



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

**DESEMPENHO DE REATOR EM BATELADA SEQUENCIAL (RBS)
COM ENCHIMENTO ESCALONADO NO TRATAMENTO DE
ESGOTO SANITÁRIO DOMÉSTICO**

Dissertação apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental do Centro Tecnológico da Universidade Federal de Santa Catarina, como requisito à obtenção do título de Mestre.

Orientadora: Prf^a. Rejane Helena Ribeiro da Costa, PhD.

Co-orientadora: Heike Hoffmann, Dr^a.

TATIANA BARBOSA DA COSTA

FLORIANÓPOLIS - SC

2005

Ficha Catalográfica

Costa, Tatiana Barbosa da
Desempenho de Reator em batelada Seqüencial (RBS) com enchimento escalonado no tratamento de esgoto sanitário.
Tatiana Barbosa da Costa. – Florianópolis, 2005.
vii, 105 p.

Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós - graduação em Engenharia Ambiental. 2005.

Título em Inglês: Performance of Sequencing Batch Reactor (SBR) with spaced out wadding in the treatment of sanitary wastewater.

1. Introdução. 2. Objetivos. 3. Revisão Bibliográfica. 4. Metodologia. 5. Resultados e Discussões. 6. Conclusões e Recomendações. 7. Referências Bibliográficas.

A vida é um milhão de novos começos, com ou sem fim, que são sempre movidos por um novo desafio de viver e recomeçar tudo de novo, até que o sonho seja realizado.

À minha mãe, Graça Costa por ser meu exemplo de vida e para quem eu tento dar meus maiores esforços, que para mim, ainda são pequenos diante da infinita gratidão que lhe tenho. Aos meus tios, tias, primos e primas, por tudo que somos e representamos uns para os outros.

AGRADECIMENTOS

Embora uma dissertação seja um trabalho individual, há contributos de natureza diversa que não podem e nem devem deixar de ser realçados. Por essa razão, desejo expressar os meus sinceros agradecimentos:

À Professora e Orientadora Dr^a Rejane Helena Ribeiro da Costa pela disponibilidade, críticas e sugestões relevantes feitas durante sua orientação.

À Professora Dr^a Heike Hoffmann pela co-orientação, amizade, apoio e paciência demonstrada ao longo deste trabalho, bem como pelos conhecimentos transmitidos.

Aos colegas, agora Engenheiros, Jochen Weitz e Sebastian Rosenfeldt, pela ajuda prática fornecida em grande parte dessa pesquisa.

A empresa Rotária do Brasil Ltda por ter fornecido todo o equipamento para realização desta pesquisa, em especial ao Cristoph Platzer, Marko Stellenberg e Rubi Caro.

Aos amigos tão lembrados de Belém, pelo carinho e compreensão nos momentos mais difíceis ocorridos neste período de minha vida.

Ao amigo-irmão, Eng^o Walter Monteiro e a amiga Eng^a Jackeline Gotardo, por toda paciência, carinho, incentivo e amizade que me deram ao longo desses 2 anos... aqui eu deixo o meu muito obrigada por tornarem minha vida mais fácil nos momentos que pareceram ser os mais difíceis.

A todos os amigos que conquistei...Simone, Gisele, Paulo César, Djuliano, Paulo Zanardi, Sebastian, Juliano, Francinne, Débora, Telma, Tatiane, Mura, entre tantos outros...obrigada pela amizade e apoio.

A banca examinadora, Prof. Dr. Luiz Fernando de Abreu Cybis, Prof. Dr. Luiz Sérgio Philippi e a Dr^a. Heike Hoffmann.

A UFSC (Universidade Federal de Santa Catarina), professores e funcionários do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental., em especial a Thaís, Fabrício e Maurício da Secretaria do PPGEA.

À CAPES pela concessão da bolsa de estudo.

Enfim, a todos aqueles que ajudaram e também aos que não me atrapalharam durante a realização deste trabalho.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	viii
LISTA DE TABELAS.....	xi
LISTA DE TABELAS.....	xi
LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS.....	xii
LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS.....	xii
RESUMO.....	xiv
ABSTRACT.....	xv
1 INTRODUÇÃO.....	1
2 OBJETIVOS.....	3
2.1 Objetivo Geral.....	3
2.2 Objetivos Específicos.....	3
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
3.1 Considerações sobre o saneamento no Brasil	4
3.2 Necessidade de remoção de nutrientes do esgoto e sua inserção na legislação ambiental brasileira.....	5
3.3 Reator de Lodo Ativado.....	8
3.4 Reator em batelada seqüencial (RBS)	10
3.4.1 Histórico do desenvolvimento do reator RBS.....	10
3.4.2 Princípios de funcionamento do RBS.....	11
3.5 Remoção biológica da matéria carbonácea.....	13
3.6 Remoção biológica de nitrogênio.....	14
3.6.1 Nitrificação.....	15
3.6.1.1 Princípio da nitrificação.....	15
3.6.1.2 Microrganismos envolvidos no processo da nitrificação.....	16
3.6.1.3 Fatores que afetam a nitrificação.....	16
3.6.2 Desnitrificação.....	18
3.6.2.1 Princípio da desnitrificação.....	18
3.6.2.2 Microrganismos envolvidos no processo da desnitrificação.....	20
3.6.2.3 Fatores que afetam a desnitrificação.....	20
3.7 Remoção biológica do fósforo (biodesfosfatação).....	22
3.7.1 Princípio do processo.....	23
3.7.2 Microrganismos envolvidos no processo.....	24
3.7.3 Fatores que afetam a biodesfosfatação.....	25
3.8 Estudos realizados em RBS com ênfase à remoção de nitrogênio e fósforo.....	27

4 MATERIAIS E MÉTODOS.....	29
4.1 Instalação Experimental.....	29
4.2 Inoculação do Reator.....	32
4.3 Operação do Reator.....	32
4.4 Procedimentos Analíticos.....	35
4.6 Métodos e Cálculos.....	38
4.6.1 Eficiência de remoção: ε	38
4.6.2 Vazão diária de esgoto: Q	38
4.6.3 Carga orgânica volumétrica aplicada – COV (kg DQO/m ³ .d).....	39
4.6.4 Duração do tempo da reação biológica.....	39
4.6.5 Relação A/M ou fator de carga.....	39
4.6.6 Idade de Lodo.....	39
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	40
5.1 Considerações gerais.....	40
5.2 Resultados das diferentes estratégias.....	43
5.2.1 Ensaios no reator com estratégia 1 (E-1).....	43
5.2.2 Ensaios no reator com estratégia 2 (E-2)	47
5.2.3 Ensaios no reator com estratégia 3 (E-3)	48
5.2.4 Ensaios no reator com estratégia 4 (E-4)	52
5.2.5 Ensaios no reator com estratégia 5 (E-5)	54
5.2.6 Ensaios no reator com estratégia 6 (E-6)	58
5.2.7 Ensaios no reator com estratégia 7 (E-7)	60
5.2.8 Ensaios no reator com estratégia 8 (E-8)	63
5.2.9 Ensaios no reator com estratégia 9 (E-9)	66
5.2.10 Ensaios no reator com estratégia 10 (E-10)	69
5.2.11 Ensaios no reator com estratégia 11 (E-11)	72
5.3 Decantabilidade do lodo.....	76
5.4 Microscopia ótica.....	77
5.5 Resumo dos ensaios realizados a cada estratégia.....	82
5.6 Avaliação final das estratégias utilizadas no reator piloto.....	89
6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	96
7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	99
8 APÊNDICE.....	106

