reatores baseados na biomassa em forma de grânulos aeróbios têm despertado bastante interesse (DI IACONI *et al.*, 2007). Esses reatores granulares surgiram nos últimos anos com a finalidade de desenvolver sistemas mais eficientes que os tratamentos convencionais por lodos ativados, no que diz respeito à eliminação biológica de matéria orgânica e nitrogênio (DE KREUK & BRUIN, 2004).

Entretanto, apesar da granulação aeróbia ter sido extensivamente investigada nos últimos anos, a maioria dos pesquisadores tem focado seus estudos nos processos de conversão e formação dos grânulos aeróbios em sistemas bem controlados de escala laboratorial, alimentados com esgoto sintético de média e elevada carga orgânica (DE KREUK & VAN LOOSDRECHT, 2006), o qual é elaborado a partir de compostos orgânicos e inorgânicos solúveis de fácil assimilação pelos microrganismos. Além disso, a complexidade e variedade da qualidade e da quantidade dos esgotos domésticos tornam a formação, as características e o desempenho de tratamento dos grânulos aeróbios mais complexos do que comparado aos sistemas que usam esgoto sintético (JI *et al.*, 2009).

Assim, para poder aplicar na prática a tecnologia dos grânulos aeróbios, é preciso realizar estudos sobre a potencial utilização desta tecnologia no tratamento de esgoto doméstico, o qual é usualmente caracterizado como sendo de baixa carga orgânica. De Kreuk & Van Loosdrecht (2006) observaram que é possível formar grânulos aeróbios em um reator em bateladas seqüenciais (RBS) utilizando um afluente complexo como o esgoto doméstico. Esses autores observaram que os grânulos formados nessas condições são mais heterogêneos do que os

grânulos obtidos em estudos que utilizaram esgoto sintético. Ni *et al.* (2009) também obtiverem grânulos aeróbios com uma alta capacidade de remoção de carbono e amônia, em um reator piloto em bateladas seqüenciais usando esgoto municipal de baixa carga orgânica.

Desta forma, o presente trabalho teve por finalidade aprofundar os conhecimentos relativos ao tratamento de esgotos domésticos por grânulos aeróbios, a fim de complementar a linha de pesquisa realizada no LABEFLU e também contribuir com informações relevantes para a sociedade e a comunidade científica, tendo em vista que o desenvolvimento científico e tecnológico, e a difusão dos conhecimentos gerados na área de saneamento básico são objetivos da Política Federal de Saneamento Básico (BRASIL, 2007).

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo Geral

Este trabalho teve como objetivo geral estudar o desenvolvimento de grânulos aeróbios no tratamento de esgoto doméstico em um reator em bateladas seqüenciais sob diferentes condições operacionais.

1.2.2 Objetivos Específicos

- ✓ Avaliar o desempenho do reator em relação à remoção de carbono e nitrogênio utilizando ciclos operacionais com diferentes tempos de duração;
- ✓ Avaliar o comportamento do reator quando submetido a diferentes cargas orgânicas;
- ✓ Avaliar o efeito da diminuição do tempo de sedimentação nas características dos grânulos e no desempenho do reator.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 CONVERSÃO BIOLÓGICA DA MATÉRIA ORGÂNICA CARBONÁCEA

O material orgânico presente nos esgotos domésticos é normalmente composto por carbono, hidrogênio, oxigênio e, em alguns casos, nitrogênio. A matéria orgânica presente nos esgotos é constituída principalmente por proteínas (40 a 60%), carboidratos (25 a 50%), e óleos e graxas (8 a 12%). Além disso, o esgoto pode conter pequenas quantidades de um largo número de diferentes moléculas orgânicas sintéticas, com estruturas variando entre simples e extremamente complexas (METCALF & EDDY, 2003).

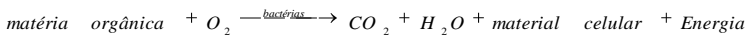
Segundo Sant'Anna Jr. (2010), os poluentes orgânicos são primeiramente adsorvidos nas superfícies dos aglomerados microbianos (flocos, biofilmes ou grânulos) existentes no sistema de tratamento. Dependendo das características da molécula poluente, ela poderá sofrer hidrólise ou outras transformações catalisadas por enzimas excretadas pelos microrganismos e que se localizam na matriz constituinte dos aglomerados microbianos. Portanto, somente quando essas moléculas orgânicas já sofreram as transformações pertinentes, é que elas podem ser absorvidas pelas células microbianas, sendo então metabolizadas. Essas substâncias assimiladas pelas células bacterianas sofrem então o processo de biodegradação, também conhecido como oxidação da matéria orgânica.

A oxidação da matéria orgânica é responsável pelo principal problema de poluição das águas, que é o consumo de oxigênio dissolvido pelos microrganismos nos seus processos metabólicos de utilização e estabilização da matéria orgânica. Este consumo é devido à respiração dos microrganismos decompositores, representados em sua maioria por bactérias heterotróficas aeróbias e facultativas, as quais, na presença de oxigênio, convertem a matéria orgânica a compostos simples e estáveis, como água e gás carbônico. Com isso, elas tendem a crescer e a se reproduzir, gerando mais bactérias, enquanto houver disponibilidade de alimento e oxigênio no meio (VON SPERLING, 2005).

De maneira geral, a matéria orgânica dos esgotos se apresenta em duas formas: em suspensão, que tende a sedimentar formando o lodo de fundo; e dissolvida, a qual permanece na massa líquida. De acordo com

Fernandes & Souza (2001), o processo de oxidação da matéria orgânica passa por duas etapas: a oxidação direta da matéria orgânica biodegradável (respiração exógena) e conseqüente aumento da biomassa bacteriana, seguida da oxidação do material microbiano celular pelos próprios microrganismos (respiração endógena).

Na etapa de respiração exógena, representada pela Equação 1, predominam processos de catabolismo (oxidação) e anabolismo (síntese). Segundo Van Haandel & Marais (1999), no catabolismo, parte da matéria orgânica presente na água residuária é oxidada a produtos estáveis num processo que é acompanhado pela liberação de energia. Os microrganismos desempenham este importante papel no tratamento de esgotos, pois necessitam desta energia liberada para exercer suas atividades metabólicas (PIVELI & KATO, 2006). Assim, o anabolismo ocorre simultaneamente ao catabolismo, sendo um processo de assimilação ou síntese de nova massa celular a partir do material orgânico. Desta forma, observa-se que o material orgânico serve como fonte energética no catabolismo e como fonte material no anabolismo (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).



Equação 1

Os processos de catabolismo e anabolismo resultam em fenômenos mensuráveis, uma vez que a oxidação da matéria orgânica causa o consumo de oxigênio dissolvido na água e a síntese microbiana pode ser detectada através da determinação dos sólidos em suspensão (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

A segunda etapa da oxidação da matéria orgânica, a respiração endógena, acontece quando o substrato disponível para a biodegradação encontra-se em sua maior parte removido e, devido a esta baixa disponibilidade de substrato no meio, os microrganismos passam a consumir o próprio protoplasma microbiano a fim de obter energia para suas reações celulares (FERNANDES & SOUZA, 2001). Isto resulta numa auto-oxidação da matéria celular e na diminuição do número de organismos. Esta fase pode ser representada pela Equação 2.



Equação 2

Em uma estação de tratamento de esgoto (ETE), há a coexistência das duas reações (Equação 1 e Equação 2), sendo que a segunda nunca é completa, uma vez que para isso seria necessário ter uma idade de lodo muito elevada, o que conduziria a um significativo aumento das unidades da ETE (DEGRÉMONT, 2005).

Existem ainda compostos, chamados de resíduos não biodegradáveis ou recalcitrantes, para os quais os microrganismos são incapazes de produzir enzimas que possam romper suas ligações químicas, permanecendo, assim, inalterados (PIVELI & KATO, 2006).

Na Figura 1 é apresentado um esquema simplificado do metabolismo dos microrganismos heterotróficos em um ambiente aeróbio, em que os compostos orgânicos biodegradáveis são transformados em produtos finais mais estáveis ou mineralizados.

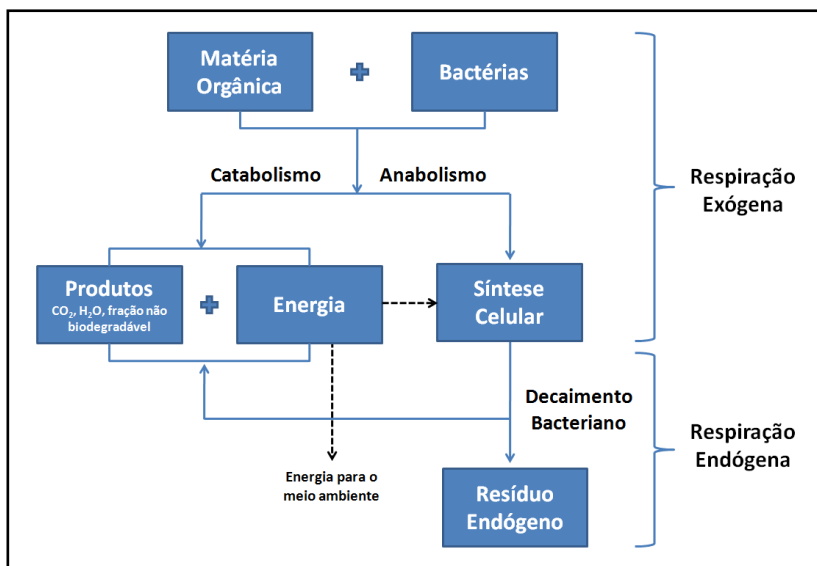


Figura 1. Representação esquemática do metabolismo bacteriano heterotrófico em um ambiente aeróbio.

Fonte: Adaptado de Van Haandel & Marais (1999).

De acordo com Jordão & Pessoa (2005), para que haja a efetiva conversão da matéria orgânica é necessário haver: uma população de microrganismos ativos; contato adequado entre os microrganismos e os esgotos a serem degradados; disponibilidade de oxigênio;

disponibilidade de nutrientes; e condições ambientais favoráveis (temperatura, pH, etc.).

De acordo com Sant'Anna Jr. (2010), a oxidação do material orgânico pode ocorrer em uma ampla faixa de temperatura (10 a 40 °C), sendo que a velocidade do processo cresce de 10 até 35 °C, e abaixo de 5 °C há uma considerável queda nas velocidades de crescimento e de metabolização do substrato.

A oxidação da matéria orgânica carbonácea pode ocorrer em pH na faixa de 6 a 9, sendo o pH ótimo próximo ao neutro. Em relação ao oxigênio dissolvido (OD), concentrações acima de 0,5 mg·L⁻¹ apresentam pouco efeito na taxa de degradação (METCALF & EDDY, 2003). No entanto, o ideal é adotar o valor OD de mínimo igual a 2,0 mg·L⁻¹, para poder, com segurança, acomodar variações inerentes ao processo (temperatura, carga orgânica, entre outros) (SANT'ANNA JR., 2010).

Além disso, as bactérias heterotróficas responsáveis pela remoção da matéria orgânica podem tolerar elevadas concentrações de substâncias tóxicas em comparação com as bactérias responsáveis pela oxidação da amônia ou pela produção de metano (METCALF & EDDY, 2003).

2.2 CONVERSÃO BIOLÓGICA DO NITROGÊNIO

Nas águas residuárias, o material nitrogenado é composto principalmente de nitrogênio amoniacal (gasoso, NH₃; e salino NH₄⁺) e nitrogênio orgânico (uréia, aminoácidos e outras substâncias orgânicas com o grupo amino). Ocasionalmente, ocorrem ainda traços das formas oxidadas do nitrogênio, como o nitrito (NO₂⁻) e, principalmente, o nitrato (NO₃⁻) (VAN HAANDEL *et al.*, 2009).

A remoção biológica do nitrogênio nos sistemas de tratamento de esgoto doméstico é feita por dois mecanismos principais (Figura 2): 1) síntese da biomassa (assimilação do nitrogênio) e descarte do lodo; e 2) nitrificação e desnitrificação biológica. No tratamento de esgoto doméstico, o nitrogênio pode ser removido de 15 a 30% pelo primeiro mecanismo. Entretanto, somente com a etapa de desnitrificação é possível alcançar um elevado nível de remoção de nitrogênio e uma baixa concentração de nitrogênio inorgânico no efluente (USEPA, 2010).

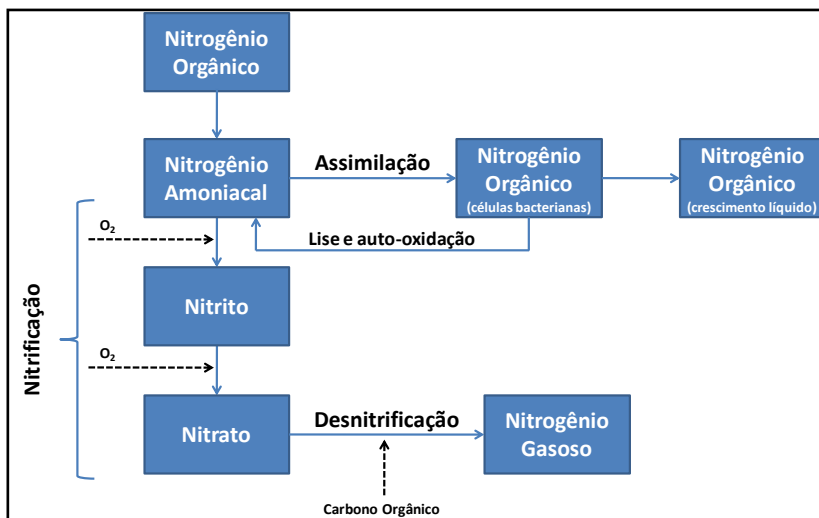


Figura 2. Transformação do nitrogênio nos processos biológicos de tratamento.

Fonte: Adaptado de Metcalf & Eddy (2003).

Neste trabalho serão abordados apenas os processos de nitrificação e desnitrificação, os quais podem ocorrer de forma seqüencial ou simultânea.

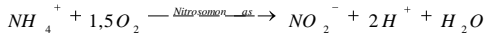
2.2.1 Nitrificação

2.2.1.1 Princípios da Nitrificação

A nitrificação pode ser definida como sendo a oxidação biológica da amônia, tendo o oxigênio como receptor de elétrons e o nitrato como produto final. Esta oxidação ocorre em duas etapas seqüenciais: na primeira etapa, a amônia é oxidada a nitrito, e na segunda, o nitrito é oxidado a nitrato.

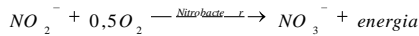
Segundo Von Sperling (1996), os microrganismos envolvidos neste processo são autotróficos quimiossintetizantes (ou quimioautótrofos). Esses microrganismos utilizam o gás carbônico como principal fonte de carbono, e obtém energia através da oxidação de um substrato orgânico, como a amônia, a formas mineralizadas.

A reação de transformação da amônia em nitrito, *nitrificação*, é catalisada pelas bactérias oxidadoras de amônia (BOA), como as do gênero *Nitrosomonas*, e pode ser expressa pela Equação 3:



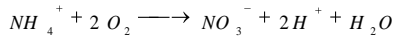
Equação 3

A reação de oxidação de nitrito a nitrato, *nitratação*, ocorre pela atuação das bactérias oxidadoras de nitrito (BON), como as do gênero *Nitrobacter*, e pode ser expressa pela Equação 4:



Equação 4

A reação global da nitrificação é a soma das Equações 3 e 4:



Equação 5

A partir da Equação 5, pode-se perceber que a nitrificação produz acidez (H^+), além de consumir uma elevada quantidade de oxigênio: 2 mols de oxigênio por mol de amônia, o que corresponde a 4,57 gO₂/gN oxidado (METCALF & EDDY, 2003; BERNET & SPÉRANDIO, 2009). Segundo Van Haandel *et al.* (2009), a produção de 1 mol de H^+ (acidez mineral) equivale ao consumo de 1 mol de alcalinidade (ou 50gCaCO₃) portanto, durante o processo de nitrificação, tem-se um consumo de alcalinidade igual a 100 gCaCO₃ por mol de N, o que corresponde a 7,14 gCaCO₃/gN oxidado.

Nas últimas décadas, com uso de metodologia genética para classificar os microrganismos, foi identificado que as *Nitrosomonas* e as *Nitrobacter*, apesar de serem as mais comumente conhecidas como as responsáveis pelo processo de nitrificação, nem sempre predominam nas ETEs. Além dessas bactérias, outros gêneros como *Nitrosococcus*, *Nitrosospira*, *Nitrosolobus* e *Nitrosorobrio*, são também capazes de oxidar a amônia a nitrito, e a oxidação do nitrito pode também ser realizada por outros gêneros como *Nitrococcus*, *Nitrospira*, *Nitrospina*, e *Nitroeystis* (RITTMANN & MCCARTY, 2001; METCALF & EDDY, 2003).

Embora a nitrificação seja realizada por bactérias autotróficas, há registros na literatura da ocorrência desse processo também por ação de

bactérias heterotróficas que utilizam o carbono orgânico e oxidam a amônia a nitrato, como por exemplo, *Arthrobacter* (VERSTRAETE & ALEXANDER, 1972), *Thiosphaera pantotropha* (WEHRFRITZ *et al.*, 1993; GUPTA, 1997) e *Alcaligenes faecalis* (JOO *et al.*, 2005).

2.2.1.2 Fatores Ambientais que Afetam a Nitrificação

Diversos fatores ambientais exercem influência na taxa de crescimento dos organismos nitrificantes. Dentre os fatores mais significativos pode-se citar: tempo de retenção de sólidos, temperatura, concentração de oxigênio, pH, alcalinidade, concentração de substratos e presença de substâncias tóxicas ou inibidoras. Entretanto, segundo Bernet & Spérandio (2009), comparado com os microrganismos heterotróficos, o crescimento das bactérias nitrificantes é lento e escasso, mesmo nas condições ótimas. Desta forma, nos sistemas biológicos de remoção de nitrogênio, a nitrificação vai ser o processo de controle, uma vez que os microrganismos nitrificantes representam aproximadamente 2% da massa microbiana, têm exigências estritas de crescimento e são sensíveis às condições ambientais (JEYANAYAGAM, 2005).

a) Tempo de retenção de sólidos (idade do lodo)

Como exposto anteriormente, as bactérias nitrificantes apresentam uma velocidade de crescimento mais lenta do que as que bactérias heterotróficas. Desta forma, os organismos nitrificantes requerem um maior tempo no reator biológico para que possam oxidar o nitrogênio amoniacal. Em consequência disto, o tempo de retenção de sólidos deve ser levado em consideração no dimensionamento dos projetos para assegurar a ocorrência da nitrificação (METCALF & EDDY, 2003; JEYANAYAGAM, 2005). De acordo com Rittmann & McCarty (2001), a idade do lodo deve ser igual ou maior do que 15 dias.

b) Temperatura

A maioria das bactérias nitrificantes são mesofílicas, com temperatura ótima de crescimento entre 28 e 36 °C. Em vista disso, a velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes diminui com a diminuição da temperatura, mas o processo de nitrificação é possível mesmo em temperaturas em torno de 5 °C. A influência da temperatura

na velocidade de crescimento pode ser expressa pela equação de van't Hoff-Arrhenius (Equação 6) (BERNET & SPÉRANDIO, 2009).

$$\mu = \mu_{20} \cdot \theta^{T-20}$$

Equação 6

Onde μ : velocidade específica de crescimento (d^{-1}), μ_{20} : valor de μ a 20 °C (d^{-1}), θ : coeficiente de temperatura (adimensional), e T: temperatura (°C).

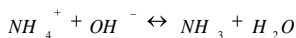
A relação entre temperatura e velocidade de crescimento máximo é diferente entre as bactérias oxidadoras de nitrito e de amônia (BERNET & SPÉRANDIO, 2009). A temperatura ótima para *Nitrosomonas* é igual a 35 °C, e para *Nitrobacter* é na faixa de 38 °C (GRUNDITZ & DALHAMMAR, 2001). Segundo Béline (2001), temperaturas inferiores ou superiores a temperatura ótima são menos desfavoráveis ao desenvolvimento das *Nitrosomonas* do que das *Nitrobacter*, e podem também conduzir à acumulação de nitritos.

c) pH e Alcalinidade

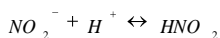
A taxa de nitrificação diminui significativamente se o pH é reduzido abaixo da zona neutra ($pH < 6,8$), sendo que para um ótimo desempenho do sistema o ideal é manter o pH na faixa de 7,4 a 8,0 (METCALF & EDDY, 2003; USEPA, 2010). No entanto, segundo Ros (1993), a nitrificação pode ocorrer em pH na faixa de 5 a 9. Já de acordo com Surampalli *et al.* (1997), valores de pH abaixo de 7,0 e acima de 9,8 podem reduzir a velocidade de nitrificação em cerca de 50%. Desta forma, para garantir velocidades de nitrificação razoáveis, valores de pH entre 7,0 e 7,2 são normalmente adotados nos projetos e operações das ETEs (METCALF & EDDY, 2003; USEPA, 2010).

Como visto anteriormente na Equação 5, no processo de nitrificação ocorre a liberação de H^+ , o que, conseqüentemente, provoca o consumo da alcalinidade do meio e a redução do pH (VON SPERLING, 1996). Assim, em alguns casos, para se assegurar um pH estável, pode ser necessária a adição de alcalinidade, na forma de cal, carbonato de sódio, bicarbonato de sódio e hidróxido de magnésio (METCALF & EDDY, 2003).

Além disso, o pH também tem um efeito indireto no processo de nitrificação, uma vez que afeta o equilíbrio químico entre a amônia salina e gasosa (NH_4^+/NH_3 - Equação 7), e o nitrito e o ácido nitroso (NO_2^-/HNO_2 - Equação 8) (BERNET & SPÉRANDIO, 2009).



Equação 7



Equação 8

d) Oxigênio dissolvido (OD)

A presença de oxigênio dissolvido é um requisito indispensável para a ocorrência da nitrificação. Segundo USEPA (1993), a velocidade de crescimento das *Nitrossomonas* não está limitada em níveis de OD acima de $1,0 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, mas na prática, é requerido um OD maior do que $2,0 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. A velocidade de nitrificação em concentrações de OD igual a $0,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ é apenas 60% da que ocorre com concentração igual a $2,0 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (USEPA, 2009). Além disso, de acordo com Jeyanayagam (2005), a nitrificação pode ser inibida quando se tem, por um período prolongado, concentrações de OD abaixo de $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Segundo Metcalf & Eddy (2003), baixas concentrações de OD tem um efeito inibidor maior nas *Nitrobacter* do que nas *Nitrosomonas*, o que pode levar a um aumento da concentração de nitrito no efluente. Portanto, em projetos de sistemas de lodo ativado é recomendado que o nível mínimo de OD seja estimado em $2,0 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ no reator biológico para prever picos de carga de amônia no meio líquido (FERREIRA, 2000).

Por outro lado, em sistemas de tratamento onde as bactérias nitrificantes estão localizadas em agregados ou biofilmes, é preciso considerar a ocorrência de diferentes gradientes de concentração de OD no interior desses aglomerados. Portanto, nesses sistemas, a concentração de oxigênio requerido no meio vai ser maior (FIGUEROA & SILVERSTEIN, 1992; BERNET & SPÉRANDIO, 2009).

e) Concentração de substratos e produtos da reação

Altas concentrações de matéria orgânica proporcionam condições favoráveis ao desenvolvimento de microrganismos heterotróficos, mas podem diminuir a velocidade do processo de nitrificação, em função da competição pelo oxigênio dissolvido que ocorre entre os organismos autotróficos e heterotróficos (FIGUEROA & SILVERSTEIN, 1992).

A nitrificação também pode ser afetada pela presença de certas formas de nitrogênio, como a amônia não ionizada (NH_3) e o ácido nitroso não ionizado (HNO_2). Segundo USEPA (2010), a presença de NH_3 tem um efeito inibidor maior nas BON do que nas BOA, enquanto que a presença de HNO_2 tem um efeito inibidor maior nas BOA. Como

exposto anteriormente nas Equação 7 e 8, a concentração de NH_3 e HNO_2 depende do pH e, conseqüentemente, da temperatura.

f) *Substâncias tóxicas ou inibidoras*

Os organismos nitrificantes são sensíveis a diversos compostos orgânicos e inorgânicos em concentrações bem inferiores àquelas que afetam os organismos aeróbios heterotróficos (DEGRÉMONT, 2005). Em muitos casos, esses compostos não causam a morte das bactérias nitrificantes, mas inibem significativamente a sua taxa de crescimento (USEPA, 2010), principalmente das *Nitrosomonas*, que são as mais sensíveis (VON SPERLING, 2002).

A utilização de inibidores da nitrificação tem sido bastante empregada em alguns experimentos a fim de determinar a atividade e a taxa de crescimento das bactérias nitrificantes (SURMACZ-GORSKA *et al.*, 1996; GINESTET *et al.*, 1998; NING *et al.*, 2000; OCHOA *et al.*, 2002; WOLFF *et al.*, 2003; POLLARD, 2006; WOLFF *et al.*, 2006; PAUL *et al.*, 2007). O inibidor mais amplamente usado é a *Allylthiourea* (ATU), que é um inibidor seletivo do grupo das *Nitrosomonas* (SURMACZ-GORSKA *et al.*, 1996).

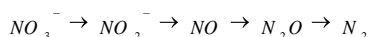
2.2.2 Desnitrificação

2.2.2.1 Princípios da Desnitrificação

A desnitrificação é a redução biológica do nitrato ou nitrito e pode ser um processo assimilatório e/ou dissimilatório. A desnitrificação assimilatória envolve a redução de nitrato/nitrito para nitrogênio amoniacal, o qual pode ser usado na síntese de biomassa quando não tiver NH_4^+ -N disponível de outra maneira. A maioria das referências de desnitrificação biológica refere-se ao processo dissimilatório, no qual o nitrato/nitrito é o aceptor final de elétrons para a oxidação de diversos substratos orgânicos e inorgânicos (USEPA, 2010). Neste trabalho, será abordado apenas o processo de desnitrificação dissimilatória.

Assim, de uma maneira geral, a desnitrificação pode ser definida como um processo onde as formas oxidadas de nitrogênio – nitrato e nitrito – são reduzidas a nitrogênio gasoso em condições anóxicas, ou seja, ausência de oxigênio e presença de nitratos. Desta forma, é necessário que a desnitrificação seja precedida da nitrificação.

A redução do nitrato (NO_3^-) envolve a formação de uma série de produtos intermediários, como nitrito (NO_2^-), óxido nítrico (NO), óxido nitroso (N_2O) e nitrogênio gasoso (N_2), com decrescente grau de oxidação (Equação 9). Segundo Cuervo-López *et al.* (2009), cada uma dessas etapas é catalisada por uma enzima redutase específica, a qual é sintetizada quando as condições ambientais se tornam anóxicas. As enzimas envolvidas no processo de desnitrificação são: nitrato redutase, nitrito redutase, óxido nítrico redutase e óxido nitroso redutase.

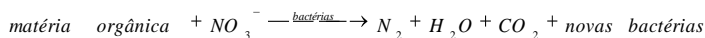


Equação 9

Atualmente, a emissão de N_2O é bastante preocupante, devido ao fato de o mesmo ser um dos mais significativos gases de efeito estufa, com um potencial de aquecimento global aproximadamente 300 vezes maior do que o do dióxido de carbono (USEPA, 2010).

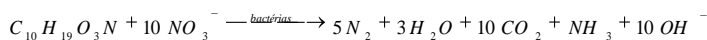
Os microrganismos desnitrificantes requerem ainda a disponibilidade de uma fonte de carbono orgânico (doador de elétrons), que pode ser adicionado externamente, como o metanol, ou que pode estar presente no próprio esgoto (JORDÃO & PESSÔA, 2005). No último caso, de acordo com USEPA (2009), o carbono orgânico pode estar na forma de produtos orgânicos solúveis degradáveis provenientes do afluente, de material orgânico solúvel produzido pela hidrólise do material particulado presente no afluente, e de matéria orgânica liberada durante o decaimento endógeno da biomassa.

Segundo Derozier *et al.* (2001), a reação global de desnitrificação pode ser representada pela Equação 10:



Equação 10

Representando a matéria orgânica do esgoto como sendo $\text{C}_{10}\text{H}_{19}\text{O}_3\text{N}$, a desnitrificação pode ser representada pela Equação 11 (METCALF & EDDY, 2003):



Equação 11

A partir da Equação 11, pode-se perceber que 1 mol de alcalinidade (OH^-) é produzida por mol de NO_3^- reduzido, o que corresponde a 3,57 gCaCO_3/gN reduzido (USEPA, 2010). Como visto anteriormente, na nitrificação são consumidos 7,14 gCaCO_3/gN oxidado. Portanto, a incorporação da desnitrificação no sistema de tratamento pode gerar uma economia de 50% no consumo da alcalinidade (VON SPERLING, 2002).

A desnitrificação pode ser realizada por bactérias heterotróficas que oxidam os substratos orgânicos, por bactérias nitrificantes heterotróficas, e também por bactérias autotróficas (USEPA, 2010). Entretanto, 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 acceptor final de elétrons. De acordo com Derozier *et al.* (2001), cerca de 50% das espécies presentes em uma estação de tratamento são suscetíveis de efetuar essa respiração a partir dos nitratos.

As bactérias desnitrificantes mais comuns e mais largamente distribuídas são as da espécie *Pseudomonas*, as quais podem usar hidrogênio, metanol, carboidratos, ácidos orgânicos, alcoóis, benzoatos, e outros compostos aromáticos para a desnitrificação. Outras bactérias heterotróficas responsáveis pelo processo de desnitrificação incluem os seguintes gêneros: *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Arthrobacter*, *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Corynebacterium*, *Flavobacterium*, *Hypomicrobium*, *Moraxella*, *Nesseria*, *Paracoccus*, *Propionibacteria*, *Rhizobium*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum* e *Vibrio* (METCALF & EDDY, 2003).

2.2.2.2 Fatores que Afetam a Desnitrificação

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 (VAN HAANDEL *et al.*, 2009). No entanto, os seguintes fatores ambientais influem na velocidade de desnitrificação: oxigênio dissolvido, temperatura, pH, substrato orgânico, relação carbono e nitrogênio, e presença de substâncias tóxicas ou inibidoras. De acordo com USEPA (2009), a fonte de carbono empregada é o fator ambiental mais importante para o processo de desnitrificação.

a) Oxigênio dissolvido (OD)

O nível de OD é considerado um parâmetro fundamental para o êxito do processo, visto que a desnitrificação deve ser conduzida em condições anóxicas (SANT'ANNA JR., 2010). Contudo, de acordo com Cuervo-López *et al.* (2009), a atividade desnitrificante é inibida de maneira reversível em condições aeróbias.

Concentrações de OD acima de 0,2 e 0,5 mg·L⁻¹ reduzem consideravelmente a taxa de desnitrificação (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999). Para Jordão & Pessôa (2005), a concentração de OD máxima admitida é de 0,1 mg·L⁻¹. No entanto, segundo Ferreira (2000), na prática é usual e aceitável se trabalhar com concentrações de OD em torno de 0,5 mg·L⁻¹, com máximo de 1,0 mg·L⁻¹, onde então começa a inibição mais intensa da desnitrificação.

Na realidade, é difícil estabelecer uma concentração de OD limite além da qual a desnitrificação é inibida, pois esses valores dependem do tamanho dos agregados microbianos e, portanto, da transferência de OD para as bactérias, além de depender da natureza e da concentração de carbono orgânico (DEGRÉMONT, 2005).

b) Temperatura

A taxa de consumo de nitrato e a velocidade de crescimento dos microrganismos desnitrificantes são afetadas pela temperatura. De acordo com Lalucat *et al.* (2006), o processo de desnitrificação pode ocorrer em temperaturas na faixa de 5 a 35 °C. No entanto, segundo Jeyanayagam (2005), elevadas temperaturas provocam o aumento da atividade microbiana, conduzindo a maiores taxas de desnitrificação, sendo que para uma dada concentração de substrato, uma mudança de temperatura de 20 °C para 10 °C pode provocar uma diminuição de aproximadamente 75% da velocidade de desnitrificação. Assim, Cuervo-López *et al.* (2009) recomendam que a temperatura seja mantida entre 20 e 35 °C a fim de se obter uma constante e aceitável velocidade de desnitrificação. Segundo esses autores, os efeitos de baixas e altas temperaturas estão principalmente relacionados com as mudanças físico-químicas nas estruturas das membranas celulares.

c) pH

A dependência do pH na desnitrificação é muito menos acentuada que na nitrificação (VAN HAANDEL *et al.*, 2009). A velocidade de desnitrificação é máxima para a faixa de pH entre 7,0 e 7,5, sendo que para pH menor do que 6,0 e maior do que 8,5 há uma grande diminuição da atividade de desnitrificação (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

Segundo Degrémont (2005), o pH ótimo para a desnitrificação se situa entre 7,0 e 8,2, enquanto que para Surampalli *et al.* (1997) e Jordão & Pessôa (2005), o pH ótimo está na faixa de 6,5 a 8,0.

d) Substrato orgânico

Como exposto anteriormente, a presença de carbono biodegradável é muito importante para a ocorrência da desnitrificação, sendo muitas vezes necessária a adição de uma fonte externa de carbono. Contudo, a velocidade de desnitrificação pode ser afetada pela natureza do substrato orgânico utilizado como doador de elétrons.

Velocidades significativamente mais elevadas são possíveis utilizando-se metanol e produtos finais da fermentação, tais como os ácidos graxos voláteis presentes no esgoto afluente. No entanto, a utilização do carbono orgânico liberado pela respiração endógena é associada a baixas velocidades de desnitrificação (JEYANAYAGAM, 2005). Na Tabela 1 estão apresentadas as cinéticas de redução dos nitratos de alguns substratos orgânicos.

Tabela 1. Cinética de redução dos nitratos de alguns substratos orgânicos.

Substrato orgânico	Cinética de redução ⁽¹⁾
	(mg NO ₃ ⁻ -N reduzido/g de matéria volátil·h)
Etanol	5,1
Acetato	4,9
Propionato	5,1
Metanol	2,5
Butirato	5,1
Esgoto doméstico	3,3
Respiração endógena	1,5

⁽¹⁾ Temperatura a 20 °C.

Fonte: Degrémont, 2005.

e) Relação carbono/nitrogênio (C/N)

A relação C/N é considerada um importante parâmetro para o processo de desnitrificação. De acordo com Jeyanayagam (2005), a relação DBO/NTK mínima no afluente necessária para assegurar o desenvolvimento da desnitrificação é de aproximadamente 3/1. O valor mais adequado da relação C/N deve ser determinado caso a caso, pois o desempenho do processo depende da conjugação de diversos fatores,

como por exemplo, as condições operacionais e a biodegradabilidade do substrato (JEYANAYAGAM, 2005; SANT'ANNA JR., 2010).

f) *Substâncias tóxicas ou inibidoras*

Não há muita informação sobre a influência de substâncias tóxicas para o processo de desnitrificação, além da inibição já mencionada de OD e pH (VAN HAANDEL *et al.*, 2009). Segundo Sant'Anna Jr. (2010), baixos valores de pH e OD inibem a enzima óxido nítrico reductase, fazendo com que esse gás de efeito estufa seja o produto final do processo de desnitrificação.

As bactérias desnitrificantes encontram-se presentes em uma maior diversidade de espécies, o que reduz o impacto de algum agente inibidor específico. Em geral, as bactérias nitrificantes são mais sensíveis à presença de materiais tóxicos do que as bactérias desnitrificantes (VON SPERLING, 2002; VAN HAANDEL *et al.*, 2009).

2.2.3 Nitrificação e Desnitrificação Simultâneas (NDS)

2.2.3.1 Princípios da NDS

As estações convencionais de tratamento de esgotos são baseadas no princípio que a nitrificação é um processo aeróbio, enquanto a desnitrificação é restrita a condições anóxicas. Isto implica na separação espacial da nitrificação e da desnitrificação, ou na separação temporal, alternando fases aeradas e não aeradas na mesma unidade (PATUREAU *et al.*, 1997). Desta forma, os sistemas convencionais apresentam muitas etapas para a remoção do nitrogênio, exigindo uma complicada seqüência de operações e, conseqüentemente, uma grande área de instalação (MORITA *et al.*, 2008), o que, por sua vez, gera maiores custos de implantação.

Diversos estudos mostraram que a nitrificação e a desnitrificação podem ocorrer simultaneamente em um mesmo reator (PATUREAU *et al.*, 1997; POCHANA & KELLER, 1999; GUO *et al.*, 2005; RUAN *et al.*, 2006; CHIU *et al.*, 2007; JU *et al.*, 2007; BAEK & PAGILLA, 2008; HE *et al.*, 2009; RAHIMI *et al.*, 2011). Este processo é conhecido como nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS) (do inglês *simultaneous nitrification denitrification* – SND).

A NDS tem sido aplicada em vários tipos de processos biológicos de tratamento, como biorreatores à membrana (WANG *et al.*, 2005a; BAEK & PAGILLA, 2008; HE *et al.*, 2009), reatores de grânulos aeróbios (MOSQUERA-CORRAL *et al.*, 2005a; RUAN *et al.*, 2006), reatores em bateladas seqüenciais (CHIU *et al.*, 2007; THANS *et al.*, 2009), reatores de leito fluidizado (SEN & DENTEL, 1998), reatores de biofilme (GUO *et al.*, 2005; RAHIMI *et al.*, 2011), e reatores híbridos em bateladas seqüenciais (WANG *et al.*, 2008; WALTERS *et al.*, 2009).

Ju *et al.* (2007), resumiram em três os mecanismos responsáveis pelas reações de NDS: presença de micro zonas anóxicas/aeróbias no interior dos flocos, biofilmes ou grânulos, devido à limitação da difusão de oxigênio; presença de macro zonas anóxicas/aeróbias no interior do reator biológico; ou ainda, presença de microrganismos capazes de nitrificar e desnitrificar, simultaneamente, sob condições aeróbias.

Em relação ao primeiro mecanismo, como exposto anteriormente, a concentração de OD no líquido não representa a real concentração de OD no interior dos agregados microbianos (flocos, grânulos ou biofilmes) devido à limitação da difusão de oxigênio. De acordo com Ju *et al.* (2007), à medida que o oxigênio presente no meio líquido se difunde no floco este é consumido pelos organismos, criando um gradiente de concentração de OD. Segundo USEPA (2010), isso ocorre quando a concentração de OD no líquido é suficientemente baixa, fazendo com que o OD difundido seja removido antes de penetrar toda a profundidade do floco.

Assim, como consequência, existem dentro dos agregados zonas com alta concentração de OD, onde os organismos nitrificantes estão ativos, e zonas com baixa concentração de OD, onde estão preferencialmente ativos os organismos desnitrificantes (MUNCH *et al.*, 1994). Essa distribuição desigual de OD dentro da biomassa permite a proliferação simultânea das bactérias nitrificantes e desnitrificantes (CHIU *et al.*, 2007). Desta forma, o nitrato produzido na zona aeróbia pelo processo de nitrificação difunde-se, junto com os substratos, para a zona anóxica interna, de modo que a desnitrificação ocorre na parte mais interna do floco (LIU *et al.*, 2010a). Na Figura 3 apresenta-se o perfil da concentração de OD e do substrato em um agregado microbiano.

No segundo mecanismo, ocorre à estratificação de OD no interior do reator, com a existência de zonas aeróbias e anóxicas devido às condições de mistura e a distância do ponto de aeração (METCALF & EDDY, 2003). Portanto, têm-se pontos de OD mínimo, onde a desnitrificação pode ocorrer, e máximo (perto dos aeradores), onde ocorre a nitrificação (VAN HAANDEL *et al.*, 2009).

Entretanto, segundo Van Haandel *et al.* (2009), como a demanda de oxigênio é variável e geralmente se aplica uma aeração estática, a concentração de OD variará com o tempo e as zonas anóxicas terão volume variável. Desta forma, a desnitrificação vai ser irregular: quando a carga é baixa, a demanda de oxigênio será pequena, a concentração de OD alta e a desnitrificação limitada; por outro lado, em momentos de maior carga, a desnitrificação se desenvolverá mais, mas poderá haver nitrificação incompleta devido à falta de OD.

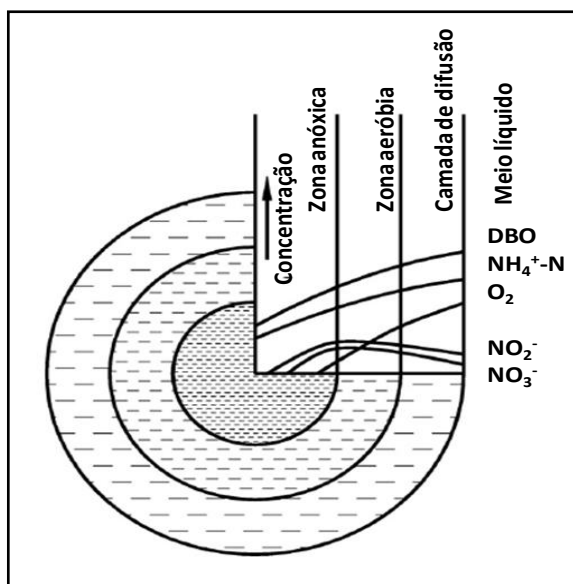


Figura 3. Concentração de OD e substrato em um agregado microbiano.

Fonte: He *et al.* (2009).

Referente ao terceiro mecanismo de NDS, diversos autores demonstraram a habilidade de algumas bactérias em desnitrificar sob circunstâncias inteiramente aeróbias, como a *Thiosphaera pantotropha* (ROBERTSON *et al.*, 1988), *Comamonas sp.* (PATURÉAU *et al.*, 1997), *Microvirgula aerodenitrificans* (PATURÉAU *et al.*, 1998), *Citrobacter diversus* (HUANG & TSENG, 2001), *Pseudomonas aeruginosa* (CHEN *et al.*, 2003), *Alcaligenes faecalis* (JOO *et al.*, 2005) *Pseudomonas putida* (KIM *et al.*, 2008b), *Providencia rettgeri* (TAYLOR *et al.*, 2009), entre outras. Esses microrganismos utilizam o oxigênio e o nitrato simultaneamente como aceptores de elétrons (co-

respiração), a fim de alcançar uma elevada velocidade de crescimento biológico (HUANG & TSENG, 2001). Robertson *et al.* (1988) mostrou que a co-respiração é um importante mecanismo na desnitrificação aeróbia.

Alguns desses microrganismos podem efetuar a desnitrificação aeróbia em concentrações de OD próximas a $7 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (PATUREAU *et al.*, 1997). De acordo com Robertson *et al.* (1989), os microrganismos capazes de desnitrificar sob altas concentrações de OD, como a *Thiosphaera pantotropha* e a *Alcaligenes faecalis*, podem também efetuar a nitrificação heterotrófica, como exposto no item 2.2.1.1. Isto implica na completa conversão da poluição amoniacal em nitrogênio gasoso por um único microrganismo (PATUREAU *et al.*, 1997).

Nesse caso, as reações do metabolismo heterotrófico de NDS são diferentes daquelas dos nitrificantes autotróficos e dos desnitrificantes heterotróficos: a amônia é convertida a hidroxilamina (NH_2OH) sob condições aeróbias, a qual por sua vez é oxidada a nitrito, e, finalmente, o nitrito é diretamente transformado em N_2 (CHIU *et al.*, 2007).

De uma maneira geral, o processo de NDS apresenta as seguintes vantagens:

- Não necessita de unidades de desnitrificação separadas ou de fases alternadas de reações anóxicas/aeróbias nos reatores, simplificando a operação do sistema de tratamento (POCHANA & KELLER, 1999);
- Requer menos gastos com produtos químicos para ajustar o pH do sistema, uma vez que a alcalinidade consumida durante a nitrificação é parcialmente recuperada pela desnitrificação (HUANG & TSENG, 2001);
- Utiliza de 22 a 40% menos fonte de carbono e reduz a produção de lodo em 30% (TURK & MAVINIC, 1987);
- Consome menos energia devido à menor necessidade de aeração (COLLIVIGNARELLI & BERTANZA, 1999).

2.2.3.2 Fatores que afetam a NDS

Diversos fatores influenciam a ocorrência do processo NDS, como a estrutura, tamanho, densidade e concentração dos agregados, concentração de OD, relação alimento/microrganismo (A/M), pH, entre outros (WANG *et al.*, 2005a; HE *et al.* 2009).

a) Oxigênio dissolvido (OD)

O nível de OD é considerado o principal parâmetro para o estabelecimento da NDS. Segundo USEPA (2010), a concentração de OD na qual a NDS é possível, depende da concentração da biomassa, da taxa de consumo de oxigênio (TCO), da temperatura, da carga de substrato e do tamanho do floco.

Baek & Pagilla (2008), operando um biorreator à membrana, obtiveram uma NDS mais efetiva quando a concentração de OD foi igual a $0,6 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, sendo que em concentrações de OD maiores do que $0,6 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ ocorreu a acumulação de nitrito, a qual pode ter sido causada pela inibição temporária da etapa de nitratação. Thans *et al.* (2009), operando um reator em bateladas sequenciais em escala real, verificaram que a eficiência de NDS diminuiu de 50 para 19% quando a concentração de OD foi maior do que $0,6 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Wang *et al.* (2005a), também operando um biorreator à membrana, observaram que a NDS foi mais eficiente quando o OD foi mantido em $1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, e a nitrificação foi inibida com OD igual a $0,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ devido ao suprimento inadequado de oxigênio para a completa nitrificação. Desta forma, de acordo com Zhao *et al.* (1999), o OD deve estar disponível para as nitrificantes, mas, ao mesmo tempo, não deve exceder um determinado nível, a fim de não inibir as desnitrificantes.

Além disso, concentrações de OD muito elevadas são inadequadas para o processo de NDS, uma vez que nessas condições o OD irá penetrar nos bioflocos, dificultando a formação da zona anóxica e afetando a desnitrificação (WANG *et al.*, 2005a; HE *et al.*, 2009). Segundo Zhao *et al.* (1999), a difusão completa do oxigênio presente no meio líquido para o interior do floco ocorre em concentração de OD entre $0,6$ e $2,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, dependendo do tamanho do floco.

Entretanto, alguns microrganismos desnitrificantes aeróbios como *Citrobacter diversus* podem tolerar concentrações de OD maiores do que $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (HUANG & TSENG, 2001). O microrganismo desnitrificante aeróbio mais estudado, a bactéria *Thiosphaera pantotropha*, apresenta, em concentrações de OD próximas a $5,6 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, uma velocidade de desnitrificação equivalente a 50% da calculada em condições anóxicas (ROBERTSON *et al.*, 1988).

b) Tamanho dos agregados

O tamanho e a densidade dos flocos afetam a difusão de OD. Nos flocos grandes há uma maior distância de difusão, dificultando a penetração de OD, e facilitando a formação da zona anóxica. Além disso, quanto mais denso o floco, maior a quantidade de microrganismos

contidos na sua unidade de volume e maior é o consumo de oxigênio (WANG *et al.*, 2005a; HE *et al.*, 2009).

Segundo Van Loosdrecht & Jetten (1998), flocos com tamanhos em torno de 0,15 mm são suficientes para permitir uma substancial desnitrificação nos processos de tratamento convencionais.

Pochana & Keller (1999) observaram que uma diminuição do tamanho do floco de 80 para 40 μm resultou em uma redução da NDS de 52 para 21%. Neste caso, a velocidade de nitrificação permaneceu constante, sugerindo que a queda na NDS foi devida à diminuição do tamanho da zona anóxica interna.

c) Temperatura e pH

O efeito da temperatura e do pH na NDS não tem sido muito contemplado por estudos específicos. É de se supor que a condição mais conveniente para a simultaneidade dos processos deve ser alcançada via as mais apropriadas condições de condução dos processos individuais (SANT'ANNA JR., 2010).

De acordo com Wang *et al.* (2005a) e He *et al.* (2009), o pH ideal para a NDS é em torno de 7,5. Contudo, Sen & Dentel (1998) consideram que o pH não é essencial para a ocorrência da NDS, embora provavelmente melhore a eficiência do processo. Em relação à temperatura, segundo Sant'Anna Jr. (2010), os estudos de NDS têm sido realizados, em geral, na faixa de 15 a 30 °C. Liu *et al.* (2010a), observaram que há um aumento da ocorrência de NDS em temperaturas elevadas (acima de 12 °C).

d) Relação A/M

O fornecimento de substância orgânica como fonte de carbono é um importante fator para a ocorrência da NDS, uma vez que as bactérias heterotróficas presentes na zona aeróbia e as bactérias desnitrificantes presentes na zona anóxica competem pelo substrato. Assim, a parte externa do floco é ocupada pelas bactérias heterotróficas e, conseqüentemente, será mais fácil para elas obterem alimento do meio líquido do que as bactérias desnitrificantes presentes na zona anóxica interna. Durante o processo de difusão do substrato orgânico do meio líquido para o interior dos flocos e, posteriormente, para a zona anóxica, uma grande quantidade do substrato orgânico é utilizada pelas bactérias heterotróficas, sendo que o substrato remanescente pode não atender a quantidade requerida para o processo de desnitrificação. Desta forma, o fornecimento de substrato orgânico deve ser adequado para manter uma alta relação A/M. Do contrário, uma baixa relação A/M pode levar a um

elevado consumo do substrato, afetando a desnitrificação (WANG *et al.*, 2005a; HE *et al.*, 2009).

2.3 REATORES EM BATELADAS SEQUENCIAIS (RBS)

A versão original do sistema de lodos ativados funcionava em batelada. No entanto, devido à necessidade de redução de mão-de-obra para operação e das limitações técnicas na época para estabelecer a automação do ciclo dos reatores em bateladas sequenciais (RBS), estes logo foram substituídos pelo processo contínuo (SANTOS *et al.*, 2006a).

Com os avanços tecnológicos e as melhorias nos equipamentos utilizados, especialmente dos dispositivos de aeração e dos sistemas de controle computacional, os RBS se tornaram uma alternativa viável em relação aos sistemas convencionais de lodo ativado (AL-REKABI *et al.*, 2007).

Os RBS vêm ganhando difusão para o tratamento de esgotos domésticos e industriais, particularmente em áreas que apresentam vazões baixas ou variáveis, como campings, canteiros de obras, escolas rurais e hotéis (AL-REKABI *et al.*, 2007; USEPA, 2009). No caso de esgotos domésticos, a remoção de nutrientes (nitrogênio e fósforo) pode ser alcançada em altos níveis explorando-se a versatilidade do sistema, que pode operar em condições anóxicas ou óxicas, caso necessário (SANT'ANNA JR., 2010).

Esses reatores operam em fluxo intermitente e consistem basicamente em um único tanque, o qual serve como reator biológico e também como decantador. Segundo Von Sperling (2002), utilizando tanque único, os processos e operações associados ao tratamento de esgotos passam a ser simplesmente seqüências no tempo, não necessitando de unidades separadas, como ocorre nos processos de fluxo contínuo. Assim, todas as etapas do tratamento ocorrem em um ou mais reatores de mistura completa, através do estabelecimento de ciclos de operação que apresentam durações definidas.