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1. Princípio dos sistemas de lodo ativado.....	8
Figura 3.2. Princípio de um ciclo no reator em batelada seqüencial.....	12
Figura 3.3. Princípio da remoção biológica de fosfato	24
Figura 4.1. Foto do piloto RBS.....	29
Figura 4.2. Esquema do sistema de piloto do RBS.....	30
Figura 4.3. Painel de controle da automação do sistema piloto.....	31
Figura 4.4. Princípio de funcionamento do reator com enchimento escalonado.....	33
Figura 5.1. Concentração de DQO_{total} no afluente e efluente do reator durante a estratégia 1 (E-1).....	44
Figura 5.2. Concentração de NH_4-N no afluente e efluente e NO_2-N e NO_3-N no efluente durante a estratégia 1 (E-1).	45
Figura 5.3. Concentração de fosfato (PO_4-P) afluente e efluente do reator durante a estratégia 1 (E-1).	46
Figura 5.4. Concentração de DQO_{total} no afluente e efluente do reator durante a estratégia 3 (E-3).	50
Figura 5.5. Concentração de amônia (NH_4-N), nitrito (NO_2-N) e nitrato (NO_3-N) afluente e efluente do reator durante a estratégia 3 (E-3).....	50
Figura 5.6. Concentração de fosfato (PO_4-P) afluente e efluente do reator durante a estratégia 3 (E-3).	52
Figura 5.7. Concentração afluente e efluente do reator de DQO_{total} durante a estratégia 5 (E-5).	56
Figura 5.8. Concentração afluente e efluente do reator de amônia (NH_4-N), nitrito (NO_2-N) e nitrato (NO_3-N) durante a estratégia 5 (E-5)	56
Figura 5.9. Concentração de fosfato (PO_4-P) afluente e efluente do reator durante a estratégia 5 (E-5).	58
Figura 5.10. Concentração de DQO_{total} afluente e efluente do reator durante a estratégia 7 (E-7).	61
Figura 5.11. Concentração de amônia (NH_4-N), nitrito (NO_2-N) e nitrato (NO_3-N) afluente e efluente do reator durante a estratégia 7 (E-7).	62
Figura 5.12. Concentração de fosfato (PO_4-P) afluente e efluente do reator durante a estratégia 7 (E-7).	63
Figura 5.13. Concentração de DQO_{total} afluente e efluente do reator durante a estratégia 8 (E-8).	64
Figura 5.14. Concentração de amônia (NH_4-N), nitrito (NO_2-N) e nitrato (NO_3-N) afluente e efluente do reator durante a estratégia 8 (E-8)..	65

Figura 5.15. Concentração de fosfato ($\text{PO}_4\text{-P}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 8 (E-8).	66
Figura 5.16. Concentração de $\text{DQO}_{\text{total}}$ afluente e efluente do reator durante a estratégia 9 (E-9).	67
Figura 5.17. Concentração de amônia ($\text{NH}_4\text{-N}$), nitrito ($\text{NO}_2\text{-N}$) e nitrato ($\text{NO}_3\text{-N}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 9 (E-9).	68
Figura 5.18. Concentração de fosfato ($\text{PO}_4\text{-P}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 9 (E-9).	68
Figura 5.19. Concentração de $\text{DQO}_{\text{total}}$ afluente e efluente do reator durante a estratégia 10 (E-10).	70
Figura 5.20. Concentração amônia ($\text{NH}_4\text{-N}$), nitrito ($\text{NO}_2\text{-N}$) e nitrato ($\text{NO}_3\text{-N}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 10 (E-10).	71
Figura 5.21. Concentração de fosfato ($\text{PO}_4\text{-P}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 10 (E-10).	72
Figura 5.22. Concentração de amônia ($\text{NH}_4\text{-N}$), nitrito ($\text{NO}_2\text{-N}$) e nitrato ($\text{NO}_3\text{-N}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 11 (E-11).	74
Figura 5.23. Concentração de fosfato ($\text{PO}_4\text{-P}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 11 (E-11).	75
Figura 5.24. Flocos com prováveis colônias de bactérias nitrificantes.	77
Figura 5.25. Identificação de <i>Zooglea</i>	78
Figura 5.26. <i>Ameba nua</i>	78
Figura 5.27. <i>Tecamebas</i> em forma de roscas.	79
Figura 5.28. <i>Vorticellas sp</i> em flocos de lodo.	80
Figura 5.29. Colônia de <i>Epistylis sp</i>	80
Figura 5.30. <i>Aspidisca sp</i> nos flocos do lodo ativado.	81
Figura 5.31. <i>Rotíferos sp</i>	82
Figura 5.32. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 17/12/2003 (E-1).	83
Figura 5.33. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 17/12/2003 (E-1)	84
Figura 5.34. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 06/02/2004 (E-3).	84
Figura 5.35. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 06/02/2004 (E-3)	84
Figura 5.36. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 05/03/2004 (E-4).	85
Figura 5.37. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 05/03/2004 (E-4)	85
Figura 5.38. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 24/03/2004 (E-5).	85
Figura 5.39. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 24/03/2004 (E-5)	86

Figura 5.40. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 11/05/2004 (E-7).....	86
Figura 5.41. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 11/05/2004 (E-7)	86
Figura 5.42. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 07/06/2004 (E-8).....	87
Figura 5.43. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 07/06/2004 (E-8)	87
Figura 5.44. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 14/07/2004 (E-9).....	87
Figura 5.45. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 14/07/2004 (E-9)	88
Figura 5.46. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 12/08/2004 (E-10).....	88
Figura 5.47. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 12/08/2004 (E-10)	88
Figura 5.48. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 26/08/2004 (E-11).....	89
Figura 5.49. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 26/08/2004 (E-11)	89
Figura 5.50. Médias dos resultados obtidos para DQO_{total} afluente e efluente a cada estratégia testada no RBS.....	90
Figura 5.51. Médias dos resultados obtidos para DDO_5 afluente e efluente a cada estratégia testada no RBS.	90
Figura 5.52. Médias das eficiências de remoção de DQO_{total} e DBO_5 a cada estratégia.....	91
Figura 5.53. Médias dos valores de NH_4-N afluente e efluente, NO_2-N e NO_3-N efluente a cada estratégia.	92
Figura 5.54. Médias dos valores de PO_4-P afluente e efluente a cada estratégia.....	93
Figura 5.55. Médias das eficiências dos processos de nitrificação, desnitrificação e biodesfosfatação a cada estratégia.....	94