A operação do RBS envolve basicamente as seguintes fases (Figura 4): enchimento, reação, sedimentação, retirada e repouso.

Na fase de **enchimento** ocorre a adição do esgoto bruto no reator, que pode ser realizada com os aeradores e/ou agitadores ligados ou desligados, dependendo do objetivo do tratamento (SINGH & SRIVASTAVA, 2010). Antes de começar essa fase, já está no reator a biomassa que permaneceu do ciclo anterior (repouso), a qual irá

interagir com o novo afluente durante o enchimento. Segundo 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 organismos.

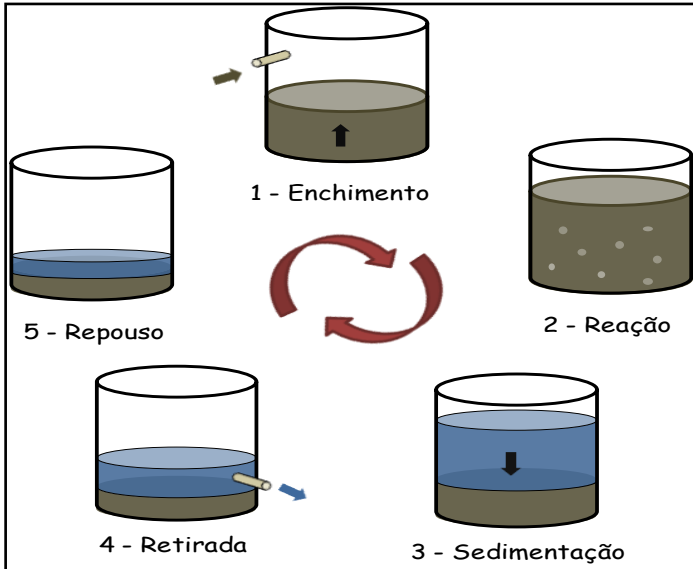


Figura 4. Fases de operação de um RBS.

Algumas estratégias de enchimento têm sido reportadas na literatura. De acordo com NEIWPC (2005), a agitação e a aeração podem variar durante o enchimento a fim de criar três diferentes cenários: *enchimento estático*, ou seja, sem aeração ou agitação; *enchimento agitado*, sem aeração, mas com os agitadores mecânicos ligados; e *enchimento aerado*, com os aeradores e agitadores ligados.

Guo *et al.*, (2007) reporta que o enchimento do tipo escalonado (*step-feed*), com múltiplas fases aeróbias e anóxicas, proporciona uma maior remoção de nitrogênio (>98%) quando comparado ao processo com um único enchimento. Costa *et al.* (2008), estudando o tratamento de esgoto doméstico em um Reator Híbrido em Bateladas Sequenciais (RHBS) operado com três enchimentos escalonados, obtiveram um efluente de boa qualidade, com eficiência de remoção de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ de até 99%.

Com o reator cheio, inicia-se a etapa de **reação**, que tem por objetivo efetuar a remoção do substrato iniciada durante o enchimento.

De acordo com Wilderer *et al.* (1997), esta etapa é realizada em mistura completa e pode apresentar uma alternância de condições aeróbias, anóxicas e anaeróbias, dependendo do objetivo do tratamento. O ligamento/desligamento cíclico dos aeradores fornece condições para a nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo (SINGH & SRIVASTAVA, 2010). Além disso, a maior parte da matéria orgânica carbonácea é removida nessa fase (NEIWPC, 2005). A duração da fase de reação pode ser de 50% ou mais do tempo total do ciclo (AL-REKABI *et al.*, 2007; SINGH & SRIVASTAVA, 2010).

Na **sedimentação** os aeradores e agitadores são desligados e ocorre a separação sólido/líquido, ou seja, a sedimentação do lodo e a decantação do efluente tratado. Ferreira (2000) considera esta fase semelhante ao que acontece nos clarificadores de tratamentos biológicos convencionais, sendo mais eficiente do que nos decantadores contínuos, uma vez que não há a interferência da entrada e/ou saída dos líquidos. De acordo com NEIWPC (2005), a sedimentação é a parte mais crítica do ciclo, pois os sólidos que não sedimentam rapidamente podem sair do reator, degradando a qualidade do efluente.

Na etapa de **retirada** realiza-se o descarte do sobrenadante (efluente tratado) do reator. Segundo Singh & Srivastava (2010), o mecanismo de retirada deve ser projetado e operado de maneira a prevenir que algum material flotado saia com o efluente tratado.

Depois desta fase, a biomassa permanece no reator em **repouso** até o começo do próximo ciclo. Segundo Jordão & Pessôa (2005), a fase de repouso é usada para ajustar o tempo entre o fim de um ciclo e o início de outro, e a remoção do lodo excedente pode ser realizada durante essa fase. Quando necessário essa fase também pode ser usada para aumentar a duração de uma ou mais fases (ARTAN & ORHON, 2005).

O tempo de duração de cada fase tem considerável influência no desempenho do reator, sendo considerada a variável mais importante de dimensionamento (KATSOGIANNIS *et al.*, 2002). Metcalf & Eddy (2003) sugerem que a porcentagem do tempo de cada período, em relação à duração total do ciclo, seja de: enchimento = 25%, reação = 35%, sedimentação = 20%, retirada = 15%, e repouso = 5%.

A ocorrência sucessiva de todas estas fases compõe o que se denomina de um ciclo, sendo que ao longo de um dia o sistema pode operar com um ou mais ciclos. Os RBS geralmente operam com dois até quatro ciclos por dia (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

Segundo Santos *et al.* (2006b), a operação segundo um ciclo seqüencial implica na divisão do reator em duas zonas sobrepostas: zona

de carga e zona de lodo (Figura 5). A zona de carga refere-se à parte superior do volume útil do tanque, sendo alternadamente enchida e esvaziada, o que determina a intermitência do fluxo de esgoto. A parte inferior consiste na zona de lodo, na qual é acumulado o lodo do reator após a sedimentação. Por medida de segurança e visando evitar, durante a fase de retirada, o arraste do lodo sedimentado, é necessário existir uma zona de transição entre a zona de carga e de lodo, composta por uma camada de líquido clarificado.

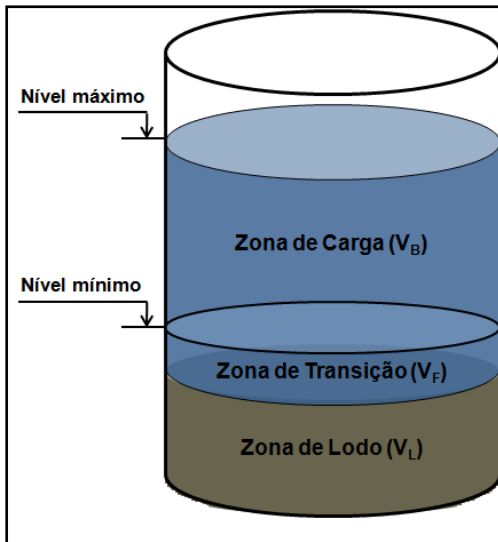


Figura 5. Representação esquemática do RBS (V_B = volume da zona de carga; V_F = volume da zona de transição; e V_L = volume da zona de lodo).

Fonte: Adaptado de Santos *et al.* (2006b).

Para que o sistema tenha boa eficiência, é necessário que haja suprimento satisfatório de oxigênio e que a massa de microrganismos no interior do reator seja suficiente para metabolizar a matéria orgânica presente no esgoto. É necessário também que seja efetuada corretamente a remoção do excesso de lodo, a fim de que não haja fuga de biomassa no efluente tratado (SANTOS *et al.*, 2006b).

Além disso, para otimizar o desempenho do sistema, dois ou mais reatores são usados em uma seqüência pré-determinada de operações, de modo que um reator esteja enchendo enquanto o outro está na fase de reação, sedimentação ou retirada (USEPA, 1992; MAHVI, 2008).

Os reatores em bateladas seqüenciais apresentam as seguintes vantagens:

- São bastante flexíveis, uma vez que é possível ajustar o tempo dos ciclos através da mudança da duração das fases no painel de controle, o que torna esse tipo de tratamento bastante adequado para o equacionamento de problemas provenientes de grandes variações de carga (WILDERER *et al.*, 2001);
- Podem ser facilmente adaptados a fim de atender as mudanças de regulação dos parâmetros de lançamento de efluentes (USEPA, 1999);
- A massa biológica permanece no reator durante todo o ciclo, eliminando a necessidade de decantadores separados e de elevatórias de recirculação do lodo (VON SPERLING, 2002);
- Facilidade de mudança entre condições de altas e baixas relações A/M (alimento/microrganismo) durante a fase de reação (GOMES & SOUZA, 1998);
- Possibilidade de impor ao reator diferentes condições de oxigênio dissolvido (aerobiose, anaerobiose e anoxia), a fim de alcançar a remoção biológica de nutrientes, incluindo a nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo (AL-REKABI *et al.*, 2007).

Entretanto, esses sistemas apresentam também algumas desvantagens:

- Descarte do efluente tratado de forma pontual, a cada término do ciclo, podendo gerar choque de carga para o corpo receptor, caso haja problemas no tratamento (COSTA, 2005);
- Possibilidade de obstrução dos dispositivos de aeração durante o funcionamento dos ciclos (SINGH & SRIVASTAVA, 2010);
- Problemas na sedimentação do lodo podem resultar na presença de sólidos no efluente tratado, diminuindo a eficiência do processo (USEPA, 1992).
- Elevado nível de sofisticação e manutenção, comparado com os sistemas convencionais, associados com a necessidade de controles, interruptores e válvulas automatizadas (USEPA, 1999).

2.4 GRÂNULOS AERÓBIOS

2.4.1 Características Gerais

As tecnologias desenvolvidas no tratamento de efluentes baseadas na formação de biomassa granular incluem processos de granulação aeróbia e anaeróbia.

A formação dos grânulos anaeróbios já foi extensivamente estudada por diversos autores (LETTINGA *et al.*, 1980; SPONZA, 2001; LIU *et al.*, 2003b; HULSHOFF POL *et al.*, 2004; YE *et al.*, 2004; SHE *et al.*, 2006; WENJIE *et al.*, 2008). Atualmente, existem no mundo todo, diversas estações de tratamento de esgoto que aplicam a tecnologia de granulação anaeróbia, sendo o mais conhecido os reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (do inglês *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* – UASB).

Recentemente, a formação da biomassa na forma de grânulos aeróbios tem sido estudada em diversos países (BEUN *et al.*, 1999; TAY *et al.*, 2001a; BEUN *et al.*, 2002; LIN *et al.*, 2003; MOSQUERA-CORRAL *et al.*, 2005; DE KREUK & VAN LOOSDRECHT, 2006; DI IACONI *et al.*, 2007; HUBNER, 2008; MCSWAIN & IRVINE, 2008; NI *et al.*, 2009; THANH *et al.*, 2009; VAZQUEZ-PADIN *et al.*, 2009).

Mishima & Nakaruma (1991) foram os primeiros a relatar a formação de grânulos em um reator aeróbio de fluxo ascendente contínuo. Desde então, a maioria das pesquisas sobre granulação aeróbia tem sido focada em reatores em bateladas sequenciais operados em sucessivos ciclos que incluem as seguintes fases: enchimento, aeração, sedimentação e descarte.

Segundo De Kreuk *et al.* (2005b), os grânulos aeróbios podem ser definidos como sendo agregados de origem microbiana, que coagulam sob efeito de condições hidrodinâmicas de estresse elevadas e que sedimentam significativamente mais rápido que os flocos de lodos ativados. Ainda em comparação com os flocos, os grânulos possuem uma estrutura física forte, regular e densa, elevada retenção de biomassa, excelente capacidade de sedimentação, elevada atividade, capacidade de tratar esgotos de alta concentração e suportar cargas de choque (LIN *et al.*, 2003; LIU AND TAY, 2004).

Ademais, uma vez que os grânulos aeróbios apresentam uma estrutura compacta, com tamanho variando geralmente entre 0,5 e 2 mm, a resistência à transferência de massa, especialmente à de oxigênio, é maior do que no floco de lodo ativado convencional (LIU & TAY, 2006). Portanto, a limitação da difusão do oxigênio dentro do grânulo,

permite a existência simultânea de zonas aeróbias, anóxicas e anaeróbias, o que, por sua vez, cria condições ambientais favoráveis para o crescimento de bactérias aeróbias e facultativas, possibilitando a remoção de carbono, nitrogênio e fósforo ao mesmo tempo (LI *et al.*, 2005; WANG *et al.*, 2009). A combinação desses processos pode ser visualizada na Figura 6.

Segundo De Kreuk (2006), o mecanismo de remoção de nutrientes através de grânulos é semelhante ao utilizado nos sistemas convencionais de lodos ativados, sendo que a principal diferença reside no fato de não ser necessária a utilização de diversos tanques, mas sim, a criação de diferentes zonas do interior do grânulo.

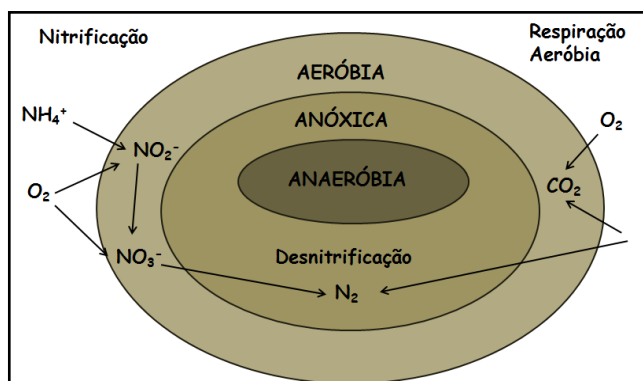


Figura 6. Combinação de processos nos grânulos aeróbios.

Fonte: Adaptado de Figueroa *et al.*, 2009.

Após o enchimento, a concentração de carbono orgânico (por exemplo, acetato) no meio líquido é elevada. Esse substrato é completamente difundido para o interior dos grânulos, sendo parcialmente convertido e armazenado na forma de polímeros, como os polihidroxibutiratos (PHB). A formação de PHB é um dos principais mecanismos para a produção de grânulos densos, uniformes e estáveis. Em relação ao OD, o mesmo tem uma profundidade de penetração muito menor do que o carbono orgânico, em função do rápido consumo de OD pelos organismos autotróficos e heterotróficos localizados na camada externa do grânulo. O nitrito e o nitrato, produzidos pela nitrificação, vão difundir em direção ao centro dos grânulos. Nesta zona, o PHB está disponível para ser usado como fonte de carbono para o processo de desnitrificação. Desta forma, a remoção de nitrogênio ocorre no interior dos grânulos através do processo de NDS. Com a

diminuição da concentração de substrato, a penetração de OD no grânulo vai ser maior, uma vez que a sua concentração no meio líquido vai ser mais elevada (DE KREUK & DE BRUIN, 2004; FIGUEROA *et al.*, 2009).

2.4.2 Formação dos Grânulos Aeróbios

A granulação aeróbia é considerada como sendo um agrupamento das células por meio de um processo de auto-imobilização, formando assim uma associação estável e multicelular (LIU *et al.*, 2005a). A formação dos grânulos é um processo que envolve interações entre as células, as quais incluem fenômenos biológicos, físicos e químicos (LIU & TAY, 2004). De acordo com Tay *et al.* (2001a), este processo se inicia pela formação de agregados densos a partir do lodo utilizado como inóculo, passando, posteriormente, para a forma de lodo granular e finalmente para grânulos maduros e compactos.

Chen *et al.* (2006) dividiram o processo de formação dos grânulos em basicamente três etapas nomeadamente aclimação, multiplicação e maturação, de acordo com a taxa de crescimento específico dos grânulos. Já Liu & Tay (2002) descreveram o processo de biogranulação aeróbia em 4 etapas. Na **Etapa 1** ocorre o movimento físico responsável pelo contato entre as bactérias. Esse movimento é proporcionado pelas forças hidrodinâmica, de difusão e gravitacional, pelo movimento Browniano e pela mobilidade das próprias células. Na **Etapa 2** verifica-se a estabilização do contato multicelular resultante das forças de atração iniciais. Nesta etapa, os organismos filamentosos auxiliam a formação de uma estrutura tridimensional, a qual vai fornecer um ambiente estável para o crescimento aderido das bactérias. Na **Etapa 3** observa-se o crescimento e a maturação do aglomerado de células, formados a partir da produção de polímeros extracelulares, das alterações metabólicas e da criação de ambientes que induzam alterações genéticas, as quais, por sua vez, facilitam as interações celulares e promovem o desenvolvimento de grânulos com uma estrutura organizada. Na **Etapa 4** atinge-se o estado estacionário da estrutura tridimensional do agregado microbiano, que foi moldada a partir das forças hidrodinâmicas.

2.4.3 Fatores que Afetam a Granulação Aeróbia

As bactérias não se agregam naturalmente devido às forças eletrostáticas de repulsão e às interações de hidratação que existem entre elas (LIU & TAY, 2004). Desta forma, para que os microrganismos se agreguem, diversas condições precisam ser satisfeitas. Os principais parâmetros reportados na literatura que afetam a formação e as propriedades dos grânulos aeróbios são: composição do substrato, carga orgânica, alternância de concentração de substrato, duração do ciclo, forças de cisalhamento hidrodinâmico, tempo de sedimentação, tempo de retenção hidráulica e configuração do reator.

a) Composição do substrato

O processo de formação de grânulos aeróbios pode ocorrer a partir de uma grande variedade de substratos, incluindo glicose, acetato, etanol, fenol, fécula, amido, molases, sucrose e outros meios sintéticos, e também com efluentes de origem doméstica e industrial (FIGUEROA *et al.*, 2009). Segundo Liu *et al.* (2010b), a granulação aeróbia é independente do tipo de substrato, o que permite uma ampla aplicação dessa tecnologia para o tratamento de vários tipos de afluentes.

Para Tay *et al.* (2001a), as características do substrato não afetam diretamente a formação dos grânulos, mas têm um profundo impacto na estrutura física e na diversidade das espécies presentes nos mesmos. Como exemplo, pode-se citar os estudos de Tay *et al.* (2001a) e Wang *et al.* (2004), os quais observaram que os grânulos cultivados com glicose apresentaram uma superfície filamentosa, enquanto que os grânulos cultivados com acetato apresentaram uma estrutura compacta e diâmetros mais elevados.

b) Carga orgânica

A carga orgânica é um importante parâmetro operacional que pode afetar o processo de granulação através da seleção e enriquecimento de diferentes espécies de bactérias e influenciar no tamanho, na sedimentação e na atividade microbiana dos grânulos (TAY *et al.*, 2004b; TAY & YAN, 1996).

Os grânulos aeróbios podem ser formados em uma ampla faixa de carga (entre 2,5 a 15 kgDQO·m⁻³·d⁻¹) (LIU *et al.*, 2005a). Entretanto, Tay *et al.* (2004b) demonstraram que é difícil formar grânulos quando a carga orgânica é menor do que 2,0 kgDQO·m⁻³·d⁻¹. Segundo Moy *et al.* (2002) e De Kreuk (2006), a utilização de cargas relativamente elevadas facilita o processo de granulação.

No caso dos RBS, a carga orgânica depende tanto da concentração de substrato afluente, como da carga hidráulica, sendo esta última governada pelo percentual de troca volumétrica (volume de enchimento/volume do reator) e pela duração do ciclo. Assim, se um esgoto de baixa concentração é usado como substrato e uma carga hidráulica usual é empregada, a carga orgânica resultante não será suficientemente elevada para o processo de granulação. Por outro lado, um aumento da carga orgânica devido ao aumento da carga hidráulica irá compensar a baixa concentração do substrato, favorecendo o processo de granulação. Desta forma, para manter uma carga orgânica adequada para a formação dos grânulos quando o sistema for alimentado com afluente de baixa concentração, como no caso do esgoto doméstico, é necessário ter uma carga hidráulica elevada. Isso pode ser alcançado aplicando-se elevados percentuais de troca volumétrica (entre 50 e 75%) e ciclos de curta duração (em torno de 3 horas) (NI *et al.*, 2009).

Contudo, Moy *et al.* (2002), Tay *et al.* (2004a,b), Liu *et al.* (2007c), Adav *et al.* (2010) e Jungles *et al.* (2011) reportaram que cargas muito elevadas (acima de $8 \text{ kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$) causaram a desintegração dos grânulos. De acordo com Tay *et al.* (2004b), o tamanho dos grânulos geralmente aumenta com o aumento da carga aplicada, o que pode levar a uma diminuição na densidade e a um aumento da porosidade dos grânulos, provocando a instabilidade do sistema. Para Zheng *et al.* (2006), a possibilidade dos grânulos em demonstrar instabilidade aumenta com o aumento da carga orgânica.

c) Alternância de concentração de substrato

A forma pela qual a alimentação é estabelecida no reator é uma condição muito importante para alcançar a granulação aeróbia. Assim, a alimentação deve ser realizada em um tempo curto, a fim de permitir a existência de duas fases durante o período de aeração: fase de *degradação* e fase de *inanição*. A fase de degradação ocorre no início do período de aeração, devido à máxima concentração de substrato que se estabelece no reator após a alimentação. O substrato é então consumido até um valor mínimo, atingindo a fase de inanição, onde o mesmo não se encontra mais disponível no meio (FIGUEROA *et al.*, 2009; TAY *et al.*, 2001a; HUBNER, 2008). Deste modo, os microrganismos são sujeitos a períodos de alternância de concentração de substrato. Segundo Tay *et al.* (2001a), sob condições de baixa concentração de substrato, as bactérias se tornam mais hidrofóbicas, o que facilita a agregação e adesão microbiana.

d) Duração do ciclo

A duração do ciclo representa a frequência com que os sólidos são “lavados” do reator através da fase de retirada do efluente tratado, e está relacionada com o tempo de retenção hidráulica (TRH) (WANG & LIU, 2008). Segundo Liu & Tay (2007), menores valores de TRH favorecem o processo de granulação.

Wang *et al.* (2005b), estudando o efeito da duração do ciclo nas características dos grânulos aeróbios, constataram que ciclos de 3 horas de duração conduzem a um processo de granulação mais rápido, enquanto que em ciclos de 12 horas a formação dos grânulos é mais lenta. De acordo com esses autores, em ciclos de 3 horas os microrganismos estão frequentemente sujeitos à fase de degradação, na qual as bactérias sintetizam novas células em uma alta velocidade de crescimento. Nesse caso, há um rápido aumento da biomassa, resultando em grânulos com maiores diâmetros. Por outro lado, em ciclos de 12 horas, os microrganismos passam por longos períodos de inanição, nos quais a velocidade de crescimento específico é lenta, o que, por sua vez, resulta em grânulos com diâmetros pequenos.

e) Forças de cisalhamento hidrodinâmico

A hidrodinâmica é um fator crucial nos sistemas de grânulos aeróbios, uma vez que favorece a transferência de massa e as propriedades físicas da biomassa. Desta forma, a estrutura dos grânulos é fortemente influenciada pela força de cisalhamento hidrodinâmico presente no reator (FIGUEROA *et al.*, 2009). Segundo McSwain & Irvine (2008), essa força de cisalhamento é geralmente descrita em termos de velocidade superficial ascensional, isto é, a taxa de aeração aplicada sobre a área superficial do reator. Elevadas forças de cisalhamento favorecem a formação de grânulos mais fortes, compactos, densos e arredondados (TAY *et al.*, 2004a), além de fornecer ao sistema oxigênio suficiente para conter o crescimento filamentosos (ADAV *et al.*, 2008). De acordo com Tay *et al.* (2001b) e Liu & Liu (2008), isso acontece pelo fato de que a força de cisalhamento hidrodinâmico favorece a produção de substâncias poliméricas extracelulares, as quais, segundo Figueroa *et al.*, (2009), são mediadores da coesão e adesão das células, tendo um importante papel na manutenção da integridade estrutural das mesmas. Outra função importante das forças de cisalhamento é prover um balanço entre o desprendimento e o crescimento da biomassa, a fim de manter a estabilidade dos grânulos (LIU & TAY, 2006).

f) Tempo de sedimentação

O tempo de sedimentação é um importante parâmetro operacional, pois desempenha um papel fundamental na seleção da comunidade microbiológica (LIU & TAY, 2004). Essa seleção tem sido identificada como o principal mecanismo que favorece a formação e o acúmulo de grânulos no reator (HUBNER, 2008).

De acordo com Qin & Liu (2008), os grânulos aeróbios podem ser cultivados com sucesso e se tornarem dominantes somente se o reator for operado com curtos tempos de sedimentação. Esta é uma estratégia eficiente para limitar a presença de organismos formadores de flocos, uma vez que os grânulos, por serem mais densos, requerem um menor tempo de sedimentação do que os flocos (FIGUEROA *et al.*, 2009; BEUN *et al.*, 1999). Assim, ocorrerá uma seleção entre a biomassa que apresenta boa sedimentabilidade (grânulos) e a biomassa que sedimenta mal (filamentos e flocos) (BEUN *et al.*, 2002). Um esquema dessa seleção está apresentado na Figura 7. As partículas que sedimentam rápido ficarão retidas no reator, e as que não sedimentam suficientemente rápido serão “lavadas” do reator saindo com o efluente (FIGUEROA *et al.*, 2009; LIU & TAY, 2004). Essas partículas com boa sedimentabilidade retidas no RBS vão assegurar uma granulação rápida e eficiente (NI *et al.*, 2009).

A maioria dos estudos adota tempos de sedimentação na faixa de 2 a 20 minutos (QIN & LIU, 2008). Contudo, Qin *et al.* (2004b) consideram que os grânulos aeróbios só podem se formar quando o tempo de sedimentação for menor ou igual a 15 minutos. Segundo Ni *et al.* (2009), empregando-se tempos de sedimentação longos, os flocos que sedimentam mal não podem ser removidos eficazmente, podendo, por sua vez, competir com as biopartículas formadoras de grânulos por nutrientes para o crescimento. Como resultado, a granulação aeróbia não pode ser alcançada em um RBS operado com longos tempos de sedimentação.

A combinação de um curto tempo de sedimentação e de uma curta duração de ciclo gera uma forte pressão de seleção hidráulica, facilitando o processo de formação dos grânulos aeróbios (LIU *et al.*, 2007b). Ademais, o tempo de sedimentação é o parâmetro mais importante para manter a estabilidade do lodo granular (LIU *et al.*, 2010b).

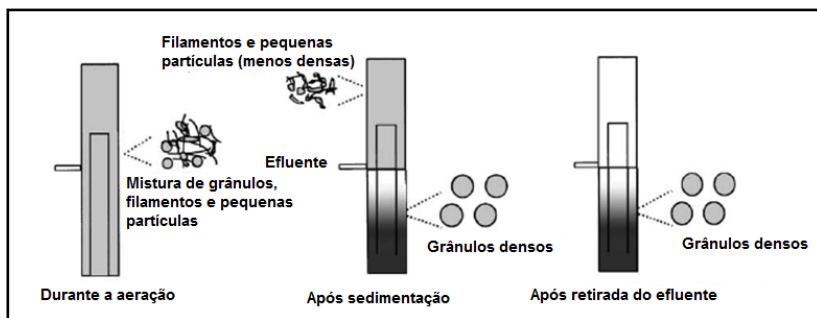


Figura 7. Seleção da biomassa com boa sedimentabilidade em um RBS de grânulos aeróbios.

Fonte: Beun *et al.*, 2002

g) Configuração do reator

Na maioria dos estudos relatados, a formação dos grânulos ocorreu em RBS do tipo coluna de fluxo de ar ascendente. Segundo Liu & Tay (2004), nesse tipo de reator, a ascensão do ar ou do líquido na coluna cria um fluxo circular relativamente homogêneo e vórtices localizados ao longo do eixo do reator. Desta forma, os agregados estão sujeitos a um constante atrito hidráulico, forçando-os a se adaptarem a forma granular, que apresenta mínima energia livre de superfície. Esses autores afirmam ainda que para assegurar essa trajetória de fluxo e promover um eficaz atrito hidráulico, devem-se utilizar reatores que apresentam uma alta razão entre a altura e o diâmetro (A/D). Segundo Beun *et al.* (1999), a utilização de reatores com uma alta razão A/D gera uma redução da área superficial ocupada e favorece a seleção dos grânulos pela diferença na velocidade de sedimentação, como exposto anteriormente.

2.4.4 Aplicações dos Grânulos Aeróbios

Existem poucos relatos na literatura sobre a aplicação da tecnologia dos grânulos aeróbios em escala real ou piloto, sendo que a instabilidade dos grânulos é considerada como um dos maiores problemas que impedem a sua aplicação na prática (LEE *et al.*, 2010).

A maioria dos estudos tem sido realizada em escala laboratorial utilizando esgoto sintético de média e elevada carga orgânica. Recentemente, os reatores granulares vêm sendo aplicados no

tratamento de esgotos de origem industrial, como os provenientes de cervejaria (SCHWARZENBECK *et al.*, 2004; WANG *et al.*, 2007), laticínios (ARROJO *et al.*, 2004; SCHWARZENBECK *et al.*, 2005; WICHERN *et al.*, 2008), abatedouro de carne (CASSIDY & BÉLIA, 2005), indústria de papel (HAILEI *et al.*, 2006), vinícola (LÓPEZ-PALAU *et al.*, 2009), indústria têxtil (MUDA *et al.*, 2010), indústria farmacêutica (INIZAN *et al.*, 2005), afluentes salinos da indústria de pesca (FIGUEROA *et al.*, 2008), entre outros.

No Brasil, Pujol (2008) e Hubner (2008) aplicaram os grânulos aeróbios para o tratamento de águas residuárias da suinocultura. Pujol (2008) avaliou a eficiência de um RBS de grânulos no tratamento de efluente de biodigestor anaeróbio alimentado com dejetos de suínos, enquanto Hubner (2008) avaliou um sistema composto por decantador, reator aeróbio de biogrânulos e lagoa de aguapé para o tratamento de esgoto bruto da suinocultura.

O emprego desta tecnologia no tratamento de esgotos de origem doméstica tem sido pouco relatado na literatura. De Kreuk & Van Loosdrecht (2006), Ni *et al.* (2009) e Liu *et al.* (2010b) estudaram o processo de formação dos grânulos em RBS alimentados com esgoto doméstico. As pesquisas de Ni *et al.* (2009) e Liu *et al.* (2010b) foram conduzidas em reatores de escala piloto.

Por outro lado, Liu *et al.* (2007a), Ji *et al.* (2009), Wang *et al.* (2009) e Jungles *et al.* (2010) avaliaram, em escala laboratorial, o tratamento de esgoto doméstico em reatores inoculados com grânulos pré-cultivados com esgoto sintético. Entretanto, na prática, a utilização de grânulos aeróbios como inóculo em sistemas de larga escala se torna inviável, devido ao grande volume do reator (LIU *et al.*, 2010b).

Na Holanda, desde 1999, a empresa de consultoria DHV e a Universidade Tecnológica de Delft estabeleceram uma parceria na investigação sobre os sistemas de tratamento de águas residuárias baseados em RBS de grânulos aeróbios (DOUTOR, 2008). Em 2005, essa tecnologia foi patenteada com o nome de Nereda®. Atualmente, existem duas aplicações em escala real da tecnologia Nereda® no tratamento de esgoto doméstico, sendo uma em Portugal (Freilas) e outra na África do Sul (Gansbaai) (GADEMAN *et al.*, 2010). Além disso, está previsto, para o primeiro trimestre de 2011, a construção da segunda estação de tratamento da África do Sul (Wemmershoek) a utilizar a tecnologia Nereda® (DHV, 2011). Na Holanda, a aplicação dessa tecnologia tem sido realizada apenas em escala piloto, mas, segundo Erasmus (2010), três projetos em escala real estão em processo de negociação.

3 MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 SISTEMA EXPERIMENTAL

O sistema experimental foi instalado no Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU) do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, estando situado no campus da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC). Um esquema do sistema experimental pode ser visualizado na Figura 8.

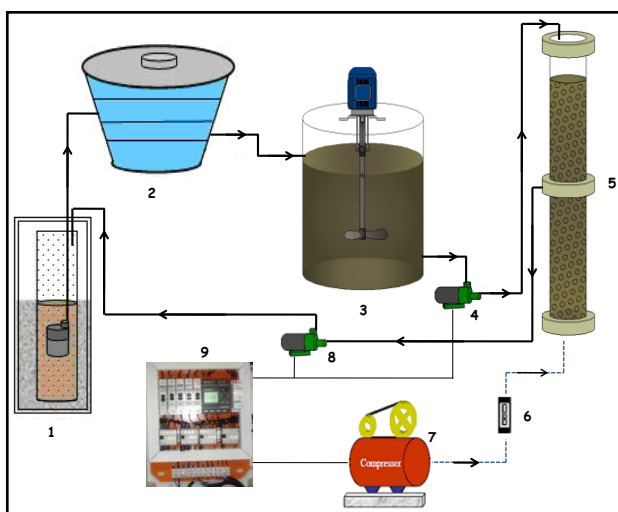


Figura 8. Sistema Experimental: (1) poço de visita da CASAN; (2) tanque de armazenamento; (3) tanque intermediário com misturador; (4) bomba de alimentação do reator; (5) reator em bateladas seqüenciais com grânulos aeróbios (RBSG); (6) rotâmetro; (7) compressor de ar; (8) bomba para retirada do efluente; (9) painel de comandos elétricos.

O afluente utilizado no sistema era proveniente da rede coletora de esgotos do bairro Pantanal, na cidade de Florianópolis/SC, sendo de origem essencialmente doméstica. A captação do esgoto era feita por meio de uma bomba submersa instalada no poço de visita da Companhia Catarinense de Águas e Saneamento (CASAN), sendo então bombeado para um tanque de armazenamento com capacidade para 5000 litros. O

esgoto era mantido por no máximo 3 dias nesse tanque de armazenamento.

Devido à rede coletora receber todo tipo de efluente urbano, a bomba submersa (marca Schneider, BSC-94 - $\frac{3}{4}$ CV Mono 60 Hz) funcionava dentro de um tubo de PVC, o qual possuía furos de 0,01m, com a finalidade de filtrar e evitar a entrada de materiais sólidos grosseiros.

Do tanque de armazenamento, o esgoto seguia, por gravidade, para um tanque intermediário de capacidade de 1000 litros, com misturador mecânico (motor elétrico do tipo vertical 1750 rpm – 60 Hz), de onde era então bombeado (bomba modelo BPF Sibrape) para o interior do reator nos períodos de enchimento de cada ciclo operacional. Após o tratamento, a mesma bomba descartava o efluente na rede coletora da CASAN, em um ponto à jusante da captação.

O Reator em Bateladas Sequenciais de Grânulos Aeróbios (RBSG) foi construído em coluna cilíndrica de acrílico transparente (Figura 9), apresentando as seguintes dimensões: 2,0 m de altura e 0,09 m de diâmetro interno. A altura útil utilizada para o tratamento foi de 1,73 m, correspondendo a um volume máximo igual a 11 L.



Figura 9. Foto do reator piloto.

O reator apresentava uma elevada razão entre a altura e o diâmetro (A/D em torno de 20), a fim de favorecer a seleção dos grânulos pela diferença na velocidade de sedimentação, como recomendado por Beun *et al.* (1999). Este valor se encontra dentro da

faixa usualmente reportada na literatura, que segundo Kong *et al.* (2009) é entre 20 e 30.

A aeração era feita por meio de um compressor (marca Air Pump – Modelo EL – 100, capacidade de $100 \text{ L}\cdot\text{min}^{-1}$) que enviava o ar comprimido para o interior do reator através de um difusor circular do tipo membrana, instalado na parte inferior do reator. A escolha desse sistema de aeração foi devido ao fato de que esses difusores permitem a obtenção de bolhas finas e apresentam uma elevada eficiência de transferência de oxigênio, proporcionando um maior contato superficial das bolhas de ar com o meio líquido (Jordão & Pessôa, 2005). A linha de ar comprimido era composta ainda por filtros, válvulas reguladoras de pressão e rotâmetro para medição da vazão.

O funcionamento destes equipamentos foi automatizado por meio de um controlador lógico programável (CLP) (marca SIEMENS) localizado em um painel de comandos elétricos. Por meio da CLP, foi possível controlar a duração de cada fase (enchimento, aeração, sedimentação e retirada) do ciclo operacional do reator, o acionamento e desligamento das bombas de entrada/saída de esgoto e do compressor de ar. Para o controle de nível de esgoto dentro do reator foram instaladas duas sondas, uma de nível mínimo e outra de nível máximo. No painel de controle foram instalados botões que sinalizavam a fase do ciclo durante o funcionamento do reator e também possibilitavam o controle manual do sistema.

3.2 INOCULAÇÃO DO REATOR

O reator foi inoculado no dia 18 de maio de 2009 com lodo ativado proveniente de um reator em bateladas sequenciais que trata esgotos de origem doméstica, localizado em Florianópolis/SC. O inóculo apresentava uma concentração de sólidos suspensos totais (SST) de $4,5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ e um índice volumétrico de lodo (IVL₃₀) de $187 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$.

Foram adicionados 3,5 L deste lodo no reator, e, em seguida, completou-se com 7,5 L de esgoto bruto, totalizando os 11 L de volume útil do reator. Após 12 horas de aeração, foi feita a sedimentação do lodo e a retirada do esgoto, e iniciou-se a operação do reator.

3.3 OPERAÇÃO DO REATOR

O RBSG foi operado em regime de ciclos, com fases de enchimento estático (sem aeração ou agitação), reação aeróbia, sedimentação e retirada. O reator foi operado durante 294 dias, sendo o seu estudo dividido em três estratégias operacionais, como detalhado a seguir.

a) Estratégia Operacional I:

O objetivo da Estratégia Operacional I foi estudar a formação dos grânulos aeróbios utilizando esgoto doméstico, bem como avaliar o desempenho do RBSG utilizando ciclos operacionais com diferentes tempos de duração (3 e 4 horas).

Esta estratégia iniciou-se no dia 19 de maio de 2009 e foi finalizada no dia 05 de novembro de 2009, totalizando 171 dias de operação. Neste período, foram realizadas 37 coletas de esgoto bruto e tratado, e foram monitorados 8 ciclos.

O reator foi inicialmente operado em sucessivos ciclos de 3 horas, compreendendo 0,5 min. de enchimento, 164 min. de aeração, 15 min. de sedimentação e 0,5 min. de retirada do efluente. A fim de melhorar o desempenho do RBSG, após 88 dias de operação, a duração do ciclo foi aumentada para 4 horas, compreendendo 0,5 min. de enchimento, 224 min. de aeração, 15 min. de sedimentação e 0,5 min. de retirada do efluente. Um resumo dessas condições está apresentado na Tabela 2.

Tabela 2. Resumo das condições operacionais do reator durante a Estratégia I.

Parâmetros	Ciclo 3 horas	Ciclo 4 horas
Tempo de operação (dias)	88	83
Duração da fase (min)		
<i>Enchimento</i>	0,5	0,5
<i>Aeração</i>	164	224
<i>Sedimentação</i>	15	15
<i>Retirada</i>	0,5	0,5

A escolha de se iniciar a operação do reator com ciclos de 3 horas e tempo de sedimentação de 15 minutos foi baseada no estudo de Ni *et al.* (2009). Esses autores conseguiram formar grânulos aeróbios em um RBS utilizando esgoto doméstico de baixa concentração. Além disso, a

utilização de ciclos de curta duração é uma maneira eficaz de aumentar a carga orgânica aplicada ao sistema, quando se utiliza esgoto de baixa concentração, como o esgoto doméstico.

b) Estratégia Operacional II:

O objetivo da Estratégia Operacional II foi avaliar o efeito da carga orgânica no desempenho do RBSG e nas características morfológicas dos grânulos. Para isso foi adicionado, no tanque intermediário, acetato de sódio ao esgoto bruto, a fim de dobrar a carga de carbono aplicado ao sistema. A escolha da utilização de acetato de sódio como fonte externa de carbono foi baseada nos resultados obtidos por Tay *et al.* (2001a). Esses autores observaram que os grânulos cultivados com glicose apresentaram uma superfície filamentososa, enquanto que os grânulos cultivados com acetato apresentaram uma estrutura compacta e diâmetros mais elevados.

Esta estratégia iniciou-se no dia 06 de novembro de 2009 e foi finalizada no dia 14 de janeiro de 2010, totalizando 70 dias de operação. Neste período, foram realizadas 17 coletas de esgoto bruto e de esgoto tratado, e foram monitorados 4 ciclos.

O reator continuou operando em sucessivos ciclos de 4 horas, compreendendo 0,5 min. de enchimento, 224 min. de aeração, 15 min. de sedimentação e 0,5 min. de retirada do efluente, em virtude dos bons resultados alcançados com essa condição durante a Estratégia Operacional I. Um resumo das condições operacionais do reator durante a Estratégia II está apresentado na Tabela 3.

Tabela 3. Resumo das condições operacionais do reator durante a Estratégia II.

Parâmetros	Estratégia II
Tempo de operação (dias)	70
Duração da fase (min)	
<i>Enchimento</i>	0,5
<i>Aeração</i>	224
<i>Sedimentação</i>	15
<i>Retirada</i>	0,5

c) Estratégia Operacional III:

O objetivo da Estratégia Operacional III foi avaliar o efeito da diminuição do tempo de sedimentação nas características dos grânulos e no desempenho do RBSG. Desta forma, ao longo desta estratégia o tempo

de sedimentação foi reduzido gradualmente de 12 para 9 minutos e, posteriormente para 7 minutos.

Esta estratégia iniciou-se no dia 15 de janeiro de 2010 e foi finalizada no dia 08 de março de 2010, totalizando 53 dias de operação. Neste período, foram realizadas 13 coletas de esgoto bruto e de esgoto tratado, e foram monitorados 2 ciclos.

A carga orgânica aplicada a esta estratégia foi a mesma utilizada durante a Estratégia Operacional II, devido aos bons resultados alcançados. O reator foi operando em sucessivos ciclos de 4 horas, sendo que a configuração desses ciclos foi mudada ao longo da estratégia. Desta forma, a operação do reator foi dividida em três etapas, em função do tempo de sedimentação adotado. A duração das fases dos ciclos durante a Estratégia III é apresentada na Tabela 4.

Tabela 4. Duração das fases dos ciclos operacionais durante a Estratégia Operacional III.

Parâmetros	Ts = 12 min	Ts = 9 min	Ts = 7 min
Tempo de operação (dias)	26	9	18
Duração da fase (min)			
<i>Enchimento</i>	0,5	0,5	0,5
<i>Aeração</i>	227	230	232
<i>Sedimentação</i>	12	9	7
<i>Retirada</i>	0,5	0,5	0,5

Uma síntese das condições operacionais estabelecidas e das cargas aplicadas em cada Estratégia Operacional é apresentada na Tabela 5 e na Tabela 6, respectivamente.

Tabela 5. Síntese das Estratégias Operacionais.

Condições Aplicadas	Estratégia I	Estratégia II	Estratégia III
Tempo de operação (dias)	171	70	53
Tempo de ciclo (horas)	3 e 4	4	4
Tempo de sedimentação (min)	15	15	12-9-7
Adição de carga orgânica	Não	Sim	Sim

Tabela 6. Cargas aplicadas nas Estratégias Operacionais.

Cargas Aplicadas	Estratégia I		Estratégia II (n=16)	Estratégia III (n=13)
	3 horas (n=16)	4 horas (n=20)		
Carga orgânica (kg DQO _s ·m ⁻³ ·d ⁻¹)	1,40±0,43	1,00±0,23	2,00±0,26	2,01±0,22
Carga nitrogenada (kg NH ₄ ⁺ -N·m ⁻³ ·d ⁻¹)	0,29±0,04	0,20±0,01	0,18±0,02	0,18±0,02
Carga de fósforo (kg PO ₄ -P·m ⁻³ ·d ⁻¹)	0,03±0,01	0,02±0,01	0,02±0,00	0,02±0,01

Ainda em relação à operação do reator, a cada dois dias as paredes do reator eram limpas a fim de impedir a formação de biofilme. Com o aparecimento dos grânulos, a frequência de limpeza foi diminuindo gradativamente. Esse procedimento foi adotado tendo em vista que os microrganismos presentes no biofilme podem entrar em competição com os grânulos. Quando o crescimento do biofilme é limitado através da limpeza das paredes do reator, o crescimento dos microrganismos na forma de grânulos se torna mais vantajoso (MORGENROTH *et al.*, 1997).

O volume de enchimento foi de 4,4 L, ou seja, a cada ciclo o percentual de troca volumétrica ($V_{\text{enchimento}}/V_{\text{reator}}$) foi de 40%, resultando em 35,1 e 26,4 L de esgoto tratados diariamente, quando o reator foi operado em sucessivos ciclos de duração de 3 e 4 horas, respectivamente.

O reator foi operado em temperatura ambiente e sem controle de pH. A vazão de ar aplicada ao reator foi sempre maior do que 243 L·h⁻¹, o que corresponde a uma velocidade superficial ascensional de ar de 1,1 cm·s⁻¹. Este valor foi adotado com base nos estudos de McSwain & Irvine (2008), que concluíram que os grânulos aeróbios não são estáveis quando são aplicadas velocidades superficiais ascensionais de ar menores do que 1,0 cm·s⁻¹, em sistemas onde a força de cisalhamento é controlada somente pela taxa de aeração.

3.4 MONITORAMENTO DO REATOR

3.4.1 Análises Físico-Químicas

A fim de monitorar o desempenho do reator, foram coletadas, duas vezes por semana, amostras do afluente bruto (entrada do reator), mistura (após 5 minutos do início da aeração) e efluente tratado (saída do reator). A cada três semanas, era realizado o monitoramento de um ciclo completo, onde além das amostras acima mencionadas, foram efetuadas coletas ao longo de todo o ciclo, com o objetivo de verificar a variação da concentração do substrato. Essas coletas seguiram a seguinte frequência: nos primeiros 30 minutos de ciclo, tendo em vista que o substrato é rapidamente consumido, as amostras eram coletadas a cada 10 minutos; no restante do ciclo, onde o consumo de substrato é menos acentuado, as amostras eram coletadas a cada 30 minutos.

As amostras coletadas eram armazenadas em frascos coletores apropriados e em seguida encaminhadas ao Laboratório Integrado do Meio Ambiente (LIMA) do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da UFSC, para a realização das análises físico-químicas. Estas análises foram feitas seguindo as metodologias recomendadas pelo Standard Methods (APHA, 2005). Os métodos e frequência das análises estão listados na Tabela 7.

As variáveis nitrogênio total kjeldahl e polissacarídeos extracelulares foram determinadas apenas a partir da Estratégia Operacional II em virtude de problemas operacionais nos equipamentos.

O índice volumétrico do lodo (IVL) foi determinado seguindo a metodologia proposta por Schwarzenbeck *et al.* (2004), denominada de IVL dinâmico. Esses autores consideram que o método tradicional de determinação de IVL não é apropriado para descrever a sedimentabilidade dos grânulos aeróbios, uma vez que os mesmos sedimentam mais rápido que a biomassa floculada. Deste modo, no método dinâmico, o IVL é determinado em diferentes tempos de sedimentação, e não apenas após 30 minutos, como no método tradicional.

Neste estudo, escolheu-se determinar o volume do lodo após 5, 10, 15 e 30 minutos de sedimentação em uma proveta graduada de 1 L. O IVL foi calculado usando a Equação 12.

Tabela 7. Métodos e frequência das análises físico-químicas.

Amostras	Análises	Métodos	Frequência
Licor misto	Oxigênio dissolvido (OD), temperatura (T), pH, potencial Redox (ORP)	Sonda multi-parâmetro (YSI 6820)	duas vezes por semana
Afluente, mistura, efluente e ao longo do ciclo	Nitrito (NO ₂ ⁻ -N), Nitrato (NO ₃ ⁻ -N) e Fosfato (PO ₄ -P)	Cromatografia líquida de troca iônica (DIONEX DX 120). SM* 4110C	duas vezes por semana
Afluente, mistura, efluente e ao longo do ciclo	Nitrogênio Amoniacal (NH ₄ ⁺ -N)	Método colorimétrico de Nessler. 17.20 Vogel (2002)	duas vezes por semana
Afluente e efluente	Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK)	Digestão e destilação VELP. SM 4500 - Norg B	uma vez por semana
Afluente, mistura, efluente e ao longo do ciclo	Demanda Química de Oxigênio Solúvel (DQO _S)	Método colorimétrico em refluxo fechado. SM 5220D	duas vezes por semana
Afluente e efluente	Demanda Química de Oxigênio Total (DQO _T)	Método colorimétrico em refluxo fechado. SM 5220D	duas vezes por semana
Afluente, mistura, efluente e ao longo do ciclo	Carbono Orgânico Dissolvido (COD)	Método do carbono orgânico não purgável (TOC-5000 marca SHIMADZU). SM 5310B	duas vezes por semana
Lodo	Polissacarídeos Extracelulares (PSE)	Método de Dubois <i>et al.</i> (1956)	uma vez por semana
Licor misto e efluente	Sólidos Suspensos Totais (SST), Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) e Sólidos Suspensos Fixos (SSF)	Método gravimétrico em membrana de fibra de vidro (0,47µm). SM 2540	uma vez por semana
Licor misto	Índice Volumétrico do Lodo (IVL)	Método modificado de Schwarzenbeck <i>et al.</i> (2004)	uma vez por semana

*SM = Standard Methods

$$IVL_x = \frac{VLS \times 1000}{SST}$$

Equação 12

Onde:

IVL: índice volumétrico do lodo ($\text{mL} \cdot \text{g}^{-1}$);

X: tempo de sedimentação (min);

VLS: volume de lodo sedimentado ($\text{mL} \cdot \text{L}^{-1}$);

SST: concentração de sólidos suspensos totais na amostra ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$).

3.4.2 Análises Morfológicas e Microbiológicas

O acompanhamento da formação e da morfologia dos grânulos foi realizado semanalmente, através da utilização de microscópio ótico (marca Olympus BX-40) e de estereomicroscópio (lupa – marca Tecival). O diâmetro dos grânulos foi medido com o auxílio de uma lente ocular com escala micrométrica. Fotos foram tiradas utilizando máquina fotográfica digital (Sony Cybershot DSC – P93).

A identificação dos microrganismos presentes nos grânulos foi feita por análise microbiológica FISH (hibridização fluorescente in situ). Foram coletadas três amostras de grânulos (uma de cada estratégia operacional), as quais foram encaminhadas ao Laboratório de Bioquímica e Biologia Molecular de Microorganismos (LBBMM), no departamento de Bioquímica da UFSC, onde foram realizadas as análises.

A técnica de FISH foi realizada seguindo a metodologia descrita por Amann (1995). Resumidamente, a metodologia empregada pode ser dividida em sete etapas:

- 1) Coleta, fixação das amostras com paraformaldeído 4% e conservação das amostras em congelador ($-20\text{ }^{\circ}\text{C}$);
- 2) Imobilização e desidratação das células sobre a lâmina;
- 3) Hibridização das células com oligonucleotídeos fluorescentes (sondas - Tabela 8);
- 4) Lavagem das lâminas para otimização da stringência;
- 5) Coloração das células com DAPI;
- 6) Adição de anti “fading” (CitiFluor) sobre a amostra recém preparada (para evitar a perda da fluorescência) e cobertura da lâmina com lamínula;

7) Observação em microscópio epifluorescente e/ou confocal.