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1. Sedimentabilidade do lodo versus IVL.	10
Tabela 4.1. Estratégias operacionais testadas ao longo da pesquisa.	34
Tabela 5.1. Resumo das características operacionais testadas no reator piloto.....	40
Tabela 5.2. Condições operacionais e valores médios obtidos na estratégia 1 (E-1).....	43
Tabela 5.3. Condições operacionais e valores médios obtidos na estratégia 2 (E-2).....	48
Tabela 5.4. Valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 3 (E-3).	49
Tabela 5.5. Valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 4 (E-4).	53
Tabela 5.6. Valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 5 (E-5).	55
Tabela 5.7. Valores médios obtidos no período de estudo da Estratégia 6 (E-6).....	59
Tabela 5.8. Valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 7 (E-7).	60
Tabela 5.9. Valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 8 (E-8).	64
Tabela 5.10. Valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 9 (E-9).	66
Tabela 5.11. Condições operacionais e valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 10 (E-10).	69
Tabela 5.12. Condições operacionais e valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 11 (E-11).	73
Tabela 5.13. Resultados de índice volumétrico de lodo ao longo do período de estudo.....	76

LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

A/M	Relação alimento por microrganismo
AGV	Ácido Graxos Voláteis
APHA	American Public Halph Association
ATP	Adenosina-Trifosfato
ATV	Abwassertechnische Vereinigung - Associação Técnica de efluentes líquidos da Alemanha
C:N:P	Relação carbono/nitrogênio/fósforo
CaCO ₃	Carbonato de Cálcio
CASAN	Companhia Catarinense de Água e Saneamento
C _{DQO}	Concentração da Demanda Química de Oxigênio
CETESB	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
CF _{NOx}	Concentração final do nitrogênio na forma oxidada
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COT	Carbono Orgânico Total
COV	Carga Orgânica Volumétrica
CR _{NH4}	Concentração remanescente de nitrogênio amoniacal
CTC	Centro Tecnológico
DBO ₅	Demando Bioquímica de Oxigênio de 5 dias
DMAE	Departamento Municipal de Água e Esgoto de Porto Alegre
DN	Desnitrificação
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DQO:N ou DQO/N	Relação da Demanda Química de Oxigênio e Nitrogênio
ENS	Engenharia Sanitária e Ambiental
EPA	Enviromment Protetion Agent
FATMA	Fundação do Meio Ambiente de Santa Catarina
Fig.	Figura
h/d	Hora por Dia
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
IVL	Índice Volumétrico de Lodo
LABEFLU	Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos
LIMA	Laboratório Integrado de Meio Ambiente
N	Nitrificação
NH ₄ – N	Íon Amônio ou Nitrogênio Amoniacal expresso como nitrogênio
NO ₂ – N	Nitrito expresso como nitrogênio

$\text{NO}_3 - \text{N}$	Nitrato expresso como nitrogênio
$\text{NO}_x - \text{N}$	Compostos do nitrogênio na forma oxidada (nitrito + nitrato) expresso como nitrogênio
\emptyset	Diâmetro
OAF	Organismos Acumuladores de Fosfato
OD	Oxigênio Dissolvido
PET	Polietileno Terftalo
pH	Potencial Hidrogeniônico
PMF	Prefeitura Municipal de Florianópolis
PNSB	Pesquisa Nacional de Saneamento Básico
$\text{PO}_4 - \text{P}$	Fosfato expresso como fósforo
PPGEA	Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental
PVC	Policloreto de Vinila
Q	Vazão
RBS	Reator em batelada seqüencial
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
ST	Sólidos Totais
SUS	Sistema Único de Saúde
T (°C)	Temperatura em graus célsios
TRH	Tempo de Retenção Hidráulica
USFC	Universidade Federal de Santa Catarina
Ve	Volume de enchimento por ciclo
Vt	Volume total do reator
Xaflu	Concentração do afluente do reator
Xeflu	Concentração do efluente do reator
ε	Eficiência de Remoção (%)
σ^2	Desvio Padrão

RESUMO

Este trabalho apresenta o estudo realizado em reator de lodo ativado em batelada seqüencial no tratamento de esgoto sanitário, tendo como objetivo avaliar seu desempenho quanto à remoção biológica de carbono, nitrogênio e fósforo. A unidade piloto foi fabricada em chapa de ferro cilíndrica com dimensões de 2,0m de altura e 1,0m de diâmetro; trabalhou com volume máximo de esgoto de 1,2 a 1,4 m³. O reator foi operado seguindo o funcionamento dos reatores em batelada seqüencial, sendo diferenciado apenas nas fases de enchimento, que era feito de forma escalonada, ou seja, depois de um tempo pré-determinado para as fases das reações biológicas era realizado um novo enchimento e seqüencialmente era feita repetição de novas fases das reações biológicas. Foram testadas diferentes estratégias de funcionamento do reator. As cargas orgânicas aplicadas em termos de DQO variaram de 0,33 a 2,14 kg DQO/ m³.dia e o tempo de retenção hidráulica variou entre 4 e 12 horas. O monitoramento foi realizado através de análises físico-químicas no meio líquido e observações microscópicas dos flocos do lodo ativado. Independente das condições operacionais impostas no reator ao longo de 10 meses de operação, o tratamento apresentou eficiência média de 78,2% (\pm 12,4%) para a remoção de DQO total, sendo a concentração média do efluente da ordem de 97 mgDQO/L. Igualmente, os resultados obtidos para DBO₅ no efluente variaram entre 0,4 a 27,6 mgDBO₅/L, estando abaixo do limite máximo recomendado pelo Decreto 14.250/81 de Santa Catarina (60 mg/L). A nitrificação foi bastante eficiente, apenas 30% de todas as amostras coletadas do efluente final apresentaram concentrações de amônia acima de 5,0 mg/L, valor máximo exigido pela Resolução CONAMA n° 20/86. A desnitrificação apresentou eficiência média que variou de 30,0 a 86,2% e a biodesfosfatação de 22,2 a 77,9%. O uso da microscopia óptica apresentou-se como uma ferramenta de avaliação rápida das condições operacionais do reator; os flocos do lodo apresentaram uma grande variedade de microrganismos.

PALAVRAS-CHAVE: Reator em batelada seqüencial, esgoto sanitário, nitrificação, desnitrificação e biodesfosfatação.

ABSTRACT

This work presents the study about a sequencing batch reactor as an activated sludge system in the treatment of domestic wastewater. The objective was the evaluation of the SBR performance in relation to the biological removal of carbon, nitrogen and phosphate. The reactor in pilot scale worked with a maximum wastewater volume of 1,2 - 1,4 m³, with the dimension of 2,0 m height and 1,0 m diameter. The reactor worked with all the common components of the SBR technology, filled for a discrete time period, up to 4 times in one cycle, and after that, operating in a batch treatment mode. After the sedimentation and the discharge, a new cycle was initiated. The applied total volumetric load had varied between 0,33 – 2,14 kgCOD/day and the hydraulic retention time between 4 and 12 hours. The monitoring was realised by the analyzing of filtrated samples and by the microscopic investigation of activated sludge flocs. Independent of the applied operational conditions in the reactor, during the operation period of 10 months, the system presented an average efficiency of 78,2% (\pm 12,4%) for the total removal of DOQ, with an average effluent concentration of 97 mgDQO/L. The results of the BOD₅-analizes in the effluent, varying between 0,4 and 27,6 mgBOD₅/L, were under the maximum limit, specified by the Decree 14.250/81 of Santa Catarina (60 mg/L). The nitrification was sufficiently efficient, only 30% of the effluent samples had presented an ammonia concentration above of 5,0 mg/L, the maximum value demanded by the Resolution CONAMA n°20/86. The denitrification presented an average efficiency, varying between 86,2 - 30,0 %, and the enhanced biological phosphorus removal a capacity of 77,9 - 22,2%. The optic microscopy was used as a tool of fast evaluation of the operational conditions of the reactor; the flakes of the sludge had presented a great variety of microorganisms.

KEY WORDS: Sequential batch reactor, wastewater, nitrification, denitrification e enhanced biological phosphorus removal.

1 INTRODUÇÃO

Nos últimos anos, o Brasil tem experimentado um processo de urbanização desenfreada, bem como uma concentração da população e das atividades econômicas sobre o mesmo espaço, o que tem causado pressões sobre o meio ambiente e a conseqüente alteração da qualidade ambiental dos municípios brasileiros, em virtude do modelo de desenvolvimento adotado.

As modificações da natureza em todas as suas formas, geradas pela atividade humana, ameaçam a qualidade de vida do próprio ser humano. O principal agente causador da poluição das águas é o homem, uma vez que no exercício de suas atividades sociais e econômicas ocorre a geração de resíduos que necessitam tratamento e disposição adequada. A questão a se destacar é “como e onde estes resíduos podem ser descartados de forma ambientalmente correta, sem prejuízos ao planeta Terra?”.

O objetivo principal do tratamento de esgotos é proteger, de maneira econômica e socialmente aceitável o meio ambiente e a saúde pública. Em vários países existem legislações que exigem um padrão de lançamento dos esgotos nos corpos receptores. No Brasil, o órgão responsável por esses padrões é o Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) que estabelece através da Resolução 20/86 os padrões de qualidade das águas naturais e os padrões de lançamento de esgoto no corpo receptor.

Nos últimos anos, têm sido realizadas pesquisas que procuram por processos de tratamento de esgotos que ocupem espaço físico reduzido, pois em geral, as grandes cidades, devido ao seu “crescimento”, não possuem mais espaço reservado para a implantação de estações de tratamento.

O tratamento de águas residuárias em reator em batelada seqüencial tem despertado interesse recentemente, devido à: pequenas áreas ocupadas pelas unidades de tratamento, redução de custos em relação aos processos contínuos e possibilidade de remoção conjunta de matéria carbonácea e dos nutrientes fósforo e nitrogênio, este nas suas várias formas, em um único ciclo de operação (SHEKER et al., 1993; MORGENROTH & WILDERER, 1998; Van LOOSDRECHT & JETTEN, 1998; LEE et al., 1997; MOREIRA et al., 2002).

O processo de tratamento utilizando RBS foi mais difundido e implantado em escala real quando foi desenvolvido com mais simplicidade e eficiência o processo de

automação, haja vista que o tipo de processo em batelada necessita deste para efetivar todas as mudanças de fases.

A característica fundamental dos processos descontínuos como o reator RBS é a magnitude da flexibilidade do processo, que é função da habilidade para simplificar o ajuste do tempo dos ciclos operacionais nos casos de variações de carga (WILDERER et al., 1997).

O programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental (PPGEA) da Universidade Federal de Santa Catarina, está iniciando estudos em reator de lodo ativado em batelada seqüencial com esgoto sanitário, dentro da linha de pesquisa “Tratamento de Águas e Efluentes”.

Neste trabalho foi estudado um RBS do tipo lodo ativado com enchimento escalonado, objetivando o desenvolvimento de uma tecnologia moderna de tratamento de esgotos para remover carbono, nitrogênio e fósforo.

Portanto, a importância dessa pesquisa reside no fato de existirem poucos trabalhos no Brasil, que tratam do uso de sistemas RBS com enchimento escalonado, podendo, servir, então, de base comparativa, em especial como sistema de tratamento descentralizado de esgoto sanitário, a ser utilizado em cidades de pequeno e médio porte, balneários, bairros, condomínios, etc.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

O objetivo geral deste trabalho é estudar o tratamento biológico de efluente sanitário em um reator piloto de lodo ativado em batelada seqüencial (RBS) verificando seu desempenho quanto à remoção biológica de carbono e nutrientes (nitrogênio e fósforo), a fim de obter um efluente tratado com qualidade que atenda aos padrões de lançamento recomendados pela legislação ambiental brasileira.

2.2 Objetivos Específicos

Têm-se os seguintes objetivos específicos, direcionados ao detalhamento dos estudos:

- Estudar diferentes estratégias operacionais de ciclos no reator, tais como: mudanças de carga volumétrica; tempo das fases aeróbias, anaeróbias/anóxicas, com a finalidade de aumentar a eficiência de remoção de nutrientes, especialmente para otimizar a relação entre os processos de nitrificação (processo aeróbio), desnitrificação (processo anóxico) e biodesfosfatação (anaeróbio e aeróbio).
- Efetuar estudos quantitativos como a relação A/M e o Índice Volumétrico de Lodo (IVL) e qualitativos através das observações microscópicas do lodo ativado desenvolvido no reator.
- Analisar o desempenho do reator RBS no tratamento de esgoto sanitário, através de sua eficiência e viabilidade.
- Verificar a melhor condição operacional implantada no sistema.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Considerações sobre o saneamento no Brasil

A influência do homem sobre os recursos hídricos que o cercam é muito grande, especialmente em regiões densamente povoadas ou em regiões turísticas, como todo litoral do Brasil, cujo lançamento contínuo de cargas orgânicas e tóxicas em suas bacias hidrográficas tem provocado a degradação dos corpos d'água receptores.

A degradação dos corpos hídricos, provocada pela alta concentração da população e pela escassez da coleta e tratamento dos esgotos produzidos, apresenta o efeito de impulsionar a captação de água bruta para abastecimento público em regiões cada vez mais distantes, gerando conseqüentemente maiores investimentos para a garantia da universalização do serviço. Outra conseqüência deste fato é o aumento no aparecimento de doenças de veiculação hídrica que se torna um problema de saúde pública seja pela elevação dos índices de mortalidade infantil ou pelos gastos incrementados no setor. Segundo estatísticas do Sistema Único de Saúde (SUS), no ano de 2000 as doenças de veiculação hídrica, como diarreia, disenteria, cólera, leptospirose, amebíase, hepatite infecciosa, esquistossomose, febre tifóide e paratifóide, foram responsáveis por cerca de 888 mil internações na rede pública de saúde no Brasil.