Tabela 8. Descrição das sondas utilizadas na detecção dos microrganismos presentes nos grânulos pela técnica de FISH.

Sonda	Especificidade	Sequência	Referência
EUB mix (I+II+III) ¹	Todas Eubactérias	GCTGCCTCCCGTAGGAGT CAGCCACCCGTAGGTGT CTGCCACCCGTAGGTGT	Polprasert & Sawaitayothin (2006)
NEU ¹	<i>Nitrosomonas</i> sp.	CCCCTCTGCTGCACTCTA	-
Eury 4991	Grupos <i>Methanomicrobiales</i>	CGGTCTTGCCCCGGCCCT	-
DSV 4071	<i>Desulfobionaceae</i>	CCGAAGGCCTTCTTCCT	-
ARC 915	Todas Archae	GTGCTCCCCGCAATTCCT	Stahl <i>et al.</i> (1991)
NIT 3	<i>Nitrobacter</i> sp.	CCTGTGCTCCATGCTCCG	Wagner <i>et al.</i> (1996)
NSO 190	Todas BOA beta	CGATCCCCTGCTTTTCTCC	Mobarry <i>et al.</i> (1996)

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, conforme apresentado na Tabela 9.

Tabela 9. Categorias quantitativas da biomassa hibridizada.

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

3.4.3 Granulometria por Difração a Laser

O tamanho dos grânulos foi também determinado por meio de análise granulométrica por difração a laser (Mastersizer 2000, Malvern Instrument SA). Esta técnica baseia-se na capacidade das partículas em

difratar luz. Qualquer partícula iluminada por um feixe laser difrata luz em todas as direções com uma distribuição de intensidade que depende da dimensão da partícula. Desta forma, a granulometria por difração a laser é uma técnica de medida indireta, utilizada para obter a distribuição granulométrica das partículas em suspensão.

Ao longo da operação do reator, foram coletadas nove amostras de grânulos e encaminhadas para o Laboratório de Caracterização Tecnológica (LCT) do departamento de Engenharia de Minas e de Petróleo da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, onde foram realizadas as análises granulométricas. Contudo, essas análises só puderam ser realizadas a partir da Estratégia Operacional II, devido à dificuldade de encontrar um aparelho com limite de detecção necessário.

3.4.4 Respirometria

O método respirométrico consiste basicamente em utilizar uma sonda para determinar a concentração de oxigênio dissolvido. Desta forma, em um dado instante do processo aeróbio (t_0) a aeração é interrompida, de forma a anular a transferência de oxigênio. Com isso, a concentração de OD (C_0) tende a diminuir, em virtude do consumo de oxigênio pelos microrganismos, até atingir um certo valor (C_{01}), onde se retoma a aeração (SCHMIDELL, 2001). Dessa forma, determina-se a taxa de consumo de oxigênio (TCO) mediante a observação da variação da concentração de OD em função do tempo, cujo diagrama normalmente se aproxima de uma reta, conforme ilustrado na Figura 10.

Para a realização dos ensaios de respirometria foram utilizados os seguintes materiais:

- Bomba de aquário com pedra difusora para a aeração;
- Erlenmeyer modificado com três entradas: uma em cima para a sonda de oxigênio, e duas laterais, sendo uma para aeração e a outra para o peagâmetro. As entradas laterais também servem para dosar soluções e/ou retirar amostras, e permitem que as bolhas de ar escapem durante o período de aeração.
- Agitador magnético com controle de temperatura;
- Sonda multi-parâmetro YSI 556;
- Peagâmetro.

Um esquema do sistema experimental utilizado nos ensaio de respirometria pode ser visualizado na Figura 11.

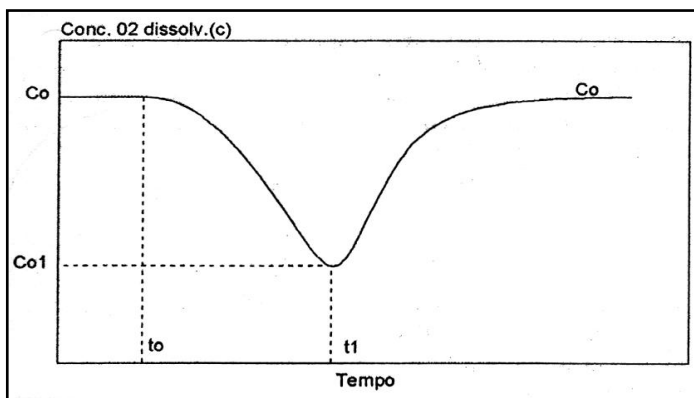


Figura 10. Variação da concentração de oxigênio dissolvido com o tempo, durante a execução do método respirométrico.

Fonte: Schmidell, 2001.

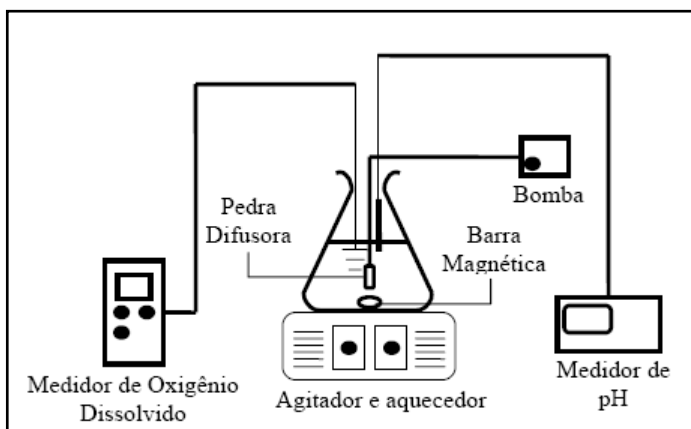


Figura 11. Esquema do sistema experimental utilizado nos ensaios de respirometria.

Fonte: Batista *et al.*, 2005.

3.4.4.1 Ensaio de Determinação da Taxa de Consumo de Oxigênio (TCO)

O objetivo deste ensaio foi caracterizar a atividade da biomassa presente no reator, a partir da determinação da taxa de consumo de oxigênio (TCO) e da taxa específica de consumo de oxigênio (TCO_E). Estes ensaios foram realizados semanalmente em amostras de lodo coletadas diretamente do reator, seguindo a metodologia descrita por Schmidell (2001).

Resumidamente, o procedimento do ensaio seguiu as seguintes etapas:

- 1) Após a coleta, a amostra foi colocada na unidade respirométrica (erlenmeyer) e por meio da bomba de aquário e do agitador magnético, submeteu-se a mesma à aeração e agitação constantes;
- 2) A concentração de OD foi determinada a cada 5 segundos utilizando-se a sonda multi-parâmetro YSI 556;
- 3) A aeração foi mantida até o alcance da saturação, ou seja, até o momento em que não foi percebida uma variação significativa na concentração de OD;
- 4) A aeração foi então desligada, mantendo-se apenas uma leve agitação, com o propósito de impedir a sedimentação da biomassa;
- 5) Após a concentração de OD cair em torno de 2 mg·L⁻¹, devido ao consumo de oxigênio pelas bactérias, a aeração foi retomada;
- 6) Traçou-se um gráfico com os valores de OD (mg·L⁻¹) em função do tempo (h), a fim de obter a TCO através da inclinação da reta de melhor ajuste (regressão linear).
- 7) A TCO_E foi obtida a partir da Equação 13 (SCHMIDELL, 2001).

$$TCO_E = \frac{TCO}{X}$$

Equação 13

Onde:

TCO_E: taxa de consumo de oxigênio específica (mgO₂·gcel⁻¹·h⁻¹);

X: concentração celular ($\text{g}_{\text{cel}} \cdot \text{L}^{-1}$);

TCO: taxa de consumo de oxigênio ($\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$).

3.4.4.2 Ensaio de Determinação da Biomassa Ativa

Para a determinação da biomassa ativa autotrófica e heterotrófica, a medição da TCO considerou as variações na taxa de respiração do lodo em consequência do tipo de substrato adicionado. Este ensaio foi realizado em duas amostras de lodo coletadas durante a Estratégia Operacional III, e seguiu a metodologia descrita por Ochoa *et al.* (2002), Wolff *et al.* (2006) e Paul *et al.* (2007). Assim, a TCO foi medida em três condições diferentes para obter:

1. **Respiração Endógena** (TCO_{end}): representa o oxigênio necessário para a respiração do lodo, ou seja, a energia requerida para manter as funções das células;
2. Consumo de oxigênio durante a **nitrificação** (TCO_A), sem fonte de carbono, após a adição de cloreto de amônio (NH_4Cl – substrato para as bactérias autotróficas); e
3. **Respiração Exógena** (TCO_H) com adição de fonte de carbono, após a inibição da nitrificação com solução de Allylthiourea (ATU) - que é um inibidor seletivo do grupo das *Nitrosomonas*. A fonte de carbono utilizada nos testes respirométricos foi o acetato de sódio (substrato para as bactérias heterotróficas).

Resumidamente, o procedimento do ensaio seguiu as seguintes etapas:

- 1) Após a coleta, a amostra foi inicialmente aerada durante 24 horas por meio de um aerador (bomba de aquário e pedra difusora), sendo que durante este período não foi adicionado qualquer substrato exógeno. O objetivo desta etapa foi garantir que toda a matéria orgânica e os nutrientes presentes na amostra fossem consumidos, atingindo-se então a fase de respiração endógena;
- 2) Completadas as 24 horas, a amostra foi então colocada na unidade respirométrica e por meio da bomba de aquário e do agitador magnético, submeteu-se a mesma à aeração e agitação constantes;

- 3) A concentração de OD foi determinada a cada 5 segundos utilizando-se a sonda multi-parâmetro YSI 556;
- 4) A aeração foi mantida até o alcance da saturação, ou seja, até o momento em que não foi percebida uma variação significativa na concentração de OD
- 5) A aeração foi então desligada, mantendo-se apenas uma leve agitação, com o propósito de impedir a sedimentação da biomassa;
- 6) Após a concentração de OD cair em torno de $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, devido à respiração endógena das bactérias, a aeração foi retomada. Essa etapa foi repetida três vezes, e fez-se uma média dos valores obtidos – TCO_1 ;
- 7) Após a concentração de OD atingir novamente a saturação, adicionou-se o pulso de NH_4Cl ($50 \text{ mgN}\cdot\text{L}^{-1}$);
- 8) A aeração foi então desligada, mantendo-se apenas uma leve agitação;
- 9) Após a concentração de OD cair em torno de $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, devido ao consumo de OD para a nitrificação e para a respiração endógena, a aeração foi retomada. Essa etapa foi repetida três vezes, e fez-se uma média dos valores obtidos – TCO_2 ;
- 10) Após a concentração de OD atingir novamente a saturação, adicionaram-se os pulsos de ATU ($30 \text{ mgATU}\cdot\text{L}^{-1}$) e de acetato de sódio ($100 \text{ mgDQO}\cdot\text{L}^{-1}$);
- 11) A aeração foi então desligada, mantendo-se apenas uma leve agitação;
- 12) Após a concentração de OD cair em torno de $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, devido ao consumo de OD para a respiração exógena e endógena, a aeração foi retomada. Essa etapa foi repetida três vezes, e fez-se uma média dos valores obtidos – TCO_3 ;
- 13) Traçou-se um gráfico com os valores de OD ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$) em função do tempo (h), a fim de obter a TCO através da inclinação da reta de melhor ajuste (regressão linear).

É importante salientar que, segundo Vanrolleghem *et al.* (1999), o uso da ATU causa um impacto destrutivo na biomassa nitrificante, o que conseqüentemente impede que a amostra seja utilizada em um próximo experimento

Um resumo das condições experimentais para a determinação da TCO está apresentado na Tabela 10. A representação do procedimento

respirométrico utilizado para obter a repartição da biomassa ativa está apresentado na Figura 12.

Tabela 10. Condições experimentais para a determinação da TCO.

Condição	TCO	Amônia	Carbono	ATU
Endógena TCO ₁	TCO _{end} = TCO ₁	não	não	não
Autotrófica TCO ₂	TCO _A = TCO ₁ – TCO ₂	sim	não	não
Heterotrófica TCO ₃	TCO _H = TCO ₃	sim	sim	sim

Fonte: Adaptado de Ochoa *et al.*, 2002.

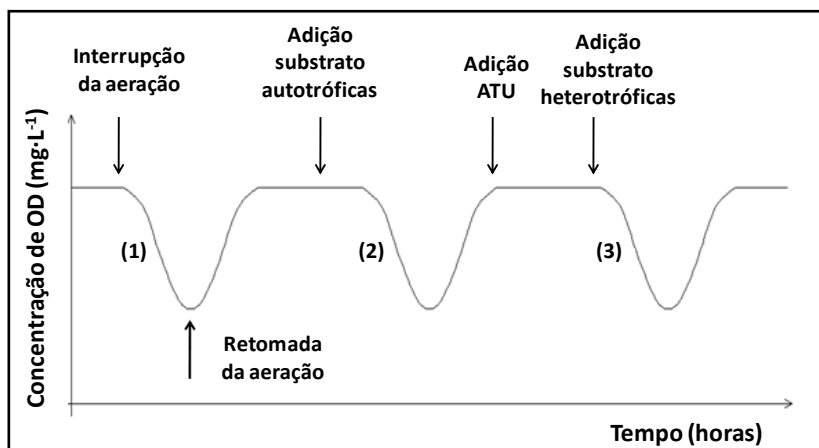


Figura 12. Representação do procedimento respirométrico utilizado para obter a repartição da biomassa ativa: (1) respiração endógena; (2) nitrificação; (3) respiração exógena.

3.5 CÁLCULOS REALIZADOS

3.5.1 Vazão Diária de Esgoto (Q_d)

$$Q_d = n_c \cdot V_e$$

Equação 14

Onde:

Q_d : vazão diária de esgoto ($m^3 \cdot dia^{-1}$)

n_c : número de ciclos realizados por dia;

V_c : volume de enchimento por ciclo (m^3).

3.5.2 Carga Volumétrica Aplicada (CV)

$$CV = \frac{S_A \cdot Q_d}{V_u \cdot 1000}$$

Equação 15

Onde:

CV: carga volumétrica aplicada por dia ($kgDQO \cdot m^{-3} \cdot dia^{-1}$ ou $kgNH_4-N \cdot m^{-3} \cdot dia^{-1}$);

S_A : concentração de DQO ou NH_4-N no afluente ($g \cdot m^{-3}$);

Q_d : vazão diária de esgoto ($m^3 \cdot dia^{-1}$);

V_u : volume útil do reator (m^3).

3.5.3 Tempo de Retenção Hidráulica (TRH)

$$TRH = \frac{V_u}{Q_d}$$

Equação 16

Onde:

TRH: tempo de retenção hidráulica (dias);

Q_d : vazão diária de esgoto ($m^3 \cdot dia^{-1}$);

V_u : volume útil do reator (m^3).

3.5.4 Velocidade Superficial Ascensional do Ar

$$v_a = \frac{Q_a}{A_b} \cdot 100$$

Equação 17

Onde:

v_a : velocidade superficial do ar ($\text{cm}\cdot\text{s}^{-1}$);

Q_a : vazão de ar ($\text{m}^3\cdot\text{s}^{-1}$);

A_b : área da base do reator (m^2).

3.5.5 Eficiência (E)

A eficiência de remoção, para as variáveis DQO, COD, NTK, $\text{NH}_4\text{-N}$ (nitrificação) e $\text{PO}_4\text{-P}$, foi calculada pela Equação 18.

$$E = \left(\frac{S_A - S_E}{S_A} \right) \cdot 100$$

Equação 18

Onde:

E: eficiência de remoção (%);

S_A : concentração do afluente ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$);

S_E : concentração do efluente ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$).

3.5.6 Eficiência de Desnitrificação (E_{DN})

A eficiência do processo de desnitrificação foi calculada pela Equação 19.

$$E_{DN} = \left(\frac{\overbrace{\text{NH}_4 - \text{N}}_A - \overbrace{\text{NH}_4 - \text{N}}_E - \overbrace{\text{NO}_x - \text{N}}_E}{\overbrace{\text{NH}_4 - \text{N}}_A - \overbrace{\text{NH}_4 - \text{N}}_E} \right) \cdot 100$$

Equação 19

Onde:

E_{DN} : eficiência de desnitrificação (%);

$(NH_4-N)_A$: concentração de amônia no afluente ($mg \cdot L^{-1}$);

$(NH_4-N)_E$: concentração remanescente de amônia no efluente ($mg \cdot L^{-1}$);

$(NO_{X-N})_E$: concentração de nitrito e nitrato no efluente ($mg \cdot L^{-1}$).

3.5.7 Eficiência de Remoção do Nitrogênio Total (E_{NT})

A eficiência de remoção do nitrogênio total foi calculada pela Equação 20.

$$E_{NT} = \left(\frac{NT_A - NT_E}{NT_A} \right) \cdot 100$$

Equação 20

Onde:

E_{NT} : eficiência de remoção de nitrogênio total em %;

NT_A : soma da concentração todas as formas de nitrogênio presentes no afluente ($mg \cdot L^{-1}$);

NT_E : soma da concentração todas as formas de nitrogênio presentes no efluente ($mg \cdot L^{-1}$).

3.5.8 Concentração de Biomassa Ativa

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 Equação 21 Equação 22:

$$X_H = \frac{1}{\mu_{H \max}} \frac{Y_H}{1 - Y_H} (TCO)_{H \max}$$

Equação 21

$$X_A = \frac{1}{\mu_{A \max}} \frac{Y_A}{4,57 - Y_A} (TCO)_{A \max}$$

Equação 22

Onde:

X_H : concentração de biomassa heterotrófica (mgDQO·L⁻¹);

X_A : concentração de biomassa autotrófica (mgDQO·L⁻¹);

$\mu_{H \max}$: taxa de crescimento heterotrófico máximo (d⁻¹);

$\mu_{A \max}$: taxa de crescimento autotrófico máximo (d⁻¹);

Y_H : coeficiente de conversão heterotrófica (gDQO/gDQO_{oxidado});

Y_A : coeficiente de conversão autotrófica (gDQO/gN_{oxidado});

$(TCO)_{H \max}$: taxa de consumo de oxigênio máxima da biomassa heterotrófica (mgO₂·L⁻¹·h⁻¹);

$(TCO)_{A \max}$: taxa de consumo de oxigênio máxima da biomassa autotrófica (mgO₂·L⁻¹·h⁻¹).

Os parâmetros estequiométricos (Y_A e Y_H) e cinéticos ($\mu_{A \max}$ e $\mu_{H \max}$) utilizados para o cálculo foram obtidos na literatura (HENZE *et al.*, 1987), sendo:

$$Y_H = 0,67 \text{ gDQO/gDQO}_{\text{oxidado}};$$

$$Y_A = 0,24 \text{ gDQO/gN}_{\text{oxidado}};$$

$$\mu_H = 6 \text{ d}^{-1} \text{ a } 20 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (fator de correção da temperatura} = 1,103);$$

$$\mu_A = 0,75 \text{ d}^{-1} \text{ a } 20 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (fator de correção da temperatura} = 1,072).$$

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 ESTRATÉGIA OPERACIONAL I

O objetivo da Estratégia Operacional I foi estudar a formação dos grânulos aeróbios utilizando esgoto doméstico, bem como avaliar o desempenho do RBSG utilizando ciclos operacionais com diferentes tempos de duração (3 e 4 horas).

As características do esgoto doméstico e as cargas aplicadas durante esta estratégia estão apresentadas na Tabela 11. O esgoto doméstico utilizado pode ser classificado, segundo Metcalf & Eddy (2003), como sendo de média concentração, em termos de DQO, e de alta concentração, em termos de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ e de $\text{PO}_4\text{-P}$.

Tabela 11: Características do esgoto doméstico e cargas aplicadas durante a Estratégia Operacional I.

Variáveis	Ciclo 3 horas (n=16)	Ciclo 4 horas (n=20)
DQO _s (mg·L ⁻¹)	430 ± 140	412 ± 95
NH ₄ ⁺ -N (mg·L ⁻¹)	91 ± 12	83 ± 5
PO ₄ -P (mg·L ⁻¹)	9,8 ± 1,2	9,7 ± 1,2
Carga orgânica (kg DQO _s ·m ⁻³ ·d ⁻¹)	1,40 ± 0,43	1,00 ± 0,23
Carga nitrogenada (kg NH ₄ ⁺ -N·m ⁻³ ·d ⁻¹)	0,29 ± 0,04	0,20 ± 0,01
Carga de fósforo (kg PO ₄ -P·m ⁻³ ·d ⁻¹)	0,03 ± 0,01	0,02 ± 0,01

4.1.1 Formação dos Grânulos Aeróbios

4.1.1.1 Morfologia dos Grânulos Aeróbios

A evolução da formação dos grânulos ao longo da Estratégia I pode ser visualizada na Figura 13 (Figura 13A a 13E – ciclo de 3 horas; Figura 13F a 13I - ciclo de 4 horas). O lodo utilizado como inóculo (Figura 13A) era formado majoritariamente por flocos, os quais apresentavam uma estrutura morfológica bastante irregular. Após 14 dias de operação (Figura 13B) observou-se o início da aglutinação dos

microrganismos para a formação dos grânulos. Assim, os primeiros grânulos começaram a aparecer com 28 dias (Figura 13C), no entanto, os mesmos apresentavam uma superfície bastante filamentosa. A partir de 56 dias (Figura 13D e 13E) os grânulos se tornaram mais densos, apresentando uma estrutura mais regular e esférica. Entretanto, neste período, a presença de flocos no reator ainda era dominante. Com o passar do tempo, o número de grânulos, bem como o diâmetro dos mesmos, foi aumentando gradativamente (Figura 13F, 13G e 13H). Com 150 dias de operação (Figura 13I), a biomassa do reator era formada principalmente por grânulos maduros e compactos, com diâmetros variando entre 0,3 e 1,3 mm e diâmetro médio de 0,5 mm. Neste período, foi possível observar a presença de apenas alguns flocos. Esses resultados estão de acordo com De Kreuk *et al.* (2005b), que recomendam que o tamanho mínimo dos grânulos seja em torno de 0,2 mm, a fim de poder separá-los corretamente dos flocos durante a fase de sedimentação.

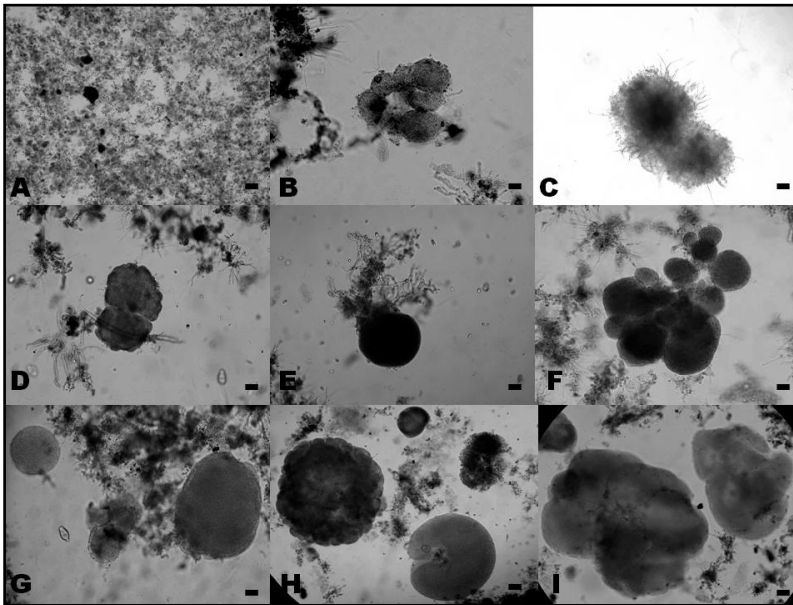


Figura 13. Evolução da formação dos grânulos no reator: (A) inóculo; (B) 14 dias; (C) 28 dias; (D) 56 dias; (E) 70 dias; (F) 99 dias; (G) 114 dias; (H) 121 dias; e (I) 150 dias. Barra = 0,1 mm.

A partir da Figura 13, pode-se perceber que a formação dos grânulos é um processo gradual que segue três estágios consecutivos:

aclimação do lodo, agregação do lodo e maturação dos grânulos (WANG *et al.*, 2005b).

De Kreuk & Van Loosdrecht (2006), estudando a formação de grânulos aeróbios com esgoto doméstico em um RBS, observaram a presença de grânulos somente 20 dias após mudarem o tempo de ciclo de 3 para 2 horas (36 dias de operação do reator). Essa diminuição do tempo de ciclo foi realizada a fim de aumentar a carga orgânica aplicada, e, conseqüentemente, favorecer o processo de granulação. Os autores obtiveram grânulos com diâmetro médio de 1,1 mm, entretanto, os mesmos apresentavam uma estrutura filamentosa e alongada.

Ni *et al.* (2009), estudando o processo de granulação em um RBS utilizado no tratamento de esgoto de baixa concentração (DQO_s entre 35 e 120 mg·L⁻¹ e NH₄⁺-N entre 10 e 40 mg·L⁻¹), observaram pequenos grânulos apenas após 80 dias de operação. Os autores verificaram ainda que, com 300 dias de operação, aproximadamente 85% da biomassa do reator era formada por grânulos com diâmetros variando entre 0,2 e 0,8 mm.

Liu *et al.* (2010b), estudando a granulação aeróbia em um RBS alimentado com esgoto misto (composto por 40% de esgoto doméstico e 60% de esgoto industrial), reportaram um tempo maior ainda para transformar o lodo ativado em grânulo aeróbio. Esses autores observaram que os grânulos foram dominantes no reator apenas após 400 dias de operação (diâmetro médio dos grânulos igual a 0,35 mm), embora a presença de partículas esféricas tenha sido notada após 3 meses.

Morgenroth *et al.* (1997), estudando a granulação aeróbia em um RBS alimentado com esgoto sintético, observaram os primeiros grânulos com 40 dias de operação, sendo que os mesmos foram dominantes após 70 dias (diâmetro médio dos grânulos igual a 2,35 mm e diâmetro máximo de 7 mm).

Dangcong *et al.* (1999) e Beun *et al.* (2002), também estudando a granulação aeróbia em um RBS alimentado com esgoto sintético, verificaram que em um mês o processo de granulação estava completo. O diâmetro dos grânulos obtidos por Dangcong *et al.* (1999) variaram entre 0,3 e 0,5 mm, enquanto que Beun *et al.* (2002) obtiveram grânulos com diâmetro médio de 2,5 mm.

Jungles *et al.* (2011), estudando a granulação aeróbia com esgoto sintético em um RBS em escala piloto, observaram pequenos grânulos com 6 dias de operação. Os autores verificaram um aumento gradual do tamanho dos grânulos, os quais atingiram um diâmetro médio de 3,5 mm após 63 dias de operação.

Na Tabela 12 estão resumidos os principais resultados do presente estudo e dos estudos apresentados acima a respeito da granulação aeróbia utilizando esgoto doméstico e sintético.

Tabela 12. Comparação entre estudos sobre a formação de grânulos aeróbios utilizando esgoto doméstico e sintético.

Referência	Afluente	DQO _s ⁽¹⁾ (mg·L ⁻¹)	NH ₄ ⁺ -N ⁽¹⁾ (mg·L ⁻¹)	Tempo de granulação (dias)	Diâmetro dos grânulos (mm)
Este estudo	Esgoto doméstico	191-602	73-112	~150	0,3-1,3
De Kreuk & Van Loosdrecht (2006)	Esgoto doméstico	280 ⁽²⁾	57 ⁽²⁾	36	1,1 ⁽²⁾
Ni <i>et al.</i> (2009)	Esgoto doméstico	35-120	10-40	300	0,2-0,8
Liu <i>et al.</i> (2010b)	Esgoto doméstico e industrial	250-1800	39-93	400	0,35 ⁽²⁾
Morgenroth <i>et al.</i> (1997)	Esgoto sintético	400 ⁽²⁾	22 ⁽²⁾	70	2,35 ⁽²⁾
Dangcong <i>et al.</i> (1999)	Esgoto sintético	800 ⁽²⁾	250 ⁽²⁾	30	0,3-0,5
Beun <i>et al.</i> (2002)	Esgoto sintético	2,5 ⁽³⁾	39	30	2,5 ⁽²⁾
Jungles <i>et al.</i> (2011)	Esgoto sintético	2,41-9,70 ⁽³⁾	0,14-0,51 ⁽⁴⁾	63	3,5

⁽¹⁾ Concentração afluente. ⁽²⁾ Valores médios. ⁽³⁾ Carga orgânica em kg DQO_s·m⁻³·d⁻¹. ⁽⁴⁾ Carga nitrogenada em kg NH₄⁺-N·m⁻³·d⁻¹.

Os resultados apresentados na Tabela 12 indicam que o processo de formação dos grânulos aeróbios em um RBS utilizando esgoto doméstico requer mais tempo do que comparado aos sistemas que utilizam esgoto sintético. De acordo com Liu *et al.* (2010b), os grânulos aeróbios cultivados com efluente sintético usualmente levam de 2 a 4 semanas para se formarem e de 1 a 2 meses para alcançar o estado estacionário em reatores de escala laboratorial. Esses autores sugerem que isto pode ser explicado pelo fato de que os efluentes reais apresentam uma elevada flutuação dos componentes, principalmente de DQO, o que leva a

uma condição ambiental instável e resulta em um processo de granulação mais lento do que comparado com os efluentes sintéticos.

4.1.1.2 Comportamento dos Sólidos e do IVL

Na Figura 14 está apresentada a variação da concentração de SST e SSV no reator e SST no efluente (saída do reator), bem como a proporção SSV/SST no reator ao longo da Estratégia I. Após a inoculação, a concentração inicial de SST no reator era de $1,6 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ (dado não apresentado na Figura 14). Em função do baixo tempo de sedimentação, o lodo com pior sedimentabilidade foi “lavado” do reator, saindo com o efluente, e somente as partículas com boa sedimentabilidade ficaram retidas no reator. Como resultado, a perda da biomassa causou uma severa diminuição na concentração de SST no reator, alcançando $0,2 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ aos 7 dias de operação. Devido à formação dos grânulos (Figura 13), a concentração de SST foi aumentando gradualmente, estabilizando-se em torno de $1,5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ após 100 dias de operação. Já a qualidade do efluente, em termos de SST, variou entre 30 e $160 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, estabilizando-se em torno de $85 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ também após 100 dias de operação.

Entretanto, concentrações de biomassa mais elevadas eram esperadas no reator, tendo em vista a estrutura compacta e densa dos grânulos. Por outro lado, Liu & Tay (2007) consideram que a presença de grânulos não garante uma elevada concentração de biomassa no reator.

De acordo com De Kreuk *et al.* (2005b), a concentração de SST nos reatores granulares pode variar entre $0,88$ a $16,2 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$, sendo o valor médio usualmente obtido pelos pesquisadores igual a $6,8 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$.

Apesar de terem obtido grânulos com diâmetros semelhantes ao do presente estudo, Ni *et al.* (2009) observaram concentrações de SST no reator bem mais elevadas (valores entre $8,0$ e $10,0 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$) e menores concentrações de SST no efluente (em torno de $15 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$) após a formação dos grânulos. Esses melhores resultados podem ter ocorrido em virtude de os autores terem empregado tempos de sedimentação mais elevados (entre 15 e 30 min). Liu *et al.* (2010b) também obtiveram elevadas concentrações de biomassa após o processo de granulação (valores acima de $10,0 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$).

Resultados similares aos do presente estudo foram obtidos por Liu *et al.* (2007a). Os autores reportaram uma concentração média de biomassa igual a $1,3 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ após 70 dias de operação de um RBS

(previamente inoculado com grânulos aeróbios) utilizado para o tratamento de esgoto doméstico de baixa concentração (DQO entre 100 e 280 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ entre 12 e 88 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$).

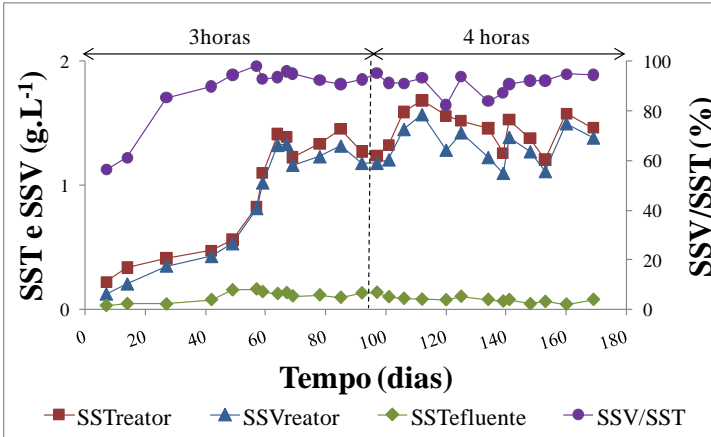


Figura 14. Evolução da concentração de SST e SSV no reator, de SST no efluente e da proporção de SSV/SST no reator ao longo da Estratégia I.

Em relação à presença de sólidos no efluente, segundo Arrojo *et al.* (2004), a mesma pode variar dependendo da quantidade de biomassa que é “lavada” do reator e do teor de sólidos presentes no afluente. Beun *et al.* (2000) reportaram concentrações de SST no efluente próximas ao do presente estudo (em torno de 75 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$) em um RBS de grânulos aeróbios alimentado com afluente sintético livre de sólidos suspensos.

Ainda em relação à Figura 14, pode-se perceber que a concentração de SSV no reator ao longo da Estratégia I seguiu a mesma tendência da curva de SST, estabilizando-se em torno de 1 $\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$ após 100 dias de operação. Já a proporção SSV/SST, que no início da operação era em torno de 60%, aumentou acentuadamente, estabilizando-se em torno de 92% após 42 dias de operação.

Ni *et al.* (2009) reportaram que a proporção SSV/SST aumentou continuamente de 50% no inóculo para 70-80% nos grânulos. Liu *et al.* (2010b) obtiveram, durante todo o período de operação, valores de SSV/SST acima de 90%. Resultados similares também foram obtidos por Zheng *et al.* (2005). Esses autores, estudando a formação dos grânulos em um RBS do tipo *airlift* alimentado com esgoto sintético

enriquecido com sucrose, relataram uma proporção SSV/SST entre 92 e 94% após 10 dias de operação.

De acordo com Wang *et al.* (2005b), a proporção SSV/SST pode dar uma exata representação da biomassa presente nos grânulos. Esses autores consideram que valores elevados de SSV/SST indicam que as bactérias encontram-se em fase de crescimento e reprodução, o que causa um rápido aumento da biomassa nos grânulos. Por outro lado, baixos valores de SSV/SST indicam que as bactérias estão degradando o material celular para obtenção de energia, e como resultado, a biomassa nos grânulos aumenta lentamente.

A evolução do IVL em diferentes tempos de sedimentação (5, 10, 15 e 30 minutos) e a relação IVL_{30}/IVL_{10} ao longo da Estratégia I estão apresentadas na Figura 15.

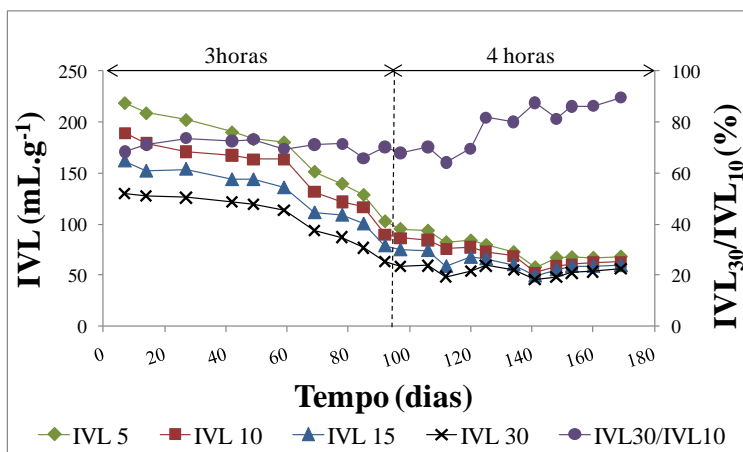


Figura 15. Evolução do IVL em diferentes tempos de sedimentação (5, 10, 15 e 30 minutos) e da relação IVL_{30}/IVL_{10} ao longo da Estratégia I.

O lodo utilizado como inóculo apresentava um IVL_{30} igual a $187 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$. Com 7 dias de operação (Figura 15), esse valor caiu para $130 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$, comprovando a observação de que a biomassa com pior sedimentabilidade foi “lavada” do reator (Figura 14). Ao longo da evolução da formação dos grânulos (Figura 13), o IVL_{30} diminuiu gradualmente, estabilizando-se em torno de $53 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$, após 100 dias de operação. De acordo com Von Sperling (2002) quanto maior o valor do IVL_{30} , pior a sedimentabilidade do lodo. Portanto, pode-se concluir que os grânulos maduros obtidos nessa pesquisa apresentaram uma melhor sedimentabilidade quando comparada a do inóculo.

Além disso, a sedimentabilidade do lodo em função do IVL_{30} pode ser classificada, segundo Von Sperling (2002), como sendo de boa sedimentabilidade (IVL_{30} entre 50-100 $mL \cdot g^{-1}$), em relação aos grânulos, e de média sedimentabilidade (IVL_{30} entre 100-200 $mL \cdot g^{-1}$), em relação ao inóculo.

Analisando as Figuras 14 e 15, pode-se notar ainda que a concentração de biomassa no reator foi inversamente proporcional a sedimentabilidade da mesma, ou seja, quanto maior a concentração de biomassa, maior a eficiência da sedimentação e menor o valor de IVL . Essa mesma constatação foi observada por Schwarzenbeck *et al.* (2005).

A partir da Figura 15, percebe-se que houve diferenças entre os valores de IVL_5 , IVL_{10} , IVL_{15} e IVL_{30} durante todo o período de operação do reator. No entanto, com a formação dos grânulos, essa diferença diminuiu, e a relação IVL_{30}/IVL_{10} ficou próxima de 90% após 140 dias de operação.

De acordo com De Kreuk *et al.* (2005b) a relação entre o IVL_{30} e o IVL_{10} é considerada com sendo um excelente indicador sobre a formação dos grânulos, devido à excelente sedimentabilidade dos mesmos. Liu & Tay (2007) consideram que o processo de granulação está completo quando a diferença entre IVL_{10} e o IVL_{30} está próxima de 10%, ou seja, IVL_{30}/IVL_{10} em torno de 90%. Desta forma, pode-se concluir que a partir dos 140 dias de operação, o processo de granulação no reator estava completo, o que corrobora com a visualização microscópica apresentada na Figura 13I.

Ni *et al.* (2009) também observaram essa tendência entre os valores de IVL_{10} e IVL_{30} . Os autores reportaram que o IVL_{10} diminuiu gradualmente de 100 para 35 $mL \cdot g^{-1}$, enquanto que o IVL_{30} diminuiu gradualmente de 65 para 35 $mL \cdot g^{-1}$.

Já Liu *et al.* (2007a) verificaram uma diferença muito pequena entre o IVL_{10} e o IVL_{30} durante o tempo de operação (valores abaixo de 70 $mL \cdot g^{-1}$). Este resultado está relacionado com o fato de os autores terem inoculado o reator com grânulos aeróbios previamente formados com esgoto sintético, visto que a diminuição da relação IVL_{30}/IVL_{10} ocorre ao longo do processo de formação dos grânulos.

Apesar de terem obtido grânulos com superfície bastante filamentososa, De Kreuk & Van Loosdrecht (2006) relataram baixos valores de IVL_{10} (em torno de 38 $mL \cdot g^{-1}$). Liu *et al.* (2010b) reportaram IVL_{30} e IVL_{30}/IVL_5 em torno de 30 $mL \cdot g^{-1}$ e acima de 90%, respectivamente, após a formação dos grânulos.

Na Tabela 13 estão resumidas as principais características dos grânulos obtidos no presente estudo após 140 dias de operação (processo

de granulação completo) e nos estudos apresentados acima utilizando esgoto doméstico.

Tabela 13. Comparação entre as principais características dos grânulos obtidos em estudos utilizando esgoto doméstico.

Referência	Afluente	SST (g·L ⁻¹)	SSV/SST (%)	IVL ₃₀ (mL·g ⁻¹)	IVL ₃₀ /IVL ₁₀ (%)
Este estudo ⁽¹⁾	Esgoto doméstico	1,5	92	53	88
De Kreuk & Van Loosdrecht (2006)	Esgoto doméstico	-	-	38 ⁽²⁾	-
Ni <i>et al.</i> (2009)	Esgoto doméstico	8-10	70-80	35	100
Liu <i>et al.</i> (2010b)	Esgoto doméstico e industrial	>10	>90	30	>90 ⁽³⁾

⁽¹⁾ Após 140 dias de operação (processo de granulação completo). ⁽²⁾ IVL₁₀.

⁽³⁾ IVL₃₀/IVL₅.

4.1.2 Desempenho do Reator

4.1.2.1 Monitoramento do Oxigênio Dissolvido, pH e Temperatura

Os valores das concentrações de oxigênio dissolvido (OD), pH e temperatura nas fases aeradas ao longo da Estratégia I estão apresentados na Tabela 14.

Em relação à concentração de OD, valores médios de 8,3 e 7,5 mg·L⁻¹ foram obtidos durante as fases aeradas dos ciclos de 3 e 4 horas, respectivamente. A menor concentração média de OD durante os ciclos de 4 horas pode estar relacionada com a maior concentração de SST no reator observada nesse período (Figura 14). Desta forma, houve um maior consumo de OD por parte dos microrganismos no processo de metabolização do substrato.

Os valores de OD observados estão todos dentro do recomendado para a oxidação da matéria orgânica carbonácea, de acordo com Metcalf & Eddy (2003), e também para a ocorrência do processo de nitrificação, conforme Ferreira (2000). Por outro lado, os valores de OD encontram-se todos acima do admitido para a ocorrência da desnitrificação, de acordo com Jordão & Pessôa (2005). Entretanto, a concentração de OD foi medida no meio líquido, não representando a real concentração de OD dentro dos grânulos. Desta forma, a ocorrência da desnitrificação é possível mesmo sob condições de OD elevadas, como exposto no item 2.2.3.

Tabela 14. Resultados obtidos para OD, pH e temperatura nas fases aeradas ao longo da Estratégia I.

Variável	Análise	Fase Aerada	
		3 horas	4 horas
OD (mg·L ⁻¹)	Média	8,3	7,5
	Desvio Padrão	1,3	1,8
	Máximo	9,9	10,3
	Mínimo	4,7	2,6
	Número de dados	29	70
pH	Média	8,0	8,3
	Desvio Padrão	0,2	0,2
	Máximo	8,8	8,8
	Mínimo	7,6	7,8
	Número de dados	42	70
T (°C)	Média	18	21
	Desvio Padrão	3	2
	Máximo	23	28
	Mínimo	11	16
	Número de dados	42	70

De maneira geral, nota-se que os valores de OD na fase aerada foram bastante elevados, o que por sua vez pode ter gerado um elevado consumo de energia pelo sistema. No entanto, esses valores de OD foram resultantes da elevada vazão de ar aplicada a fim de se obter uma velocidade superficial ascensional de ar sempre maior do que 1,0 cm·s⁻¹, gerando assim o cisalhamento adequado para a formação dos grânulos, conforme recomendado por McSwain & Irvine (2008). Segundo Mosquera-Corral *et al.* (2005) e Liu & Liu (2006), os grânulos

desenvolvidos sob baixas concentrações de OD não são estáveis, além de que nessas condições pode ocorrer, eventualmente, o encorajamento do crescimento filamentosos.

Pode-se notar ainda que houve uma pequena variação de pH durante as duas condições, com valores médios de 8,0 e 8,3 para os ciclos de 3 e 4 horas, respectivamente. Esses valores estão dentro do recomendado para a oxidação da matéria orgânica carbonácea, de acordo com Metcalf & Eddy (2003). No entanto, o pH médio para os ciclos de 4 horas está um pouco fora da faixa ideal para a ocorrência de nitrificação, que segundo USEPA (2010) é de 7,4 a 8,0.

As temperaturas médias para os ciclos de 3 e 4 horas foram, respectivamente, de 18 e 21°C, estando dentro da faixa recomendada para a oxidação do material orgânico, conforme Sant'Anna Jr. (2010). Entretanto, esses valores se encontram fora da faixa de temperatura ótima de crescimento das bactérias nitrificantes, que, segundo Bernet & Spérandio (2009), é entre 28 e 36°C.

4.1.2.2 Comportamento da Matéria Carbonácea e Nitrogenada

Os resultados obtidos com o RBSG em relação à matéria carbonácea e nitrogenada para os ciclos de 3 e 4 horas, respectivamente, estão apresentados na Tabela 15. As principais variáveis serão exploradas mais detalhadamente nas Figuras 16 a 19.

Em relação à variável DQO_T (Figura 16), a mesma foi determinada apenas após o início da estabilização dos grânulos no reator (após 130 dias de operação), tendo em vista que antes deste período os flocos que sedimentavam mal eram constantemente “lavados” do reator. No entanto, a partir da Figura 16 e da Tabela 15, percebe-se que mesmo com formação dos grânulos a DQO_T do efluente era bastante elevada (média $257 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$). Segundo Schwarzenbeck *et al.* (2005), os RBSG devem ser operados de tal maneira que a biomassa que sedimenta mal (flocos) seja “lavada” a cada ciclo. Como resultado, uma fração significativa de sólidos suspensos pode ser encontrada no efluente, resultando em valores elevados de DQO_T .

Nas Figuras 17, 18 e 19 estão apresentadas, respectivamente, as concentrações afluentes e efluentes de DQO_s , COD e $\text{NH}_4^+\text{-N}$, e as respectivas eficiências de remoção ao longo da Estratégia I.

Tabela 15. Desempenho do reator em relação à remoção de matéria carbonácea e nitrogenada para os ciclos de 3 e 4 horas.

Variável	Análise	Ciclo 3 horas			Ciclo 4 horas		
		Amostras		Eficiência (%)	Amostras		Eficiência (%)
		Afluente	Efluente		Afluente	Efluente	
DQO _T (mg·L ⁻¹)	Média	-	-	-	589	257	54
	Desvio Padrão	-	-	-	109	42	14
	Máximo	-	-	-	728	328	69
	Mínimo	-	-	-	391	201	39
	Número de dados	-	-	-	11	11	-
DQO _S (mg·L ⁻¹)	Média	430	147	64	412	72	82
	Desvio Padrão	140	71	18	95	14	5
	Máximo	602	292	90	551	104	89
	Mínimo	191	61	27	212	45	70
	Número de dados	16	16	-	20	20	-
COD (mg·L ⁻¹)	Média	149	39	68	134	23	82
	Desvio Padrão	78	14	15	56	7	7
	Máximo	344	63	92	313	42	92
	Mínimo	86	21	43	70	13	67
	Número de dados	14	14	-	20	20	-
NH ₄ ⁺ -N (mg·L ⁻¹)	Média	91	74	18	83	26	69
	Desvio Padrão	12	12	8	5	16	19
	Máximo	112	101	26	95	58	97
	Mínimo	76	56	7	73	3	26
	Número de dados	16	16	-	21	21	-

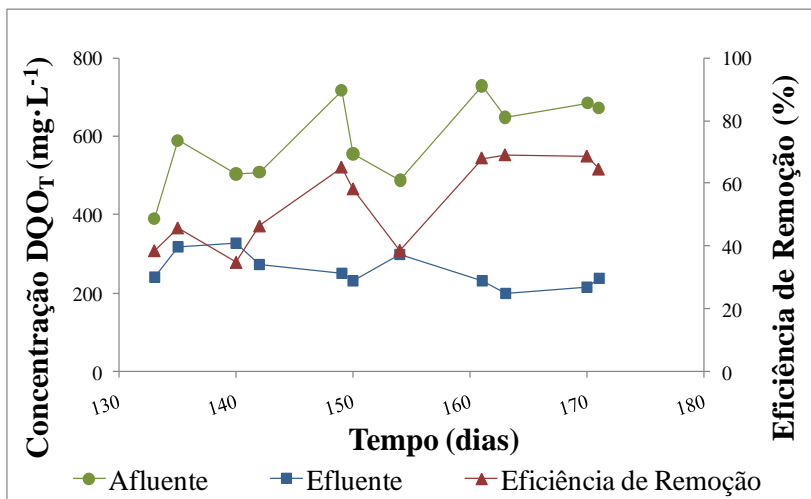


Figura 16. Comportamento da concentração de DQO_T afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção após 130 dias de operação.

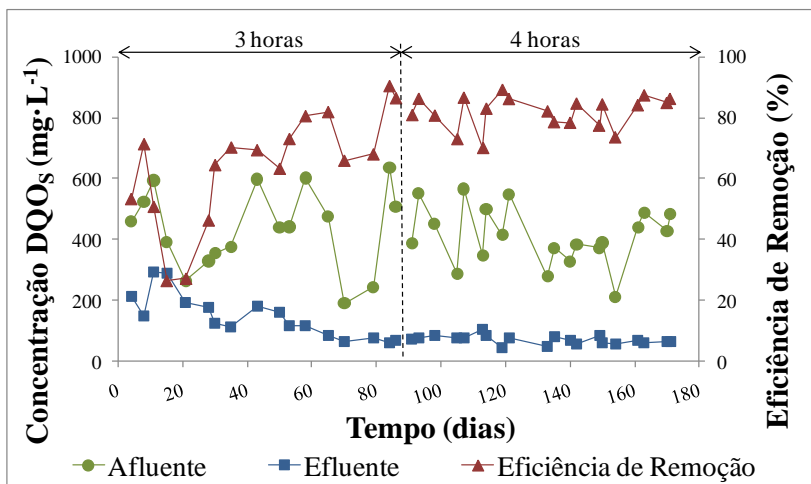


Figura 17. Comportamento da concentração de DQO_s afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia I.

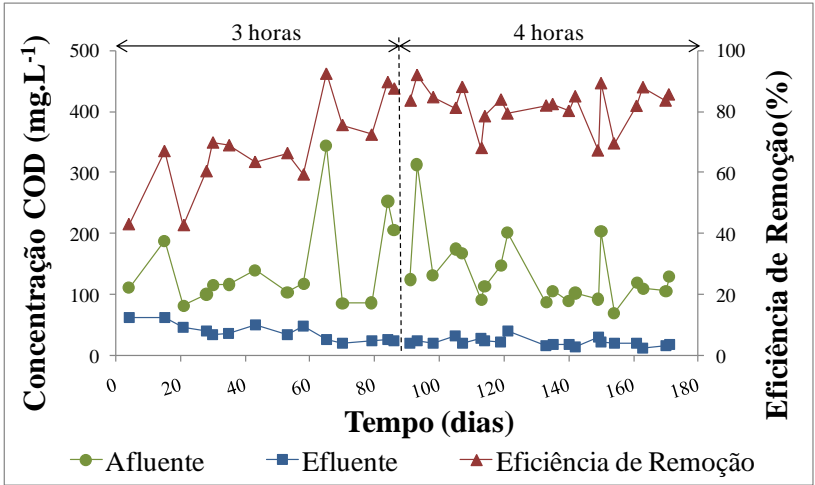


Figura 18. Comportamento da concentração de COD afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia I.