Em relação ao esgotamento sanitário, 48% dos municípios brasileiros não têm coleta de esgoto. O Norte é a região com a maior proporção de municípios sem coleta (92,9%), seguido do Centro-Oeste (82,1%), do Sul (61,1%), do Nordeste (57,1%) e do Sudeste (7,1%). Do total de municípios que contêm coleta, o Brasil ainda possui 40% dos esgotos coletados sem tratamento nenhum. Nesses casos, os principais receptores do esgoto (*in natura*) não coletados, como também dos esgotos coletados mas não tratados são os rios e mares, comprometendo a qualidade das águas utilizadas para abastecimento, irrigação e recreação (IBGE, 2000).

O estado de Santa Catarina possui aproximadamente 9% do esgoto doméstico captado e tratado (IBGE, 2000). Essa percentagem aumenta quando a realidade é transportada para a Região Metropolitana de Florianópolis, que apresenta um total de 45% dos esgotos sanitários coletados e tratados em umas das 5 Estações de Tratamento de Esgoto da cidade (PMF, 2004).

O controle ambiental é uma grande preocupação governamental e dos centros de pesquisa que estudam tecnologias adequadas para reverter a tendência à degradação, a fim de assegurar que não ocorra prejuízos irreparáveis e garantir a melhoria de qualidade das gerações atuais e futuras. Assim, os investimentos em coleta e tratamento de esgotos nos países em desenvolvimento, como o Brasil, têm crescido progressivamente. No ano de 2003, o Governo Federal disponibilizou para o setor de saneamento cerca de R\$ 1,7 bilhões de reais, já no ano de 2004 os recursos financiados para água, esgoto e lixo ampliaram para R\$ 4,5 bilhões e a perspectiva é de que os investimentos continuem em 2005 (PNSB, 2004). Por outro lado, a consciência ambiental crescente da sociedade acarreta uma legislação correspondente mais restritiva e uma cobrança de ações positivas por parte dos Governantes.

Tais demandas, porém, esbarram na escassez de espaço físico e recursos financeiros para o tratamento de volumes de esgotos que só crescem com o passar dos anos. Essa busca de um equacionamento adequado da obtenção de efluentes com parâmetros de qualidade determinados, volumes crescentes e recursos escassos têm apontado para uma fundamental otimização dos projetos de tratamento de esgotos existentes. Nesse sentido torna-se cada vez mais importante o estudo de novos processos de tratamento de esgoto.

Então, torna-se lógico considerar a melhor tecnologia disponível para tratamento dos efluentes, que reduza o investimento inicial e os custos de operação, visando devolver para a natureza os insumos utilizados, em qualidade pelo menos equivalente, sem transferir nenhuma parte do problema para outro local. Um desses sistemas é o reator em batelada seqüencial que conquistou nos últimos anos uma nova importância no mundo inteiro, através do progresso na área de automação. Com a automação de todo o sistema de tratamento é possível remover os nutrientes com uma operação estável, mesmo em regiões que sofrem grandes variações no número de habitantes (WILDERER et al., 2001).

3.2 Necessidade de remoção de nutrientes do esgoto e sua inserção na legislação ambiental brasileira

Deste a década de 60, países desenvolvidos, como Alemanha, Canadá e Estados Unidos, verificaram que os tratamentos existentes não eram suficientes e eficientes no combate à poluição das águas superficiais. Estabeleceu-se que a descarga de grandes

quantidades de nutrientes – notadamente nitrogênio e fósforo – junto com os efluentes de sistemas municipais de lodo ativado, causava sério desequilíbrio ecológico nos corpos d'água receptores. Esse fenômeno, chamado de eutrofização, se devia ao crescimento exacerbado da vida aquática, especialmente algas e cianobactérias que podiam se desenvolver graças à presença de teores elevados de nutrientes (BRANCO, 1986).

Entre os nutrientes, o fósforo na forma de fosfato é o fator limitante mais importante para evitar a eutrofização. A entrada natural do nitrogênio da atmosfera no corpo d'água não pode ser controlado, e ainda muitas plantas aquáticas têm a capacidade natural de fixar o nitrogênio. Por isso um excesso de fósforo causa diretamente o crescimento de algas e cianobactérias, as quais podem liberar toxinas. Os compostos nitrogenados, como NH_3 (amônia) e NH_4^+ (amônio), causam, além da participação na eutrofização, diversos efeitos tóxicos à vida aquática, assim como, o nitrogênio na forma de nitrito ou nitrato que estabelece relação com as doenças de metahemoglobinemia e câncer nos homens (EPA, 1993).

Esgoto não tratado é considerado com uma das principais fontes desses nutrientes. No Brasil, a Lagoa Rodrigo de Freitas na cidade do Rio de Janeiro, o Reservatório da Pampulha na cidade de Belo Horizonte, o Reservatório Paranoá no Distrito Federal de Brasília, o Reservatório do Dique do Tororó e a Lagoa do Abaeté na cidade de Salvador, são exemplos de lagos e reservatórios enriquecidos nutricionalmente, principalmente em função da disposição *in natura* do esgoto doméstico (GIANI & LEONARDO, 1988). Na cidade de Porto Alegre a ocorrência de algas cianofícias (gênero *Planktothrix*) no lago do Rio Guaíba, principal manancial da cidade, vem alterando o gosto e o odor da água a cada época de verão, trazendo prejuízos para os consumidores e grande preocupação por parte do Departamento Municipal de Água e Esgoto (DMAE), que já estuda medidas permanente de controlar a proliferação das algas (Jornal do Comércio, 2005).

Para proteger os corpos d'água receptores de efluentes, tornou-se necessário desenvolver sistemas de tratamento de esgoto terciário, isto é, sistemas que, além dos sólidos sedimentáveis (tratamento primário) e do material orgânico (tratamento secundário), também pudessem remover os nutrientes, nitrogênio (via os processos de nitrificação e desnitrificação) e fósforo (precipitação ou biodesfosfatação) (Van HAANDEL & MARAIS, 1999).

Os requisitos de qualidade de uma água dependem de seus usos previstos, e correspondem a um objetivo desejado. Além disso, há uma padronização de qualidade de

cunho legal, que deve ser seguido pelas entidades envolvidas com seu uso. De forma genérica há três tipos de padrões, também relacionados ao seu uso. O padrão de lançamento no corpo receptor e o padrão de qualidade do corpo receptor são dois tipos de padrões definidos, no Brasil, pela Resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente – CONAMA – nº 20, de 18/06/1986 (CONAMA, 1986). O terceiro padrão é a qualidade para determinado uso imediato, como potabilidade, definido pelo Ministério da Saúde em 2004 pela Portaria nº 518, de 25/03/2004.

A Resolução CONAMA nº 20/86, não estabelece padrão de lançamento de esgotos para a demanda química de oxigênio (DQO), porém esta variável vem sendo cada vez mais utilizada para caracterização de despejos e monitoramento de estações de tratamento devido a sua praticidade e rapidez. Em relação aos nutrientes, a Resolução CONAMA nº 20/86, estabelece padrões de lançamento apenas para amônia total, cujo limite máximo deve ser inferior a 5 mgNH₄-N/L. No caso de esgoto sanitário, torna-se obrigatório a realização da nitrificação, para então atingir o valor padrão estabelecido pela legislação. Observa-se que não existe a preocupação em se garantir a remoção de nitrato dos efluentes gerados, o qual também pode provocar um desequilíbrio no meio aquático.

A Fundação do Meio Ambiente (FATMA), órgão responsável pela execução e fiscalização dos serviços, na forma da legislação ambiental vigente de Santa Catarina, através do Decreto nº 14.250/81, exige um padrão de lançamento de efluentes, tratados ou não, em corpos d'água (lagoas, lagoas e estuários) de 60 mg/L de DBO₅ (ou 80% remoção de DBO₅); garantia de nitrificação total, especificando uma concentração limite de nitrogênio total em 10 mgN_{total}/L, significando uma necessidade de realizar desnitrificação acima de 50%-80% (dependendo da concentração de amônio no esgoto bruto); e ainda um adicional de remoção de fósforo total, exigindo uma concentração de 1 mgP_{total}/L, o que tecnicamente somente pode ser realizado pela precipitação química ou pelo processo de biodesfosfatação. No entanto, apesar das exigências da legislação no País, poucas estações de tratamento de esgotos contemplam uma etapa destinada à remoção de nitrogênio e fósforo (BARBOSA, 2004).

3.3 Reator de Lodo Ativado

Com a finalidade de aumentar a eficiência do tratamento de águas residuárias, iniciou-se nas primeiras décadas do século XX o desenvolvimento do tratamento secundário, que se caracterizou pelo uso de processos biológicos para obter uma remoção mais completa do material orgânico. Foi nessa busca de um sistema eficiente de tratamento secundário que Lockett e Arden desenvolveram em 1914 o sistema de lodo ativado (Van HAANDEL & MARAIS, 1999).

Em linhas gerais, pode-se dizer que se trata de um processo biológico no qual o esgoto afluyente e as bactérias fixadas na forma de flocos de lodo ativado são intimamente misturados, agitados e aerados, a fim de propiciar a floculação biológica nos tanques de aeração, e finalmente a separação dos flocos do meio líquido (esgoto tratado) no decantador secundário e o retorno do lodo para o reator biológico. Como mostra a Fig. 3.1, uma parte pequena do lodo gerado tem que ser tirada da recirculação. Esse lodo chama-se de “lodo em excesso” e a carga de lodo retirada por dia em relação ao volume total de lodo no reator biológico determina a “idade do lodo”.



Figura 3.1. Princípio dos sistemas de lodo ativado

Von Sperling (1997) classifica os sistemas de tratamento quanto à idade de lodo, e por exemplo, considera que para estação com aeração prolongada a frequência da retirada de lodo em excesso é reduzida, mantendo uma idade de lodo bastante elevada, de 18 a 30 dias. Essas condições implicam em um maior volume do reator biológico. Já utilizando o sistema convencional, considera um tempo de lodo na faixa de 4 a 10 dias, conseqüentemente, o volume do reator biológico será muito menor.

Embora o ambiente deste sistema de tratamento de esgoto possa ser considerado aquático, verifica-se que apenas a microfauna é encontrada nesse processo, pois a turbulência não permite o desenvolvimento de organismos maiores e, ainda, a ausência de luz provocada pela elevada turbidez não permite o desenvolvimento de algas.

A comunidade microbiológica existente nos lodos ativados é constituída por decompositores (maioria bactérias, às vezes fungos), que metabolizam a matéria orgânica dissolvida no esgoto, e por consumidores (protozoários e pequenos metazoários), que se alimentam das bactérias e outros organismos. É encontrado ainda rotíferos, nematodas, anelídeos e larvas de insetos. Quando todos estão presentes, a sucessão ecológica do sistema torna-se completa. Os microrganismos estão em pequena concentração ao ingressarem no tanque de aeração, mas encontram condições ambientais extremamente propícias ao seu desenvolvimento, isto é, existe alimento (substrato) em abundância e concentração adequada de oxigênio dissolvido. Essas duas condições, aliadas à presença de nutrientes básicos, normalmente encontrados nos esgotos domésticos, e outros fatores ambientais, como temperatura e pH, permitem a esses organismos reproduzirem-se rapidamente e agruparem-se, formando verdadeiros flocos biológicos sobre os sólidos em suspensão, que servem, então, de suporte e alimento. Estes bioflocos têm a propriedade de absorver as partículas coloidais não sedimentáveis (BRANCO, 1986).

Os flocos de microrganismos do lodo ativado desempenham um papel fundamental no processo de remoção de carbono, nitrogênio e fósforo. De fundamental importância é, também, a propriedade que os flocos possuem de separação do meio líquido por simples mecanismos físicos de sedimentação. Tal separação permite que o efluente final saia clarificado, com reduzidas concentrações de matéria orgânica em suspensão (Von SPERLING, 1996).

O suprimento constante de oxigênio é necessário para as atividades respiratórias dos microrganismos aeróbios e para manter os flocos em suspensão, assegurando um contato permanente entre estes e a matéria orgânica.

O Índice Volumétrico de Lodo (IVL) é o volume ocupado por um grama de lodo após decantação do líquido em aeração por um período de 30 minutos. Sua unidade é mL/g. Quanto menor for o IVL, melhor decantabilidade terá o lodo. Segundo Von Sperling (1997), o IVL pode ser interpretado da seguinte forma:

Tabela 3.1. Decantabilidade do lodo versus IVL.

Decantabilidade	IVL (mL/g)
Ótima	0-50
Boa	50-100
Média	100-200
Ruim	200-300
Péssima	> 300

Fonte: Adaptado de Von Sperling (1997).

3.4 Reator em batelada seqüencial (RBS)

3.4.1 Histórico do desenvolvimento do reator RBS

Os primeiros sistemas implantados do reator em batelada seqüencial (RBS) apresentaram problemas operacionais, principalmente devido a necessidade de automação (WILDERER et al., 1997). Sendo assim, os sistemas de lodo ativado de fluxo contínuo foram sendo utilizados preferencialmente até os anos 70, quando a automação foi tecnicamente possível e Irvine e Davis (1971) desenvolveram um esquema de preenchimento utilizado até os dias atuais. Arden e Lockett, em 1923, é que originalmente desenvolveram o processo em batelada conhecido com os métodos de enchimento, aeração, sedimentação e esvaziamento no mesmo tanque (IRVINE & BUSCH, 1979; GORONSZY, 1979; JORDÃO & PESSÔA, 1995).

Embora o início da utilização dos reatores com operação intermitente (batelada) tenha se dado há décadas, foi a partir do início da década de 80 que essa tecnologia tornou-se mais difundida e aplicada no tratamento de uma maior diversidade de efluentes. Isso se deve, parcialmente, ao melhor conhecimento do sistema, ao emprego de vertedores flutuantes mais confiáveis, ao desenvolvimento de uma instrumentação mais robusta e à utilização de controles com microprocessadores. Nos últimos anos, face à crescente preocupação quanto ao lançamento de nutrientes nos cursos d' água, os reatores de batelada têm sido modificados para se alcançar a nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de fósforo (Von SPERLING, 1997; HOFFMANN et al., 2004).