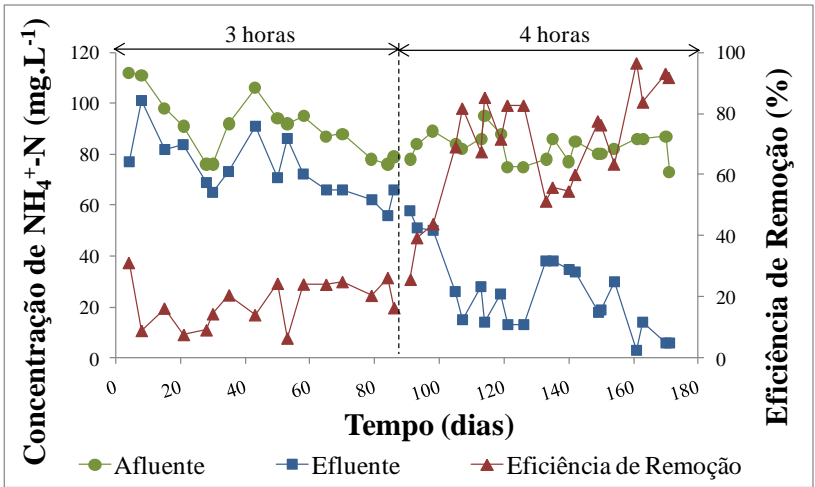


Figura 19. Comportamento da concentração de NH₄⁺-N afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia I.

Durante os primeiros 50 dias de operação o processo não estava estável, em virtude da necessidade de aclimação do lodo inoculado às novas condições operacionais e também devido à baixa concentração de SST durante esse período, conforme apresentado na Figura 14.

Após o período inicial de aclimação, o desempenho do reator aumentou continuamente, atingindo uma eficiência de remoção média de DQO_s de $78 \pm 9\%$, COD de $78 \pm 13\%$ e NH₄⁺-N de $23 \pm 4\%$, para o ciclo de 3 horas. Esse aumento na eficiência de remoção também está relacionado com o aparecimento dos grânulos no reator (Figura 13D). Em relação à concentração de DQO_s, COD e NH₄⁺-N no efluente, neste mesmo período, obteve-se valores médios de 85, 29 e 68 mg·L⁻¹, respectivamente.

Após 88 dias de operação, aumentou-se a duração do ciclo para 4 horas. Nas Figuras 17, 18 e 19 visualiza-se que operando o reator com ciclos de 4 horas, a eficiência média de remoção de DQO_s, COD e NH₄⁺-N aumentou para $82 \pm 5\%$, $82 \pm 7\%$ e $69 \pm 19\%$, respectivamente. Desta forma, a concentração média de DQO_s do efluente diminuiu para 72 mg·L⁻¹, a de COD para 23 mg·L⁻¹, e a de NH₄⁺-N para 26 mg·L⁻¹, mostrando que o aumento da duração do ciclo teve um maior impacto no processo de nitrificação do que na remoção da matéria carbonácea.

De Kreuk & Van Loosdrecht (2006), operando um RBSG com ciclos de 2 horas, não obtiveram um sistema estável durante todo o tempo de operação (70 dias). Os autores verificaram que o processo de nitrificação foi limitado (em torno de 11% de eficiência) e que a eficiência média de remoção de DQO_s foi de apenas 49%. Em relação à concentração de DQO_s e NH₄⁺-N do efluente, os autores obtiveram valores médios de 170 mg·L⁻¹ e 51 mg·L⁻¹, respectivamente.

Entretanto, Ni *et al.* (2009), trabalhando com ciclos de 3 horas de duração, alcançaram elevadas eficiências de remoção após 3 meses de operação (DQO entre 85-95% e NH₄⁺-N entre 90-99%). A elevada eficiência do processo de nitrificação pode estar relacionada com o fato de que os autores empregaram, durante o primeiro mês de operação, ciclos de 4 horas, o que deve ter favorecido o crescimento dos organismos nitrificantes.

Liu *et al.* (2010b), trabalhando com ciclos de 4 horas de duração, também não obtiveram um sistema estável durante os 50 primeiros dias de operação. Após esse período, a eficiência de remoção de DQO e NH₄⁺-N manteve-se em torno de 80 e 98%, respectivamente.

Na Tabela 16 estão apresentados os resultados do desempenho do reator do presente estudo e de RBSG utilizados no tratamento de esgoto doméstico em ciclos operacionais com diferentes tempos de duração.

Esses resultados indicam que a remoção de NH₄⁺-N é fortemente afetada pela duração do ciclo. Esta constatação está de acordo com os resultados encontrados por Tay *et al.* (2002), os quais investigaram a formação de grânulos nitrificantes em ciclos com diferentes durações e

reportaram que com ciclos de 3 horas o lodo foi completamente “lavado” do reator, impedindo a formação de grânulos nitrificantes.

Tabela 16. Comparação entre o desempenho de diferentes RBSG obtidos nos estudos utilizando esgoto doméstico.

Referência	Afluente	Duração ciclo (h)	Eficiência DQO (%)	Eficiência $\text{NH}_4^+\text{-N}$ (%)
Este estudo	Esgoto doméstico	3	78 ⁽¹⁾⁽²⁾	23 ⁽¹⁾⁽²⁾
		4	82 ⁽¹⁾	69 ⁽¹⁾
De Kreuk & Van Loosdrecht (2006)	Esgoto doméstico	2	49 ⁽²⁾	11 ⁽²⁾
Ni <i>et al.</i> (2009)	Esgoto doméstico	3	85-95	90-99
Liu <i>et al.</i> (2010b)	Esgoto doméstico e industrial	4	80 ⁽²⁾	98 ⁽²⁾

⁽¹⁾ Valores obtidos após o período de aclimação (a partir de 50 dias de operação).

⁽²⁾ Valores médios.

De acordo com Wang & Liu (2008), a duração do ciclo representa a frequência com que os sólidos são “lavados” do reator através da fase de retirada do efluente tratado, e está relacionada com o tempo de retenção hidráulica (TRH). Desta forma, com o aumento do ciclo de 3 para 4 horas, o TRH do reator aumentou de 7,5 para 10 horas, respectivamente, diminuindo a frequência com que os sólidos eram “lavados” do reator e possibilitando o desenvolvimento de bactérias nitrificantes no interior dos grânulos.

Além disso, segundo Von Sperling (2002), a velocidade de crescimento dos microrganismos nitrificantes, principalmente *Nitrosomonas*, é bem lenta, e bastante inferior à dos microrganismos responsáveis pela estabilização da matéria carbonácea. Assim, em um sistema de tratamento biológico em que se objetiva a nitrificação, o tempo de residência celular deve ser tal que propicie o desenvolvimento das bactérias nitrificantes, antes que elas sejam “lavadas” do sistema.

De maneira geral, ciclos de curta duração podem impedir o crescimento de flocos, dado que o material suspenso é frequentemente “lavado” do sistema. Por outro lado, se a duração do ciclo é muito curta, a perda de biomassa não pode ser compensada pelo crescimento bacteriano. Desta forma, o ciclo deve ser suficientemente curto para que

o lodo que sedimenta mal seja frequentemente “lavado” do reator, e ainda suficientemente longo para que haja o crescimento e o acúmulo microbiano (LIU & TAY, 2004).

As concentrações de nitrito e nitrato obtidas na Estratégia I estão apresentadas na Tabela 17. Na Figura 20 tem-se o comportamento da concentração de NO_2^- -N e NO_3^- -N no efluente tratado e a respectiva eficiência de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total.

Tabela 17. Concentrações de nitrito e nitrato durante a Estratégia I.

Duração ciclo	Variável	Análise	Amostras	
			Afluyente	Efluente
3 horas	NO_2^- -N ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	Média	0,1	3,6
		Desvio Padrão	0,2	1,8
		Máximo	0,4	8,6
		Mínimo	0,0	0,7
		Número de dados	16	16
	NO_3^- -N ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	Média	0,2	4,4
		Desvio Padrão	0,2	1,3
		Máximo	0,7	7,2
		Mínimo	0,0	2,1
		Número de dados	16	16
4 horas	NO_2^- -N ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	Média	0,3	9,7
		Desvio Padrão	0,7	5,8
		Máximo	2,9	22,8
		Mínimo	0,0	1,1
		Número de dados	20	20
	NO_3^- -N ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	Média	0,3	9,3
		Desvio Padrão	0,7	3,7
		Máximo	2,4	14,4
		Mínimo	0,0	1,2
		Número de dados	20	20

Durante o tempo em que o reator foi operado em ciclos de 3 horas, a formação de NO_2^- -N e NO_3^- -N foi baixa (valores médios de 3,6 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e 4,4 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente), tendo em vista a baixa eficiência do processo de nitrificação durante este período (Figura 19). Além disso, parte do NO_3^- -N formado foi convertido a nitrogênio gasoso pelo processo de desnitrificação, com eficiência média de $48 \pm 12\%$. A

ocorrência da nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS), mesmo sob concentrações de OD elevadas (Tabela 14), pode ter sido devida à presença de microrganismos desnitrificantes aeróbios, como os apresentados no item 2.2.3.1, uma vez que os grânulos ainda estavam em processo de formação (Figura 13), o que diminui a probabilidade de existência de micro zonas anóxicas no interior dos mesmos durante este período.

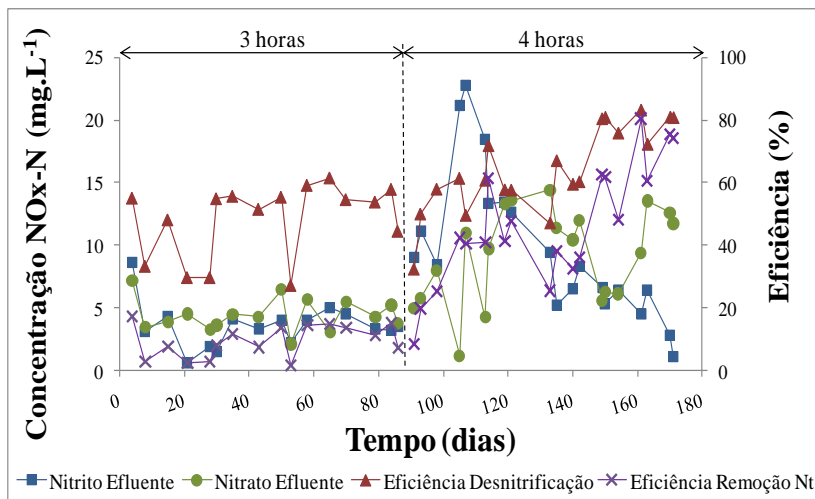


Figura 20. Comportamento da concentração de NO_2^- -N e NO_3^- -N no efluente tratado, e a respectiva eficiência de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total ao longo da Estratégia I.

Além disso, pode-se notar ainda que operando o reator com ciclos de 4 horas, houve um aumento na concentração de NO_2^- -N e NO_3^- -N no efluente (valores médios de $9,7 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $9,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente), devido ao aumento da eficiência do processo de nitrificação observado durante este período (Figura 19). A presença de nitrito no efluente tratado indica que o processo de nitrificação não ocorreu até seu último estágio de oxidação (nitratação). Além disso, a eficiência média de desnitrificação aumentou para $64 \pm 14\%$, sendo que as maiores eficiências (em torno de 80%) foram obtidas após 140 dias de operação, o que corresponde ao período em que o processo de granulação no reator estava completo (Figura 13I e Figura 15). Nesse período, a concentração de nitrito no efluente foi menor (em torno de $4,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$), indicando uma melhora na etapa de nitratação. Portanto, a formação de grânulos

maduros e densos pode ter contribuído para a existência de micro zonas anóxicas e, conseqüentemente, para a maior eficiência do processo de NDS.

De maneira geral, pode-se concluir que a desnitrificação não foi afetada pela duração do ciclo – visto que os microrganismos responsáveis por esse processo são heterotróficos e apresentam uma elevada velocidade de crescimento – mas sim pela existência de grânulos maduros e compactos no reator.

Atividades desnitrificantes sob condições aeróbias têm sido reportadas na literatura sobre grânulos aeróbios (BEUN *et al.*, 2001; MOSQUERA-CORRAL *et al.*, 2005; WAN & SPERANDIO, 2009). Entretanto, Liu *et al.* (2010b) não observaram a ocorrência do processo de NDS mesmo depois que diâmetro médio dos grânulos alcançou 800 μm . Já Ni *et al.* (2009) verificaram que apenas uma pequena parte do nitrato formado foi usada para a desnitrificação.

Na Tabela 18 estão apresentados os percentuais de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total durante a Estratégia I.

Tabela 18. Percentuais de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total durante a Estratégia I.

Duração do Ciclo	Análise	Nitrificação (%)	Desnitrificação (%)	Nitrogênio Total (%)
3 horas	Média	18	48	10
	Desvio Padrão	8	12	5
	Máximo	26	61	17
	Mínimo	7	27	2
	Número dados	16	16	16
4 horas	Média	69	64	46
	Desvio Padrão	19	14	19
	Máximo	97	83	80
	Mínimo	26	32	9
	Número dados	21	20	20

Pode-se concluir que a remoção de nitrogênio total ($\text{NH}_4^+\text{-N}$ e $\text{NO}_x\text{-N}$) foi fortemente afetada pela duração do ciclo, sendo que a nitrificação foi a etapa limitante. Contudo, mesmo com o aumento do ciclo, a remoção de nitrogênio total foi baixa (média de 46%). De acordo com De Kreuk & Bruin (2004), grânulos aeróbios cultivados em concentrações de OD próximas a saturação apresentam elevada

capacidade de remoção de DQO e $\text{NH}_4^+\text{-N}$, mas, por outro lado, a capacidade de remoção de nitrogênio total é insuficiente. Além disso, é possível observar ainda que os maiores valores de eficiência de remoção (em torno de 66%) foram obtidos após 140 dias de operação, devido à melhor eficiência do processo de NDS durante esse período.

4.1.2.3 Comportamento do Fosfato

As concentrações de fosfato e as respectivas eficiências de remoção obtidas durante a Estratégia I estão apresentadas na Tabela 19. O comportamento da concentração de $\text{PO}_4\text{-P}$ afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia I estão apresentados na Figura 21.

Tabela 19. Concentrações de fosfato e eficiência de remoção durante a Estratégia I.

Duração do Ciclo	Análise	$\text{PO}_4\text{-P}$ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)		Eficiência (%)
		Afluente	Efluente	
3 horas	Média	9,8	8,2	17
	Desvio Padrão	1,2	1,2	8
	Máximo	11,4	10,8	29
	Mínimo	7,9	6,3	3
	Número de dados	16	16	-
4 horas	Média	9,7	6,9	30
	Desvio Padrão	1,2	1,4	10
	Máximo	11,7	9,4	51
	Mínimo	8,2	4,4	11
	Número de dados	21	21	-

Pode-se perceber que houve uma grande oscilação na remoção de fosfato ao longo da Estratégia I. Para o ciclo de 3 horas, a eficiência média de remoção foi de $17 \pm 8\%$ e a concentração média de $\text{PO}_4\text{-P}$ no efluente foi de $8,2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Já para o ciclo de 4 horas, a eficiência média de remoção aumentou para $30 \pm 10\%$ e a concentração média de $\text{PO}_4\text{-P}$ no efluente diminuiu para $6,9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Entretanto, 100% dos valores de $\text{PO}_4\text{-P}$ no efluente e de eficiência de remoção estão acima do exigido pela legislação ambiental de Santa

Catarina, a qual estabelece um valor máximo de $4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ para fósforo total e tratamento com eficiência mínima de 75% para lançamento de efluentes em corpos lênticos (SANTA CATARINA, 2009).

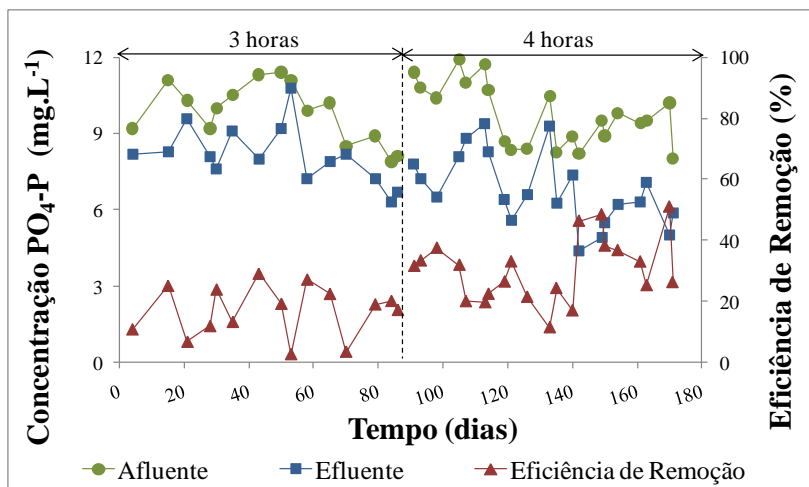


Figura 21. Comportamento da concentração de PO₄-P afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia I.

O desempenho do RBSG na remoção de PO₄-P foi mais acentuado após 150 dias de operação, o que corresponde ao período em que o processo de granulação no reator estava completo (Figura 13I e Figura 15). Desta forma, pode-se concluir que a formação de grânulos maduros e densos pode ter contribuído para a existência de micro zonas anaeróbias e, conseqüentemente, para a maior eficiência na remoção de PO₄-P.

Zhu *et al.* (2005) também observaram uma melhora na remoção de fósforo com a evolução do processo de granulação. Os autores obtiveram eficiências médias de 60% quando a biomassa era composta principalmente por flocos, aumentando gradualmente para 67-87% com o aumento da fração de grânulos, e atingindo 99% após a completa formação dos grânulos no reator.

A remoção de fósforo tem sido reportada na literatura sobre grânulos aeróbios (CASSIDY & BELIA, 2005; DE KREUK *et al.*, 2005a; LI *et al.*, 2005; ZHU *et al.*, 2005; YILMAZ *et al.*, 2007; KISHIDA *et al.*, 2009; WANG *et al.*, 2009; WU *et al.*, 2010). No entanto, esses autores empregaram uma alternância de fases

anaeróbias/aeróbias dentro do reator para a remoção biológica de fósforo.

4.1.2.4 Taxa de Consumo de Oxigênio Específica (TCO_E)

A atividade das bactérias, em termos de taxa de consumo de oxigênio específica (TCO_E), ao longo da Estratégia I, é apresentada na Figura 22. A TCO_E foi determinada logo após a fase de enchimento, tendo em vista à máxima disponibilidade de substrato e, conseqüentemente, à máxima atividade dos microrganismos nesse período. Entretanto, essa variável só pôde ser medida após 95 de operação (ciclos de 4 horas) em virtude de problemas operacionais na sonda multiparâmetros.

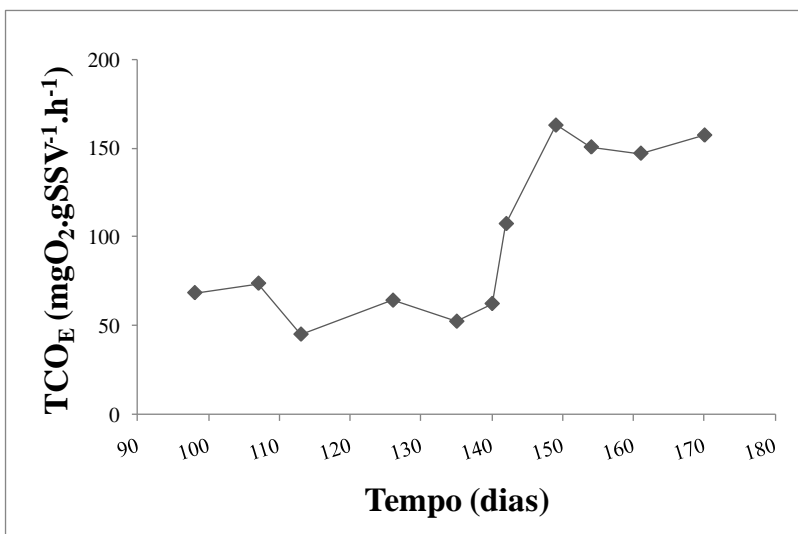


Figura 22. Comportamento da taxa de consumo de oxigênio específica após 95 dias de operação.

A partir dessa figura, verificam-se três fases distintas no comportamento da TCO_E : até os 140 dias de operação a TCO_E estava estável em torno de $60 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$; após esse período, houve um aumento acentuado da TCO_E de 62 para $163 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$; por último, a TCO_E estabilizou-se em torno de $154 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ após

150 dias de operação, o que corresponde ao período em que o processo de granulação no reator estava completo (Figura 13I e Figura 15). Esses resultados indicam que os grânulos maduros apresentam uma maior atividade, corroborando com as observações realizadas nas Figuras 17 a 21.

De acordo com Liu & Tay (2004), uma ampla faixa de TCO_E tem sido reportada na literatura sobre grânulos aeróbios. Sun *et al.* (2006) obtiveram valores de TCO_E entre 59 a $382 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ em 4 reatores alimentados com diferentes substratos sintéticos (acetato, glicose, peptona e fécula). Segundo esses autores, em comparação com os flocos de lodo ativado, os grânulos aeróbios apresentam uma maior atividade, em termos de TCO_E .

4.1.2.5 Monitoramento de Ciclos

➤ **Ciclo de 3 horas:**

Na Figura 23 é apresentado o comportamento da concentração de DQO_s e de $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ ao longo de um ciclo padrão de 3 horas, monitorado aos 79 dias de operação do reator. Observa-se uma queda gradual na concentração de DQO_s e $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ durante as 2 horas iniciais do ciclo. No restante do tempo, a concentração de substrato permanece praticamente constante, chegando ao final do ciclo com DQO_s de $78 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ e $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ de $62 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$. As eficiências de remoção de DQO_s e de $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ para este ciclo foram, respectivamente, de 68% e 21%.

Na Figura 24 é apresentado o comportamento da concentração de $\text{NO}_2^- \text{-N}$ e $\text{NO}_3^- \text{-N}$ ao longo do ciclo monitorado. Mesmo com a baixa eficiência de nitrificação, o consumo de $\text{NH}_4^+ \text{-N}$ (Figura 23) acarretou na formação de $\text{NO}_2^- \text{-N}$ e $\text{NO}_3^- \text{-N}$ no reator (Figura 24). Além disso, parte do $\text{NO}_3^- \text{-N}$ produzido foi convertido a N_2 , resultando em uma eficiência de desnitrificação de 54%. As concentrações de $\text{NO}_2^- \text{-N}$ e $\text{NO}_3^- \text{-N}$ no efluente tratado foram iguais a $3,3 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ e $4,3 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente. A remoção de nitrogênio total para este ciclo foi de apenas 11%.

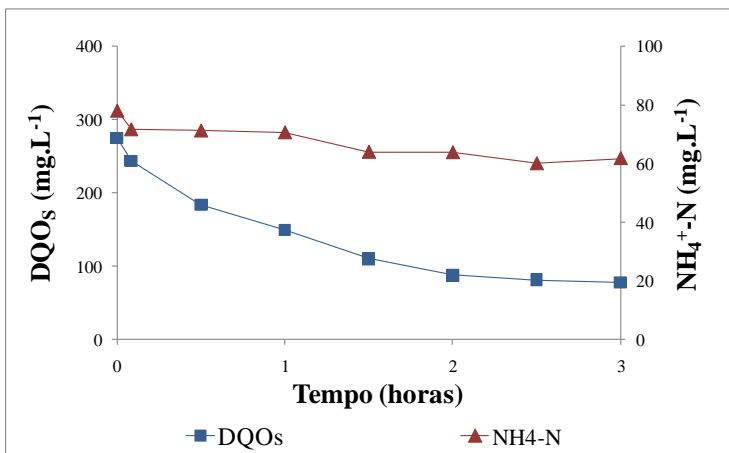


Figura 23. Comportamento da DQO_s e da NH₄⁺-N ao longo de um ciclo padrão de 3 horas monitorado aos 79 dias de operação da Estratégia I.

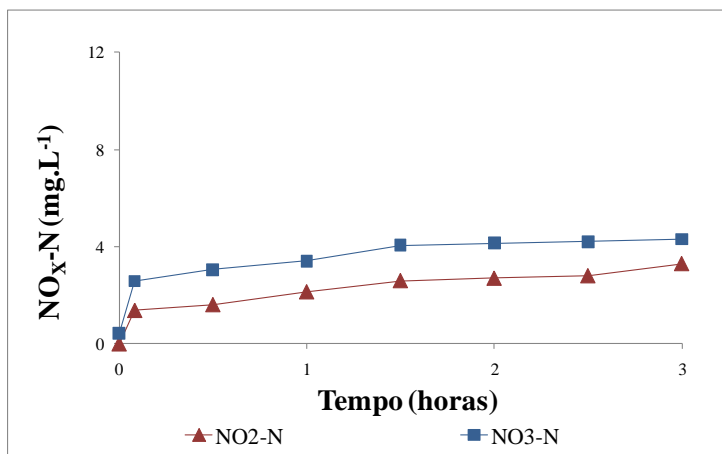


Figura 24. Comportamento do nitrito e do nitrato ao longo de um ciclo padrão de 3 horas monitorado aos 79 dias de operação da Estratégia I.

Na Figura 25 apresenta-se o comportamento do OD, pH e temperatura ao longo do ciclo monitorado. A temperatura no reator manteve-se constante em torno de 20 °C durante todo o ciclo. O OD variou de 7,6 mg·L⁻¹, no início do ciclo, a 9,2 mg·L⁻¹, no final da fase de aeração. Com o desligamento da aeração durante a fase de sedimentação (15 últimos minutos do ciclo), a concentração de OD diminuiu continuamente, atingindo 5,8 mg·L⁻¹ no final do ciclo. O pH sofreu um

aumento (de 7,7 a 8,4) durante os primeiros 60 minutos, mantendo-se estável em torno de 8,3 no restante do ciclo.

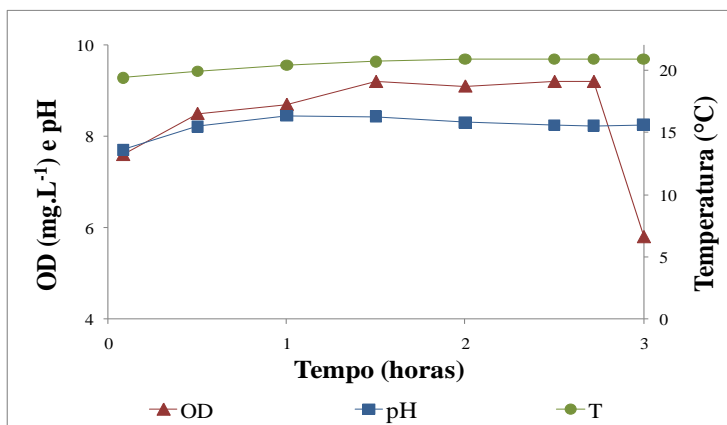


Figura 25. Comportamento do oxigênio dissolvido, pH e temperatura ao longo de um ciclo padrão de 3 horas monitorado aos 79 dias de operação da Estratégia I.

Na Figura 26 tem-se o comportamento do fosfato ao longo do ciclo monitorado. Verificou-se uma pequena remoção de $\text{PO}_4\text{-P}$ (19%) durante o ciclo, sendo que a concentração de $\text{PO}_4\text{-P}$ no efluente tratado foi igual a $7,2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

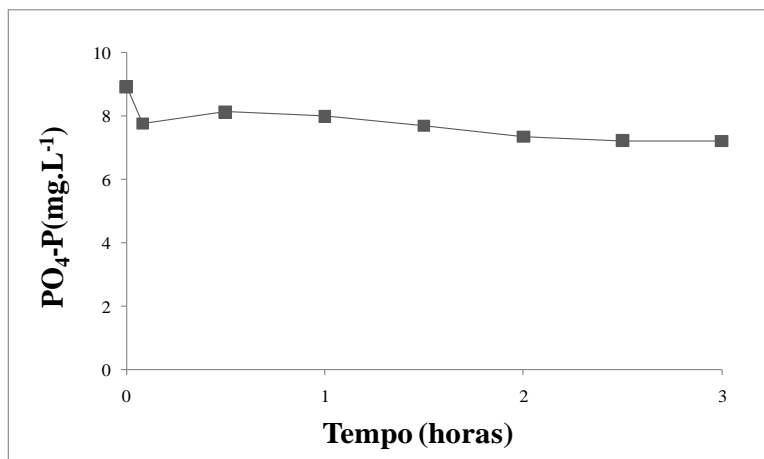


Figura 26. Comportamento do fosfato ao longo de um ciclo padrão de 3 horas monitorado aos 79 dias de operação da Estratégia I.

➤ **Ciclo de 4 horas:**

Na Figura 27 é apresentado o comportamento da concentração de DQO_s e de NH₄⁺-N, bem como da taxa de consumo de oxigênio (TCO) da biomassa ao longo de um ciclo padrão de 4 horas, monitorado aos 135 dias de operação do reator. Observa-se uma elevada queda na concentração de DQO_s e NH₄⁺-N no início do ciclo, mostrando que o substrato é principalmente absorvido e/ou removido nos primeiros 30 minutos. No restante do tempo, a concentração de substrato permaneceu praticamente constante, chegando ao final do ciclo com DQO_s de 78 mg·L⁻¹ e NH₄⁺-N de 38 mg·L⁻¹. Essa concentração de DQO_s no efluente tratado pode ser atribuída a fração de substrato lentamente biodegradável usualmente presente no esgoto doméstico. As eficiências de remoção de DQO_s e de NH₄⁺-N para este ciclo foram, respectivamente, de 79% e 56%.

Como exposto anteriormente no item 2.4, a fase aerada de um RBSG consiste de uma fase de degradação, na qual o substrato é consumido até um valor mínimo, seguida de uma fase de inanição, na qual o substrato não está mais disponível (ADAV *et al.*, 2008). Essas duas fases podem ser facilmente identificadas no ciclo apresentado na Figura 27, sendo possível observar a fase de degradação durante os 30 primeiros minutos e a fase de inanição durante o restante do ciclo. No entanto, essas fases não podem ser identificadas no ciclo apresentado na Figura 23. Apesar do efeito da fase de inanição no processo de granulação não estar ainda completamente claro, Liu & Tay (2004) sugerem que a mesma tem um papel importante no processo de agregação microbiana, conduzindo a grânulos mais fortes e densos.

A atividade das bactérias, em termos de TCO, foi bastante elevada no início do ciclo devido à maior disponibilidade de substrato, atingindo um valor máximo de 60 mgO₂·L⁻¹·h⁻¹ (Figura 27). A diminuição da concentração de substrato provocou uma elevada queda na TCO nos primeiros 30 minutos. No restante do ciclo, a TCO caiu menos acentuadamente, chegando ao final do ciclo com um valor de 12 mgO₂·L⁻¹·h⁻¹, o que pode indicar o término do processo de oxidação.

Neste ciclo, a concentração celular no reator, em termos de sólidos suspensos voláteis (SSV), foi de 1,16 g·L⁻¹. Com isso, pôde-se determinar a TCO_{especifica} máxima, dividindo a TCO máxima (início do ciclo) pela concentração celular, onde se obteve um valor igual a 52 mgO₂·gSSV⁻¹·h⁻¹. Este valor encontra-se próximo a faixa de 47-58 mgO₂·gSSV⁻¹·h⁻¹ obtida por Thanh *et al.* (2009) em um RBSG alimentado com esgoto sintético sob diferentes cargas orgânicas.

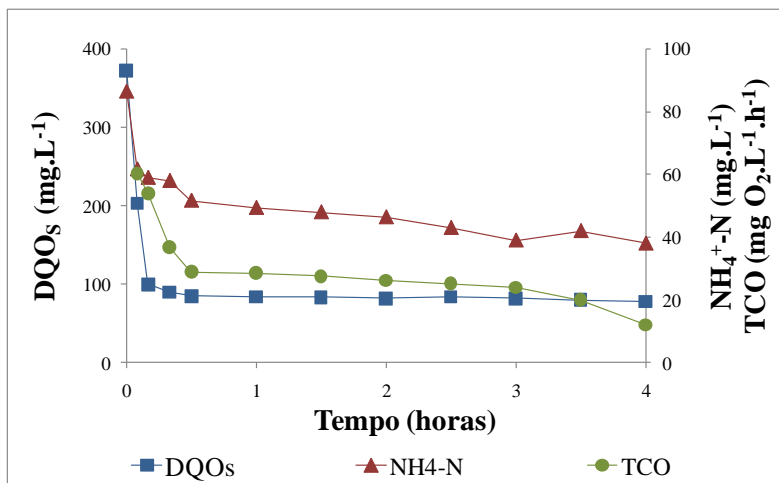


Figura 27. Comportamento da DQO_s, da NH₄⁺-N e da TCO ao longo de um ciclo padrão de 4 horas monitorado aos 135 dias de operação da Estratégia I.

Na Figura 28 é apresentado o comportamento da concentração de NO₂⁻-N e NO₃⁻-N ao longo do ciclo monitorado.

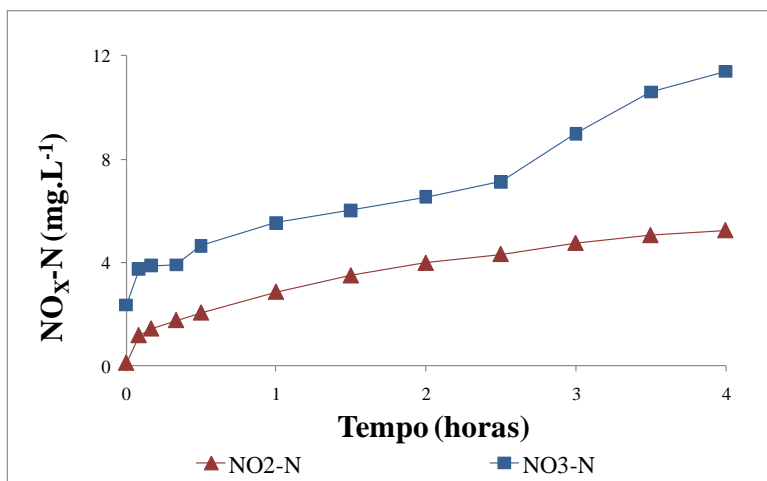


Figura 28. Comportamento do nitrito e do nitrato ao longo de um ciclo padrão de 4 horas monitorado aos 135 dias de operação da Estratégia I.

Com a oxidação da $\text{NH}_4^+\text{-N}$ (Figura 27), houve a formação de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$ no reator (Figura 28), devido ao processo de nitrificação. Além disso, parte do $\text{NO}_3^-\text{-N}$ produzido foi convertido a N_2 , resultando em uma eficiência de desnitrificação de 68%. As concentrações de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$ no efluente tratado foram iguais a $5,2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $11,4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. A remoção de nitrogênio total para este ciclo foi de 38%.

Na Figura 29 apresenta-se o comportamento do OD, pH e temperatura ao longo do ciclo monitorado. A temperatura manteve-se constante em torno de $18 \text{ }^\circ\text{C}$ durante todo o ciclo. O OD na aeração variou de $6,7 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, durante a fase de degradação, a $10 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, durante a fase de inanição. Durante a sedimentação, a concentração de OD diminuiu continuamente, atingindo $7,7 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ no final do ciclo. O pH sofreu um leve aumento durante os 30 primeiros minutos, mantendo-se estável em torno de 8,5 no restante do ciclo.

Como exposto anteriormente, a nitrificação produz acidez, reduzindo o pH, enquanto que a desnitrificação produz alcalinidade, provocando, conseqüentemente, o aumento do pH. Desta forma, a estabilidade do pH observada durante o ciclo comprova a ocorrência simultânea do processo de nitrificação e desnitrificação no ciclo monitorado.

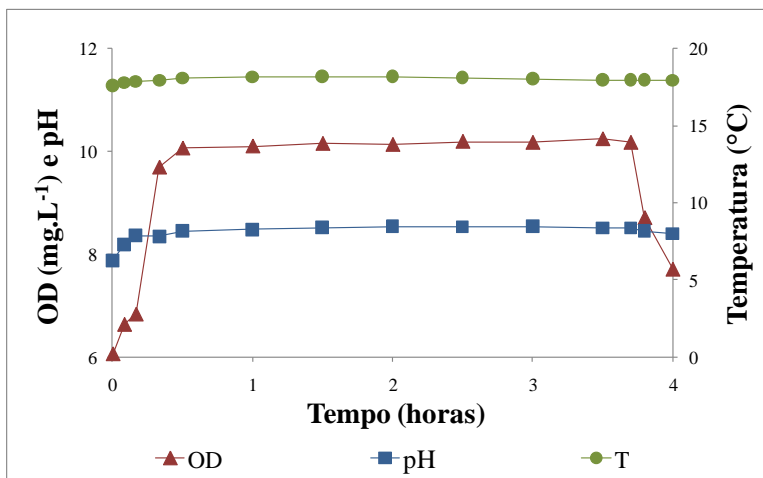


Figura 29. Comportamento do oxigênio dissolvido, pH e temperatura ao longo de um ciclo padrão de 4 horas monitorado aos 135 dias de operação da Estratégia I.

O comportamento do potencial redox (ORP) ao longo do ciclo monitorado está apresentado na Figura 30. Como as outras variáveis, o ORP aumentou acentuadamente de -216 mV para -50 mV, durante os 30 primeiros minutos. Após esse período, o ORP aumentou gradativamente, estabilizando-se em torno de -14 mV após 3 horas de ciclo. Andreottola *et al.* (2001) e Bortolotto *et al.* (2004) também observaram um aumento no ORP com o início do processo de nitrificação.

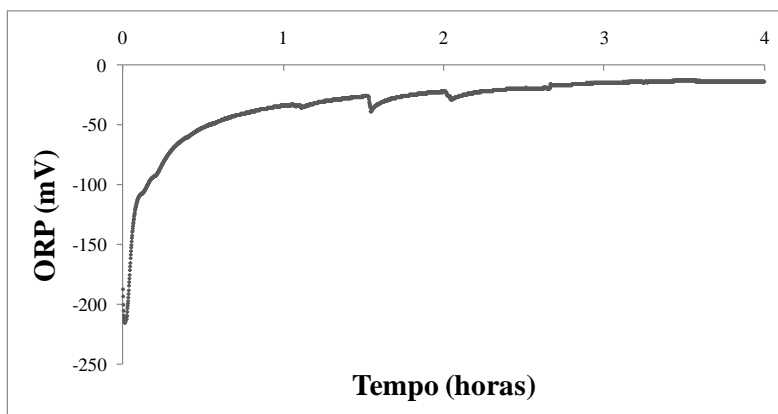


Figura 30. Comportamento do potencial redox ao longo de um ciclo padrão de 4 horas monitorado aos 135 dias de operação da Estratégia I.

O comportamento do fosfato ao longo do ciclo monitorado pode ser observado na Figura 31. Apesar da inexistência de uma fase anaeróbia na operação do RBSG, houve uma remoção de 24% de $\text{PO}_4\text{-P}$ durante o ciclo monitorado, a qual provavelmente deve ter ocorrido dentro da micro zona anaeróbia existente nos grânulos. A concentração de $\text{PO}_4\text{-P}$ no efluente tratado foi igual a $6,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

No geral, verificou-se que, para todas as variáveis monitoradas, o desempenho do reator no ciclo de 4 horas foi superior ao do ciclo de 3 horas.

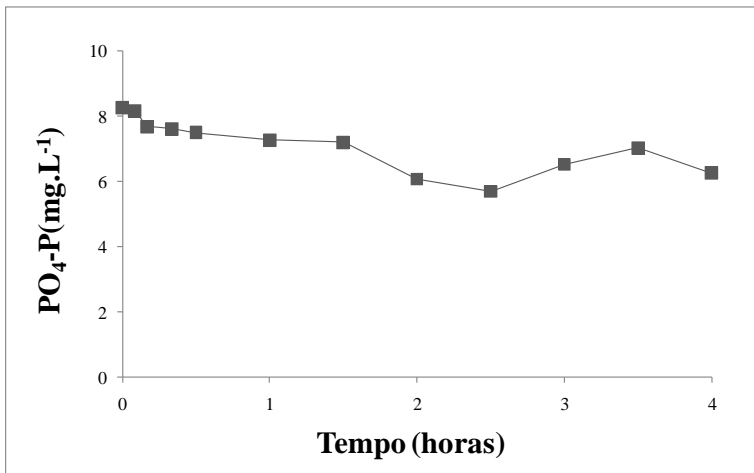


Figura 31. Comportamento do fosfato ao longo de um ciclo padrão de 4 horas monitorado aos 135 dias de operação da Estratégia I.

4.1.3 Hibridização Fluorescente in situ (FISH)

Os resultados obtidos com a análise FISH de amostra de grânulos coletada aos 150 dias de operação da Estratégia I estão apresentados na Tabela 20. A amostra foi caracterizada como sendo heterogênea e com muito material extracelular. De acordo com Tay *et al.* (2001c), a presença de material extracelular auxilia no processo de granulação aeróbia.

Verificou-se que aproximadamente 75% das bactérias estavam ativas, sendo a maioria composta por organismos nitrificantes, com 20% de bactérias oxidadoras de amônia, do tipo *Nitrosomanas spp* e *Nitrosococcus mobilis*, e 40% de bactérias oxidadoras de nitrito, do tipo *Nitrobacter spp*. Além destas bactérias, foram identificadas as betaproteobactérias (10%), as quais também oxidam a amônia. Desta forma, pode-se concluir que as condições operacionais do reator durante a Estratégia I – ciclo 4 horas – foram adequados, visto que possibilitou o crescimento destes microrganismos essenciais ao processo de nitrificação.

Ademais, foram identificadas bactérias metanogênicas do tipo *Methanosarina*, *Methanosaeta* e *Methanomicrobiales*, confirmando a presença de zonas anaeróbias no interior dos grânulos.

Tabela 20. Resultados da análise FISH dos grânulos aos 150 dias de operação da Estratégia I.

Sondas	Porcentagem (em relação ao DAPI)
EUB (todas as eubactérias)	<75% DAPI Muitas
NEU (a maioria das <i>Nitrosomonas</i> + <i>Nitrosococcus mobilis</i>)	Pequenas colônias >20% DAPI Poucas
NSO (Betaproteobactérias oxidadoras de amônia)	>10% DAPI Poucas
NIT (<i>Nitrobacter spp</i>)	40% DAPI Algumas
DSV (Bactérias Sulfato Redutoras- Desulfovibionaceae)	10% DAPI Poucas
Eury (grupos <i>Methanosarina</i> , <i>Methanosaeta</i> , <i>Methanomicrobiales</i>)	>10% DAPI Poucas

4.2 ESTRATÉGIA OPERACIONAL II

A Estratégia Operacional II teve como objetivo avaliar o efeito da carga orgânica no desempenho do RBSG e nas características morfológicas dos grânulos. Desta forma, durante esta estratégia, foi adicionado acetato de sódio ao esgoto bruto a fim de aumentar a carga orgânica aplicada ao reator.

As características do esgoto doméstico durante esta estratégia estão apresentadas na Tabela 21. O esgoto utilizado pode ser classificado, de acordo com Metcalf & Eddy (2003), como sendo de alta concentração, em termos de DQO, $\text{NH}_4^+\text{-N}$ e $\text{PO}_4\text{-P}$.

Para uma melhor avaliação do efeito da carga no RBSG, os resultados da Estratégia II foram comparados com os resultados obtidos durante a Estratégia I, no período em que o reator foi operado em ciclos de 4 horas, tendo em vista as mesmas condições operacionais do ciclo (duração das fases). Desta forma, a partir das Tabela 11 e Tabela 21, verifica-se que a carga orgânica, em termos de DQO_s , durante a Estratégia II foi o dobro da aplicada durante a Estratégia I ($1,00 \text{ kg DQO}_s \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$).

Tabela 21: Características do esgoto doméstico e cargas aplicadas durante a Estratégia Operacional II.

Parâmetros	Estratégia II (n=16)
$\text{DQO}_s \text{ (mg} \cdot \text{L}^{-1}\text{)}$	849 ± 107
$\text{NH}_4^+\text{-N (mg} \cdot \text{L}^{-1}\text{)}$	76 ± 9
$\text{PO}_4\text{-P (mg} \cdot \text{L}^{-1}\text{)}$	$9,1 \pm 1,2$
Carga orgânica ($\text{kg DQO}_s \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)	$2,00 \pm 0,26$
Carga nitrogenada ($\text{kg NH}_4^+\text{-N} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)	$0,18 \pm 0,02$
Carga de fósforo ($\text{kg PO}_4\text{-P} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)	$0,02 \pm 0,00$

4.2.1 Características dos Grânulos Aeróbios

4.2.1.1 Morfologia dos Grânulos

Na Figura 32 apresenta-se a morfologia dos grânulos no final de Estratégia I (Figura 32A) e em diferentes dias da Estratégia II (Figuras 32B a 32F).

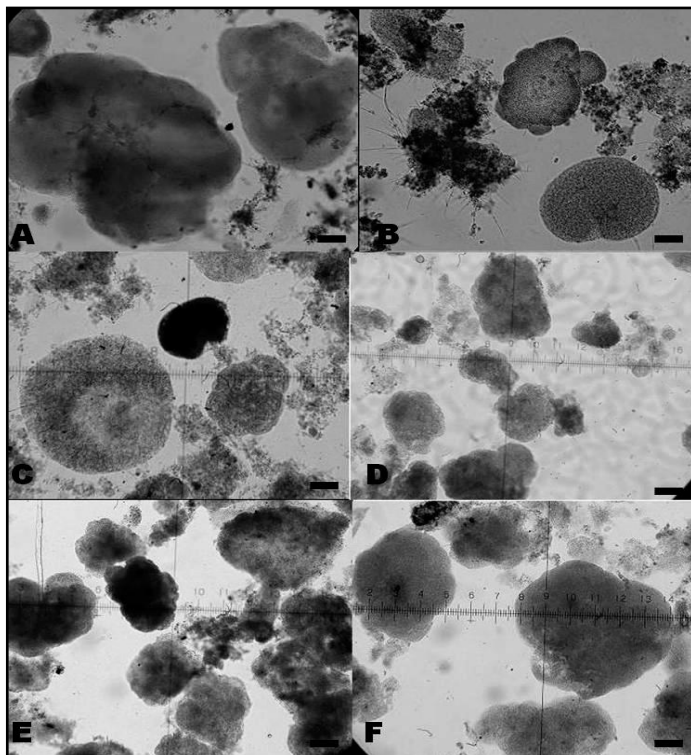


Figura 32. Morfologia dos grânulos no final de Estratégia I (A) e ao longo da Estratégia II: (B) 5 dias; (C) 42 dias; (D) 55 dias; (E) 61 dias e (F) 68 dias. Barra = 0,1 mm

Com o aumento da carga orgânica na *Estratégia II*, observou-se que após 5 dias de adição de acetato de sódio houve a desintegração dos

grânulos maduros (Figura 32A) e o aparecimento de flocos com superfície bastante filamentosa (Figura 32B).

De acordo com Moy *et al.* (2002), os RBSG podem ser submetidos a diferentes cargas orgânicas sem que haja o comprometimento da integridade dos grânulos aeróbios. Entretanto, para isso é necessário que alguns parâmetros sejam ajustados como, por exemplo, a velocidade superficial ascensional de ar. Chen *et al.* (2008) demonstraram que a combinação da força de cisalhamento hidrodinâmico (em termos de velocidade superficial ascensional de ar) e da carga orgânica influencia o processo de granulação, as características dos grânulos e o desempenho do reator.

Tendo em vista essas constatações, aumentou-se a vazão de ar aplicada ao sistema de $243 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$ para $275 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$ – o que corresponde a uma velocidade superficial ascensional de $1,1 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$ e $1,2 \text{ cm}\cdot\text{s}^{-1}$, respectivamente – a fim de aumentar as forças de cisalhamento e favorecer a formação de grânulos mais fortes, compactos, densos e arredondados (TAY *et al.*, 2004a).

Desta forma, aos 42 dias de operação (Figura 32C) verificou-se um aumento no diâmetro dos grânulos, sendo que os flocos, apesar de serem ainda dominantes no reator, passaram a apresentar uma estrutura não filamentosa. A partir dos 55 dias (Figuras 32D e 32E), a biomassa do reator era formada predominantemente por grânulos, e com 68 dias (Figura 32F), constatou-se novamente a presença de grânulos maduros e compactos, com diâmetros variando entre 0,2 e 0,7 mm e diâmetro médio de 0,3 mm.

Comparando esses resultados com os obtidos durante a Estratégia I (Figura 13), pode-se perceber que o diâmetro dos grânulos foi um pouco menor na estratégia com maior carga orgânica. Entretanto, Moy *et al.* (2002), Tay *et al.* (2004c), Yang *et al.* (2004), Chen *et al.* (2008) e Thanh *et al.* (2009), estudando as características dos grânulos aeróbios sob diferentes cargas orgânicas, reportaram que o tamanho dos grânulos aumenta com o aumento da carga orgânica aplicada. De acordo com Yang *et al.* (2004), isso ocorre pelo fato de que uma alta carga de substrato resulta em uma alta taxa de crescimento microbiano, o que, conseqüentemente, resulta em grânulos de maiores dimensões.

Por outro lado, Yang *et al.* (2004), Tay *et al.* (2004a) e Chen *et al.* (2008) constataram que o tamanho dos grânulos é inversamente relacionado às forças de cisalhamento. Segundo Yang *et al.* (2004), elevadas forças de cisalhamento provocam uma maior colisão entre partículas e uma maior fricção partícula/líquido. Deste modo, ocorre um maior desprendimento e os grânulos desenvolvidos nessas condições são

menores. Nesse caso, o crescimento observado da comunidade microbiana vai ser resultante da interação entre a velocidade de crescimento e as forças de desprendimento. Diante disso, pode-se deduzir que, apesar do aumento da carga orgânica, o maior cisalhamento ocasionado pelo aumento da vazão de ar acarretou em grânulos de menores dimensões durante a Estratégia II.

4.2.1.2 Granulometria dos Grânulos

A distribuição do tamanho das partículas do lodo aos 33 e 70 dias de operação da Estratégia II estão apresentadas, respectivamente, nas Figuras 33 e 34. Aos 33 dias de operação (Figura 33), a distribuição do tamanho das partículas variou entre 10 e 600 μm , sendo que a percentagem de volume de lodo com tamanho inferior a 200 μm foi de 66% neste período. Já aos 70 dias de operação (Figura 34), a distribuição do tamanho das partículas foi um pouco maior, variando entre 20 e 700 μm , e a percentagem de volume de lodo com tamanho inferior a 200 μm diminuiu para 40%.