Irvine e Bush descreveram o RBS sugerindo uma terminologia uniforme, demonstraram que era possível adaptar sistemas contínuos em sistemas descontínuos, obtendo expressivo ganho de eficiência, economia de energia e custos operacionais desde que fosse introduzido o controle eletrônico nas diversas operações repetitivas para um sistema de tratamento desse tipo. Somente a partir dos estudos de Irvine et al., na década de 80, o sistema RBS passou a ser considerado como uma alternativa interessante para tratar esgotos no Brasil (LUZ, 1998).

As vantagens em relação aos métodos convencionais de lodos ativados são: forma simplificada de construção; facilidade de colocação de equipamentos com instalações tecnicamente simples; grande flexibilização, no que diz respeito à variação das cargas e vazões; funcionamento relativamente simplificado; e boa decantabilidade do lodo (WILDERER et al., 1997; Van HAANDEL & MARAIS, 1999).

A necessidade de automação era considerada como desvantagem, até que nos últimos 20 anos foram desenvolvidos grandes modificações nesta área de estudo, caracterizando como uma grande vantagem para sistemas de tratamento, pois garante uma operação estável e a realização da remoção de nutrientes sem custos elevados e sem necessidade de presença do operador (WILDERER et al., 1997). O reator em batelada seqüencial apresenta a desvantagem de descartar o efluente tratado de forma pontual, a cada término do ciclo, o que acarreta um grande choque de carga para o corpo receptor.

3.4.2 Princípios de funcionamento do RBS

O reator em batelada seqüencial dispõe dos mesmos processos de purificação dos que os processos convencionais de lodos ativados.

Von Sperling (1997) define o processo RBS como um reator de mistura completa onde ocorrem todas as etapas do tratamento. Isso é conseguido através do estabelecimento de ciclos de operação com durações definidas. A massa biológica permanece no reator durante todos os ciclos, eliminando dessa forma a necessidade de decantadores separados e das elevatórias de recirculação do lodo. A Fig. 3.2 apresenta os ciclos normais de tratamento, sendo eles:

- a) Enchimento: entrada de esgoto bruto ou decantado no reator;
- b) Reação: aeração/mistura da massa líquida contida no reator;

- c) Decantação: decantação e separação dos sólidos em suspensão do esgoto tratado;
- d) Descarga ou esvaziamento: retirada do esgoto tratado do reator;
- e) Repouso: ajuste de ciclos e remoção do lodo excedente.

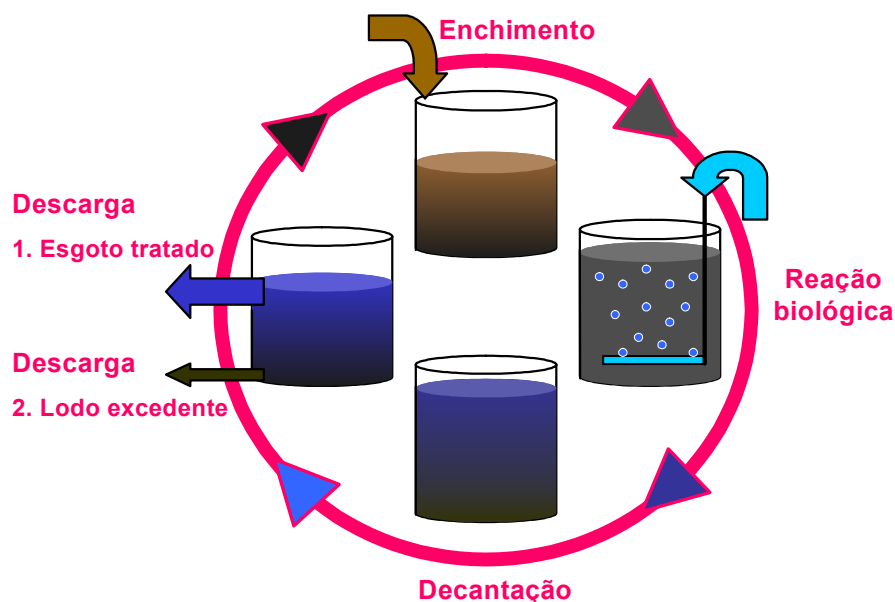


Figura 3.2. Princípio de um ciclo no reator em batelada seqüencial.

A fase do enchimento fornece a adição do efluente podendo ser estático, misturado ou aerado, dependendo do objetivo do tratamento. O enchimento estático resulta no mínimo de energia inserida e alta concentração de substrato até o final do enchimento. O enchimento com mistura resulta na desnitrificação, se nitratos estão presentes, uma subsequente redução de demanda de oxigênio e da energia inserida. O enchimento com aeração resulta no começo da reação aeróbia. Se o enchimento com mistura é selecionado, a concentração de substrato, a concentração de oxigênio dissolvido e a concentração de nitrato variam durante o período de enchimento (WILDERER et al., 1997).

A etapa da reação tem por objetivo completar as reações iniciadas na fase do enchimento. A fase de reação é realizada com mistura completa, podendo ser em condições anóxicas/anaeróbias e aeróbias (WILDERER et al., 1997).

A fase de decantação é a separação sólido-líquido. Esta fase é semelhante ao que acontece em clarificadores de tratamentos biológicos, sendo mais eficiente do que os decantadores contínuos (FERREIRA, 2000). A etapa de descarga é a retirada do efluente tratado do sistema.

A característica fundamental dos processos descontínuos é a magnitude da flexibilidade do processo, no qual se consegue o ajuste do tempo dos ciclos através da mudança do tempo das fases no painel de controle; isto torna os RBS bastante simplificados para o equacionamento de problemas provenientes de grandes variações de carga (WILDERER et al., 1997).

3.5 Remoção biológica da matéria carbonácea

Segundo Von Sperling (1996), a matéria orgânica carbonácea (baseada no carbono orgânico) presente nos esgotos afluentes a uma estação de tratamento divide-se nas seguintes frações:

- classificação quanto à forma e tamanho
 - em suspensão (particulada)
 - dissolvida (solúvel)
 - coloidal
- classificação quanto à biodegradabilidade
 - inerte
 - biodegradável

Na prática, usualmente não há necessidade de caracterizar a matéria orgânica em termos de proteínas, gorduras, carboidratos, etc.

A base para o entendimento dos fundamentos da remoção de matéria carbonácea em processos de tratamento de esgotos reside no fato que um alimento afluente (substrato) é fornecido aos microrganismos que o metabolizam, isto é, incorporam parte do material biodegradável, enquanto o que resta é oxidado a compostos mais simples.

O principal efeito ecológico da poluição orgânica em um curso d'água é, principalmente, o decréscimo dos teores de oxigênio dissolvido. Dessa mesma forma, no tratamento de esgotos por processos aeróbios, é fundamental o adequado fornecimento de oxigênio, para que os microrganismos possam realizar os processos metabólicos conduzindo à estabilização da matéria orgânica.