De acordo com Liu *et al.* (2010b), quando a percentagem de volume de lodo com tamanho inferior a 200 μm for menor do que 50%, pode-se considerar que os grânulos são dominantes no reator. Desta forma, pode-se concluir que aos 33 dias de operação os flocos eram dominantes no reator em virtude da desintegração dos grânulos no início da Estratégia II. Aos 70 dias de operação, os grânulos passaram a ser dominantes, visto que a percentagem de volume de lodo com tamanho inferior a 200 μm foi menor do que 50%. Essas constatações corroboram as observações microscópicas (Figuras 32C e 32F).

Considerando que as partículas com tamanho superior a 200 μm são grânulos, pode-se perceber que no fim da Estratégia II a percentagem de grânulos foi baixa (60%) em comparação com a percentagem obtida pelos autores citados acima. Isso pode ter sido devido ao percentual de troca volumétrica (PTV) do reator, que no presente estudo foi de 40% e nos estudos de Liu *et al.* (2008) e Liu *et al.* (2010b) foi de 50%. Wang *et al.* (2006) investigaram o efeito do PTV na formação de grânulos aeróbios alimentados com acetato. Para isso, os autores operaram quatro RBS com diferentes PTV (20, 40, 60 e 80%) e observaram um aumento na fração de grânulos com o aumento do PTV, sendo que com PTV igual a 40% a fração de grânulos no reator era em torno de 50%.

Contudo, mesmo tendo em vista essas constatações, não foi possível aumentar o PTV do reator, visto que para isso seria necessário parar o sistema e realizar algumas modificações estruturais no reator.

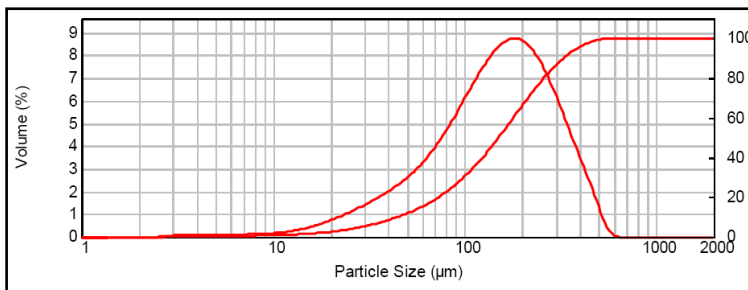


Figura 33. Distribuição do tamanho das partículas do lodo presente no reator aos 33 dias de operação da Estratégia II.

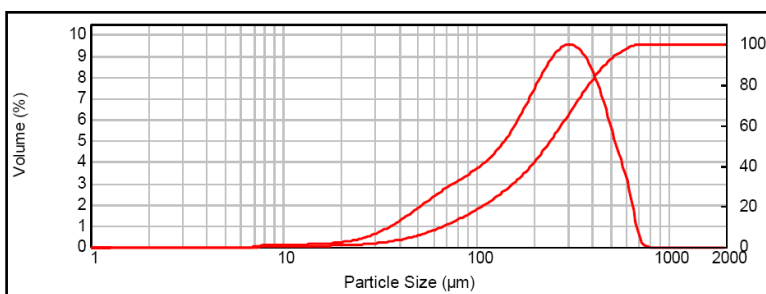


Figura 34. Distribuição do tamanho das partículas do lodo presente no reator aos 70 dias de operação da Estratégia II.

4.2.1.3 Polissacarídeos Extracelulares (PSE)

O comportamento da concentração de polissacarídeos extracelulares (PSE) ao longo da Estratégia II está apresentado na Figura 35. No primeiro dia da Estratégia II, a concentração de PSE era de $100 \text{ mg} \cdot \text{gSSV}^{-1}$, diminuindo, em seguida, para $39 \text{ mg} \cdot \text{gSSV}^{-1}$ devido à desintegração dos grânulos. Tay *et al.* (2001c), Dulekgurgen *et al.* (2008) e Adav *et al.* (2010) também observaram uma diminuição da produção de polissacarídeos com a desintegração dos grânulos. De acordo com Tay *et al.* (2001c), os PSE têm um importante papel na formação e/ou manutenção dos grânulos aeróbios.

Com o aumento da velocidade superficial ascensional do ar e, conseqüentemente, com o restabelecimento dos grânulos, a concentração de PSE aumentou acentuadamente, estabilizando-se em torno de $132 \text{ mg}\cdot\text{gSSV}^{-1}$, após 40 dias de operação. Ni *et al.* (2009) e Li *et al.* (2010) reportaram concentrações de PSE nos grânulos aeróbios em torno de $62 \text{ mg}\cdot\text{gSSV}^{-1}$ e entre 24 e $48 \text{ mg}\cdot\text{gSSV}^{-1}$, respectivamente.

Segundo Tay *et al.* (2001c), o aparecimento dos grânulos aeróbios está diretamente relacionado com um aumento significativo da concentração de polissacarídeos. Além disso, Tay *et al.* (2001c), Liu & Tay (2002) e Yang *et al.* (2004) relataram que elevadas forças de cisalhamento podem estimular a produção de PSE, auxiliando na formação de grânulos densos e compactos. De acordo com Dulekgurgen *et al.* (2008), o aumento na produção de PSE pode ser interpretado como sendo uma estratégia metabólica da biomassa face às condições de cisalhamento elevadas.

Tendo em vista essas constatações, pode-se concluir que a formação e a estabilidade dos grânulos aeróbios dependem da produção de PSE e das forças de cisalhamento proporcionadas pela aeração.

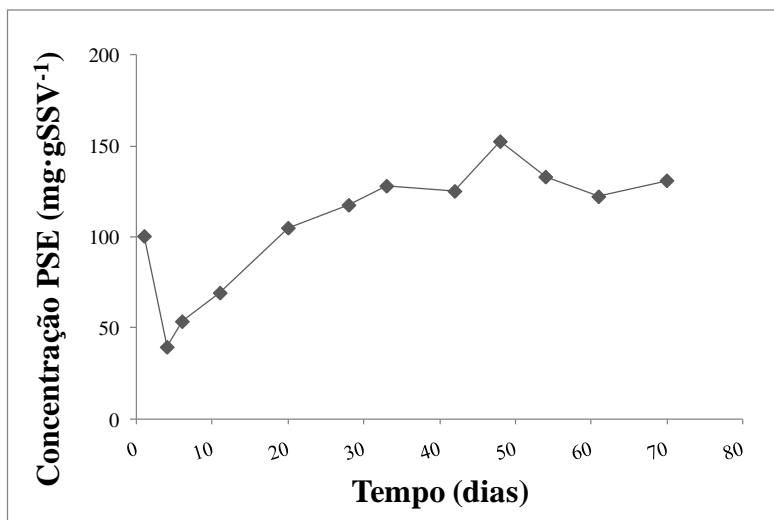


Figura 35. Comportamento da concentração de polissacarídeos extracelulares ao longo da Estratégia II.

4.2.1.4 Comportamento dos Sólidos e do IVL

Na Figura 36 está apresentada a variação da concentração de SST e SSV no reator e SST no efluente, bem como a proporção SSV/SST no reator ao longo da Estratégia II.

Como discutido anteriormente, no final da Estratégia I (Figura 14) a concentração de SST no reator era de $1,5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ e no efluente era de $85 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Entretanto, no início da Estratégia II houve uma redução na concentração de sólidos no reator ($\text{SST}_{\text{reator}} = 980 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$) e um aumento na concentração de sólidos no efluente ($\text{SST}_{\text{efluente}} = 293 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$), em virtude da desintegração dos grânulos (Figura 32B). De acordo com Thanh *et al.* (2009), isto ocorre porque com a desintegração dos grânulos são gerados flocos e partículas que são eliminados do reator, saindo com o efluente tratado, resultando assim em uma significativa redução da concentração de biomassa no reator nos dias seguintes a desintegração.

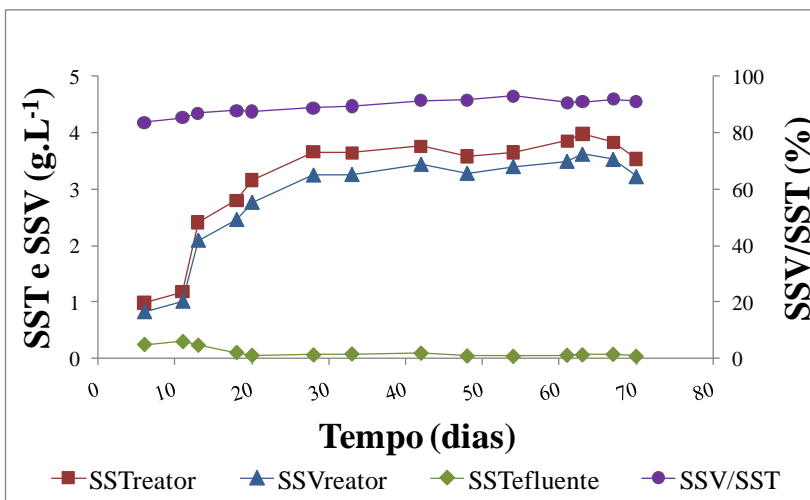


Figura 36. Evolução da concentração de SST e SSV no reator, de SST no efluente e da proporção de SSV/SST no reator ao longo da Estratégia II.

Após esse período, com o aumento da vazão de ar, houve novamente a formação dos grânulos aeróbios (Figura 32C), e, conseqüentemente, a concentração de SST no reator aumentou

gradualmente, estabilizando-se em torno de $3,7 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. Por outro lado, houve uma diminuição da concentração de SST no efluente, a qual se estabilizou em torno de $70 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. A concentração de SST no reator mais elevada durante a Estratégia II do que na estratégia anterior se deve à adição de carga orgânica, a qual acarretou em um maior crescimento da biomassa por causa da maior disponibilidade de substrato.

Liu *et al.* (2003a) e Kim *et al.* (2008a), estudando o efeito da carga orgânica nas características dos grânulos aeróbios, também observaram um aumento na concentração de biomassa no reator com o aumento da carga orgânica aplicada. Liu *et al.* (2003a) verificaram que a concentração de biomassa do reator aumentou de 8,4 para $9,5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ com o aumento da concentração de DQO de 500 para $1000 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Kim *et al.* (2008a) observaram que a concentração de biomassa foi em torno de 6,4, 7,7 e $9,5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ durante o período em que o RBSG foi operado com cargas de 1,8, 2,5 e $2,8 \text{ kg DQO}_5\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, respectivamente.

Em relação aos sólidos presentes no efluente, verificou-se que, após a estabilização, a concentração de SST no efluente foi menor na estratégia de maior carga. Por outro lado, Chen *et al.* (2008) e Thanh *et al.* (2009) verificaram que houve um incremento na concentração de sólidos no efluente com o aumento da carga orgânica aplicada. Apesar disso, houve uma grande variação na concentração de SST no efluente durante a Estratégia II (entre 51 e $293 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$) o que torna a descarga de efluentes do RBSG diretamente nas águas receptoras desaconselhável. De acordo com Schwarzenbeck *et al.* (2005), durante o período de arranque do reator e por razões de segurança, no caso da desintegração dos grânulos, um sistema de retenção da biomassa deve ser adicionado em uma etapa subsequente ao reator granular. Esses autores consideram que um processo de separação sólido/líquido é suficiente, desde que a eficiência de remoção biológica do reator seja elevada.

A partir da Figura 36, observa-se ainda que a concentração de SSV no reator ao longo da Estratégia II seguiu a mesma tendência da curva de SST, estabilizando-se em torno de $3,5 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ após 30 dias de operação. Em relação à proporção SSV/SST, durante o final da Estratégia I essa variável estava estabilizada em torno de 92% (Figura 14). Com a desintegração dos grânulos a proporção SSV/SST caiu para 83% no início da Estratégia II (Figura 36), estabilizando-se novamente em 92% após 30 dias de operação.

Por outro lado, Tay *et al.* (2004c), estudando o efeito da carga orgânica nas características dos grânulos aeróbios, reportaram um

aumento da proporção SSV/SST (64, 74, 85 e 93%) com o aumento da carga orgânica (1, 2, 4 e 8 kg DQO·m⁻³·d⁻¹, respectivamente).

Na Figura 37 está apresentada a evolução do IVL em diferentes tempos de sedimentação (5, 10, 15 e 30 minutos) e da relação IVL₃₀/IVL₁₀ ao longo da Estratégia II.

O valor médio de IVL₃₀ no final da Estratégia I era de 53 mL·g⁻¹ (Figura 15). No entanto, no início da Estratégia II o valor de IVL₃₀ aumentou para 94 mL·g⁻¹ (Figura 37), devido à desintegração dos grânulos e o aparecimento de flocos filamentosos (Figura 32B). De acordo com Liu & Liu (2006), uma vez que o crescimento filamentosos domina o reator, a sedimentabilidade dos grânulos piora e, conseqüentemente, parte da biomassa é lavada do reator.

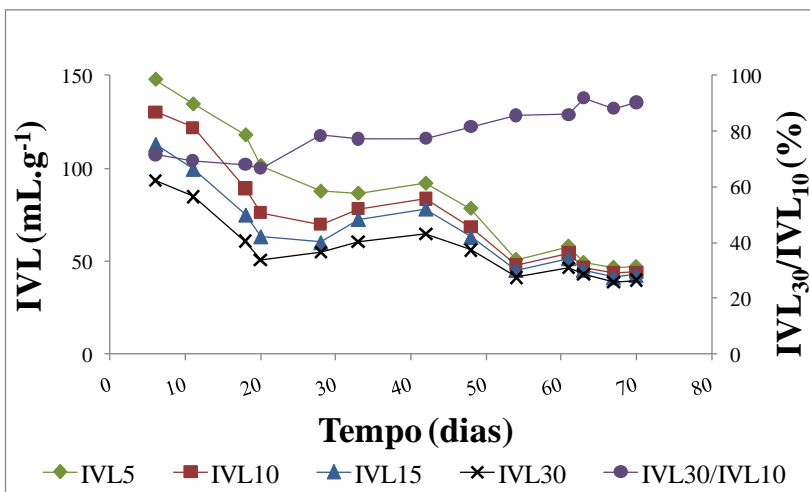


Figura 37. Evolução do IVL em diferentes tempos de sedimentação (5, 10, 15 e 30 minutos) e da relação IVL₃₀/IVL₁₀ ao longo da Estratégia II.

Ao longo do restabelecimento da biomassa granular o IVL₃₀ diminuiu gradualmente e, após 50 dias de operação, estabilizou-se em torno de 42 mL·g⁻¹, o que caracteriza o lodo como sendo de ótima sedimentabilidade, segundo a classificação de Von Sperling (2002).

Tendo em vista os resultados de IVL₃₀ obtidos na Estratégia I e II, pode-se concluir que a sedimentabilidade dos grânulos aumenta com o aumento da carga orgânica aplicada. Esse resultado está de acordo com o observado por Moy *et al.* (2002) e Thanh *et al.* (2009). Segundo Moy *et al.* (2002), um aumento na carga orgânica acarreta a formação de

grânulos mais densos e compactos, com melhor sedimentabilidade, o que, por sua vez, contribui para menores valores de IVL. Além disso, Chen *et al.* (2008) observou que o IVL dos grânulos diminui com o aumento da velocidade superficial ascensional de ar aplicada, indicando que uma maior força de cisalhamento é benéfica para o desenvolvimento de grânulos densos, além de melhorar a sedimentabilidade do lodo.

A partir da Figura 37, pode-se perceber que houve diferenças entre os valores de IVL_5 , IVL_{10} , IVL_{15} e IVL_{30} durante a Estratégia II, principalmente após a desintegração dos grânulos. Entretanto, com o aparecimento dos grânulos, essa diferença diminuiu, e a relação IVL_{30}/IVL_{10} ficou próxima de 90% após 50 dias de operação.

Como exposto anteriormente, o processo de granulação é considerado completo quando a relação IVL_{30}/IVL_{10} é em torno de 90% (LIU & TAY, 2007). Desta forma, pode-se concluir que a partir dos 50 dias de operação da Estratégia II, o processo de granulação no reator estava completo novamente, o que corrobora com a visualização microscópica apresentada na Figura 32D.

Os resultados apresentados nas Figuras 32, 36 e 37 indicam que, mesmo após o distúrbio causado no sistema pelo aumento da carga orgânica, os grânulos aeróbios são capazes de se recuperar rapidamente. Esta constatação também foi observada por Thanh *et al.* (2009) em seu estudo de caracterização dos grânulos aeróbios sob diferentes cargas orgânicas.

4.2.2 Desempenho do Reator

4.2.2.1 Monitoramento do Oxigênio Dissolvido, pH e Temperatura

Os valores das concentrações de oxigênio dissolvido (OD), pH e temperatura nas fases aeradas ao longo da Estratégia II estão apresentados na Tabela 22.

Como visto anteriormente na Tabela 14, a concentração de OD durante as fases aeradas da Estratégia I (ciclos de 4 horas) variou de 2,6 a $10,3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, com média de $7,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Já na Estratégia II (Tabela 22), a concentração de OD durante as fases aeradas variou de 0,9 a $9,1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, com média de $6,1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Mesmo com o aumento da vazão de ar aplicada, os valores de OD durante a Estratégia II foram menores do que na estratégia anterior, em virtude do aumento na carga orgânica. Desta

forma, a maior disponibilidade de substrato ocasionou em um maior consumo de OD.

Os valores de OD observados estão todos dentro do recomendado para a oxidação da matéria orgânica carbonácea, de acordo com Metcalf & Eddy (2003). Por outro lado, segundo Jeyanayagam (2005), a nitrificação pode ser inibida quando se tem, por um período prolongado, concentrações de OD abaixo de $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Entretanto, valores de OD inferiores a $2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ foram observados apenas nos primeiros 15 minutos de ciclo, onde a concentração de substrato era mais elevada, não afetando assim o processo de nitrificação.

Tabela 22. Resultados obtidos para OD, pH e temperatura nas fases aeradas ao longo da Estratégia II.

Variável	Análise	Fase Aerada
OD ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	Média	6,1
	Desvio Padrão	2,7
	Máximo	9,1
	Mínimo	0,9
	Número de dados	76
pH	Média	8,5
	Desvio Padrão	0,3
	Máximo	9,2
	Mínimo	8,0
	Número de dados	76
T ($^{\circ}\text{C}$)	Média	27
	Desvio Padrão	2
	Máximo	31
	Mínimo	22
	Número de dados	76

Em relação ao pH, o mesmo variou de 7,8 a 8,8, com média de 8,3 durante as fases aeradas da Estratégia I (ciclos 4 horas) (Tabela 14), e de 8,0 a 9,2, com média de 8,5 durante as fases aeradas da Estratégia II (Tabela 22). Os maiores valores de pH durante a Estratégia II podem ter sido devido à adição de carga orgânica. De acordo com Zhou *et al.* (2010), durante a oxidação do acetato ocorre o consumo do íon hidrogênio, resultando em um aumento do pH no meio líquido.

Os valores de pH durante a Estratégia II estão dentro da faixa recomendada para a oxidação da matéria orgânica carbonácea, de acordo

com Metcalf & Eddy (2003). No entanto, o pH médio está um pouco acima da faixa ideal para a ocorrência de nitrificação, segundo USEPA (2010).

A temperatura média durante a Estratégia II foi de 27 °C, sendo este valor maior do que o encontrado na estratégia anterior (temperatura média de 21°C). Isso se deve ao fato de que a Estratégia II ocorreu durante o final da primavera e o início do verão, onde geralmente são registradas temperaturas mais elevadas.

4.2.2.2 Comportamento da Matéria Carbonácea e Nitrogenada

Os resultados obtidos com o RBSG em relação à matéria carbonácea e nitrogenada durante a Estratégia II estão apresentados na Tabela 23.

Na Figura 38 tem-se o comportamento da concentração de DQO_T afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia II. As maiores concentrações de DQO_T no efluente (em torno de 350 $mg \cdot L^{-1}$), e conseqüentemente, as menores eficiências de remoção (em torno de 68%) foram obtidas durante os primeiros dias da Estratégia II. Com a formação dos grânulos, a eficiência de remoção de DQO_T foi aumentando gradualmente, estabilizando-se em torno de 90% após 40 dias de operação. Nesse período, a concentração média de DQO_T no efluente foi de 128 $mg \cdot L^{-1}$.

Comparando esses resultados com os obtidos durante a Estratégia I (Figura 16) – onde os valores médios de eficiência de remoção e de concentração no efluente foram, respectivamente, de 54% e 257 $mg \cdot L^{-1}$ – pode-se concluir que o desempenho do reator, em termos de DQO_T , foi melhor na estratégia de maior carga.

O comportamento da concentração de NTK afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia II estão apresentados na Figura 39. O NTK se comportou de maneira bastante similar a DQO_T (Figura 38), onde as maiores concentrações de NTK no efluente (em torno de 21 $mg \cdot L^{-1}$), e conseqüentemente, as menores eficiências de remoção (em torno de 77%) foram obtidas nos primeiros dias da Estratégia II, por causa da desintegração dos grânulos. Com o restabelecimento dos grânulos no reator, a eficiência média de remoção de NTK aumentou para 94% após 40 dias de operação. Nesse período, a concentração média de NTK no efluente foi de 5 $mg \cdot L^{-1}$.

Desta forma, pode-se concluir que o aumento na concentração de SST no efluente (Figura 36), ocasionado pela desintegração dos grânulos e o aparecimento de flocos filamentosos, afetou o desempenho do reator, em termos de remoção de DQO_T e NTK.

Tabela 23. Desempenho do reator em relação à matéria carbonácea e nitrogenada durante a Estratégia II.

Variável	Análise	Amostras		Eficiência (%)
		Afluente	Efluente	
DQO_T ($mg \cdot L^{-1}$)	Média	1083	177	84
	Desvio Padrão	174	94	8
	Máximo	1495	380	94
	Mínimo	848	62	65
	Número de dados	16	16	-
DQO_S ($mg \cdot L^{-1}$)	Média	849	66	92
	Desvio Padrão	107	18	2
	Máximo	995	95	94
	Mínimo	708	29	87
	Número de dados	16	16	-
COD ($mg \cdot L^{-1}$)	Média	332	26	92
	Desvio Padrão	120	8	2
	Máximo	581	48	95
	Mínimo	205	17	87
	Número de dados	16	16	-
NTK	Média	83	11	86
	Desvio Padrão	9	8	9
	Máximo	92	25	97
	Mínimo	64	3	70
	Número de dados	10	10	-
$NH_4^+ - N$ ($mg \cdot L^{-1}$)	Média	76	3	96
	Desvio Padrão	9	3	4
	Máximo	89	12	99
	Mínimo	56	1	83
	Número de dados	16	16	-

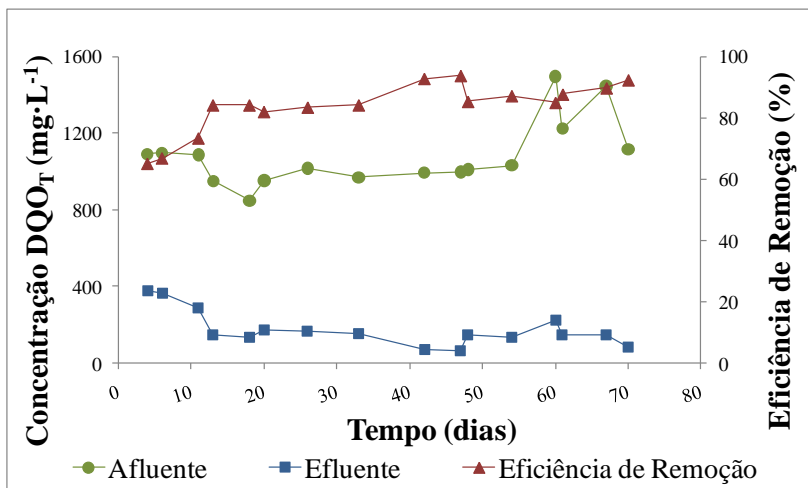


Figura 38. Comportamento da concentração de DQO_T afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia II.

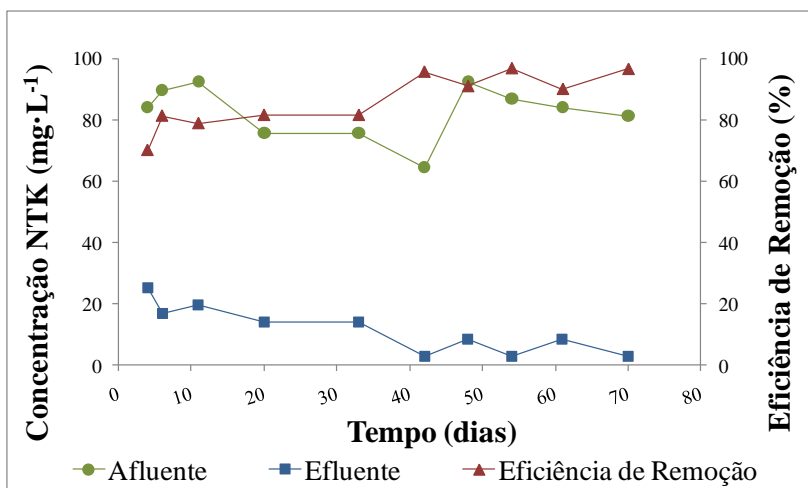


Figura 39. Comportamento da concentração de NTK afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia II.

Nas Figuras 40, 41 e 42 estão apresentadas, respectivamente, as concentrações afluentes e efluentes de DQO_S, COD e NH₄⁺-N, e as respectivas eficiências de remoção ao longo da Estratégia II.

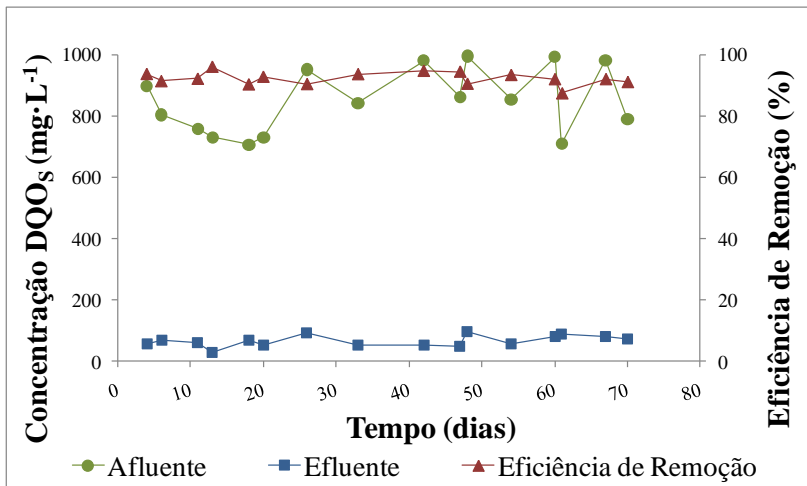


Figura 40. Comportamento da concentração de DQO₅ afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia II.

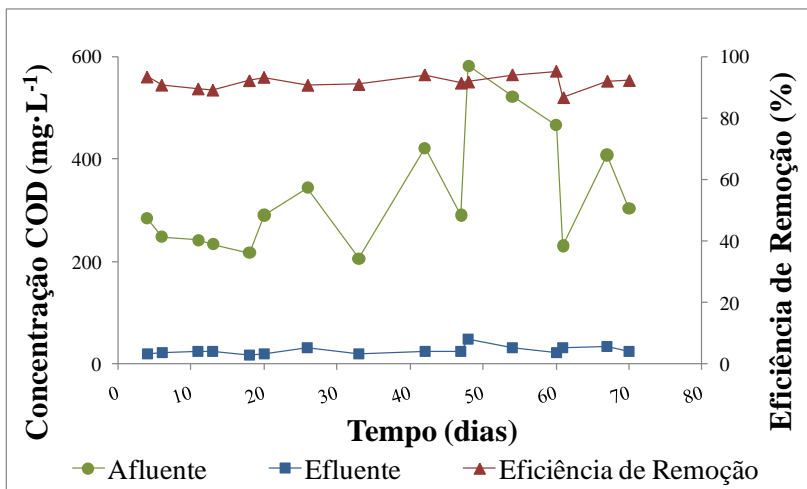


Figura 41. Comportamento da concentração de COD afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia II.

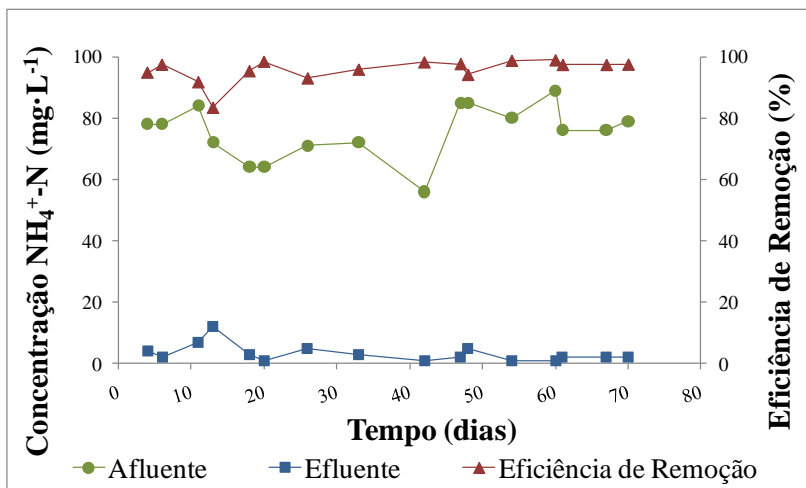


Figura 42. Comportamento da concentração de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia II.

De uma maneira geral, nota-se que a eficiência de remoção dessas variáveis não foi afetada pela desintegração dos grânulos, permanecendo constante durante toda a Estratégia II. A eficiência média de remoção de DQO_s , COD e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ foi de $92 \pm 2\%$, $92 \pm 2\%$ e $96 \pm 4\%$, respectivamente. Em relação à concentração média de DQO_s , COD e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ no efluente obteve-se valores médios de $66 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, $26 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente (Tabela 23).

Comparando esses resultados com os obtidos durante a Estratégia I (ciclo 4 horas) (Figura 16) – onde a eficiência média de remoção de DQO_s , COD e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ foi, respectivamente, de $82 \pm 5\%$, $82 \pm 7\%$ e $69 \pm 19\%$, e a concentração média de DQO_s , COD e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ no efluente foi, respectivamente, de $72 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, $23 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, e $27 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ –, pode-se concluir que o desempenho do reator foi melhor na estratégia de maior carga.

As maiores eficiências obtidas durante a Estratégia II podem estar relacionadas com a maior concentração de SST dentro do reator (Figura 36) durante este período. Segundo Liu & Liu (2008), uma alta concentração de biomassa favorece o desempenho e a estabilidade dos reatores biológicos.

Entretanto, apesar de terem relatado o aumento da concentração de biomassa com o aumento da carga orgânica, Kim *et al.* (2008) não

observaram uma mudança significativa no desempenho do RBSG, em termos de remoção de DQO, sob diferentes cargas. Os autores observaram que a eficiência de remoção de DQO foi igual a 96, 95 e 98%, quando o reator foi operado com cargas de 1,8, 2,5 e 2,8 kg DQO·m⁻³·d⁻¹, respectivamente.

Tay *et al.* (2004b) avaliaram o efeito da carga orgânica na formação dos grânulos e no desempenho do reator. Para isso, os autores operaram quatro RBS (R1, R2, R3 e R4), sendo que a carga aplicada em cada um deles foi de 1, 2, 4 e 8 kg DQO_s·m⁻³·d⁻¹, respectivamente. Os autores constataram que não foi possível formar grânulos aeróbios sob cargas orgânicas relativamente baixas (R1 e R2) – mesmas cargas aplicadas, respectivamente, na Estratégia I e II do presente estudo. A aplicação de carga intermediária (R3) possibilitou a formação de grânulos maduros e estáveis, enquanto que com carga elevada (R4), os grânulos formados foram instáveis e se desintegraram duas semanas após o aparecimento. A concentração média de DQO_s no efluente foi de 25, 55, 10 e 200 mg·L⁻¹, o que equivale a eficiências médias de remoção de 90, 89, 99, e 90%, respectivamente, nos reatores R1, R2, R3 e R4. Esses resultados mostram que os grânulos contribuem significativamente para o melhor desempenho de remoção de DQO do reator.

Li *et al.* (2008a) investigaram a evolução da comunidade bacteriana durante o processo de granulação aeróbia. O estudo foi conduzido em três RBS alimentados com esgoto sintético a base de glicose, sendo que cada reator foi operado com carga orgânica de 1,5, 3,0 e 4,5 kg DQO·m⁻³·d⁻¹, respectivamente. Os grânulos aeróbios foram cultivados com sucesso nos três reatores e a remoção da matéria orgânica aumentou gradualmente durante o processo de granulação. Concentrações de DQO no efluente abaixo de 100 mg·L⁻¹ foram mantidas nos três RBS, apesar das diferentes concentrações de DQO no afluente.

As concentrações de nitrito e nitrato obtidas na Estratégia II estão apresentadas na Tabela 24. Na Figura 43 tem-se o comportamento da concentração de NO₂⁻-N e NO₃⁻-N no efluente tratado e a respectiva eficiência de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total. A desintegração dos grânulos afetou principalmente a desnitrificação, visto que ocorreu um acúmulo de nitrato durante os primeiros dias da Estratégia II. Nesse período, a concentração de NO₂⁻-N e NO₃⁻-N no efluente foi em torno de 3 e 13 mg·L⁻¹, respectivamente, e a eficiência de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total foi em torno de 76 e

63%, respectivamente. Vijayalayan (2008) também observou um acúmulo de nitrato no reator com a desintegração dos grânulos aeróbios.

Tabela 24. Concentrações de nitrito e nitrato durante a Estratégia II.

Variável	Análise	Amostras	
		Afluente	Efluente
NO ₂ ⁻ -N (mg·L ⁻¹)	Média	0,0	1,8
	Desvio Padrão	0,0	1,9
	Máximo	0,0	6,7
	Mínimo	0,0	0,0
	Número de dados	16	16
NO ₃ ⁻ -N (mg·L ⁻¹)	Média	0,1	7,7
	Desvio Padrão	0,2	7,1
	Máximo	0,5	23
	Mínimo	0,0	0,0
	Número de dados	16	16

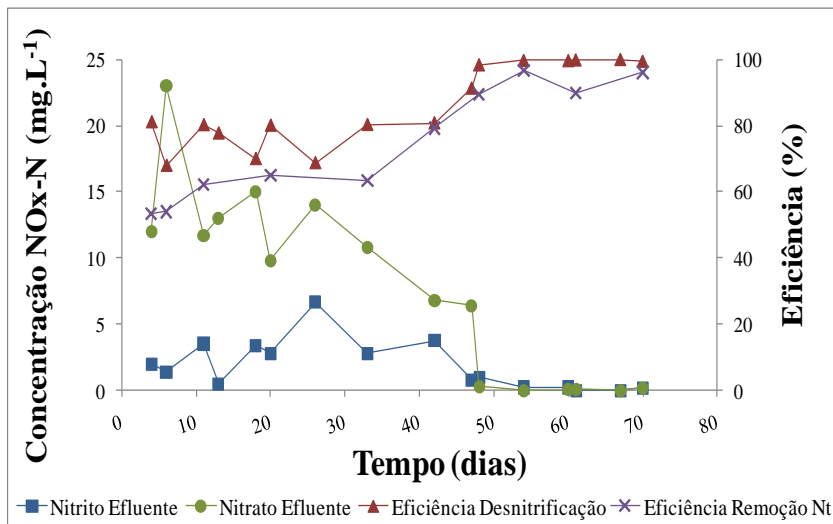


Figura 43. Comportamento da concentração de NO₂⁻-N e NO₃⁻-N no efluente tratado, e a respectiva eficiência de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total ao longo da Estratégia II.

Após 48 dias de operação, a concentração média de NO_2^- -N e NO_3^- -N no efluente diminuiu para 0,3 e 0,1 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente, e a eficiência média de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total aumentou para 100 e 93%, respectivamente. Esse aumento na eficiência de desnitrificação está relacionado com o restabelecimento dos grânulos e, conseqüentemente, com a existência de micro zonas anóxicas no interior dos mesmos.

Os percentuais de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total (NH_4^+ -N, NO_x -N e $\text{N}_{\text{orgânico}}$) durante toda a Estratégia II estão apresentados na Tabela 25.

Ruan *et al.* (2006), estudando o processo de NDS em um RBSG, avaliaram a remoção de nitrogênio sob diferentes concentrações de DQO afluente. Os autores verificaram que a eficiência de remoção de nitrogênio diminuiu de 99 para 62% quando a DQO afluente aumentou de 400 para 700 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Entretanto, no presente estudo, a remoção da matéria nitrogenada durante a estratégia de maior carga orgânica foi consideravelmente superior a obtida na Estratégia I, mesmo com a desintegração dos grânulos.

Tabela 25. Percentuais de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total durante a Estratégia II.

Análise	Nitrificação (%)	Desnitrificação (%)	Nitrogênio Total (%)
Média	96	86	75
Desvio Padrão	4	12	17
Máximo	99	100	96
Mínimo	83	68	56
Número de dados	16	16	10

Apesar do diâmetro médio dos grânulos ter sido menor, a eficiência de desnitrificação foi maior do que na estratégia anterior ($48 \pm 12\%$), provavelmente em virtude da maior disponibilidade de substrato orgânico, visto que a presença de carbono biodegradável, como o acetato, é muito importante para a ocorrência da desnitrificação. Esses resultados estão de acordo com o estudo realizado por Pochana & Keller (1999). Esses autores observaram que a presença de uma fonte de carbono facilmente biodegradável foi benéfica para o processo de NDS.

Além disso, Chiu *et al.* (2007) mostraram como a relação carbono e nitrogênio (C/N) influencia o processo de NDS em um RBS inoculado

com lodo proveniente da uma lagoa aeróbia utilizada no tratamento de dejetos suínos. Os autores operaram o reator com diferentes relações C/N (6,3, 11,1 e 19,7) e observaram que uma baixa relação C/N (6,3) resultou em um rápido déficit de carbono, dificultando o estabelecimento eficiente do processo de NDS. Nessas condições, a desnitrificação foi inibida pela ausência de carbono lentamente degradável e a nitrificação pelas bactérias autotróficas foi o principal processo de remoção de nitrogênio. Operando o reator com relações C/N de 11,1 e 19,7, as concentrações de $\text{NH}_4^+\text{-N}$, $\text{NO}_2^-\text{-N}$, and $\text{NO}_3^-\text{-N}$ no efluente foram todas abaixo do limite de detecção do método analítico empregado. Os autores concluíram que um controle apropriado da concentração de carbono pode estimular o processo de NDS.

Wang *et al.* (2009) estudaram o efeito da relação C/N no processo de remoção de nitrogênio em um RBSG. Os autores verificaram que o aumento da relação C/N de 2,0 para 3,0 promoveu um aumento nas eficiências de nitrificação de 90 para 98%, de remoção de nitrogênio total de 46 para 60% e NDS de 51 para 61%.

Com as concentrações médias de DQO_5 e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ (Tabela 11 e Tabela 21), foi possível determinar a relação C/N durante as duas estratégias. Na Estratégia I (ciclo 4 horas) essa relação foi igual a 5,0, aumentando para 11,2 na Estratégia II. Portanto, pode-se concluir que o aumento da carga orgânica e, conseqüentemente, da relação C/N afetaram positivamente o processo de NDS no reator, o que está de acordo com o reportando por Chiu *et al.* (2007) e Wang *et al.* (2009).

Além disso, é importante salientar que a volatilização da amônia pode ter ocorrido nas situações em que o pH foi próximo de 9. Desta forma, não se pode garantir que a redução da concentração de amônia foi totalmente devido ao processo de nitrificação, visto que parte dessa remoção pode ter sido devido à volatilização. Entretanto, de acordo com USEPA (2000) e Metcalf & Eddy (2003) a volatilização da amônia é mais acentuada em pH entre 10,8 e 11,5.

4.2.2.3 Comportamento do Fosfato

As concentrações de fosfato e as respectivas eficiências de remoção obtidas durante a Estratégia II estão apresentadas na Tabela 26. O comportamento da concentração de $\text{PO}_4\text{-P}$ afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção estão apresentados na Figura 44. As maiores concentrações de $\text{PO}_4\text{-P}$ no efluente (em torno de $5,1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$), e

conseqüentemente, as menores eficiências de remoção (em torno de 41%) foram obtidas durante os primeiros dias da Estratégia II. Com a formação dos grânulos, a eficiência de remoção de $\text{PO}_4\text{-P}$ aumentou acentuadamente, estabilizando-se em torno de 91% após 40 dias de operação. Nesse período, a concentração média de $\text{PO}_4\text{-P}$ no efluente foi de $0,9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, atendendo o padrão de lançamento da legislação ambiental de Santa Catarina (SANTA CATARINA, 2009). Esses resultados comprovam a importância da existência de micro zonas anaeróbias no interior dos grânulos para a eficiente remoção de $\text{PO}_4\text{-P}$.

Tabela 26. Concentrações de fosfato e eficiência de remoção durante a Estratégia II.

Análise	$\text{PO}_4\text{-P}$ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)		Eficiência (%)
	Afluente	Efluente	
Média	9,1	2,9	67
Desvio Padrão	1,2	2,6	29
Máximo	11,1	7,0	97
Mínimo	7,4	0,3	11
Número de dados	17	17	-

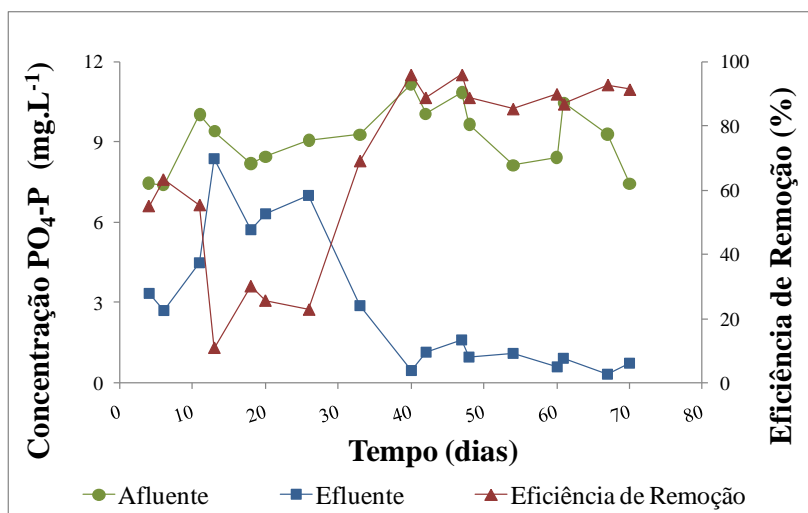


Figura 44. Comportamento da concentração de $\text{PO}_4\text{-P}$ afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia II.

Assim como as demais variáveis apresentadas no item 4.2.2.2, o desempenho do reator, em termos de remoção de fosfato, foi mais acentuado do que na Estratégia I, onde a eficiência média de remoção foi de 30% e a concentração média de $\text{PO}_4\text{-P}$ no efluente foi de $6,9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Esse resultado pode ter ocorrido em virtude da maior disponibilidade de substrato orgânico durante a Estratégia II, dado que, de acordo com Sant'Anna Jr. (2010), a disponibilidade de uma fonte de carbono facilmente degradável é essencial para a remoção do fósforo.

Lamego Neto (2008) estudando o efeito da carga orgânica no desempenho de um reator híbrido em bateladas seqüenciais, também observou um aumento na remoção de fosfato com o aumento de carga. O autor reportou que com o aumento da carga de 0,39 para $1,35 \text{ kg DQO}_T\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{dia}^{-1}$, a eficiência média de remoção de $\text{PO}_4\text{-P}$ aumentou de 44 para 60%.

Outro fator que pode ter contribuído para esse resultado foi o aumento da eficiência do processo de NDS. Segundo Sant'Anna Jr. (2010), a presença de nitrato pode ser prejudicial ao processo de remoção de fósforo, em virtude da competição pelo substrato orgânico com os microrganismos desnitrificantes.

Costa (2005) estudando um RBS convencional observou a interferência da presença de nitratos no processo de remoção do fósforo. Thans (2008), estudando um reator RBS em escala real para o tratamento de esgoto doméstico, obteve ótimos resultados de remoção de fósforo, com eficiências variando entre 80 e 100%, e efluente final com concentrações médias de $1,2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, quando o processo NDS foi eficiente.

4.2.2.4 Taxa de Consumo de Oxigênio Específica (TCO_E)

A atividade das bactérias, em termos de taxa de consumo de oxigênio específica (TCO_E), ao longo da Estratégia II, é apresentada na Figura 45. A TCO_E foi determinada logo após a fase de enchimento, tendo em vista à máxima disponibilidade de substrato e, conseqüentemente, à máxima atividade dos microrganismos nesse período.

A partir dessa figura, nota-se que com a desintegração dos grânulos, a TCO_E caiu acentuadamente de $154 \text{ mgO}_2\cdot\text{gSSV}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ (Estratégia I – Figura 22) para $33 \text{ mgO}_2\cdot\text{gSSV}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ no início da

Estratégia II. Com o restabelecimento dos grânulos, a TCO_E estabilizou-se em torno de $86 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$, após 40 dias de operação.

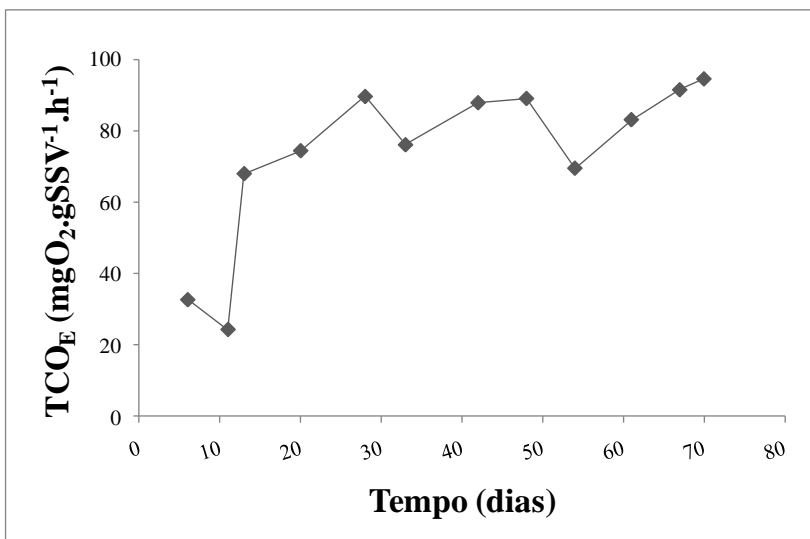


Figura 45. Comportamento da taxa de consumo de oxigênio específica ao longo da Estratégia II.

Desta forma, pode-se concluir que a TCO_E diminuiu com o aumento da carga orgânica e da velocidade superficial ascensional do ar. Entretanto, Tay *et al.* (2001b), estudando o efeito da força de cisalhamento na formação, estrutura e metabolismo dos grânulos aeróbios, verificaram um aumento da TCO_E com o aumento da velocidade superficial ascensional do ar. Segundo os autores, um aumento do cisalhamento pode estimular de maneira significativa as atividades respiratórias dos microrganismos.

Por outro lado Tay *et al.* (2004b) não observaram uma relação direta entre a carga orgânica aplicada e a TCO_E . Os autores reportaram valores de TCO_E de 50, 63, 29 e $90 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$, para cargas de 1, 2, 4 e $8 \text{ kg DQO}_s \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, respectivamente. Na realidade, grânulos maduros e estáveis só foram observados com carga igual a $4 \text{ kg DQO}_s \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, o que corresponde ao menor valor de TCO_E reportado ($29 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$).

4.2.2.5 Monitoramento de Ciclos

Na Figura 46 é apresentado o comportamento da concentração de DQO_s e de $\text{NH}_4^+\text{-N}$, bem como da taxa de consumo de oxigênio (TCO) da biomassa ao longo de um ciclo padrão da Estratégia II, monitorado aos 54 dias de operação do reator. Observa-se uma elevada queda na concentração de DQO_s e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ no início do ciclo, mostrando que o substrato é principalmente absorvido e/ou removido nos primeiros 30 minutos. No restante do tempo, a concentração de substrato permaneceu praticamente constante, chegando ao final do ciclo com DQO_s de $57 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ de $1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. As eficiências de remoção de DQO_s e de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ para este ciclo foram, respectivamente, de 93% e 99%. É possível identificar a fase de degradação durante os 30 primeiros minutos e a fase de inanição durante o restante do ciclo. A fase de inanição corresponde a aproximadamente 86% do período total de aeração. Resultados similares foram obtidos por Liu & Tay (2006), que observaram que a fase de inanição de cada ciclo foi em torno de 80% do período de aeração.

A atividade das bactérias em termos de TCO, conforme apresentado na Figura 46, foi bastante elevada no início do ciclo, devido à maior disponibilidade de substrato, atingindo um valor máximo de $227 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$. A diminuição da concentração de substrato provocou uma elevada queda na TCO nos primeiros 90 minutos. No restante do ciclo, a TCO caiu menos acentuadamente, chegando ao final do ciclo com um valor de $21 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$, indicando o término do processo de oxidação. Neste ciclo, a concentração celular no reator, em termos de sólidos suspensos voláteis (SSV), foi de $3,3 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. Desta forma, a $\text{TCO}_{\text{específica}}$ máxima foi igual a $69 \text{ mgO}_2\cdot\text{gSSV}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$. Este valor encontra-se acima da faixa de $47\text{-}58 \text{ mgO}_2\cdot\text{gSSV}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ reportada por Thanh *et al.* (2009) em um RBSG alimentado com esgoto sintético sob diferentes cargas orgânicas.

Na Figura 47 é apresentado o comportamento da concentração de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$ ao longo do ciclo monitorado. Mesmo com o consumo da $\text{NH}_4^+\text{-N}$, não houve acúmulo de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$ ao longo deste ciclo, devido ao processo de NDS. A eficiência de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total para este ciclo foi de 99,7 e 96%, respectivamente.

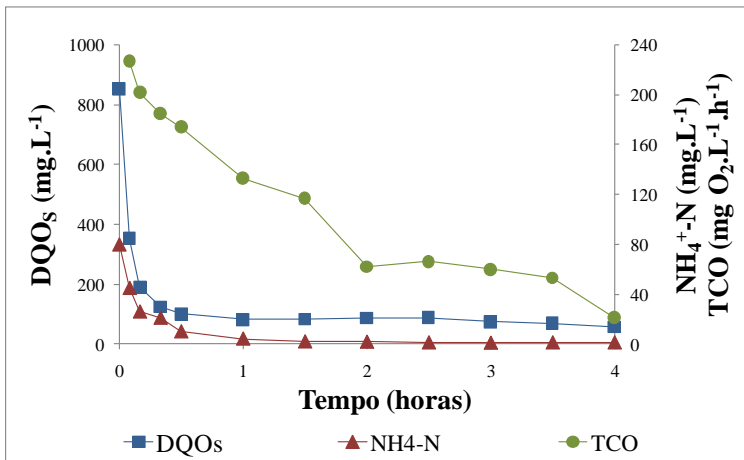


Figura 46. Comportamento da DQO_s, da NH₄⁺-N e da TCO ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 54 dias de operação da Estratégia II.

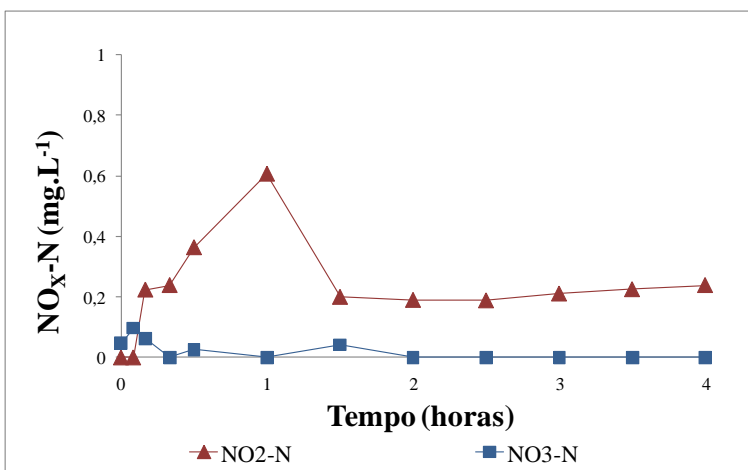


Figura 47. Comportamento do nitrito e do nitrato ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 54 dias de operação da Estratégia II.

Na Figura 48 apresenta-se o comportamento do OD, pH e temperatura ao longo do ciclo monitorado. A temperatura manteve-se constante em torno de 28 °C durante todo o ciclo. Nos 30 primeiros minutos de ciclo, correspondente a fase de degradação, o OD aumentou acentuadamente de 2,5 para 6,8 mg.L⁻¹ devido à diminuição da concentração de substrato e, em virtude do consumo do íon hidrogênio

durante a oxidação do acetato, o pH aumentou de 8,5 para 8,7. Li *et al.* (2010), estudando um reator de grânulos aeróbios, também associou o aumento no pH no início do ciclo à utilização do acetato.

No período entre 30 min e 2 horas, observa-se um aumento gradual da concentração de OD de 6,8 para 8,0 mg·L⁻¹. Esse período corresponde ao consumo de OD para a oxidação da matéria lentamente biodegradável. Em relação ao pH, o mesmo diminuiu gradualmente de 8,7 para 8,3, e, em seguida, voltou a subir para 8,6, formando o característico “vale da amônia”, descrito por Andreottola *et al.* (2001). Segundo Carucci *et al.* (1999), esse comportamento de queda e aumento do pH, durante a fase aeróbia, ocorre quando todo o processo de nitrificação é completado. Durante a sedimentação, a concentração de OD diminui continuamente, atingindo 4,0 mg·L⁻¹ no final do ciclo.

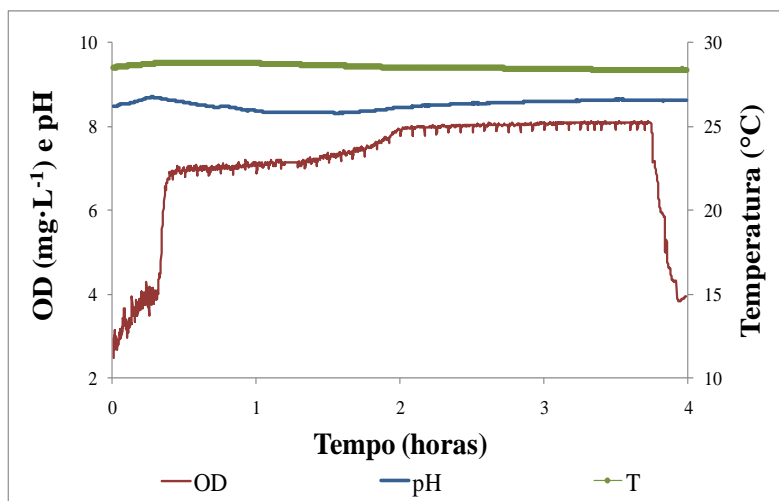


Figura 48. Comportamento do oxigênio dissolvido, pH e temperatura ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 54 dias de operação da Estratégia II.

O comportamento do potencial redox (ORP) ao longo do ciclo monitorado está apresentado na Figura 49. Assim como o OD e o pH, o ORP aumentou acentuadamente de -140 mV para 4 mV, durante os 30 primeiros minutos. Em seguida, observa-se que o ORP aumentou gradativamente, estabilizando-se em torno de 10 mV após 60 minutos de ciclo, indicando que o processo de oxidação do substrato estava completo.

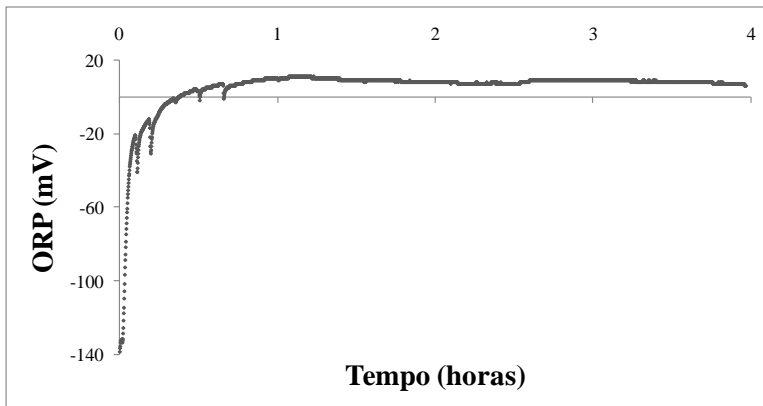


Figura 49. Comportamento do potencial redox ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 54 dias de operação da Estratégia II.

O comportamento do fosfato ao longo do ciclo monitorado pode ser observado na Figura 50. O $\text{PO}_4\text{-P}$ foi principalmente removido nos primeiros 90 minutos do ciclo, sendo que a sua concentração no efluente tratado foi igual a $1,1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e a eficiência de remoção foi de 85%, atendendo o padrão de lançamento da legislação ambiental de Santa Catarina (SANTA CATARINA, 2009).

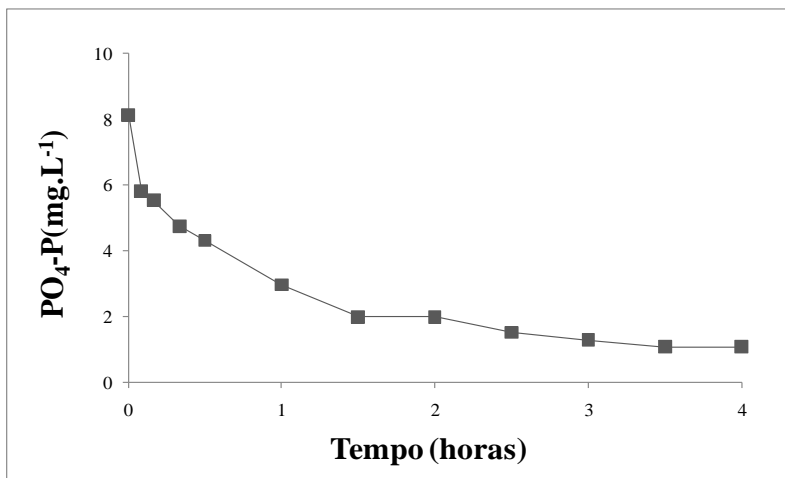


Figura 50. Comportamento do fosfato ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 54 dias de operação da Estratégia II.

4.2.3 Hibridização Fluorescente in situ (FISH)

Os resultados obtidos com a análise FISH de amostra de grânulos coletada aos 70 dias de operação da Estratégia II estão apresentados na Tabela 27. A amostra foi caracterizada como sendo homogênea, presença de poucos filamentos e muito material extracelular, e células em arranjos coloniais.

Verificou-se que aproximadamente 70% das bactérias estavam ativas, sendo a maioria composta por organismos nitrificantes, com 35% de bactérias oxidadoras de amônia (BOA) (Figura 51) do tipo beta, e 30% de bactérias oxidadoras de nitrito (BON) (Figura 52), do tipo *Nitrobacter* spp. Ao contrário do que ocorreu na análise FISH da estratégia anterior (Tabela 20), na Estratégia II a população de BON foi menor do que a população de BOA, e não foram detectadas bactérias metanogênicas e sulfato redutoras. Deste modo, pode-se concluir que houve uma menor diversidade de espécies na estratégia de maior carga.

Tabela 27. Resultados da análise FISH dos grânulos aos 70 dias de operação da Estratégia II.

Sondas	Porcentagem (em relação ao DAPI)
EUB (todas as eubactérias)	≈70% DAPI Muitas
NSO (Betaproteobactérias oxidadoras de amônia)	≈35% DAPI Algumas
NIT (<i>Nitrobacter</i> spp)	≈30% DAPI Algumas
DSV (Bactérias Sulfato Redutoras- Desulfovibionaceae)	≈0% DAPI Não detectado
ARC (todas Archae)	≈0% DAPI Não detectado
Eury (grupos <i>Methanosarina</i> , <i>Methanosaeta</i> , <i>Methanomicrobiales</i>)	≈0% DAPI Não detectado

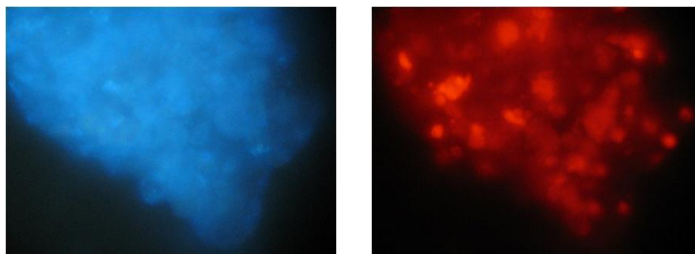


Figura 51. Células hibridizadas pela sonda NSO (DAPI em azul e hibridização em vermelho) visualizadas em microscópio epifluorescente (Aumento 1000x).

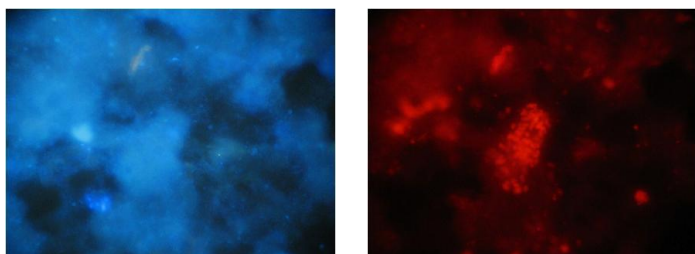


Figura 52. Células hibridizadas pela sonda NIT (DAPI em azul e hibridização em vermelho) visualizadas em microscópio epifluorescente (Aumento 1000x).

Li *et al.* (2008a), estudando evolução da comunidade bacteriana durante o processo de granulação aeróbia sob diferentes cargas orgânicas, também verificaram que o reator operado com maior carga ($4,5 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) teve uma menor diversidade de espécies, enquanto que o reator operado com menor carga ($1,5 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) teve uma elevada diversidade de espécies. Além disso, os autores observaram que sob diferentes cargas orgânicas, os grânulos formados apresentavam diferentes espécies dominantes. Assim, pode-se concluir que a carga orgânica afeta a seleção e a dominância das comunidades microbiológicas em RBSG.

4.3 ESTRATÉGIA OPERACIONAL III

A Estratégia Operacional III teve como objetivo avaliar o efeito da diminuição do tempo de sedimentação nas características dos grânulos e no desempenho do RBSG. Desta forma, ao longo desta estratégia o tempo de sedimentação foi reduzido gradualmente de 12 para 9 minutos e, posteriormente para 7 minutos.

As características do esgoto doméstico durante a Estratégia III estão apresentadas na Tabela 28. O esgoto utilizado pode ser classificado, de acordo com Metcalf & Eddy (2003), como sendo de alta concentração, em termos de DQO, $\text{NH}_4^+\text{-N}$ e $\text{PO}_4\text{-P}$.

Tabela 28: Características do esgoto doméstico e cargas aplicadas durante a Estratégia Operacional III.

Parâmetros	Estratégia III (n=13)
DQO _s (mg·L ⁻¹)	840 ± 90
NH ₄ ⁺ -N (mg·L ⁻¹)	74 ± 10
PO ₄ -P (mg·L ⁻¹)	8,8 ± 2,2
Carga orgânica (kg DQO _s ·m ⁻³ ·d ⁻¹)	2,01 ± 0,22
Carga nitrogenada (kg NH ₄ ⁺ -N·m ⁻³ ·d ⁻¹)	0,18 ± 0,02
Carga de fósforo (kg PO ₄ -P·m ⁻³ ·d ⁻¹)	0,02 ± 0,01

Para uma melhor avaliação do efeito da diminuição do tempo de sedimentação no RBSG, os resultados da Estratégia III foram comparados com os resultados obtidos durante a Estratégia II, tendo em vista as mesmas condições de duração de ciclo, carga orgânica aplicada e vazão de ar.

4.3.1 Características dos Grânulos Aeróbios

4.3.1.1 Morfologia dos Grânulos

Na Figura 53 apresenta-se a morfologia dos grânulos em diferentes dias da Estratégia III. Com a redução do tempo de

sedimentação, observou-se um aumento gradativo no tamanho dos grânulos. No final da estratégia, os grânulos apresentavam uma estrutura bastante densa e compacta, com diâmetros variando principalmente entre 0,2 e 1,4 mm, com média de 0,4 mm. Entretanto, nesse período foram observados grânulos de até 8 mm (Figura 53D) o que impossibilitou a visualização dos mesmos por meio de microscopia ótica. Desta forma, a observação morfológica desses grânulos foi realizada utilizando-se um estereomicroscópio. Um “zoom” dos grânulos apresentados na Figura 53D pode ser observado na Figura 54.

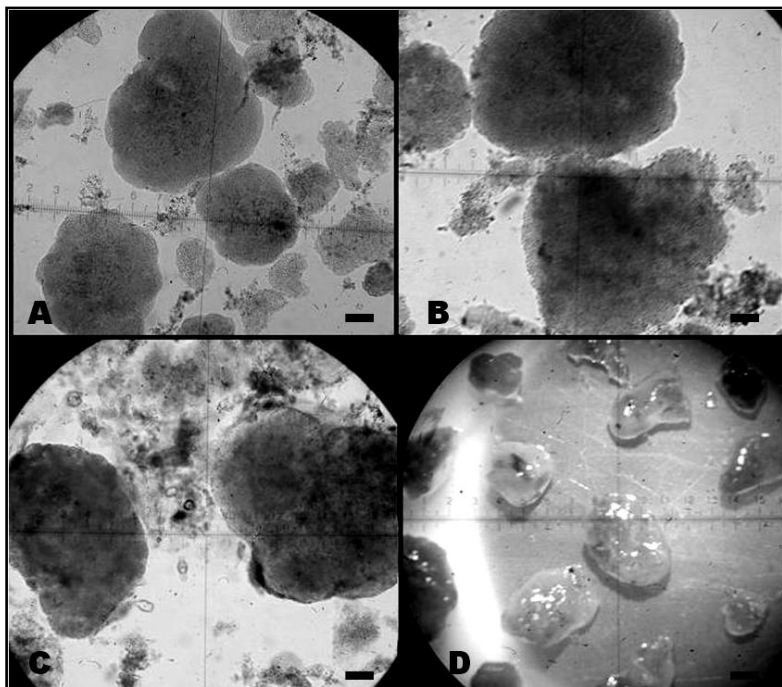


Figura 53. Morfologia dos grânulos ao longo da Estratégia III: $T_s = 12$ min: (A) 6 dias e (B) 26 dias (Barra = 0,1 mm); $T_s = 9$ min: (C) 35 dias (Barra = 0,1 mm); $T_s = 7$ min: (D) 53 dias (Barra = 1,4 mm).

O tamanho dos grânulos na Estratégia III foi maior do que na Estratégia II (Figura 32), indicando que a diminuição do tempo de sedimentação promove um aumento no tamanho dos grânulos. Esse resultado está de acordo com as observações realizadas por Kim *et al.* (2004), McSwain *et al.* (2004), Qin *et al.* (2004ab) e Adav *et al.* (2009).

Esses autores, estudando o efeito do tempo de sedimentação no processo de granulação aeróbia em RBS, também observaram um aumento gradual do tamanho dos grânulos com a diminuição do tempo de sedimentação. Adav *et al.* (2009), reportaram que, após um mês de operação, o tamanho médio dos grânulos aeróbios foi de 1,1, 1,8 e 2,2 mm para tempos de sedimentação de 10, 7 e 5 minutos, respectivamente.

Isso pode ser explicado pelo fato de que um curto tempo de sedimentação seleciona, preferencialmente, o crescimento de biopartículas de melhor sedimentabilidade, além de garantir a retirada de bioflocos que sedimentam mal, os quais, por sua vez, podem competir com as partículas formadoras de grânulos por nutrientes para o crescimento (LIU *et al.*, 2005a; LIU & WANG, 2008).



Figura 54. “Zoom” dos grânulos apresentados na Figura 53D.

4.3.1.2 Granulometria dos Grânulos

A distribuição do tamanho das partículas do lodo aos 4, 35 e 45 dias de operação da Estratégia III estão apresentadas, respectivamente, nas Figuras 55, 56 e 57.

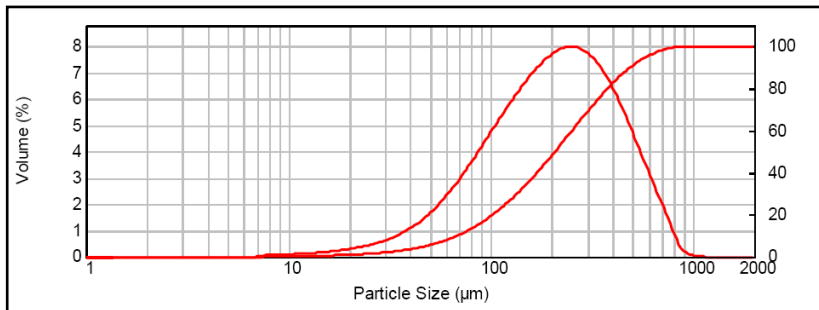


Figura 55. Distribuição do tamanho das partículas do lodo presente no reator aos 4 dias de operação da Estratégia III ($T_s = 12$ min).

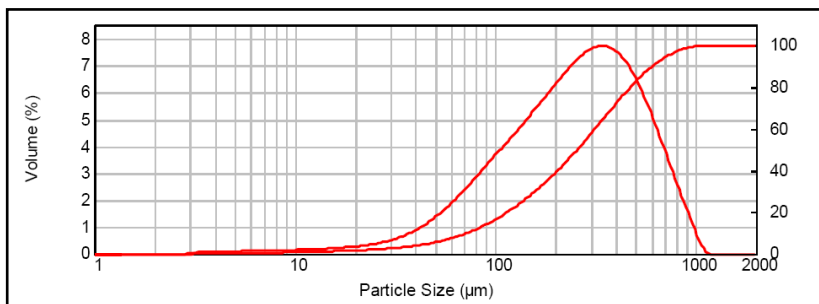


Figura 56. Distribuição do tamanho das partículas do lodo presente no reator aos 35 dias de operação da Estratégia III ($T_s = 9$ min).

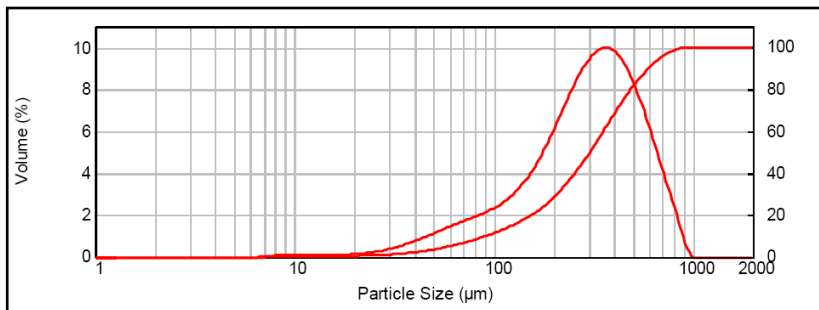


Figura 57. Distribuição do tamanho das partículas do lodo presente no reator aos 45 dias de operação da Estratégia III ($T_s = 7$ min).

Aos 4 dias de operação ($T_s = 12$ min - Figura 33), a distribuição do tamanho das partículas variou entre 10 e 1000 μm , sendo que a porcentagem de volume de lodo com tamanho inferior a 200 μm foi de

48%. Já aos 35 dias de operação ($T_s = 9$ min - Figura 56), a distribuição do tamanho das partículas foi um pouco maior, variando entre 10 e 1100 μm , e a percentagem de volume de lodo com tamanho inferior a 200 μm diminuiu para 39%. Aos 45 dias de operação ($T_s = 7$ min - Figura 57), a distribuição do tamanho das partículas variou entre 20 e 1000 μm , e a percentagem de volume de lodo com tamanho inferior a 200 μm atingiu 25%.

Como exposto anteriormente, Liu *et al.* (2010b) consideram que os grânulos são dominantes no reator quando a percentagem de volume de lodo com tamanho inferior a 200 μm for menor do que 50%. Desta forma, pode-se concluir que os grânulos foram dominantes durante toda a Estratégia III. No entanto, a percentagem de grânulos no reator aumentou de 52 para 75% com a diminuição do tempo de sedimentação de 12 para 7 minutos.

Esses resultados estão de acordo com as constatações reportadas por McSwain *et al.* (2004), Qin *et al.* (2004a) e Adav *et al.* (2009), os quais também observaram um aumento da fração de grânulos aeróbios com a diminuição do tempo de sedimentação.

Após a estabilização do sistema, McSwain *et al.* (2004) observaram a coexistência de flocos com grânulos no RBSG com $T_s = 10$ min, enquanto que no RBSG com $T_s = 2$ min houve um acúmulo de grânulos de maiores diâmetros, tendo apenas pequenos grânulos e flocos como estrutura secundária.

Qin *et al.* (2004a) obtiveram, no estado estacionário, frações de grânulos de 10, 15, 35 e 100%, operando com tempos de sedimentação de 20, 15, 10 e 5 minutos, respectivamente. Adav *et al.* (2009), reportaram que, após um mês de operação do RBSG, a fração de grânulos foi de 22, 39 e 81% para tempos de sedimentação de 10, 7 e 5 minutos, respectivamente.

4.3.1.3 Polissacarídeos Extracelulares (PSE)

O comportamento da concentração de polissacarídeos extracelulares (PSE) ao longo da Estratégia III está apresentado na Figura 58. No final da Estratégia II, a concentração de PSE era de 132 $\text{mg}\cdot\text{gSSV}^{-1}$ (Figura 35). Com a diminuição do tempo de sedimentação, esse valor diminuiu 72 $\text{mg}\cdot\text{gSSV}^{-1}$ aos 14 dias de operação da Estratégia III, conforme pode ser observado na Figura 58. Após esse período, a concentração de PSE aumentou acentuadamente com a

diminuição no tempo de sedimentação, alcançando valores em torno de $200 \text{ mg}\cdot\text{gSSV}^{-1}$ com 46 dias de operação. Esses valores são bastante elevados se comparados com a faixa de $10\text{-}20 \text{ mg}\cdot\text{gSS}^{-1}$ obtida por Li *et al.* (2008b) em reator de grânulos aeróbios.

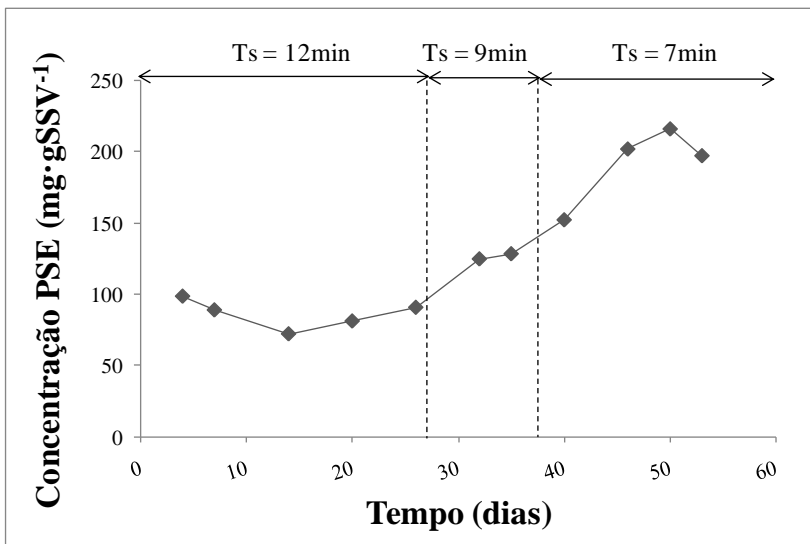


Figura 58. Comportamento da concentração de polissacarídeos extracelulares ao longo da Estratégia III.

McSwain *et al.* (2004) e Qin *et al.* (2004b) também verificaram um aumento na produção de PSE com a diminuição do tempo de sedimentação em RBSG.

Qin *et al.* (2004b) observaram que a concentração de PSE foi de 60 e $166 \text{ mg}\cdot\text{gSSV}^{-1}$ para tempos de sedimentação de 20 e 5 minutos, respectivamente. Os autores consideram que o aumento da produção de polissacarídeos é uma resposta metabólica da comunidade microbiana face às mudanças nas condições ambientais. Desta forma, os microrganismos expostos a uma maior pressão de seleção hidráulica, em termos de tempo de sedimentação, utilizam uma maior quantidade da energia produzida no catabolismo para a síntese de PSE do que para o crescimento.

4.3.1.4 Comportamento dos Sólidos e do IVL

Na Figura 59 está apresentada a variação da concentração de SST e SSV no reator e SST no efluente, bem como a proporção SSV/SST no reator ao longo da Estratégia III.

No final da Estratégia II, a concentração de SST no reator e no efluente era em torno de $3,7 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ e $70 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente (Figura 36). Entretanto, no início da Estratégia III houve uma redução na concentração de sólidos no reator ($\text{SST}_{\text{reator}} = 2,9 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$) e um aumento na concentração de sólidos no efluente ($\text{SST}_{\text{efluente}} = 222 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$), as quais podem ser atribuídas à redução do tempo de sedimentação de 15 para 12 minutos. Segundo Tay *et al.* (2005), com a redução do tempo de sedimentação, a biomassa que sedimenta mais lentamente é “lavada” do reator saindo com o efluente, o que resulta em uma diminuição temporária da concentração de sólidos no reator. No entanto, de acordo com esses autores, um menor tempo de sedimentação exerce um papel de seleção, encorajando a retenção de biomassa com melhor sedimentabilidade. Conseqüentemente, a recuperação da concentração de SST no reator foi observada após 14 dias de operação, a qual se estabilizou em torno de $3,8 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. Nesse período, a concentração de SST no efluente estabilizou-se em torno de $78 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Essa mesma tendência foi verificada quando o tempo de sedimentação foi reduzido de 12 para 9 minutos e, posteriormente, de 9 para 7 minutos, sendo que nos últimos dias de operação a concentração de SST no reator e no efluente foi em torno de $4,2 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ e $64 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente.

Resultados similares foram obtidos por Cassidy & Belia (2005), os quais observaram uma diminuição da concentração de SST no reator, e um aumento da concentração de sólidos no efluente com a diminuição do tempo de sedimentação em um RBSG. Os autores reportaram ainda que houve uma rápida recuperação da concentração de sólidos no reator e no efluente, alguns ciclos após o distúrbio causado pela redução do tempo de sedimentação, indicando que ocorreu uma seleção efetiva da biomassa de melhor sedimentabilidade.

A partir da Figura 59, observa-se ainda que a concentração de SSV no reator ao longo da Estratégia III seguiu a mesma tendência da curva de SST, estabilizando-se em torno de $3,7 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ após 50 dias de operação. Em relação à proporção SSV/SST, logo após cada diminuição do tempo de sedimentação, essa proporção caiu para 83%, estabilizando-se novamente em 92% com a estabilização da biomassa no reator.

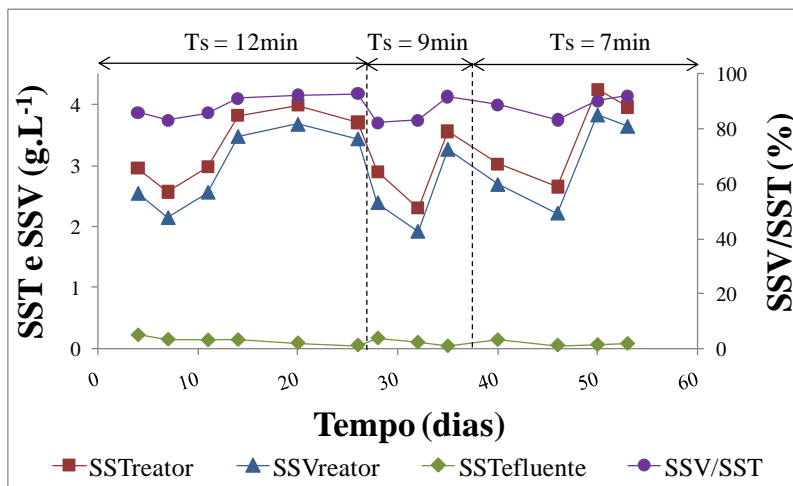


Figura 59. Evolução da concentração de SST e SSV no reator, de SST no efluente e da proporção de SSV/SST no reator ao longo da Estratégia III.

Na Figura 60 está apresentada a evolução do IVL em diferentes tempos de sedimentação (5, 10, 15 e 30 minutos) e da relação IVL_{30}/IVL_{10} ao longo da Estratégia III.

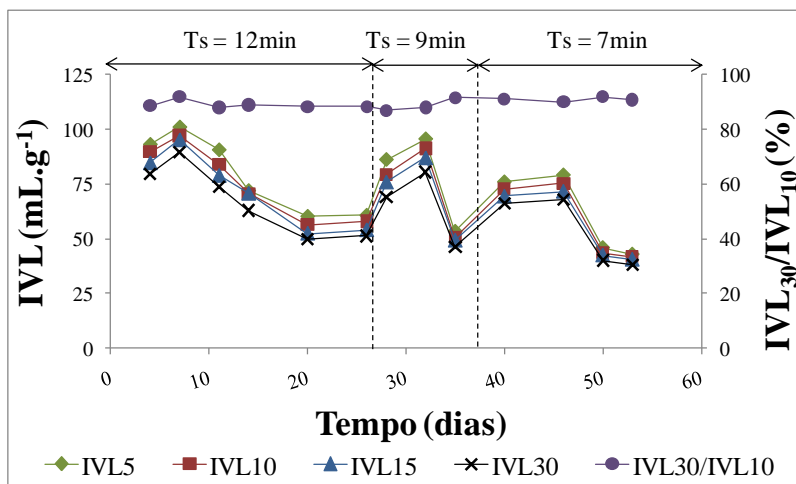


Figura 60. Evolução do IVL em diferentes tempos de sedimentação (5, 10, 15 e 30 minutos) e da relação IVL_{30}/IVL_{10} ao longo da Estratégia III.

O valor médio de IVL_{30} no final da Estratégia II era de $42 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$ (Figura 37). No entanto, no início da Estratégia III o valor de IVL_{30} aumentou para $80 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$, em virtude da diminuição do tempo de sedimentação de 15 para 12 minutos. Com a recuperação da biomassa após 20 dias de operação, o IVL_{30} estabilizou-se em torno de $50 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$. Essa mesma tendência foi verificada quando o tempo de sedimentação foi reduzido de 12 para 9 minutos e, posteriormente, de 9 para 7 minutos, sendo que nos últimos dias de operação o IVL_{30} foi em torno de $39 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$, o que caracteriza o lodo como sendo de ótima sedimentabilidade, segundo a classificação de Von Sperling (2002).

A partir da Figura 60, pode-se perceber que houve uma maior diferença entre os valores de IVL_5 , IVL_{10} , IVL_{15} e IVL_{30} logo após cada diminuição do tempo de sedimentação. Entretanto, essa diferença diminuiu com a estabilização dos sólidos do reator. De maneira geral, a relação IVL_{30}/IVL_{10} foi em média 90% durante toda a Estratégia III, indicando que o processo de granulação estava estável.

Analisando as Figuras 59 e 60, pode-se notar ainda que a concentração de biomassa no reator foi inversamente proporcional a sedimentabilidade da mesma, ou seja, quanto maior a concentração de biomassa, menor o valor de IVL e vice versa. Essa mesma constatação foi observada por Schwarzenbeck *et al.* (2005).

Nas Figuras 61 e 62 tem-se a sedimentação do lodo dentro do reator ao longo da fase de sedimentação aos 26 e 53 dias de operação, respectivamente.

Tendo em vista os resultados das Estratégias II e III, pode-se concluir que a diminuição do tempo de sedimentação conduziu a um aumento na concentração de SST no reator e a uma melhora na sedimentabilidade da biomassa, conforme observado nas Figuras 61 e 62. Além disso, esses resultados podem ser relacionados com o maior tamanho (Figura 53D) e a maior fração de grânulos (Figura 57) alcançados no final da Estratégia III. Estas constatações estão de acordo com as observações relatadas por Qin & Liu (2008).

Resultados similares aos do presente estudo foram obtidos por Kim *et al.* (2004), McSwain *et al.* (2004), Qin *et al.* (2004b) e Adav *et al.* (2009). Esses autores também reportaram um aumento na concentração de SST no reator e uma diminuição do valor de IVL com a diminuição do tempo de sedimentação em reatores de grânulos aeróbios. De acordo com Qin & Liu (2008), isso ocorre pois espera-se que a estrutura dos grânulos aeróbios seja mais compacta em tempos de sedimentação mais curtos.

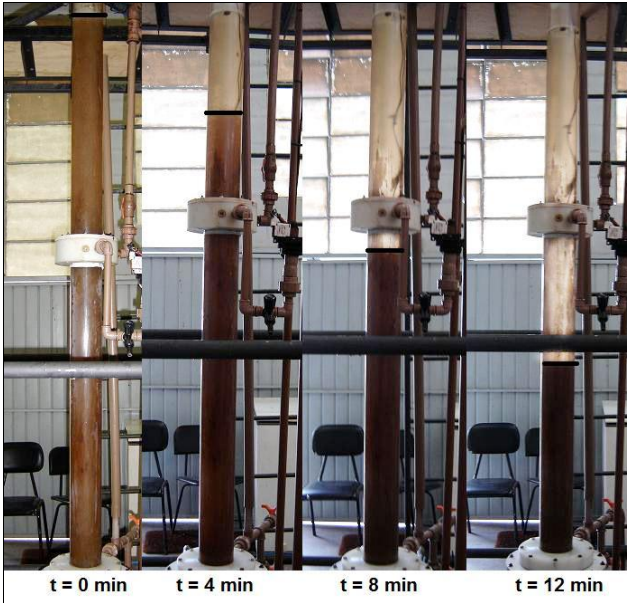


Figura 61. Sedimentação do lodo ao longo da fase de sedimentação aos 26 dias de operação ($T_s = 12$ min).



Figura 62. Sedimentação do lodo ao longo da fase de sedimentação aos 53 dias de operação ($T_s = 7$ min).

McSwain *et al.* (2004) observaram que os grânulos desenvolvidos no reator com $T_s = 10$ min, apresentaram concentração média de SST no reator e valor de IVL_{30} de $3 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ e $115 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$, respectivamente, enquanto que os grânulos formados no reator com $T_s = 2$ min, apresentaram concentração média de SST no reator e valor de IVL_{30} de $8,8 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$ e $47 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$, respectivamente. Adav *et al.* (2009) observaram valores médios de IVL_{30} de 104, 57 e $43 \text{ mL}\cdot\text{g}^{-1}$ para tempos de sedimentação de 10, 7 e 5 minutos, respectivamente.

4.3.2 Desempenho do Reator

4.3.2.1 Monitoramento do Oxigênio Dissolvido, pH e Temperatura

Os valores das concentrações de oxigênio dissolvido (OD), pH e temperatura nas fases aeradas ao longo da Estratégia III estão apresentados na Tabela 29.

Tabela 29. Resultados obtidos para OD, pH e temperatura nas fases aeradas ao longo da Estratégia III.

Variável	Análise	Fase Aerada
OD ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	Média	6,2
	Desvio Padrão	2,6
	Máximo	8,6
	Mínimo	0,9
	Número de dados	48
pH	Média	8,6
	Desvio Padrão	0,3
	Máximo	9,2
	Mínimo	8,0
	Número de dados	48
T ($^{\circ}\text{C}$)	Média	27
	Desvio Padrão	2
	Máximo	31
	Mínimo	22
	Número de dados	48

Analisando a Tabela 22 (Estratégia II) e a Tabela 29, nota-se que os resultados obtidos para as três variáveis foram praticamente iguais durante as duas estratégias, em virtude das mesmas condições de carga orgânica e vazão de ar aplicadas, e de ambas terem ocorrido na mesma estação do ano, com características similares de esgoto afluyente e da temperatura ambiente.

Desta forma, como na estratégia anterior, os valores de OD, pH e temperatura durante a Estratégia III encontraram-se dentro da faixa recomendado para a oxidação da matéria carbonácea e nitrogenada, conforme Sant'Anna Jr. (2010). Os maiores valores de pH ($>8,5$) e os menores valores de OD ($<2,0 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$) foram medidos no início da fase aerada, devido à maior concentração de acetato de sódio no meio líquido.

4.3.2.2 Comportamento da Matéria Carbonácea e Nitrogenada

Os resultados obtidos com o RBSG em relação à matéria carbonácea e nitrogenada durante a Estratégia III estão apresentados na Tabela 30.

Nas Figuras 63 e 64 estão apresentados, respectivamente, o comportamento das concentrações afluentes e efluentes de DQO_T e NTK, e as respectivas eficiências de remoção ao longo da Estratégia III.

Após o restabelecimento dos grânulos na Estratégia II, a concentração média de DQO_T e NTK no efluente foi, respectivamente, de $128 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, e a eficiência média de remoção foi de 90% para DQO_T e 94% para NTK (Figura 38 e Figura 39). Entretanto, no início da Estratégia III houve um aumento da concentração DQO_T e NTK no efluente (204 e $11 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente) e uma redução na eficiência de remoção dessas variáveis (81 e 85%, respectivamente) (Figura 63 e Figura 64), as quais podem ser atribuídas ao aumento da presença de sólidos no efluente devido à redução do tempo de sedimentação de 15 para 12 minutos, conforme observado na Figura 59. Com a estabilização da concentração de SST no efluente após 14 dias de operação, observou-se novamente uma melhora na remoção de DQO_T e NTK.

Essa mesma tendência foi verificada quando o tempo de sedimentação foi reduzido de 12 para 9 minutos e, posteriormente, de 9 para 7 minutos, sendo que nos últimos dias de operação a concentração de DQO_T e NTK no efluente foi em torno de $75 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $3 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$,

respectivamente, e a eficiência média de remoção foi de 93% para DQO_T e 96% para NTK.

Tendo em vista os resultados das Estratégias II e III, pode-se concluir que a diminuição do tempo de sedimentação conduziu a um aumento na eficiência de remoção de DQO_T e NTK em virtude da melhor sedimentabilidade do lodo verificada com $T_s = 7$ min.

Tabela 30. Desempenho do reator em relação à matéria carbonácea e nitrogenada durante a Estratégia III.

Variável	Análise	Amostras		Eficiência (%)
		Afluente	Efluente	
DQO_T ($mg \cdot L^{-1}$)	Média	1178	128	89
	Desvio Padrão	207	52	5
	Máximo	1573	227	96
	Mínimo	920	62	77
	Número de dados	13	13	-
DQO_S ($mg \cdot L^{-1}$)	Média	839	58	93
	Desvio Padrão	90	12	2
	Máximo	963	81	96
	Mínimo	685	41	89
	Número de dados	13	13	-
COD ($mg \cdot L^{-1}$)	Média	401	25	93
	Desvio Padrão	112	4	2
	Máximo	583	30	96
	Mínimo	223	19	91
	Número de dados	13	13	-
NTK	Média	82	9	89
	Desvio Padrão	10	4	5
	Máximo	92	14	96
	Mínimo	70	3	81
	Número de dados	10	10	-
NH_4^+-N ($mg \cdot L^{-1}$)	Média	74	3	96
	Desvio Padrão	10	2	3
	Máximo	89	8	99
	Mínimo	60	1	87
	Número de dados	13	13	-

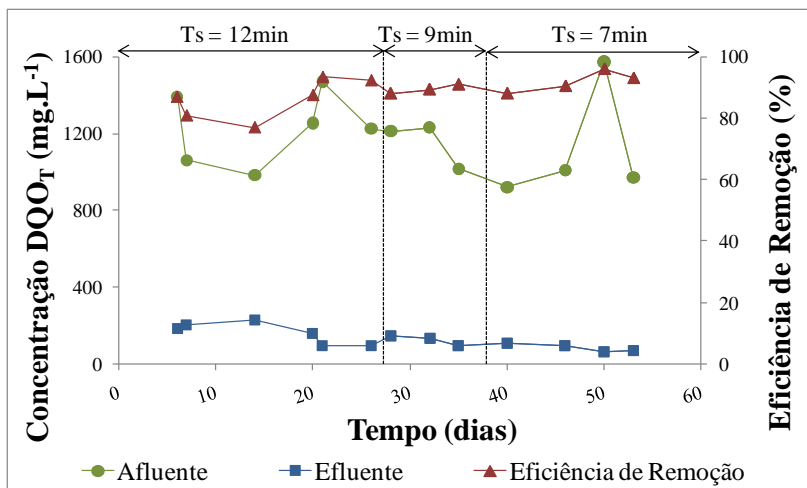


Figura 63. Comportamento da concentração de DQO₇ afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia III.

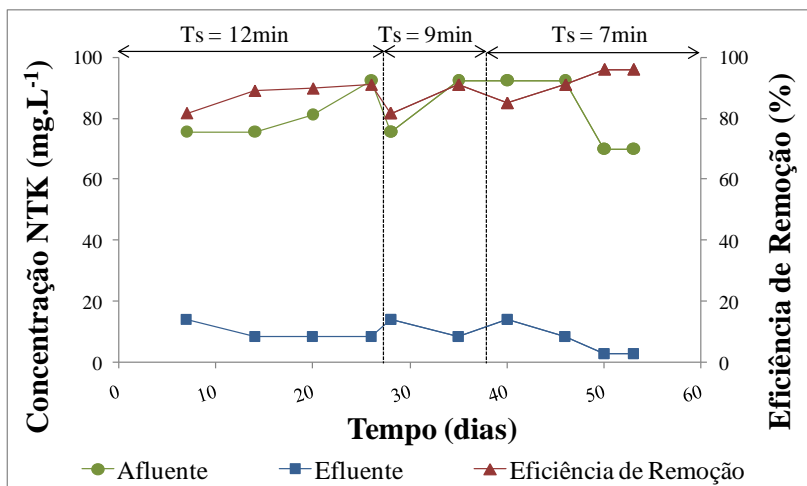


Figura 64. Comportamento da concentração de NTK afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia III.

Nas Figuras 65, 66 e 67 estão apresentadas, respectivamente, as concentrações afluentes e efluentes de DQO₅, COD e NH₄⁺-N, e as respectivas eficiências de remoção ao longo da Estratégia III.

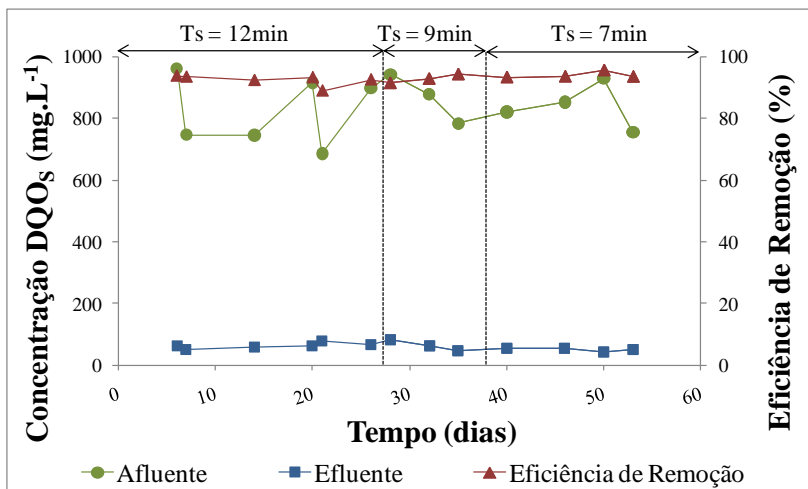


Figura 65. Comportamento da concentração de DQO₅ afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia III.

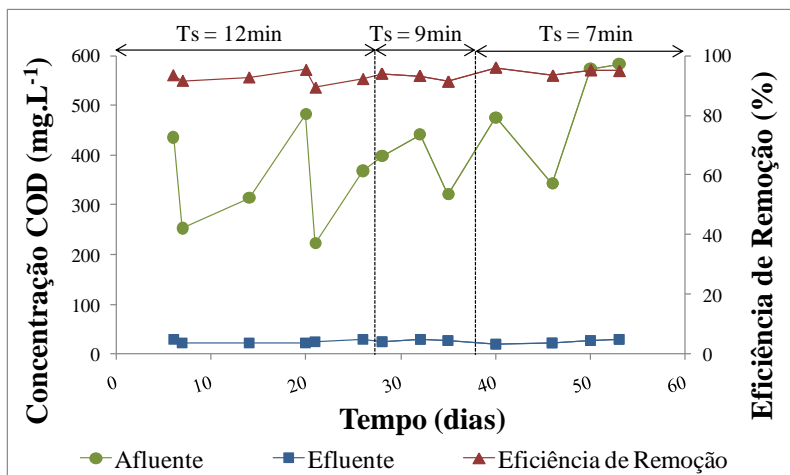


Figura 66. Comportamento da concentração de COD afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia III.

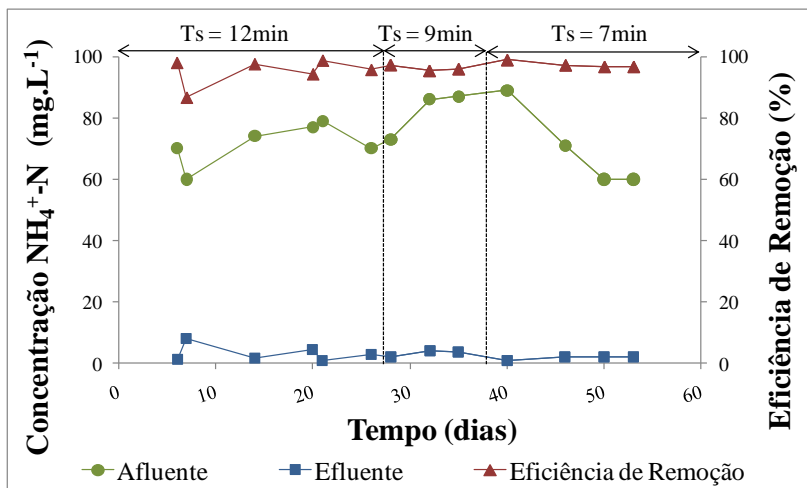


Figura 67. Comportamento da concentração de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia III.

De maneira geral, a diminuição do tempo de sedimentação não afetou o desempenho do reator, em termos de DQO_s , COD e $\text{NH}_4^+\text{-N}$, uma vez que a eficiência de remoção dessas variáveis permaneceu praticamente constante ao longo da Estratégia III. A eficiência média de remoção de DQO_s , COD e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ foi de $93 \pm 2\%$, $93 \pm 2\%$ e $96 \pm 3\%$, respectivamente. Em relação à concentração média de DQO_s , COD e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ no efluente obteve-se valores médios de 58, 25 e 2 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente (Tabela 30). Esses resultados estão de acordo com as observações realizadas por McSwain *et al.* (2004) e Adav *et al.* (2009), os quais também não verificaram uma mudança no desempenho do RBSG, em termos de remoção de DQO, com a diminuição do tempo de sedimentação.

As concentrações de nitrito e nitrato obtidas na Estratégia III estão apresentadas na Tabela 31. Na Figura 43 tem-se o comportamento da concentração de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$ no efluente tratado e a respectiva eficiência de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total. É possível perceber a ocorrência de acúmulo de nitrito, principalmente entre 14 e 40 dias de operação, indicando que o processo de nitrificação não ocorreu completamente até seu último estágio de oxidação (nitratação). A baixa atuação das bactérias oxidadoras de nitrito (BON) pode ter ocorrido devido a dois fatores.

Tabela 31. Concentrações de nitrito e nitrato durante a Estratégia III.

Variável	Análise	Amostras	
		Afluente	Efluente
NO ₂ ⁻ -N (mg·L ⁻¹)	Média	0,0	6,2
	Desvio Padrão	0,1	3,9
	Máximo	0,4	13
	Mínimo	0,0	0,7
	Número de dados	13	13
NO ₃ ⁻ -N (mg·L ⁻¹)	Média	0,1	0,4
	Desvio Padrão	0,1	0,2
	Máximo	0,2	1,0
	Mínimo	0,0	0,0
	Número de dados	13	13

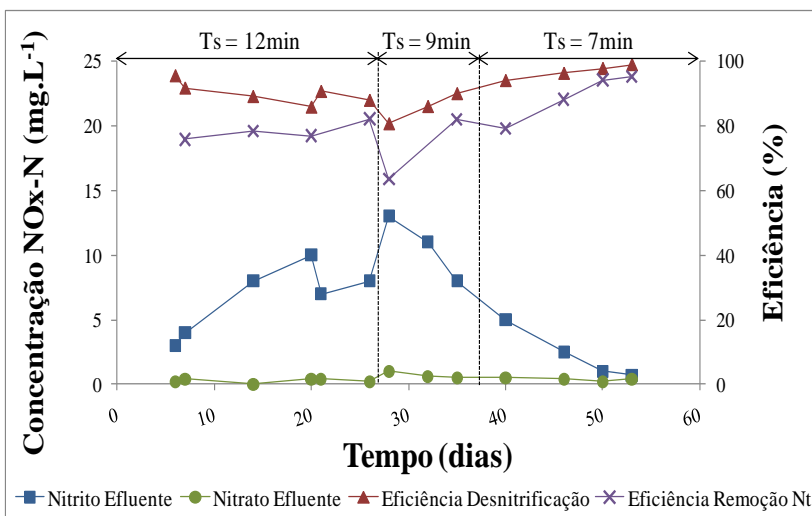


Figura 68. Comportamento da concentração de NO₂⁻-N e NO₃⁻-N no efluente tratado, e a respectiva eficiência de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total ao longo da Estratégia III.

O primeiro deles corresponde à possível inibição das BON pela presença de amônia na forma não ionizada (NH₃). De acordo com Metcalf & Eddy (2003), em valores de pH próximos a 9, cerca de 30% da amônia pode estar sob a forma de NH₃. Segundo USEPA (2010), a presença de NH₃ tem um efeito inibidor maior nas BON do que nas

BOA. Bae *et al.* (2002) reportaram que a inibição das *Nitrobacter* sp. ocorreu com concentrações de NH_3 acima de $4,0 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ (pH entre 8-9), gerando um acúmulo de nitrito no reator. No entanto, durante a Estratégia II, valores de pH próximos a 9 também foram registrados, mas a acumulação de nitrito não foi verificada. Desta forma, é pouco provável que tenha ocorrido inibição das BON durante a Estratégia III por causa da amônia não ionizada.

O segundo fator que pode ter influenciado a acumulação de nitrito, é que com a diminuição do tempo de sedimentação parte das BON foi “lavada” do reator. Desta forma, ocorreu o acúmulo de nitrito, uma vez que, segundo Von Sperling (2002), a velocidade de crescimento dos organismos nitrificantes, principalmente *Nitrosomonas*, é bem lenta. Liu *et al.* (2008) e Shi *et al.* (2010) verificaram que o tempo de sedimentação para a granulação nitrificante não precisa ser tão curto quanto para a granulação heterotrófica. De outra maneira, é necessário um longo tempo de operação para compensar a biomassa que foi lavada devido ao curto tempo de sedimentação, visto que os organismos nitrificantes apresentam uma baixa velocidade de crescimento. Liu *et al.* (2008) recomendam um tempo de sedimentação de 10 minutos para a formação e manutenção de grânulos com atividades nitrificantes.

Portanto, com a estabilização do sistema a partir dos 40 dias de operação, a atuação das BON aumentou novamente, e a concentração de $\text{NO}_2^- \text{-N}$ no efluente diminuiu para $1,4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

Os percentuais de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total ($\text{NH}_4^+ \text{-N}$, $\text{NO}_x \text{-N}$ e $\text{N}_{\text{orgânico}}$) durante a Estratégia III estão apresentados na Tabela 32.

Tabela 32. Percentuais de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total durante a Estratégia III.

Análise	Nitrificação (%)	Desnitrificação (%)	Nitrogênio Total (%)
Média	96	91	89
Desvio Padrão	3	5	5
Máximo	99	99	96
Mínimo	87	81	81
Número de dados	13	13	10

As eficiências médias de desnitrificação e remoção de nitrogênio total foram menores do que na Estratégia II, a qual, após o

restabelecimento dos grânulos, apresentou eficiência média de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total de 100 e 93%, respectivamente. A menor remoção da matéria nitrogenada durante a Estratégia III foi devido ao acúmulo de nitrato no RBSG. Com a melhora na atuação das BON após 40 dias de operação, as eficiências de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total aumentaram para 97 e 92%, respectivamente.

Kim *et al.* (2004) também não observaram uma mudança na eficiência de nitrificação com a diminuição do tempo de sedimentação em um reator de grânulos, visto que a mesma permaneceu sempre acima de 97%. Por outro lado, os autores reportaram um aumento na eficiência de desnitrificação e de remoção de DQO de 78 para 97% e de 78 para 98%, respectivamente. O aumento na eficiência de desnitrificação foi relacionado com o aumento no tamanho dos grânulos de 0,1-0,5 mm para 1,0-2,0 mm com a diminuição no tempo de sedimentação.

4.3.2.3 Comportamento do Fosfato

As concentrações de fosfato e as respectivas eficiências de remoção obtidas durante a Estratégia III estão apresentadas na Tabela 33. O comportamento da concentração de $\text{PO}_4\text{-P}$ afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção estão apresentados na Figura 69.

Tabela 33. Concentrações de fosfato e eficiência de remoção durante a Estratégia III.

Análise	$\text{PO}_4\text{-P}$ ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)		Eficiência (%)
	Afluente	Efluente	
Média	9,1	4,0	57
Desvio Padrão	1,9	1,8	15
Máximo	12,5	6,1	82
Mínimo	5,1	1,1	34
Número de dados	13	13	-

Após o restabelecimento dos grânulos na Estratégia II a eficiência de remoção de $\text{PO}_4\text{-P}$ foi em torno de 91% e a concentração média de $\text{PO}_4\text{-P}$ no efluente foi de $0,9 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Com a diminuição do tempo de

sedimentação, a eficiência de remoção diminuiu acentuadamente, alcançando 34% aos 20 dias de operação.

Desta forma, pode-se considerar que, como no caso das BON, parte das bactérias responsáveis pela remoção do fósforo pode ter sido “lavada” do reator com a diminuição do tempo de sedimentação. Após 40 dias de operação, a eficiência de remoção aumentou, estabilizando-se em torno de 60%. Neste período, a concentração de $\text{PO}_4\text{-P}$ no efluente foi em média $3,2 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$.

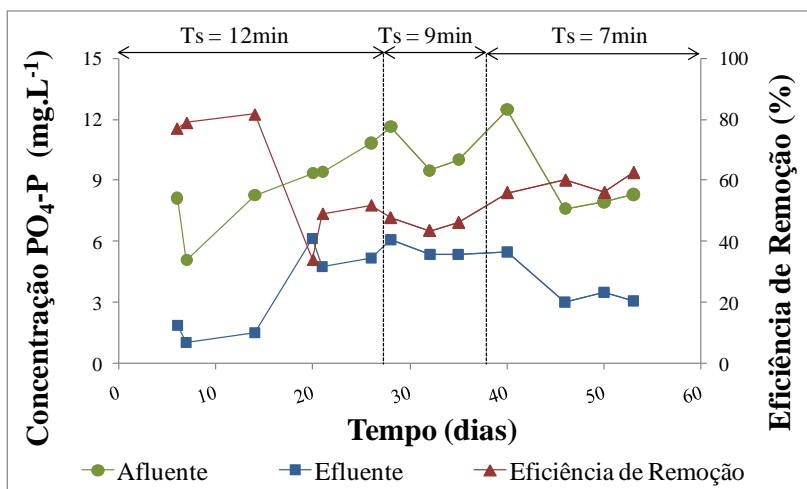


Figura 69. Comportamento da concentração de $\text{PO}_4\text{-P}$ afluente e efluente e a respectiva eficiência de remoção ao longo da Estratégia III.

Entretanto, uma maior capacidade de remoção de $\text{PO}_4\text{-P}$ era esperada, tendo em vista o maior tamanho dos grânulos no final da Estratégia III. Como exposto anteriormente, quanto maior o tamanho dos grânulos, maior é a limitação de difusão de oxigênio e, conseqüentemente, maior é tamanho da zona anaeróbia no interior dos mesmos. É possível que se o reator tivesse sido operado por mais tempo, nas mesmas condições finais e sem uma nova mudança no T_s , poderia ocorrer uma melhora na atuação das bactérias responsáveis pela remoção do fósforo, levando a um aumento da eficiência do processo.

Zhu *et al.* (2005) também observaram uma queda na remoção de fósforo de 100 para 60%, em virtude da remoção de aproximadamente 18% de lodo granular do reator. Os autores reportaram que após mais ou menos 50 dias, a capacidade de remoção de fósforo do RBSG voltou a aumentar, alcançando 97% de eficiência.

Segundo Cassidy & Belia (2005), do ponto de vista operacional, a perda excessiva de biomassa pode prejudicar a capacidade de remoção de DQO, nitrogênio e fósforo do sistema. Nesse caso, a recuperação da capacidade de tratamento se torna difícil, especialmente para espécies com baixa velocidade de crescimento, como as nitrificantes e os microrganismos acumuladores de fósforo. Ao longo do tempo de operação de um RBSG, esses autores reduziram gradualmente o tempo de sedimentação de 60 para 2 minutos e observaram que esta estratégia foi efetiva, visto que a remoção de DQO, nitrogênio e fósforo foi acima de 95% durante todo o período.

4.3.2.4 Taxa de Consumo de Oxigênio Específica (TCO_E)

A atividade das bactérias, em termos de taxa de consumo de oxigênio específica (TCO_E), ao longo da Estratégia III, é apresentada na Figura 70. A $ATCO_E$ foi determinada logo após a fase de enchimento, tendo em vista à máxima atividade dos microrganismos nesse período.

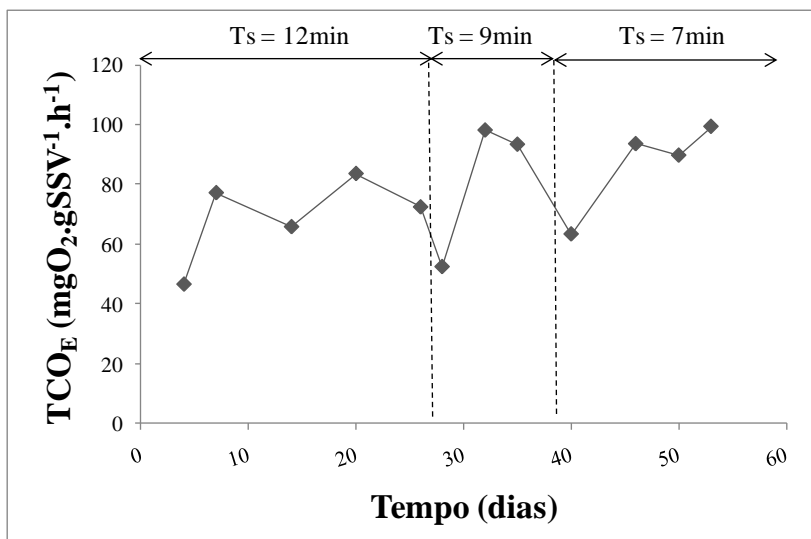


Figura 70. Comportamento da taxa de consumo de oxigênio específica ao longo da Estratégia III.

Com a diminuição do tempo de sedimentação de 15 para 12 minutos, a TCO_E diminuiu de $86 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ (Estratégia II - Figura 45) para $46 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$ no início da Estratégia III. Com o restabelecimento da biomassa no reator (Figura 59), a TCO_E estabilizou-se em torno de $78 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$, após 14 dias de operação. Essa mesma tendência foi verificada quando o tempo de sedimentação foi reduzido de 12 para 9 minutos e, posteriormente, de 9 para 7 minutos, sendo que nos últimos dias de operação a TCO_E estabilizou-se em torno de $94 \text{ mgO}_2 \cdot \text{gSSV}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$.

Tendo em vista os resultados das Estratégias II e III, pode-se concluir que de uma maneira geral, a TCO_E aumentou com a diminuição do tempo de sedimentação. Esse resultado está de acordo com Qin *et al.* (2004), os quais também constataram um aumento da TCO_E com a diminuição do tempo de sedimentação em RBSG. Segundo esses autores, a atividade respiratória dos microrganismos tende a ser estimulada em tempos de sedimentação mais curtos. Desta forma, as bactérias regulam o seu metabolismo energético em resposta a mudança de pressão de seleção hidráulica, em termos de tempo de sedimentação, exercida sobre elas. Entretanto McSwain *et al.* (2004), não verificaram uma mudança na atividade dos grânulos, em termos de TCO_E , com a diminuição do tempo de sedimentação.

Por outro lado, Liu & Tay (2007) reportaram que a taxa de remoção de DQO e a TCO_E diminuíram com o aumento da densidade e do tamanho dos grânulos, devido à maior limitação de transferência de massa dentro dos mesmos. Segundo Liu *et al.* (2005b), a limitação de difusão é mais acentuada em grânulos com diâmetro médio maior do que 0,7 mm. No presente estudo, mesmo com o aumento do tamanho dos grânulos com a diminuição do tempo de sedimentação, não se verificou uma redução na TCO_E , uma vez que o diâmetro médio dos grânulos foi de apenas 0,4 mm no final da Estratégia III.

4.3.2.5 Monitoramento de Ciclos

Na Figura 71 é apresentado o comportamento da concentração de DQO_s e de NH_4^+-N , bem como da taxa de consumo de oxigênio (TCO) da biomassa ao longo de um ciclo padrão da Estratégia III ($T_s = 7 \text{ min}$), monitorado aos 40 dias de operação do reator. Observa-se uma elevada queda na concentração de DQO_s e NH_4^+-N no início do ciclo, mostrando que o substrato é principalmente absorvido e/ou removido nos primeiros

30 minutos. No restante do tempo, a remoção do substrato foi menos acentuada, chegando ao final do ciclo com DQO_s de $55 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e $\text{NH}_4^+\text{-N}$ de $1 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$. Essa concentração de DQO_s no efluente tratado pode ser atribuída à matéria recalcitrante de difícil degradação. As eficiências de remoção de DQO_s e de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ para este ciclo foram, respectivamente, de 93% e 99%. Como observado na estratégia anterior, é possível identificar a fase de degradação durante os 30 primeiros minutos e a fase de inanição durante o restante do ciclo. De acordo com Liu & Tay (2007), geralmente quando se tem uma alta concentração de biomassa granular dentro do reator, uma concentração de DQO afluente em torno de $1000 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ pode ser consumida em menos de 30 minutos pelos grânulos.

A atividade das bactérias em termos de TCO, conforme apresentado na Figura 71, foi bastante elevada no início do ciclo, devido à maior disponibilidade de substrato, atingindo um valor máximo de $169 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$. A diminuição da concentração de substrato provocou uma elevada queda na TCO nos primeiros 90 minutos. No restante do ciclo, a TCO caiu menos acentuadamente, chegando ao final do ciclo com um valor de $7 \text{ mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$, indicando o término do processo de oxidação. Neste ciclo, a concentração celular no reator, em termos de sólidos suspensos voláteis (SSV), foi de $2,7 \text{ g}\cdot\text{L}^{-1}$. Desta forma, a $\text{TCO}_{\text{específica}}$ máxima foi igual a $63 \text{ mgO}_2\cdot\text{gSSV}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$. Este valor encontra-se próximo aos valores médios de TCO_E de 56 e $69 \text{ mgO}_2\cdot\text{gSSV}^{-1}\cdot\text{h}^{-1}$ reportados por Tay *et al.* (2001a) para grânulos cultivados com acetato e glicose, respectivamente.

Na Figura 72 é apresentado o comportamento da concentração de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$ ao longo do ciclo monitorado. A produção de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ foi mais acentuada nos primeiros 30 minutos de ciclo, em virtude do maior consumo de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ nesse período. Com o término da etapa de nitrificação aos 90 minutos de ciclo, ocorreu uma queda na concentração de $\text{NO}_2^-\text{-N}$, indicando que nesse período ocorreu apenas a segunda etapa do processo de nitrificação (nitratação). O acúmulo de $\text{NO}_3^-\text{-N}$ ao longo de todo o ciclo foi praticamente insignificante, evidenciando a boa atuação das bactérias desnitrificantes. A concentração de $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$ no efluente foi de 5 e $0,5 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente, e a eficiência de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total para este ciclo foi de 94 e 79%, respectivamente.

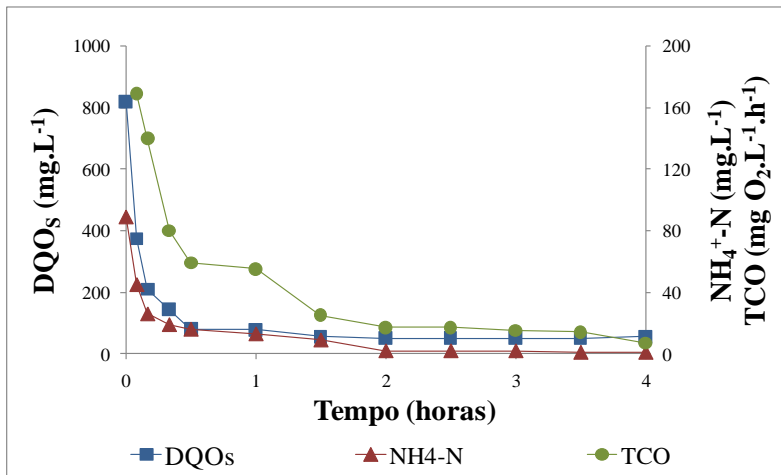


Figura 71. Comportamento da DQO_s, da NH₄⁺-N e da TCO ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 40 dias de operação da Estratégia III.

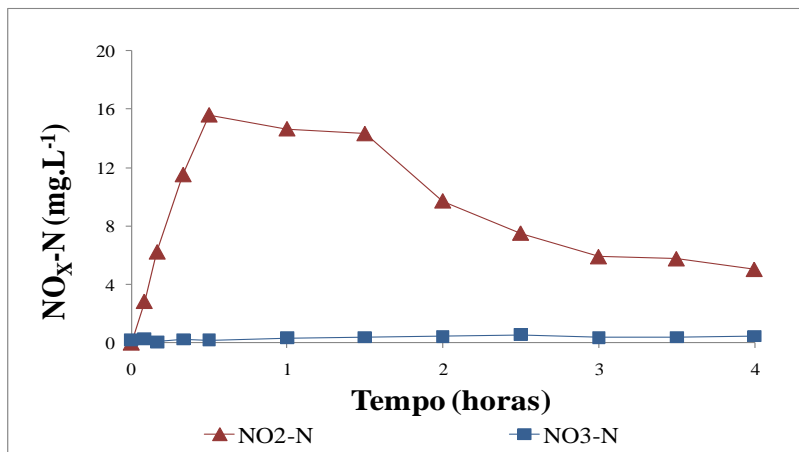


Figura 72. Comportamento do nitrito e do nitrato ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 40 dias de operação da Estratégia III.

Na Figura 73 apresenta-se o comportamento do OD, pH e temperatura ao longo do ciclo monitorado. A temperatura manteve-se constante em torno de 27 °C durante todo o ciclo. Após os 15 primeiros minutos de ciclo, onde o consumo do substrato foi mais intenso, o OD aumentou acentuadamente de 2,3 para 7,3 mg.L⁻¹ devido à diminuição da concentração de substrato. Além disso, em virtude do consumo do

íon hidrogênio durante a oxidação do acetato, o pH aumentou de 8,3 para 9,0.

Com a oxidação da matéria lentamente biodegradável no período entre 15 e 90 min, observa-se um aumento gradual da concentração de OD de 7,3 para 8,3 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$, o qual se manteve estável em torno deste último valor até o final da fase de aeração. Em relação ao pH, o mesmo diminuiu gradualmente de 9,0 para 8,5, e, em seguida, voltou a subir para 8,8, formando o característico “vale da amônia”. Como exposto anteriormente, de acordo com Carucci *et al.* (1999), esse comportamento de queda e aumento do pH, durante a fase aeróbia, ocorre quando todo o processo de nitrificação é completado, o que corrobora com os resultados apresentados nas Figuras 71 e 72. Ma *et al.* (2009), estudando o processo de NDS em um RBS, também observaram a formação do “vale da amônia” com o término do processo de nitrificação.

Durante a sedimentação, a concentração de OD diminuiu continuamente, atingindo 6,9 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ no final do ciclo. Comparando esse resultado com o obtido no ciclo monitorado na Estratégia II (Figura 48) – onde a concentração de OD no final do ciclo foi de 4 $\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$ – pode-se perceber que a concentração de OD no final do presente ciclo foi maior em virtude do menor tempo da fase de sedimentação (7 minutos).

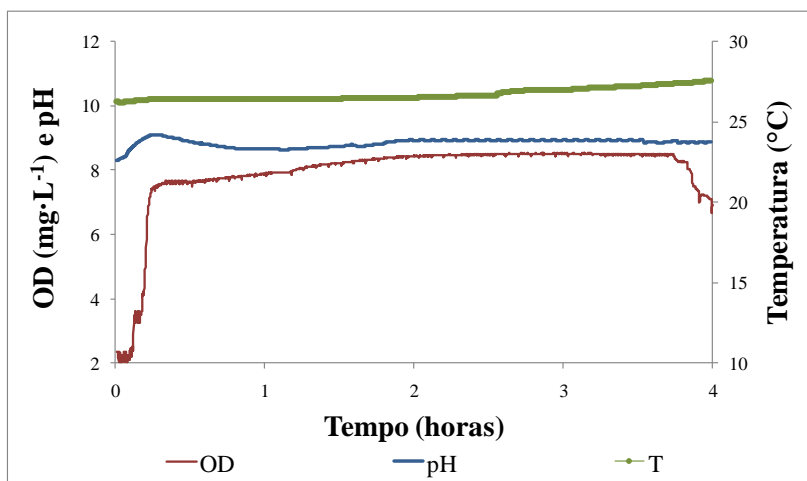


Figura 73. Comportamento do oxigênio dissolvido, pH e temperatura ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 40 dias de operação da Estratégia III.

O comportamento do potencial redox (ORP) ao longo do ciclo monitorado está apresentado na Figura 74. Como as variáveis OD e pH, o ORP aumentou acentuadamente de -134 mV para 9 mV, durante os 15 primeiros minutos. Em seguida, observa-se que um aumento gradativo do ORP, o qual se estabilizou em torno de 22 mV após 60 minutos de ciclo, indicando que o processo de oxidação do substrato estava completo. Ma *et al.* (2009) também reportou um aumento do valor de ORP de -250 a 50 mV com o término do processo de nitrificação.

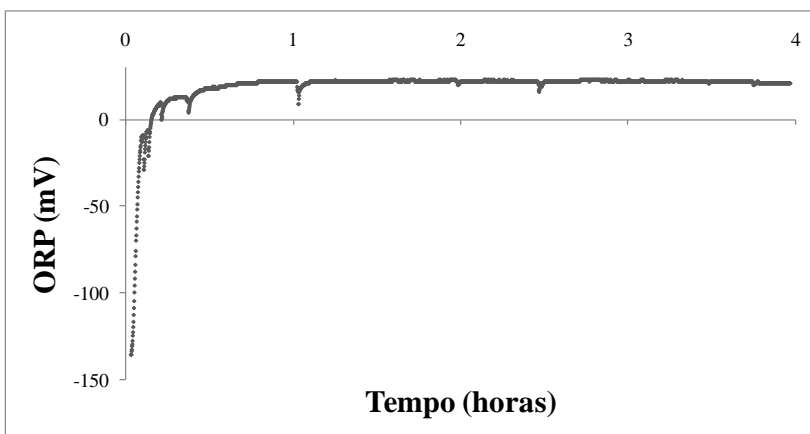


Figura 74. Comportamento do potencial redox ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 40 dias de operação da Estratégia III.

O comportamento do fosfato ao longo do ciclo monitorado pode ser observado na Figura 75. O $\text{PO}_4\text{-P}$ foi principalmente removido nos primeiros 90 minutos do ciclo, sendo que a sua concentração no efluente tratado foi igual a $5,4 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$ e a eficiência de remoção foi de 56%, não atendendo o padrão de lançamento da legislação ambiental de Santa Catarina (SANTA CATARINA, 2009).

De maneira geral, as variáveis do ciclo monitorado na Estratégia III seguiram o mesmo comportamento do ciclo apresentado na Estratégia II (Figuras 46 a 50).

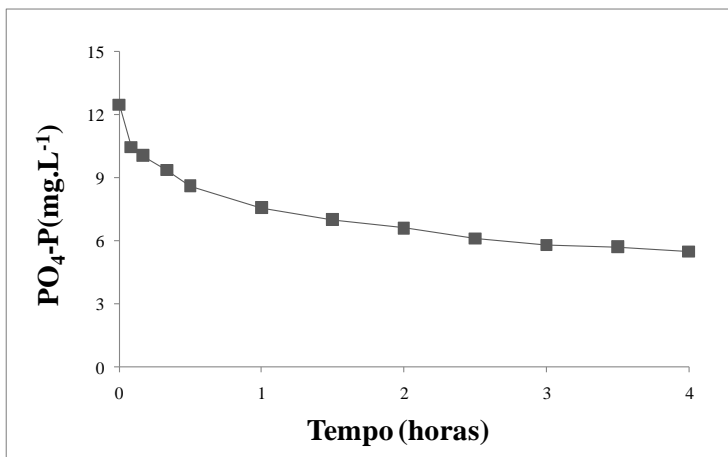


Figura 75. Comportamento do fosfato ao longo de um ciclo padrão monitorado aos 40 dias de operação da Estratégia III.

4.3.3 Hibridização Fluorescente in situ (FISH)

Os resultados obtidos com a análise FISH de amostra de grânulos coletada aos 53 dias de operação da Estratégia III estão apresentados na Tabela 34. A amostra foi caracterizada como sendo heterogênea, com a presença de muito material extracelular, e células em arranjos coloniais e isoladas.

Verificou-se que mais de 90% das eubactérias estavam ativas (Figura 76), sendo a maioria composta por organismos nitrificantes, com 60% de bactérias oxidadoras de amônia (BOA) (Figura 77) do tipo beta, e 70% de bactérias oxidadoras de nitrito (BON) (Figura 78), do tipo *Nitrobacter* spp.

Em comparação com os resultados da Estratégia I (NSO > 10% e NIT ≈ 40%) e Estratégia II (NSO ≈ 35% e NIT ≈ 30%), pode-se verificar que com a diminuição do tempo de sedimentação e, conseqüentemente, com o aumento da fração de grânulos no reator, houve um aumento da população das bactérias nitrificantes. De acordo com Shi *et al.* (2010), é difícil obter e manter concentrações suficientes de bactérias nitrificantes nas estações de tratamento de esgoto, devido à baixa velocidade de crescimento desses organismos. Assim, os autores consideram que a imobilização dos organismos nitrificantes em grânulos

aeróbios é uma maneira eficiente de reter essas bactérias no sistema, o que corrobora com os resultados obtidos no presente estudo.

Tabela 34. Resultados da análise FISH dos grânulos aos 53 dias de operação da Estratégia III.

Sondas	Porcentagem (em relação ao DAPI)
EUB (todas as eubactérias)	>90% DAPI Muitas
NSO (Betaproteobacterias oxidadoras de amônia)	≈60% DAPI Muitas
NIT (<i>Nitrobacter</i> spp)	≈70% DAPI Muitas
DSV (Bactérias Sulfato Redutoras- Desulfovibionaceae)	≈0% DAPI Nenhuma
ARC (todas Archaeae)	≈15% DAPI Poucas
Eury (grupos <i>Methanosarina</i> , <i>Methanosaeta</i> , <i>Methanomicrobiales</i>)	<5% DAPI Raras

Além das eubactérias, foram identificadas ainda arqueobactérias. Dentre elas, observou-se a presença de aproximadamente 5% de bactérias metanogênicas pertencentes ao grupo da *Methanosarina*, *Methanosaeta* e *Methanomicrobiales*, confirmando a presença de zonas anaeróbias no interior dos grânulos.

Kim & Seo (2006) observaram por meio de análise FISH que as BON (*Nitrobacter* e *Nitrospira*) desapareceram gradualmente após 100 dias de operação, em virtude da inibição do crescimento desses organismos pela presença de amônia não ionizada.

Assim, a partir dos resultados obtidos na análise FISH do presente estudo, pode-se concluir que não houve inibição das BON por causa da possível presença de NH₃, uma vez que as mesmas não desapareceram do reator. Isso leva a crer que o leve acúmulo de nitrito observado (Figura 68) foi mesmo devido a uma parte da biomassa ter sido “lavada” do reator com a diminuição do tempo de sedimentação. Desta forma, aos 53 dias de operação, as BON já haviam se recuperado, apresentando uma população maior do que de BOA.

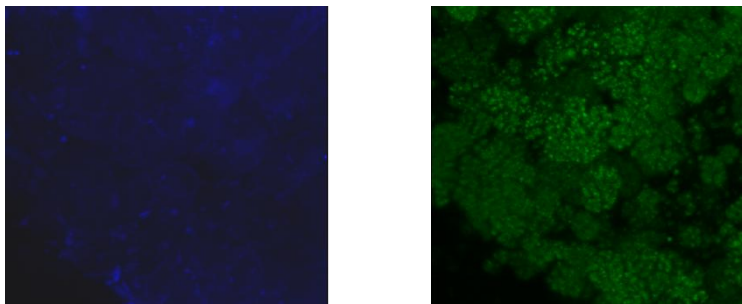


Figura 76. Células hibridizadas pela sonda EUB (DAPI em azul e hibridização em verde) visualizadas em microscópio confocal (Aumento 630x).

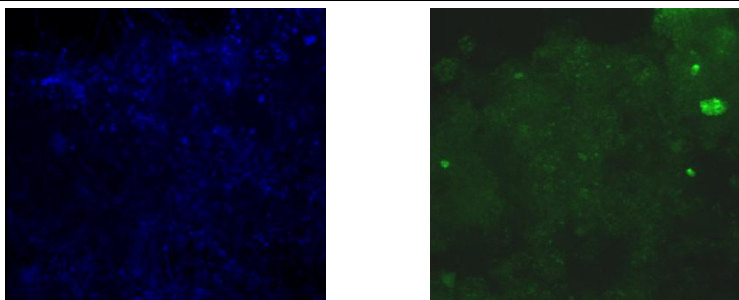


Figura 77. Células hibridizadas pela sonda NSO (DAPI em azul e hibridização em verde) visualizadas em microscópio confocal (Aumento 630x).

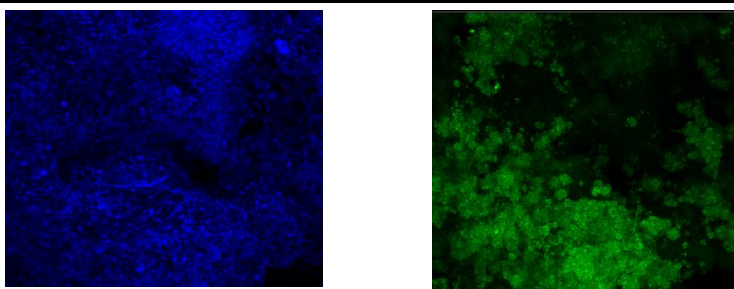


Figura 78. Células hibridizadas pela sonda NIT (DAPI em azul e hibridização em verde) visualizadas em microscópio confocal (Aumento 630x).

4.3.4 Biomassa Ativa Autotrófica e Heterotrófica

As concentrações de biomassa ativa autotrófica (X_A) e heterotrófica (X_H) foram determinadas por meio de ensaios de respirometria. Esses ensaios foram realizados em duas amostras de lodo coletadas no primeiro e no último dia de operação da Estratégia III, a fim de verificar possíveis mudanças na biomassa ativa com a diminuição do tempo de sedimentação. Após obter as velocidades de consumo de oxigênio, foi possível calcular a concentração de X_H e X_A presente nas amostras, utilizando-se as Equações 21 e 22, respectivamente. Os valores obtidos estão apresentados na Tabela 35.

Tabela 35. Concentração de biomassa ativa autotrófica e heterotrófica no primeiro e no último dia de operação da Estratégia III.

Biomassa Ativa	Tempo de Operação (dias)	
	1	53
X_H (mgDQO·L ⁻¹)	381,7	982,7
X_A (mgDQO·L ⁻¹)	6,2	29,3

A concentração de X_A e X_H aumentou ao longo da Estratégia III, em virtude da diminuição do tempo de sedimentação e, conseqüentemente, do aumento da fração e do tamanho dos grânulos no reator. No entanto, esse aumento foi proporcional, uma vez que no primeiro dia de operação X_H e X_A representavam, respectivamente, 98,4% e 1,2% da biomassa ativa total do sistema (X_H+X_A), enquanto que no último dia de operação, essa representação foi bastante similar, com 97,1% de X_H e 2,9% de X_A .

O aumento na X_A corrobora com as observações realizadas na análise FISH (Tabela 34), a qual indicou um aumento da população de bactérias nitrificantes em relação ao final da Estratégia II (início Estratégia III), conforme apresentado na Tabela 27.

Esses resultados mostram ainda que, nos dois ensaios realizados, a biomassa ativa do lodo era formada majoritariamente por organismos heterotróficos. Resultados similares foram obtidos por Plattes *et al.* (2007), os quais utilizaram a respirometria para caracterizar a biomassa ativa autotrófica e heterotrófica de um reator biológico com leito móvel, em escala piloto. Os autores obtiveram uma concentração de X_A de

49 mgDQO·L⁻¹ e X_H de 2230 mgDQO·L⁻¹, sendo que 98% da biomassa do sistema era formada por bactérias heterotróficas.

Ochoa *et al.* (2002), avaliando a evolução da biomassa em reatores híbridos, reportaram concentrações de biomassa ativa bastante superiores aos do presente estudo. Os autores obtiveram valores de X_H entre 1750-3000 mgDQO·L⁻¹ e X_A entre 150-245 mgDQO·L⁻¹, após adição de pulsos de 250 mgDQO·L⁻¹ e 20 mgN·L⁻¹, respectivamente.

Wolff *et al.* (2006) quantificaram a biomassa ativa em dois reatores híbridos preenchidos com materiais suporte diferentes (P4 e P5). Os autores reportaram que o reator com suporte P4 apresentou uma fração média de 30% de organismos autotróficos e 70% heterotróficos, enquanto que o reator com suporte P5 a fração autotrófica foi em média 19% e a heterotrófica 81%.

Xavier *et al.* (2007) e Ni *et al.* (2008) também reportaram baixos percentuais de X_A em grânulos aeróbios. Xavier *et al.* (2007) estabeleceram um modelo para descrever as dinâmicas das populações e a composição microbiana dos grânulos em RBS. Os resultados mostraram que a fração de organismos autotróficos correspondia a apenas 1% da biomassa total. Ni *et al.* (2008) desenvolveram um modelo matemático para descrever o crescimento autotrófico e heterotrófico em um RBSG de escala laboratorial. Os autores reportaram que a biomassa total (ativa + inerte) do sistema era composta por 65,7% de material inerte, 32,5% de X_H e 1,8% de X_A. Baixos valores de X_A ocorrem devido à baixa taxa de crescimento e ao baixo coeficiente de conversão dos organismos autotróficos. Além disso, os autores demonstraram que a concentração de DQO e NH₄⁺-N do afluente governa a composição da biomassa autotrófica e heterotrófica em RBS de grânulos aeróbios.

Vázquez-Padín *et al.* (2010) simularam a concentração de biomassa ativa autotrófica e heterotrófica de um RBSG em três diferentes condições operacionais, em termos de relação DQO/N. Os autores observaram que quando a relação DQO/N aplicada foi de 5,5, a biomassa autotrófica representou 5% da biomassa ativa total, sendo que a concentração de X_A e X_H foi de 137,6 e 2381,4 mgDQO·L⁻¹, respectivamente. Com a diminuição da relação DQO/N para 1,25, houve um aumento do percentual da biomassa autotrófica para 30%, sendo que, para esta condição, a concentração de X_A e X_H foi de 171,6 e 324 mgDQO·L⁻¹, respectivamente. Na última condição, onde a relação DQO/N aplicada foi de 0, a concentração biomassa autotrófica representou 100% da biomassa ativa total, apresentando uma concentração de 3096 mgDQO·L⁻¹, o que indica um meio puramente autotrófico.

4.4 SÍNTESE DAS ESTRATÉGIAS OPERACIONAIS

Na Tabela 36 está apresentada uma síntese das condições operacionais aplicadas e dos principais resultados obtidos durante cada Estratégia Operacional.

Tabela 36. Síntese das condições operacionais aplicadas e dos principais resultados obtidos durante cada Estratégia Operacional.

Variáveis	Estratégia I		Estratégia II	Estratégia III
	3 horas	4 horas		
Duração (dias)	88	83	70	53
Tempo de ciclo (horas)	3	4	4	4
Tempo de sedimentação (min)		15	15	12-9-7
Adição de carga orgânica		Não	Sim	Sim
Vazão de ar aplicada (L·h ⁻¹)		242	275	275
Tamanho dos grânulos (mm)		0,3-1,3 ⁽⁴⁾	0,2-0,7 ⁽⁶⁾	0,2-8,0 ⁽⁹⁾
Fração de grânulos (%)		- ⁽²⁾	60 ⁽⁷⁾	75 ⁽⁸⁾
PSE (mg·gSSV ⁻¹)		- ⁽²⁾	132 ⁽⁵⁾	200 ⁽⁸⁾
SST _{reator} (g·L ⁻¹)		1,5 ⁽³⁾	3,7 ⁽⁵⁾	4,2 ⁽⁹⁾
SST _{efluente} (mg·L ⁻¹)		85 ⁽³⁾	70 ⁽⁵⁾	64 ⁽⁹⁾
IVL ₃₀ (mL·g ⁻¹)		53 ⁽³⁾	42 ⁽⁶⁾	39 ⁽⁹⁾
IVL ₃₀ /IVL ₁₀ (%)		≈90 ⁽⁴⁾	≈90 ⁽⁶⁾	≈90 ⁽¹⁾
OD (mg·L ⁻¹)	8,3 ⁽¹⁾	7,5 ⁽¹⁾	6,1 ⁽¹⁾	6,2 ⁽¹⁾
pH	8,0 ⁽¹⁾	8,3 ⁽¹⁾	8,5 ⁽¹⁾	8,6 ⁽¹⁾
T (°C)	18 ⁽¹⁾	21 ⁽¹⁾	27 ⁽¹⁾	27 ⁽¹⁾
DQO _T afluyente (mg·L ⁻¹)	- ⁽²⁾	589 ⁽⁴⁾	1083 ⁽¹⁾	1178 ⁽¹⁾
DQO _T efluente (mg·L ⁻¹)	- ⁽²⁾	275 ⁽⁴⁾	128 ⁽⁵⁾	75 ⁽⁸⁾
Eficiência de remoção DQO _T (%)	- ⁽²⁾	54 ⁽⁴⁾	90 ⁽⁵⁾	93 ⁽⁸⁾
DQO _S afluyente (mg·L ⁻¹)	430 ⁽¹⁾	412 ⁽¹⁾	849 ⁽¹⁾	839 ⁽¹⁾
DQO _S efluente (mg·L ⁻¹)	147 ⁽¹⁾	72 ⁽¹⁾	66 ⁽¹⁾	58 ⁽¹⁾
Eficiência remoção DQO _S (%)	64 ⁽¹⁾	82 ⁽¹⁾	92 ⁽¹⁾	93 ⁽¹⁾
NH ₄ ⁺ -N afluyente (mg·L ⁻¹)	91 ⁽¹⁾	83 ⁽¹⁾	76 ⁽¹⁾	74 ⁽¹⁾
NH ₄ ⁺ -N efluente (mg·L ⁻¹)	74 ⁽¹⁾	26 ⁽¹⁾	3 ⁽¹⁾	3 ⁽¹⁾
Eficiência de remoção NH ₄ ⁺ -N (%)	18 ⁽¹⁾	69 ⁽¹⁾	96 ⁽¹⁾	96 ⁽¹⁾
NTK afluyente (mg·L ⁻¹)	- ⁽²⁾	- ⁽²⁾	83 ⁽¹⁾	82 ⁽¹⁾
NTK efluente (mg·L ⁻¹)	- ⁽²⁾	- ⁽²⁾	5 ⁽⁵⁾	3 ⁽⁸⁾

Eficiência de remoção NTK (%)	- ⁽²⁾	- ⁽²⁾	94 ⁽⁵⁾	96 ⁽⁸⁾
NO ₂ ⁻ -N efluente (mg·L ⁻¹)	3,6 ⁽¹⁾	4,5 ⁽⁴⁾	0,3 ⁽⁶⁾	1,4 ⁽⁸⁾
NO ₃ ⁻ -N efluente (mg·L ⁻¹)	4,4 ⁽¹⁾	9,3 ⁽¹⁾	0,1 ⁽⁶⁾	0,4 ⁽¹⁾
Eficiência desnitrificação (%)	48 ⁽¹⁾	80 ⁽⁴⁾	100 ⁽⁶⁾	91 ⁽⁸⁾
Eficiência remoção N _T (%)	10 ⁽¹⁾	66 ⁽⁴⁾	93 ⁽⁶⁾	89 ⁽⁸⁾
PO ₄ -P afluente (mg·L ⁻¹)	9,8 ⁽¹⁾	9,7 ⁽¹⁾	9,1 ⁽¹⁾	9,1 ⁽¹⁾
PO ₄ -P efluente (mg·L ⁻¹)	8,2 ⁽¹⁾	6,9 ⁽¹⁾	0,9 ⁽⁵⁾	3,2 ⁽⁸⁾
Eficiência de remoção PO ₄ -P (%)	17 ⁽¹⁾	30 ⁽¹⁾	91 ⁽⁵⁾	60 ⁽⁸⁾
TCO _E (mgO ₂ ·gSSV ⁻¹ ·h ⁻¹)	- ⁽²⁾	154 ⁽⁴⁾	86 ⁽⁵⁾	94 ⁽⁸⁾

⁽¹⁾ Valores médios durante toda a Estratégia. ⁽²⁾ Variável não determinada. ⁽³⁾ Após 100 dias de operação da Estratégia I. ⁽⁴⁾ Após 140 dias de operação da Estratégia I. ⁽⁵⁾ Após 40 dias de operação da Estratégia II. ⁽⁶⁾ Após 50 dias de operação da Estratégia II. ⁽⁷⁾ Após 70 dias de operação da Estratégia II. ⁽⁸⁾ Após 45 dias de operação da Estratégia III. ⁽⁹⁾ Após 50 dias de operação da Estratégia III.

Grânulos Aeróbios

A vazão de ar aplicada e o tempo de sedimentação foram os principais parâmetros que influenciaram as características dos grânulos (em termos de tamanho, fração e sedimentabilidade) e a produção de polissacarídeos extracelulares (PSE). O aumento da vazão de ar acarretou em grânulos de menores dimensões durante a Estratégia II, em virtude da maior colisão entre partículas e da maior fricção partícula/líquido (YANG *et al.*, 2004). Elevadas forças de cisalhamento estimularam a produção de PSE e melhoram a sedimentabilidade dos grânulos, em termos de IVL₃₀. A diminuição do tempo de sedimentação selecionou o crescimento de biopartículas de melhor sedimentabilidade, promovendo assim um aumento no tamanho e na fração dos grânulos. Observou-se um aumento na produção de PSE com a diminuição do tempo de sedimentação na Estratégia III, uma vez que os microrganismos expostos a uma maior pressão de seleção hidráulica, em termos de tempo de sedimentação, utilizam uma maior quantidade da energia produzida no catabolismo para a síntese de PSE do que para o crescimento (QIN *et al.*, 2004b).

SST reator

A concentração de biomassa no reator foi influenciada principalmente pela carga orgânica e pelo tempo de sedimentação. A carga orgânica acarretou em um maior crescimento da biomassa devido

à maior disponibilidade de substrato. Já a diminuição do tempo de sedimentação conduziu a um aumento na concentração de SST no reator devido à maior fração e tamanho dos grânulos obtidos na Estratégia III.

SST efluente

Mesmo com a estabilização dos grânulos no reator, uma concentração significativa de sólidos foi encontrada no efluente tratado. Segundo Thanh *et al.* (2009), a quantidade de sólidos no efluente depende da carga orgânica aplicada, tempo de retirada do efluente tratado, tempo de sedimentação, concentração de sólidos no afluente, configuração do reator, tipo de esgoto, entre outros. Além disso, de acordo com Arrojo *et al.* (2004), a presença de SST no efluente é resultado de pelo menos três causas: presença de SST no próprio afluente, desprendimento de pequenos pedaços dos grânulos e formação de pequenos agregados durante o ciclo, devido ao crescimento da biomassa. Desta forma, pode-se perceber que a maneira que o reator é operado pode reduzir a concentração de sólidos no efluente.

OD, pH e T

A concentração de OD foi afetada pela concentração de SST no reator e pela adição de carga. Uma maior disponibilidade de substrato, em virtude do aumento da carga orgânica, e uma maior concentração de SST no reator ocasionaram um maior consumo de OD por parte dos microrganismos no processo de metabolização do substrato. O pH foi influenciado pela adição de carga orgânica, tendo em vista que durante a oxidação do acetato ocorre o consumo do íon hidrogênio, resultando em um aumento do pH no meio líquido. Já a temperatura variou conforme a estação do ano em que foi realizada cada estratégia, tendo em vista as características do esgoto afluente e da temperatura ambiente.

Remoção de carbono e nitrogênio

De maneira geral, a duração do ciclo e o aumento da carga orgânica aplicada influenciaram o desempenho do reator, em termos de nitrificação e remoção de carbono.

Por outro lado, na Estratégia I o processo de desnitrificação não foi influenciado pela duração do ciclo, mas sim pela existência de grânulos maduros e compactos no reator.

Na Estratégia II foram registradas as menores concentrações de NO_2^- -N e NO_3^- -N no efluente tratado e, conseqüentemente, as maiores eficiências de desnitrificação e de remoção de nitrogênio total. O aumento da eficiência de desnitrificação está relacionado com a maior

disponibilidade de substrato orgânico, visto que a presença de carbono biodegradável é imprescindível para a ocorrência da desnitrificação.

Quanto à Estratégia III, com a diminuição do tempo de sedimentação, parte das BON foi “lavada” do reator. Por se tratarem de organismos de lento crescimento, foi necessário mais de 40 dias para compensar a biomassa que foi perdida devido ao curto tempo de sedimentação. Como resultado, foram verificadas nesta estratégia maiores concentração de NO_2^- -N e NO_3^- -N no efluente, e menores eficiências de desnitrificação e remoção de nitrogênio total, em comparação com a Estratégia II.

Remoção de fósforo

Como o processo de desnitrificação, a remoção de fosfato durante a Estratégia I não foi influenciada pela duração do ciclo, mas sim pela existência de micro zonas anaeróbias dentro dos grânulos. Entretanto, o desempenho do reator, em termos de remoção de fosfato, foi mais acentuado na Estratégia II, tendo em vista que a disponibilidade de uma fonte de carbono facilmente degradável é essencial para a ocorrência deste processo (SANT’ANNA JR., 2010).

Com a diminuição do tempo de sedimentação na Estratégia III, a eficiência de remoção de PO_4 -P diminuiu acentuadamente. Como no caso das BON, parte das bactérias responsáveis pela remoção do fósforo foi “lavada” do reator com a diminuição do tempo de sedimentação, afetando assim o desempenho do RBSG.

TCO_E

A TCO_E diminuiu com o aumento da carga orgânica e da velocidade superficial ascensional do ar. Além disso, a TCO_E aumentou com a diminuição do tempo de sedimentação, indicando que a atividade respiratória dos microrganismos tende a ser estimulada em tempos de sedimentação mais curtos.

5 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Com base nos resultados obtidos no RBSG, para as condições operacionais aplicadas, conclui-se que:

➤ Em relação à Estratégia Operacional I:

Os grânulos aeróbios podem ser cultivados em um reator em bateladas sequenciais utilizando um afluente complexo e de média concentração (em termos de DQO_s) como o esgoto doméstico. No entanto, o processo de formação desses grânulos demandou mais tempo do que nos estudos onde os mesmos foram cultivados com esgoto sintético de elevada concentração de DQO ($> 800 \text{ mg}\cdot\text{L}^{-1}$). Apesar disso, os grânulos obtidos durante a Estratégia I mostraram-se heterogêneos e com ótima sedimentabilidade, em termos de IVL_{30} .

Referente ao desempenho do reator, o mesmo apresentou elevada remoção de DQO_s e $\text{NH}_4^+\text{-N}$, principalmente quando operado em sucessivos ciclos de 4 horas. O aumento da duração do ciclo não afetou as características dos grânulos, mas influenciou fortemente a capacidade de remoção de nitrogênio, visto que nessas condições houve uma diminuição da frequência com que os sólidos foram “lavados” do reator, possibilitando assim o acúmulo e o crescimento dos organismos nitrificantes. Mesmo com concentrações de OD próximas a saturação, o reator removeu fósforo e apresentou atividades desnitrificantes, devido à existência de zonas anóxicas e anaeróbias dentro dos grânulos.

Portanto, pode-se concluir que a duração do ciclo não foi um parâmetro decisivo no processo de granulação aeróbia, mas influenciou na qualidade do efluente tratado.

➤ Em relação à Estratégia Operacional II:

A adição de carga orgânica nesta estratégia provocou a desintegração dos grânulos maduros e o aparecimento de flocos filamentosos, o que por sua vez ocasionou em uma diminuição na concentração de sólidos no reator e uma piora na sedimentabilidade da biomassa. Após algumas semanas, o reator voltou a apresentar grânulos, devido ao maior cisalhamento proporcionado pelo aumento da vazão de ar.

A desintegração dos grânulos não afetou o desempenho do RBSG, em termos de remoção de DQO_s e NH_4^+-N , mas, por outro lado, comprometeu o processo de desnitrificação e a remoção de DQO_T , NTK e fósforo. Com o restabelecimento dos grânulos no reator, a eficiência de remoção dessas variáveis voltou a subir, sendo que o processo de desnitrificação e remoção de fósforo atingiram eficiências em torno de 100% e 91%, respectivamente.

Desta forma, conclui-se que os grânulos aeróbios podem ser mantidos no reator mesmo com o aumento da carga orgânica aplicada, desde que haja condições de cisalhamento adequadas. Ademais, o RBSG é uma tecnologia bastante adequada para o tratamento de afluentes com cargas orgânicas mais elevadas.

➤ *Em relação à Estratégia Operacional III:*

A redução do tempo de sedimentação ao longo desta estratégia selecionou o crescimento de biopartículas de melhor sedimentabilidade, promovendo assim um aumento gradativo no tamanho dos grânulos e, conseqüentemente, na concentração de sólidos totais no reator. O tempo de sedimentação mostrou-se como um importante parâmetro operacional para a predominância dos grânulos no reator.

Quanto ao desempenho do RBSG, a diminuição do tempo de sedimentação conduziu a um aumento na eficiência de remoção de DQO_T e NTK em virtude da melhor sedimentabilidade do lodo, mas não afetou a remoção de DQO_s e NH_4^+-N , uma vez que a eficiência de remoção dessas variáveis permaneceu praticamente constante ao longo desta estratégia. Por outro lado, observou-se a ocorrência de acúmulo de nitrito e a diminuição da remoção do fósforo devido à parte da biomassa ter sido “lavada” do reator, com a diminuição do tempo de sedimentação. No final desta estratégia, o sistema voltou a apresentar uma boa atuação das bactérias oxidadoras de nitrito (BON), mas seria necessário ainda mais tempo de operação para atingir uma eficiência de remoção de fósforo similar a da Estratégia II.

A determinação da biomassa ativa mostrou um aumento na concentração de bactérias autotróficas e heterotróficas com a diminuição do tempo de sedimentação e, conseqüentemente, com o aumento da fração e do tamanho dos grânulos no reator.

Desta forma, pode-se concluir que a diminuição gradual do tempo de sedimentação é uma maneira efetiva de melhorar as características

dos grânulos no reator, mas pode ocasionar, temporariamente, uma piora na qualidade do efluente tratado.

A partir das conclusões das três estratégias operacionais, pode-se perceber que, de maneira geral, o RBSG mostrou-se capaz de remover carbono, nitrogênio e fósforo simultaneamente em uma única unidade operacional compacta. Portanto, é evidente o RBSG é uma tecnologia bastante promissora para o tratamento de esgoto doméstico, devendo, portanto, ser mais investigada.

Tendo em vista as constatações efetuadas na presente pesquisa, sugerem-se algumas recomendações para trabalhos futuros:

- Estudar o processo de formação de grânulos aeróbios com esgoto doméstico em um RBSG de maior escala;
- Operar o RBSG com um percentual de troca volumétrica maior (60 ou 70%), a fim de aumentar a carga aplicada e a fração de grânulos no reator;
- Durante o período de partida do reator, diminuir gradualmente o tempo de sedimentação de 30 para 10 minutos, com o intuito de aumentar a fração de grânulos no reator sem que haja uma perda muito severa de biomassa;
- Aumentar o tempo de enchimento para 10-15 minutos, com o intuito de ter uma fase inicial anaeróbia, que possibilite uma maior remoção de nitrogênio e fósforo, principalmente quando o reator for operado com baixa/média carga orgânica;
- Determinar possível produção de óxido nitroso (N_2O) durante o processo de desnitrificação tendo em vista o seu grande potencial para o aquecimento global;
- Utilizar mais sondas nas análises FISH, com o intuito de detectar uma maior quantidade de microrganismos presentes nos grânulos, como por exemplo, as bactérias removedoras de fósforo;
- Determinar a concentração de proteínas nos grânulos, visto que a mesma tem sido reportada na literatura como sendo um composto que tem um papel importante na formação e estabilidade dos mesmos;
- Determinar a composição da biomassa ativa autotrófica, em termos de bactérias oxidadoras de amônia e bactérias oxidadoras de nitrito, por meio de ensaios de respirometria e utilizando inibidores seletivos.

REFERÊNCIAS

- ADAV, S.S., LEE, D.J., SHOW, K.Y., TAY, J.H. Aerobic granular sludge: recent advances. **Biotechnology Advances**, 26 (5): 411-423, 2008.
- ADAV, S.S., LEE, D.J., LAI, J.Y. Aerobic granulation in sequencing batch reactors at different settling times. **Bioresource Technology**, 100 (21): 5359-5361, 2009.
- ADAV, S.S., LEE, D.J., LAI, J.Y. Potential cause of aerobic granular sludge breakdown at high organic loading rates. **Applied Microbiology and Biotechnology**, 85:1601-1610, 2010.
- AL-REKABI, W.S., QIANG, H., QIANG, W.W. Review on sequencing batch reactors. **Pakistan Journal of Nutrition**, 6 (1): 11-19, 2007.
- ALVES, K.C.G. **Tratamento de efluentes têxteis usando reator de leito fluidizado trifásico aeróbio com pré ou pós ozonização**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2000.
- AMANN, R. In situ identification of microorganism by whole cell hybridization with rRNA-targeted nucleic acid probes. In: AKKERMAN, A.D.L., VAN ELSAS, J.D., DE BRUJIN, F.J. (eds). **Molecular microbial ecology manual**. 1995, p. 1-15.
- APHA, AWWA, WEF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21ed., Washington, 2005.
- ARROJO, B., MOSQUERA-CORRAL, A., GARRIDO, J.M., MÉNDEZ, R. Aerobic granulation with industrial wastewater in sequencing batch reactors. **Water Research**, 38: 3389-3399, 2004.
- ARTAN, N., ORHON, D. **Mechanism and design of sequencing batch reactors for nutrient removal**. Scientific and Technical Report No. 19, London: IWA Publishing, 2005. 100 p.

BAE, W., BAEK, S., CHUNG, J., LEE, Y. Optimal operational factors for nitrite accumulation in batch reactors. **Biodegradation**, 12 (5): 359-366, 2002.

BAEK, S.H., PAGILLA, K.R. Simultaneous nitrification and denitrification of municipal wastewater in aerobic membrane bioreactors. **Water Environment Research**, 80 (2): 109-117, 2008.

BARBOSA, S.R. **Tratamento de efluentes em reator de leito fluidizado seqüencial em batelada**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2004.

BARTHEL, L. **Estudo de biofilme desenvolvido em reator de leito fluidizado trifásico aeróbico no tratamento de efluentes têxteis**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 1998.

BATISTA, J.A., SANTOS, F.N., BARROS JR., L.M., SCHMIDELL, W., MACEDO, G.R. Uso da respirometria na avaliação da toxicidade do fenol em um lodo doméstico. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica, 6, 2005, Campinas, São Paulo. **Anais...** 2005.

BELINE, F. **Le traitement biologique aérobie du lisier de porc - Les transformations de l'azote et les émissions gazeuses polluantes**. Coll. Études du Cemagref. Série Équipements pour l'eau et l'environnement. n° 26, 2001. 134 p.

BERNET, N., SPÉRANDIO, M. Principles of nitrifying processes. In: CERVANTES (editor), F.J. **Environmental Technologies to Treat Nitrogen Pollution: Principles and Engineering**. London: IWA Publishing, 2009, 23-39.

BEUN, J.J., HENDRIKS, A., VAN LOOSDRECHT, M.C.M., MORGENROTH, E., WILDERER, P.A., HEIJNEN, J.J. Aerobic granulation in a sequencing batch reactor. **Water Research**, 33 (10): 2283-2290, 1999.

BEUN, J.J., HEIJNEN, J.J., VAN LOOSDRECHT, M.C. N-removal in a granular sludge sequencing batch airlift reactor. **Biotechnology & Bioengineering**, 75 (1):82-92, 2001.

BEUN, J.J., VAN LOOSDRECHT, M.C.M., HEIJNEN, J.J. Aerobic granulation. **Water Science & Technology**, 41 (4-5): 41-48, 2000.

BEUN, J.J., VAN LOOSDRECHT, M.C.M., HEIJNEN, J.J. Aerobic granulation in a sequencing batch airlift reactor. **Water Research**, 36: 702-712, 2002.

BORTOLLOTTO NETO, A.F. **Estratégias para a nitrificação em reator de leito fluidizado seqüencial em batelada**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2004.

BORTOLLOTTO NETO, A.F., CAMPOS, R.H., THANS, F.C., COSTA, R.H.R. Nitrificação e remoção carbonácea em RLFSB no tratamento de esgoto urbano ao longo de uma batelada. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 29, 2004, San Juan, Porto Rico. **Anais...** 2004.

BRASIL. **Resolução CONAMA n° 357/05**, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. Oficial da União, 18 de março de 2005, p. 58-63.

BRASIL. **Lei n° 11.445**, de 5 de janeiro de 2007. Estabelece diretrizes nacionais para o saneamento básico; altera as leis n° 6.766, de 19 de dezembro de 1979, n° 8.036, de 11 de maio de 1990, n° 8.666, de 21 de junho de 1993, n° 8.987, de 13 de fevereiro de 1995; revoga a lei n° 6.528, de 11 de maio de 1978 e dá outras providências. Diário Oficial da União, 8 de janeiro de 2007, p. 3-7.

BRASIL. **Resolução CONAMA n° 397/08**. Altera o inciso II do parágrafo 4° e a Tabela X do parágrafo 5°, ambos do art. 34 da Resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente, CONAMA n° 357, de 2005. Diário Oficial da União, 7 de abril de 2008, p. 68-69.

CARUCCI, A., CHIAVOLA, A., MAJONE, M., ROLLE, E. Treatment of tannery wastewater in a sequencing batch reactor. **Water Science & Technology**, 40 (1): 253-259, 1999.

CASSIDY, D.P., BELIA, E. Nitrogen and phosphorus removal from an abattoir wastewater in a SBR with aerobic granular sludge. **Water Research**, 39: 4817-4823, 2005.

CHEN, F., XIA, Q., JU, L.K. Aerobic denitrification of *Pseudomonas aeruginosa* monitored by online NAD(P)H fluorescence. **Applied and Environmental Microbiology**, 69 (11): 6715-6722, 2003.

CHEN, Y., JIANG, D., LI, J., LI, J., SUN, F., WANG, L., WANG, S., ZHANG, D., ZHANG, Q. Morphological and structural characteristics of aerobic granulation, **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, 81 (5): 823-830, 2006.

CHEN, Y., JIANG, W., LIANG, D.T., TAY, J.H. Aerobic granulation under the combined hydraulic and loading selection pressures. **Bioresource Technology**, 99: 7444-7449, 2008.

CHIUA, Y.C., LEE, L.L., CHANG, C.N., CHAO, A.C. Control of carbon and ammonium ratio for simultaneous nitrification and denitrification in a sequencing batch bioreactor. **International Biodeterioration & Biodegradation**, 59: 1-7, 2007.

COLLIVIGNARELLI, C., BERTANZA, G. Simultaneous nitrification denitrification processes in activated sludge plants: performance and applicability. **Water Science & Technology**, 40 (4-5): 187-194, 1999.

COSTA, R.H.R., SOUTO, V.S., PRELHAZ, A.T.S., LAMEGO NETO, L.G., WOLFF, D.B. Utilization of a hybrid sequencing batch reactor (HSBR) as a decentralized system of domestic wastewater treatment. **Water Science & Technology**, 57 (12): 1951-1956, 2008.

COSTA, T.B. **Desempenho de reator em batelada seqüencial (RBS) com enchimento escalonado no tratamento de esgoto sanitário doméstico**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2005.

CUERVO-LÓPEZ, F., HERNANDEZ, S.M., TEXIER, A.C., GOMEZ, J. Principles of denitrifying processes. In: CERVANTES (editor), F.J. **Environmental Technologies to Treat Nitrogen Pollution: Principles and Engineering**. London: IWA Publishing, 2009, 41-65.

DANGCONG, P., BERNET, N., DELGENES, J.P., MOLETTA, R. Aerobic granular sludge – a case report. **Water Research**, 33 (3): 890-893, 1999.

DEGRÉMONT. **Mémento technique de l'eau**. 10.ed. 2005. 785 p.

DE KREUK, M.K. **Aerobic granular sludge scaling up a new technology**. Ph.D. thesis, Delft University of Technology, Delft, The Netherland, 2006.

DE KREUK, M.K., BRUIN, L.M.M. **Aerobic granule reactor technology**. Water and Wastewater Practitioner Series, STOWA Report. London: IWA Publishing, 2004.

DE KREUK, M.K., HEIJNEN, J.J., VAN LOOSDRECHT, M.C.M. Simultaneous COD, nitrogen, and phosphate removal by aerobic granular sludge. **Biotechnology & Bioengineering**, 90 (6): 761-769, 2005a.

DE KREUK, M.K., MCSWAIN, B.S., BATHE, S., TAY, S.T.L., SCHWARZENBECK, N., WILDERER, P.A. Discussion outcomes. In: **Aerobic granular sludge**. Water and Environmental Management Series. London: IWA Publishing, 2005b, 155-169.

DE KREUK, M.K., VAN LOOSDRECHT, M.C.M. Formation of aerobic granules with domestic sewage. **Journal of Environmental Engineering**, 132(6): 694-697, 2006.

DERONZIER, G., SCHETRITE, S., RACAULT, Y., CANLER, J.P., LIENARD, A., HEDUIT, A., DUCHENE, P. **Traitement de l'azote dans les stations d'épuration biologique des petites collectivités**. Ministère de l'Agriculture et de la pêche – Document technique, FNDAE n° 25. Paris: Cemagref, 2001. 79p.

DVH. **Segundo Projecto Nereda na África do Sul**. Disponível em: <http://www.dhv.pt/noticias/DHV-Mundo/detalhes/81/Segundo-Projecto-Nereda-na-Africa-do-Sul>. Acessado no dia 8 de fevereiro de 2011.

DI IACONI, C., RAMADORI, R., LOPEZ, A., PASSINO, R. Aerobic granular sludge systems: the new generation of wastewater treatment technologies. **Ind. Eng. Chem. Res.**, 46: 6661-6665, 2007.

DOUTOR, J.R.C. **Tecnologia Nereda™ aplicada à ETAR de Frielas**. Dissertação (Mestrado em Engenharia do Ambiente) - Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade Nova de Lisboa, Lisboa - Portugal, 2008.

DUBOIS, M., GILLES, K.A., HAMILTON, J.K., REBERS, P.A., SMITH, F. Colorimetric method for determination of sugars and related substances. **Annalical Chemistry**, 28: 350-356, 1956.

DULEKGURGEN, E., ARTAN, N., ORHON, D., WILDERER, P.A. How does shear affect aggregation in granular sludge sequencing batch reactors? Relations between shear, hydrophobicity, and extracellular polymeric substances. **Water Science & Technology**, 58 (2): 267-276, 2008.

ERASMUS, H. Clear as a nymph. **Water Sewage & Effluent**, 30 (2): 43-51, 2010

FERNANDES, F., SOUZA, S.G. Estabilização de lodo de esgoto. In: ANDREOLI, C.V (coord.). **Resíduos sólidos do saneamento: processamento, reciclagem e disposição final**. Rio de Janeiro: RiMa, ABES, 2001. p. 29-55.

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, 2002, Cancun, México. **Anais...** ABES: Rio de Janeiro, 2002. CD-ROM.

FERREIRA, E.S. Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e desnitrificação biológica. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 27, 2000, Porto Alegre, RS. **Anais...** ABES: Rio de Janeiro, 2000. CD-ROM.

FIGUEROA, L.A., SILVERSTEIN, J. The effect of particulate organic matter on biofilm nitrification. **Water Environment Research**, 64 (5): 728-733, 1992.

FIGUEROA, M., MOSQUERA-CORRAL, A., CAMPOS, J.L., MENDEZ, R. Treatment of saline wastewater in SBR aerobic granular reactors. **Water Science & Technology**, 58 (2): 479-485, 2008.

FIGUEROA, M., VAL DEL RIO, A., MORALES, N., CAMPOS, J.L., MOSQUERA-CORRAL, A., MENDEZ, R. Nitrogen removal in aerobic granular systems. In: CERVANTES (editor), F.J. **Environmental Technologies to Treat Nitrogen Pollution: Principles and Engineering**. London: IWA Publishing, 2009, 373-401.

GADEMAN, G.E., GAYDON, P.N., DE BRUIN, B. **Granular aerobic activated sludge**. In: Water Institute of Southern Africa (WISA) Biennial Conference & Exhibition, Durban, 2010.

GINESTET, P., AUDIC, J.M., URBAIN, V., BLOCK, J.C. Estimation of nitrifying bacterial activities by measuring oxygen uptake in the presence of the metabolic inhibitor allylthiourea and azide. **Applied and Environmental Microbiology**, 64 (6): 2266-2268, 1998.

GOMES, P.C.R., SOUZA, M.A.A. Remoção de nutrientes em reatores seqüenciais de batelada (RSB). In: Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental (SILUBESA), 8, 1998, João Pessoa, PB. **Anais...** ABES: Rio de Janeiro, 1998. CD-ROM.

GRUNDITZ, C., DALHAMMAR, G. Development of nitrification inhibition assays using pure cultures of *nitrosomonas* and *nitrobacter*. **Water Research**, 3 (2): 433-440, 2001.

GUO, H., ZHOU, J., SU, J. ZHANG, Z. Integration of nitrification and denitrification in airlift bioreactor. **Biochemical Engineering Journal**, 23: 57-62, 2005.

GUO, J., YANG, Q., PENG, Y., YANG, A., WANG, S. Biological nitrogen removal with real-time control using step-feed SBR technology. **Enzyme and Microbial Technology**, 40:1564-1569, 2007.

GUPTA, A.B. *Thiosphaera pantotropa*: a sulphur bacterium capable of simultaneous heterotrophic nitrification and aerobic denitrification. **Enzyme and Microbial Technology**, 21 (8): 589-595, 1997.

HAILEI, W., GUANGLI, Y., GUOSHENG, L., FENG, P. A new way to cultivate aerobic granules in the process of papermaking wastewater treatment. **Biochemical Engineering Journal**, 28: 99-103, 2006.

HE, S.B., XUE, G., WANG, B.Z. Factors affection simultaneous nitrification and de-nitrification (SND) and its kinetics model in membrana bioreactor. **Journal of Hazardous Materials**, 168: 704-710, 2009.

HEIN DE CAMPOS, R. **Utilização de reator de leito fluidizado trifásico aeróbio em sistema de tratamento combinado de águas residuárias**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2001.

HEIN DE CAMPOS, R. **Estudo da remoção de carbono e nitrogênio de efluentes urbanos em um reator de leito fluidizado operado em bateladas seqüenciais**. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2006.

HENZE, M., GRADY, C.L., GUJER, W., MARAIS, G.V.R., MATSUO, T. Activated sludge Model N^o 1. **Scientific and Technical, Report No. 1**, London: IWA Publishing, 1987.

HUANG, H.K., TSENG, S.K. Nitrate reduction by *Citrobacter diversus* under aerobic environment. **Applied Microbiology and Biotechnology**, 55: 90-94, 2001.

HUBNER, A.P. **Reator aeróbio de biogrânulos e lagoa de aguapé como biotecnologia para o tratamento de águas residuais da suinocultura**. Tese (Doutorado em Ciências do Solo) - Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria - RS, 2008.

HULSHOFF POL, L.W., DE CASTRO LOPES, S.I., LETTINGA, G., LENS, P.N.L. Anaerobic sludge granulation. **Water Research**, 38 (6): 1376-1389, 2004.

INIZAN, M., FREJAL, A., CIGANA, J., MEINHOLD, J. Aerobic granulation in a sequencing batch reactor (SBR) for industrial wastewater treatment. **Water Science & Technology**, 52 (10-11): 335-343, 2005.

JEYANAYAGAM, S. True Confessions of the Biological Nutrient Removal Process. **Florida Water Resources Journal**: January 2005.

JI, M., WEI, Y., LU, S., WANG, F., CHENG, L. Characteristics and stability of aerobic granules treating domestic sewage. In: **3rd International Conference on Bioinformatics and Biomedical Engineering (ICBBE)**, 1-5, 2009.

JOO, H.S., HIRAI, M., SHODA, M. Characteristics of ammonium removal by heterotrophic nitrification-aerobic denitrification by *Alcaligenes faecalis* No. 4. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, 100 (2): 184-191, 2005.

JORDÃO, E.P., PESSÔA, C.A. **Tratamento de esgotos domésticos**. 4.ed. Rio de Janeiro: ABES, 2005. 932 p.

JU, L.K., HUANG, L., TRIVEDI, H. Simultaneous nitrification, denitrification, and phosphorus removal in single-tank low-dissolved-oxygen systems under cyclic aeration. **Water Environment Research**, 79 (8): 912-920, 2007.

JUNGLES, M.K. **Tratamento de esgoto sanitário em reator operado em bateladas seqüenciais com grânulos aeróbios: remoção de nutriente (N, P), desenvolvimento e caracterização dos grânulos**. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, em andamento.

JUNGLES, M.K., COSTA, R.H.R., CAMPOS, J.L., MOSQUERA-CORRAL, A., VAL, A. Tratamento de esgoto sanitário em reator operado em bateladas seqüenciais com grânulos aeróbios (RBSG). In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 32, 2010, Punta Cana, Republica Dominicana. **Anais...** 2010.

JUNGLES, M.K., FIGUEROA, M., MORALES, N., VAL DEL RÍO, A., COSTA, R.H.R., CAMPOS, J.L., MOSQUERA-CORRAL, A., MÉNDEZ, R. Start up of a pilot scale aerobic granular reactor for

organic matter and nitrogen removal. **Journal of Chemical Technology & Biotechnology** (aprovado para publicação), 2011.

KATSOGIANNIS, A.N., KORAROS, M., LYBERATOS, G. Enhanced nitrogen removal in SBRs by passing nitrate generation accomplished by multiple aerobic/anoxic phase pairs. **Water Science & Technology**, 47 (11): 53-59, 2002.

KIM, D.J., SEO, D. Selective enrichment and granulation of ammonia oxidizers in a sequencing batch airlift reactor. **Process Biochemistry**, 41: 1055-1062, 2006.

KIM, I.S., KIM, S.M., JANG, A. Characterization of aerobic granules by microbial density at different COD loading rates. **Bioresource Technology**, 99: 18–25, 2008a.

KIM, M., JEONG, S.Y., YOON, S.J., CHO, S.J., KIM, Y.H., KIM, M.J., RYU, E.Y., LEE, S.J. Aerobic Denitrification of *Pseudomonas putida* AD-21 at Different C/N Ratios. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, 106 (5): 498-502, 2008b.

KIM, S.M., KIM, S.H., CHOI, H.C., KIM, I.S. Enhanced aerobic floc-like granulation and nitrogen removal in a sequencing batch reactor by selection of settling velocity. **Water Science & Technology**, 50: 157-62, 2004.

KISHIDA, N., TSUNEDA, S., KIM, J.H., SUDO, R. Simultaneous nitrogen and phosphorus removal from high-strength industrial wastewater using aerobic granular sludge. **Environmental Engineering**, 135 (3): 153-158, 2009.

KONG, Y., LIU, Y.Q., TAY, J.H., WONG, F.S., ZHU, J. Aerobic granulation in sequencing batch reactors with different reactor height/diameter ratios. **Enzyme and Microbial Technology**, 45: 379-383, 2009.

LALUCAT, J., BENNASAR, A., BOSCH, R., GARCIA-VALDÉS, E., PALLERONI, N.J. Biology of *Pseudomonas stutzeri*. **Microbiology and Molecular Biology Reviews**, 70 (2): 510-547, 2006.

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

LEE, D.J., CHEN, Y.Y., SHOW, K.Y., WHITELEY, C.G., TAY, J.H. Advances in aerobic granule formation and granule stability in the course of storage and reactor operation. **Biotechnology Advances**, 28: 919-934, 2010.

LI, A.J., YANG, S.F., LI, X.Y. Microbial population dynamics during aerobic sludge granulation at different organic loading rates. **Water Research**, 42: 3552-3560, 2008a.

LI, X.M., YANG, G.J., ZENG, G.M., LIAO, D.X., HU, M.F., WU, Y.M. Simultaneous phosphorus and nitrogen removal by aerobic granular sludge in single SBR system. In: **Aerobic Granular Sludge**. Water and Environmental Management Series. London: IWA Publishing, 2005, 71-78.

LI, Z., ZHANG, T., LI, N., WANG, X. Granulation of filamentous microorganisms in a sequencing batch reactor with saline wastewater. **Journal of Environmental Sciences**, 22 (1): 62-67, 2010.

LI, Z.H., KUBA, T., KUSUDA, T., WANG, X.C. A comparative study on aerobic granular sludge and effluent suspended solids in a sequencing batch reactor. **Environmental Engineering Science**, 25 (4): 577-584, 2008b.

LIN, Y.M., LIU, Y.Q., TAY, J.H. Development and characteristics of phosphorus-accumulating microbial granules in sequencing batch reactors. **Applied Microbiology and Biotechnology**, 62: 430-435, 2003.

LIU, Q.S., LIU, Y. Aerobic granulation at different carbon sources and concentrations. In: LIU, Y (editor). **Wastewater purification: aerobic granulation in sequencing batch reactors**. Boca Raton: CRC Press, 2008, 1-23.

LIU, Q.S., LIU, Y. Aerobic granulation at different shear forces. In: LIU, Y (editor). **Wastewater purification: aerobic granulation in sequencing batch reactors**. Boca Raton: CRC Press, 2008, 25-36.

LIU, Q.S., TAY, J.H., LIU, Y. Substrate concentration-independent aerobic granulation in sequential aerobic sludge blanket reactor. **Environmental Technology**, 24: 1235-1242, 2003a.

LIU, Y., LIU, Q.S. Causes and control of filamentous growth in aerobic granular sludge sequencing batch reactors. **Biotechnology Advances**, 24: 115-127, 2006.

LIU, Y., SHI, H., XIA, L., SHI, H., SHEN, T., WANG, Z., WANG, G., WANG, Y. Study of operational conditions of simultaneous nitrification and denitrification in a Carrousel oxidation ditch for domestic wastewater treatment. **Bioresource Technology**, 101: 901-906, 2010a.

LIU, Y., TAY, J.H. The essential role of hydrodynamic shear force in the formation of biofilm and granular sludge. **Water Research** 36:1653-1665, 2002.

LIU, Y., WANG, Z.W. Selection pressure theory for aerobic granulation in sequencing batch reactors. In: LIU, Y (editor). **Wastewater purification: aerobic granulation in sequencing batch reactors**. Boca Raton: CRC Press, 2008, 285-110.

LIU, Y., WANG, Z.W., QIN, L., LIU, Y.Q., TAY, J.H. Selection pressure-driven aerobic granulation in a sequencing batch reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology**, 67: 26-32, 2005a.

LIU, Y.Q., LIU, Y., TAY, J.H. Relationship between size and mass transfer resistance in aerobic granules. **Letters in Applied Microbiology**, 40: 312-315, 2005b.

LIU, Y.Q., MOY, B., KONG, Y., TAY, J.H. Formation, physical characteristics and microbial community structure of aerobic granules in a pilot-scale sequencing batch reactor for real wastewater treatment. **Enzyme and Microbial Technology**, 46 (6): 520-525, 2010b.

LIU, Y.Q., MOY, B.Y.P., TAY J.H. COD removal and nitrification of low-strength domestic wastewater in aerobic granular sludge sequencing batch reactors. **Enzyme and Microbial Technology**, 42: 23-28, 2007a.

LIU, Y.Q., TAY, J.H. State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment. **Biotechnology Advances**, 22: 533-563, 2004.

LIU, Y.Q., TAY, J.H. Variable aeration in sequencing batch reactor with aerobic granular sludge. **Journal of Biotechnology**, 124: 338-346, 2006.

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

LIU, Y.Q., WU, W.W., TAY, J.H., WANG, J.L. Starvation is not a prerequisite for the formation of aerobic granules. **Applied Microbiology and Biotechnology**, 76: 211-216, 2007c.

LIU, Y.Q., WU, W.W., TAY, J.H., WANG, J.L. Formation and long-term stability of nitrifying granules in a sequencing batch reactor. **Bioresource Technology**, 99: 3919-3922, 2008.

LIU, Y.Q., XU, H.L., YANG, S.F., TAY, J.H. The mechanisms and models for anaerobic granulation in upflow anaerobic sludge blanket reactor. **Water Research**, 37: 611-673, 2003b.

LETTINGA, G., VAN VELSEN, A.F.M., HOBME, S.W., DE ZEEUW, W., KLAPWIJK, A. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological waste water treatment especially for anaerobic treatment. **Biotechnology Bioengineering**, 22: 699-734, 1980.

LÓPEZ-PALAU, S., DOSTA, J., MATA-ÁLVAREZ, J. Start-up of an aerobic granular sequencing batch reactor for the treatment of winery wastewater. **Water Science & Technology**, 60 (4): 1049-1054, 2009.

MA, T., ZHAO, C., PENG, Y. LIU, X., ZHOU, L. Applying real-time control for realization and stabilization of shortcut nitrification-denitrification in domestic water treatment. **Water Science & Technology**, 59 (4): 787-796, 2009.

MAHVI, A.H. Sequencing batch reactor: a promising technology in wastewater treatment. **Iran. J. Environ. Health. Sci. Eng.**, 5 (2): 79-90, 2008.

MARSILI-LIBELLI, S., TABANI, F. Accuracy analysis of a respirometer for activated sludge dynamic modelling. **Water Research**, 36: 1181-1192, 2002.

MARTINS, C.L. **Comportamento de reator de leito fluidizado trifásico aeróbico utilizando diferentes materiais suporte**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2003.

MCSWAIN, B.S., IRVINE, R.L. Dissolved oxygen as a key parameter to aerobic granule formation. **Water Science & Technology**, 58 (4): 781-787, 2008.

MCSWAIN, B.S., IRVINE, R.L., WILDERER, P.A. The influence of settling time on the formation of aerobic granules. **Water Science & Technology**, 50: 195-202, 2004.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment and reuse**. 4.ed. New York: McGraw-Hill, 2003. 1819 p.

MISHIMA, K., NAKAMURA, M. Self-immobilization of aerobic activated sludge - a pilot study of the aerobic upflow sludge blanket process in municipal sewage treatment. **Water Science & Technology**, 23: 981-990, 1991.

MOBARRY, B.K., WAGNER, M., URBAIN, V., RITTMANN, B.E., STAHL, D.A. Phylogenetic probes for analyzing abundance and spatial organization of nitrifying bacteria. **Applied and Environmental Microbiology**, 62 (6): 2156-2162, 1996.

MORGENROTH, E., SHERDEN, T., VAN LOOSDRECHT, M.C.M., HEIJNEN, J.J., WILDERER, P.A. Aerobic granular sludge in a sequencing batch reactor. **Water Research**, 31: 3191-3194, 1997.

MORITA, M., UEMOTO, H., WATANABE, A. Nitrogen-removal bioreactor capable of simultaneous nitrification and denitrification for

application to industrial wastewater treatment. **Biochemical Engineering Journal**, 41: 59-66, 2008.

MOSQUERA-CORRAL, A., DE KREUK, M.K., HEIJNEN, J.J., VAN LOOSDRECHT, M.C.M. Effects of oxygen concentration on N-removal in an aerobic granular sludge reactor. **Water Research**, 39: 2676-2686, 2005a

MOSQUERA-CORRAL, A., VÁSQUEZ-PADÍN, J.R., ARROJO, B., CAMPOS, J.L., MÉNDEZ, R. Nitrifying granular sludge in a Sequencing Batch Reactor. In: **Aerobic Granular Sludge**. Water and Environmental Management Series. London: IWA Publishing, 2005b, 63-70.

MOTA, F.S.B., VON SPERLING, M. **Nutrientes de esgoto sanitários: utilização e remoção**. Rio de Janeiro: ABES, 2009. 425p.

MOTA, S. **Introdução à engenharia ambiental**. 4ed. Rio de Janeiro: ABES, 2006. 388p.

MOY, B.Y.P., TAY, J.H., TOH, S.K., LIU, Y., TAY, S.T.L. High organic loading influences the physical characteristics of aerobic sludge granules. **Letter Applied Microbiology**, 34: 407-412, 2002.

MUDA, K., ARIS, A., SALIM, M.R., IBRAHIM, Z., YAHYA, A., VAN LOOSDRECHT, M.C.M., AHMAD, A., NAWAHWI, M.Z. Development of granular sludge for textile wastewater treatment. **Water Research**, 44: 4341-4350, 2010.

MUNCH, E.V., LANT, P., KELLER, J. Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. **Water Research**, 30 (2): 277-284, 1996.

NEIWPC - New England interstate water pollution control commission. **Sequencing batch reactor design and operational considerations**. September 2005.

NI, B., XIE, W., LIU, S., YU, H., WANG, Y., WANG, G., DAI, X. Granulation of activated sludge in a pilot-scale sequencing batch reactor for the treatment of low-strength municipal wastewater. **Water Research**, 43: 751-761, 2009.

NI, B.J., YU, H.Q., SUN, Y.J. Modeling simultaneous autotrophic and heterotrophic growth in aerobic granules. **Water Research**, 42: 1583-1594, 2008.

NING, Z., PATRY, G.G., SPANJERS, H. Identification and quantification of nitrogen nutrient deficiency in the activated sludge process using respirometry. **Water Research**, 34 (13): 3345-3354, 2000.

OCHOA, J.C., COLPRIM, J., PALACIOS, B., PAUL, E., CHATELLIER, P. Active heterotrophic and autotrophic biomass distribution between fixed and suspended systems in a hybrid biological reactor. **Water Science & Technology**, 46 (1-2): 397-404, 2002.

PATUREAU, D., BERNET, N., BOUCHEZ, T., DABERT, P., DELGENES, J.P., MOLETTA, R. Biological nitrogen removal in a single aerobic reactor by association of a nitrifying ecosystem to an aerobic denitrifier, *Microírgula aerodenitrificans*. **Journal of Molecular Catalysis B: Enzymatic**, 5: 435-439, 1998.

PATUREAU, D., BERNET, N., MOLETTA, R. Combined nitrification and denitrification in a single aerated reactor using the aerobic denitrifier *Comamonas sp.* strain SGLY2. **Water Research**, 31 (6): 1363-1370, 1997.

PAUL, E., WOLFF, D.B., OCHOA, J.C., COSTA, R.H.R. Recycled and virgin plastic carriers in hybrid reactor for wastewater treatment. **Water Environment Research**, 79 (7): 765-774, 2007.

PLATTES, M., FIORELLI, D., GILLÉ, S., GIRARD, C., HENRY, E., MINETTE, F., O'NAGY, O., SCHOSSELER, P.M. Modeling and dynamic simulation of a moving bed bioreactor using respirometry for the estimation of kinetic parameters. **Biochemical Engineering Journal**, 33: 253-259, 2007.

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

POCHANA K., KELLER J. Study of factors affecting simultaneous nitrification and denitrification (SND). **Water Science & Technology**, 39 (6): 61-68, 1999.

POLLARD, P.C. A quantitative measure of nitrifying bacterial growth. **Water Research**, 40: 1569-1576, 2006.

POLPRASERT C., SAWAITTAYOTHIN, V. Nitrogen mass balance and microbial analysis of constructed wetlands treating municipal landfill leachate. **Water Science & Technology**, 54 (11-12):147-54, 2006.

PRODES - ANA. **Programa Despoluição de Bacias Hidrográficas da Agência Nacional de Águas**. Disponível em: <<http://www.ana.gov.br/prodes/default.asp>>. Acessado no dia 17 de fevereiro de 2010.

PUJOL, S.B. **Biogrânulos aeróbicos em reator seqüencial em batelada para o tratamento de efluente de biodigestor proveniente da suinocultura**. Dissertação (Mestrado em Ciências do Solo) - Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria - RS, 2008.

QIN, L., LIU, Y. Aerobic granulation at different settling times. **Wastewater purification: aerobic granulation in sequencing batch reactors**. Boca Raton: CRC Press, 2008, 51-67.

RAHIMI, Y., TORABIAN, A., MEHRDADI, N., SHAHMORADI, B. Simultaneous nitrification–denitrification and phosphorus removal in a fixed bed sequencing batch reactor (FBSBR). **Journal of Hazardous Materials**, 185 (2-3): 852-857, 2011.

RITTMANN, B.E., MCCARTY, P.L. **Environmental Biotechnology: principles and applications**. McGraw Hill, 2001.

ROBERTSON, L.A., CONELISSE, R., DE VOS, P., HADIOETOMO, R., KUENEN, J.G. Aerobic denitrification in various heterotrophic nitrifiers. **Antonie van Leeuwenhoek**, 56: 289-299, 1989.

ROBERTSON, L.A., VAN NIEL, E.W.J., TORREMANS, R.A.M., KUENEN, J.G. Simultaneous nitrification and denitrification in aerobic

chemostat cultures of *Thiosphaera pantotropha*. **Applied and Environmental Microbiology**, 54 (11): 2812-2818, 1988.

ROS, M. **Respirometry of activated sludge**. Technomic Publishing Company, Lancaster, Pennsylvania. 1993.

RUAN, W., HUA, Z., CHEN, J. Simultaneous nitrification and denitrification in an aerobic reactor with granular sludge originating from an upflow anaerobic sludge bed reactor. **Water Environment Research**, 78 (8): 792-796, 2006.

SALES, R. **Cinética de degradação de efluente têxtil por biofilme em leite fluidizado trifásico aeróbio**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 1999.

SANTA CATARINA. **Lei nº 14.675**, de 13 de abril de 2009. Institui o Código Estadual do Meio Ambiente e estabelece outras providências.

SANT'ANNA JR., G.L. **Tratamento biológico de efluentes: fundamentos e aplicações**. Rio de Janeiro: Interciência, 2010. 398 p.

SANTOS, A.V., CYBIS, L.F.A., GEHLING, G.R. Determinação do tempo necessário para oxidação da matéria orgânica facilmente biodegradável em reator seqüencial em batelada (RSB) com enchimento estático. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, 11 (1): 83-91, 2006a.

SANTOS, R.C.O., BARBOSA FILHO, O., GIORDANO, G. Proposta de um método racional para o dimensionamento de reatores de tratamento de esgotos por lodos ativados em bateladas para remoção de carga orgânica. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, 11 (2): 153-161, 2006b.

SCHMIDELL, W. Agitação e aeração em biorreatores. In: AQUARONE, E., BORZANI, W., SCHMIDELL, W. **Biotechnologia Industrial**, v.2, 1.ed. São Paulo: Edgard Blücher Ltda, 2001. p. 277-331.

SCHWARZENBECK, N., BORGES, J.M., WILDERER, P.A. Treatment of dairy effluents in an aerobic granular sludge sequencing batch reactor. **Appl. Microbiol. Biotechnol.**, 66: 711-718, 2005.

SCHWARZENBECK, N., ERLEY, R., WILDERER, P.A. Aerobic granular sludge in an SBR-system treating wastewater rich in particulate matter. **Water Science & Technology**, 49 (11-12): 41-46, 2004.

SEN, P., DENTEL, S.K. Simultaneous nitrification-denitrification in a fluidized bed reactor. **Water Science & Technology**, 38 (1): 247-254, 1998.

SHE, Z., ZHENG, X., YANG, B., JIN, C., GAO, M. Granule development and performance in sucrose fed anaerobic baffled reactors. **Journal of Biotechnology**, 122 (2): 198-208, 2006.

SHI, X.Y., SHENG, G.P., LI, X.Y., YU, H.Q. Operation of a sequencing batch reactor for cultivating autotrophic nitrifying granules. **Bioresource Technology**, 101: 2960-2964, 2010.

SINGH, M., SRIVASTAVA, R.K. Sequencing batch reactor technology for biological wastewater treatment: a review. **Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering**, 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 - SC, 2007.

SPANJERS, H., VANROLLEGHEM, P., OLSSON, G., DOLD, P. Respirometry in control of activated sludge process: principles. **Scientific and Technical, Report No. 7**. London: IWA Publishing, 1998.

SPERANDIO, M. **Developement d'une procedure de compartimentation d'une eau residuaire urbaine et application a la modelisation dynamique de procedes a boues activées**. These doctorat, INSA-Toulouse, France, 1998, 231 p.

SPONZA, D.T. Anaerobic granule formation and tetrachloroethylene (TCE) removal in an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. **Enzyme and Microbial Technology**, 29 (6-7): 417-427, 2004.

STAHL, D.A., AMANN, R. Development and application of nucleic acid probes. In: STACKEBRANDT, E., GOODFELLOW, M (ed.). **Nucleic acid techniques in bacterial systematics**, vol 8, London: John Wiley & Sons, Ltd., 1991, p. 207-248

SUN, F.Y., YANG, C.Y., LI, J.Y., YANG, Y.J. Influence of different substrates on the formation and characteristics of aerobic granules in sequencing batch reactors. **Journal of Environmental Sciences**, 18 (5): 864-871, 2006.

SURAMPALLI, R.Y., TYAGI, R.D., SCHEIBLE, O.K., HEIDMAN, J.A. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, 34: 151-157, 1997.

SURMACZ-GORSKA, J., GERNAEY, K., DEMUYNCK, C., VANROLLEGHEM, P., VERSTRAETE, W. Nitrification monitoring in activated sludge by oxygen uptake rate (OUR) measurements. **Water Research**, 30 (5): 1228-1236, 1996.

TAY, J.H., LIU, Q.S., LIU, Y. Microscopic observation of aerobic granulation in sequential aerobic sludge blanket reactor. **Journal of Applied Microbiology**, 91: 168-175, 2001a.

TAY, J.H., LIU, Q.S., LIU, Y. The effects of shear force on the formation, structure and metabolism of aerobic granules. **Applied Microbiology and Biotechnology**, 57: 227-233, 2001b.

TAY, J.H., LIU, Q.S., LIU, Y. The role of cellular polysaccharides in the formation and stability of aerobic granules. **Letters in Applied Microbiology**, 33: 222-226, 2001c.

TAY, J.H., LIU, Q.S., LIU, Y. The effect of upflow air velocity on the structure of aerobic granules cultivated in a sequencing batch reactor. **Water Science & Technology**, 49: 35-40, 2004a.

TAY, J.H., LIU, Q.S., LIU, Y., SHOW, K.Y., IVANOV, V., TAY, S.T.L. A comparative study of aerobic granulation in pilot and laboratory-scale SBRs. In: **Aerobic granular sludge**. London: IWA Publishing, 2005, 125-133.

TAY, J.H., PAN, S., HE, Y., TAY, S.T.L. Effect of organic loading rate on aerobic granulation. I: reactor performance. **Journal of Environmental Engineering**, 130 (10): 1094-1101, 2004b.

TAY, J.H., PAN, S., HE, Y., TAY, S.T.L. Effect of organic loading rate on aerobic granulation. II: characteristics of aerobic granules. **Journal of Environmental Engineering**, 130 (10): 1102-1109, 2004c.

TAY, J.H., YAN, Y.G. Influence of substrate concentration on microbial selection and granulation during start-up of upflow anaerobic sludge blanket reactor. **Water Environment Research**, 68 (7): 1140-1150, 1996.

TAY, J.H., YANG, S.F., LIU, Y. Hydraulic selection pressure-induced nitrifying granulation in sequencing batch reactors. **Applied Microbiology Biotechnology**, 59: 332-337, 2002.

TAYLOR, S.M., HE, Y., ZHAO, B., HUANG, J. Heterotrophic ammonium removal characteristics of an aerobic heterotrophic nitrifying-denitrifying bacterium, *Providencia rettgeri* YL. **Journal of Environmental Sciences**, 21 (10): 1336-1341, 2009.

THANH, B.X., VISVANATHAN, C., AIM, R.B. Characterization of aerobic granular sludge at various organic loading rates. **Process Biochemistry**, 44: 242-245, 2009.

THANS, F.C. **Controle operacional de reator em bateladas seqüenciais (RBS): ajustes na concentração de oxigênio dissolvido visando à remoção de nutriente**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 2008.

THANS, F.C., COSTA, R.H.R., HOFFMANN, H., PLATZER, C. Controle operacional de reator em bateladas seqüenciais (RBS): ajustes na concentração de oxigênio dissolvido visando a remoção de nutrientes. In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 25, 2009, Recife - PE. **Anais...** ABES: Rio de Janeiro, 2009. CD-ROM.

TURK, O., MAVINIC, D.S. Benefits of using selective-inhibition to remove nitrogen from highly nitrogenous wastes. **Environ. Technol. Lett.**, 8 (9): 419-426, 1987.

USEPA. United States Environmental Protection Agency. **Manual Nitrogen Control**. EPA/625/R-93/010, 1993.

USEPA. United States Environmental Protection Agency. **Nutrient control design manual**. EPA/600/R-10/100, 2010.

USEPA. United States Environmental Protection Agency. **Nutrient control design manual: state of technology review report**. EPA/600/R-09/012, 2009.

USEPA. United States Environmental Protection Agency. **Sequencing batch reactors for nitrification and nutrient removal**. EPA/832/R-92-003, 1992.

USEPA. United States Environmental Protection Agency. **Wastewater technology fact sheet: ammonia stripping**. EPA 832-F-00-019, 2000.

USEPA. United States Environmental Protection Agency. **Wastewater technology fact sheet: sequencing batch reactors**. EPA/932/F-99/073, 1999.

VAN HAANDEL, A.C., CATUNDA, P.F.C. Determinação da taxa de consumo de oxigênio em sistemas de tratamento de esgoto. **Revista Engenharia Sanitária**. 21 (4): 481-488, 1982.

VAN HAANDEL, A.C., KATO, M., VON SPERLING, M. Remoção biológica de nitrogênio: aplicações para o sistema de lodo ativado. In: MOTA, F.S.B., VON SPERLING, M. **Nutrientes de esgoto sanitários: utilização e remoção**. Rio de Janeiro: ABES, 2009. 174-226.

VAN HAANDEL, A.C., MARAIS, G.O. **O comportamento do sistema de lodo ativado – teoria e aplicação para projeto e operação**. Campina Grande: Epgraf, 1999. 472 p.

VAN LOOSDRECHT, M.C.M., JETTEN, M.S.M. Microbiological conversions in nitrogen removal. **Water Science & Technology**, 38 (1): 1-7, 1998.

VANROLLEGHEM, P.A., SPANJERS, H., PETERSEN, B., GINESTET, P., TAKÁCS, I. Estimating (combinations of) activated

sludge model n^o1 parameters and components by respirometry. **Water Science and Technology**, 39 (1): 195-214, 1999.

VÁZQUEZ-PADÍN, J.R., MOSQUERA-CORRAL, A., CAMPOS, J.L., MÉNDEZ, R., CARRERA, J., PÉREZ, J. Modelling aerobic granular SBR at variable COD/N ratios including accurate description of total solids concentration. **Biochemical Engineering Journal**, 49: 173-184, 2010.

VERSTRAETE, W., ALEXANDER, M. Heterotrophic nitrification by *Arthrobacter sp.* **Journal of Bacteriology**, 110 (3): 955-961, 1972.

VIJAYALAYAN, P. **Investigation on simultaneous nitrification denitrification and fouling of an aerobic granular membrane airlift bioreactor**. Master thesis, Asian Institute of Technology, Thailand, 2008.

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

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos – Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, v.1**. 3.ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade de Minas Gerais, 2005. 452 p.

VON SPERLING, M. **Lodos Ativados – Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, v.4**. 2.ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade de Minas Gerais, 2002. 428 p.

VON SPERLING, M. **Princípios Básicos de Tratamento de Esgotos – Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, v.2**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade de Minas Gerais, 1996. 211 p.

WAGNER, M., RATH, G., KOOPS, H.P., FLOOD, J., AMANN, R. In situ analysis of nitrifying bacteria in sewage treatment plants. **Water Science & Technology**, 34: 237-244, 1996.

WALTERS, E., HILLE, A., HE, M., OCHMANN, C., HORN, H. Simultaneous nitrification/denitrification in a biofilm airlift suspension

(BAS) reactor with biodegradable carrier material. **Water Research**, 43: 4461-4468, 2009.

WAN, J., SPERANDIO, M. Possible role of denitrification on aerobic granular sludge formation in sequencing batch reactor. **Chemosphere**, 75: 220-227, 2009.

WANG, B., HE, S., WANG, L., SHUO, L. Simultaneous nitrification and de-nitrification in MBR. **Water Science & Technology**, 52 (10): 435-442, 2005a.

WANG, F., YANG, F.L., ZHANG, X.W., LIU, Y.H., ZHANG, H.M., ZHOU, J. Effects of cycle time on properties of aerobic granules in sequencing batch airlift reactor. **World Journal of Microbiology & Biotechnology**, 21: 1379-1384, 2005b.

WANG, F., LIU, Y.H., YANG, F.L., ZHANG, X.W., ZHANG, H.M. Study on the stability of aerobic granules in SBAR-effect of superficial upflow air velocity and carbon source. In: **IWA Workshop on Aerobic Granular Sludge**, 1, Munich, Germany, 2004.

WANG, F., LU, S., WEI, Y., JI, M. Characteristics of aerobic granule and nitrogen and phosphorus removal in a SBR. **Journal of Hazardous Materials**, 164: 1223-1227, 2009.

WANG, J., PENG, Y., WANG, S., GAO, Y. Nitrogen removal by simultaneous nitrification and denitrification via nitrite in a sequence hybrid biological reactor. **Chinese Journal of Chemical Engineering**, 16 (5): 778-784, 2008.

WANG, S.G., LIU, X.W., GONG, W.X., GAO, B.Y., ZHANG, D.H., YU, H.Q. Aerobic granulation with brewery wastewater in a sequencing batch reactor. **Bioresource Technology**, 98: 2142-2147, 2007.

WANG, Z.W., LIU, Y. Aerobic granulation at different SBR cycle times. In: LIU, Y (editor). **Wastewater purification: aerobic granulation in sequencing batch reactors**. Boca Raton: CRC Press, 2008, 37-67.

WANG, Z.W., LIU, Y., TAY, J.H. The role of SBR mixed liquor volume exchange ratio in aerobic granulation. **Chemosphere**, 62: 761-771, 2006.

WEHRFRITZ, J.M., REILLY, A., SPIRO, S., RICHARDSON, D.J. Purification of hydroxylamine oxidase from *Thiosphaera pantotropha*: Identification of electron acceptors that couple heterotrophic nitrification to aerobic denitrification. **FEBS Letters**, 335 (2): 246-250, 1993.

WENJIE, Z., DUNQIU, W., YASUNORI, K., TAICHI, Y., LI, Z., KENJI, F. PVA-gel beads enhance granule formation in a UASB reactor. **Bioresource Technology**, 99 (17): 8400-8405, 2008.

WICHERN, M., LÜBKEN, M., HORN, H. Optimizing sequencing batch reactor (SBR) reactor operation for treatment of dairy wastewater with aerobic granular sludge. **Water Science & Technology**, 58 (6):1199-206, 2008.

WILDERER, P.A.; IRVINE, R.L.; GORONSZY, M.C. Sequencing batch reactor technology. **Scientific and Technical, Report No. 10**, London: IWA Publishing, 1997.

WOLFF, D.B. **Estudo da tratabilidade de um efluente têxtil por biomassa fixa através de um reator de leito fluidizado trifásico aeróbio**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis - SC, 1997.

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

WOLFF, D.B., CHAVEZ, J.C.O., PAUL, E., COSTA, R.H.R. Estudo da biomassa heterotrófica e autotrófica ativa desenvolvida em reatores híbridos no tratamento de esgoto urbano. In: **SINAFERM2003 – Simpósio Nacional de Fermentações, 14**. Florianópolis-SC, 2003.

WOLFF, D.B., OCHOA, J.C., COSTA, R.H.R. Repartição da biomassa ativa desenvolvida em reatores híbridos no tratamento de esgoto

sanitário por respirometria. **Revista de Ciência & Tecnologia**, 14 (27/28): 57-65, 2006.

WU, C.Y., PENG, Y.Z., WANG, S.Y., MA, Y. Enhanced biological phosphorus removal by granular sludge: From macro- to micro-scale. **Water Research**, 44: 807-814, 2010.

XAVIER, J.B., DE KREUK, M.K., PICIOREANU, C., VAN LOOSDRECHT, M.C.M. Multi-scale individual-based model of microbial and bioconversion dynamics in aerobic granular sludge. **Environmental Science & Technology**, 41: 6410-6417, 2007.

YANG, S.F., LIU, Q.S., TAY, J.H., LIU, Y. Growth kinetics of aerobic granules developed in sequencing batch reactors. **Letters in Applied Microbiology**, 38: 106-112, 2004.

YE, F.X., SHEN, D.S., FENG, X.S. Anaerobic granule development for removal of pentachlorophenol in an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor. **Process Biochemistry**, 39 (10): 1249-1256, 2004.

YILMAZ, G., LEMAIRE, R., KELLER, J., YUAN, Z. Simultaneous nitrification, denitrification, and phosphorus removal from nutrient-rich industrial wastewater using granular sludge. **Biotechnology and Bioengineering**, 100 (3): 529-541, 2008.

ZHAO, H.W., MAVINIC, D.S., OLDHAM, W.K., KOCH, F.A. Controlling factors for simultaneous nitrification and denitrification in a two stage intermittent aeration process treating domestic sewage. **Water Research**, 33 (4): 961-970, 1999.

ZHENG, Y.M., YU, H.Q., SHENG, G.P. Physical and chemical characteristics of granular activated sludge from a sequencing batch airlift reactor. **Process Biochemistry**, 40: 645-650, 2005.

ZHENG, Y.M., YU, H.Q., LIU, S.J., LIU, X.Z. Formation and instability of aerobic granules under high organic loading conditions. **Chemosphere**, 63: 1791-1800, 2006.

ZHOU, J., YU, X., WANG, Z., DING, C., CAI, W. A potential explanation for the effect of carbon source on the characteristics of

acetate-fed and glucose-fed aerobic granules. **African Journal of Biotechnology**, 9 (33): 5357-5365, 2010.

ZHU, J., LIU, C., WILDERER, P.A. Bio-P removal profile of aerobic granular activated sludge from an anaerobic/aerobic SBR system. In: **Aerobic granular sludge**. Water and Environmental Management Series. London: IWA Publishing, 2005, 79-86.