A concentração de substrato pode ser quantificada utilizando-se uma medida direta de medição, como o carbono orgânico total (COT) ou representada indiretamente através da medição do consumo de oxigênio, pelo teste da demanda bioquímica de oxigênio (DBO) ou pela demanda química de oxigênio (DQO).

As bactérias heterotróficas, responsáveis pela degradação do material orgânico, oxidam o composto transformando-o em gás carbônico mais água, utilizando o oxigênio dissolvido para tal (Equação 3.1). Isso ocorre se for mantido um fator de carga alimento/microrganismos (A/M) adequado para as condições do bioreator. Quando a concentração de substrato (alimento) for elevada, tem-se um fator de carga elevado, resultando em concentrações ainda elevadas no efluente final. Se houver uma redução adequada do fator de carga, haverá uma eficiência na remoção de matéria carbonácea (concentração baixa de DQO no efluente final). Porém, se esse fator de carga for muito reduzido devido à baixa concentração de substrato, prevalecerá o mecanismo de respiração endógena característico de sistemas de aeração prolongada (GRAY, 1990).



3.6 Remoção biológica de nitrogênio

A remoção biológica de nitrogênio é possível através dos processos sequenciais de nitrificação e desnitrificação.

O primeiro processo é a oxidação biológica de amônia para nitrato através do nitrito, enquanto que o segundo processo é a redução biológica de nitrato para nitrogênio molecular, usando-se material orgânico como redutor de elétrons.

Nas primeiras unidades construídas para a remoção biológica de nitrogênio, o efluente nitrificado de um sistema de lodo ativado era descarregado num segundo sistema, este não aerado, e ao qual se adicionava material orgânico, geralmente na forma de metanol. Desse modo tinha-se dois sistemas sequenciais com lodos diferentes, sendo que no primeiro desenvolvia-se a nitrificação e no segundo a desnitrificação. Entretanto, observou-se rapidamente que o próprio material orgânico presente na água residuária podia ser usado para a redução de nitrato, com a dupla vantagem de dispensar a adição de material orgânico externo e a necessidade do segundo sistema de lodo ativado. Nos

sistemas de lodo ativado de tanque único, o reator biológico se divide em zonas aeradas, onde ocorre nitrificação, e zonas não aeradas, onde se desenvolve a desnitrificação (Van HAANDEL & MARAIS, 1999).

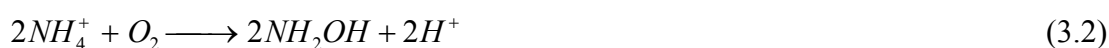
3.6.1 Nitrificação

3.6.1.1 Princípio da nitrificação

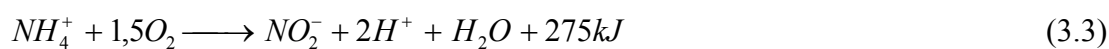
A primeira evidência experimental de que a nitrificação era biológica foi dada por Schloesing e Muntz em 1877. Eles adicionaram efluente de esgoto em um tubo longo, cheio com areia esterilizada e carbonato de cálcio (CaCO_3). Depois de 20 dias, o íon amônio (NH_4^+) havia desaparecido e o nitrato (NO_3^-) estava presente. Warington, em 1878, em Rothamsted, no Reino Unido, descobriu que a nitrificação era um processo de duas etapas envolvendo dois grupos de microrganismos. Um grupo oxidava NH_4^+ a NO_2^- , e um outro oxidava NO_2^- a NO_3^- . Entretanto ele não isolou os organismos responsáveis. Winogradsky é reconhecido como sendo o primeiro a isolar as nitrificantes (PAUL & CLARK, 1996).

Como observado nas equações 3.2, 3.3 e 3.4, a oxidação de NH_4^+ a NO_2^- e então NO_3^- é um processo que rende energia.

Oxidação de Amônia a Nitrito



Ou,



Oxidação de Nitrito a Nitrato



Os microrganismos utilizam a energia gerada para assimilar CO_2 . Exigências de carbono para as bactérias nitrificantes em estações tratando esgoto doméstico são satisfeitas pelo gás carbônico, bicarbonato, ou carbonato. A nitrificação é favorecida pela presença de oxigênio e alcalinidade suficiente para neutralizar os íons de hidrogênio produzidos durante o processo de oxidação (BITTON, 1994).

É importante considerar que as bactérias nitrificadoras têm velocidade de crescimento mais lenta que as que removem matéria carbonácea, necessitando, portanto, permanecerem mais tempo no bioreator para que possam oxidar o nitrogênio amoniacal. Dessa forma, na maioria das vezes, a idade de lodo de projetos dimensionados para que haja a nitrificação deverá ser mais elevada. Nos últimos anos vem se aprofundando o estudo da influência da idade de lodo no processo de lodos ativados, sendo observado a possibilidade de alcançar uma ótima nitrificação em tempo de idade de lodo de 3 dias, dependendo das condições climáticas (temperaturas elevadas, por exemplo). Wolff (2005) estudando a comparação de idade de lodo de 3 e 10 dias em reatores híbridos (biomassa floculada + biomassa fixa) verificou que esta variável não desempenhava um papel importante na remoção de nitrogênio, a qual estava ligada na biomassa fixa.

3.6.1.2 *Microorganismos envolvidos no processo da nitrificação*

Os microrganismos responsáveis pela nitrificação são as bactérias nitrificantes que são divididos em dois grupos principais: *Nitrosomonas* é um gênero típico dos seis que oxidam amônia a nitrito (por exemplo *N. europaea*, *N. oligocarbogenes*, *Nitrospira*, *Nitrosococcus*, *Nitrosovibrio* e *Nitrosolobus*) e *Nitrobacter* (por exemplo, *N. winogradski*, *Nitrospira*, *Nitrocystis* e *Nitrococcus*) que representam um número menor de gêneros que oxidam nitrito a nitrato (FOCHT & VERSTRAETE, 1977 *apud* BITTON, 1994; RITTMANN & McCARTY, 2001). Essas bactérias realizam a transformação da amônia, resultante da degradação das proteínas ou aminoácidos existentes no esgoto, em nitratos, que constituem um dos mais importantes fatores limitantes no crescimento de algas (BRANCO, 1986). Recentemente, com uso de metodologia genética para classificar os microrganismos, foi identificado que as *Nitrosomonas* e *Nitrobacter* nem sempre predominam nas estações de tratamento de esgoto durante o processo de nitrificação.

3.6.1.3 *Fatores que afetam a nitrificação*

a) pH e Alcalinidade

A produção de NO_3^- está relacionada com as características do esgoto, como os valores de pH da solução. Para que a taxa de nitrificação seja ótima e aproximadamente

constante, o pH deve ficar na faixa de 7,2 a 8,0. Abaixo de 7,2 ou acima de 8,0 a velocidade de crescimento máxima das bactérias nitrificantes decresce, inibindo a transformação de nitrito a nitrato (Von SPERLING, 1997). Surampalli et al. (1997), recomenda um pH ótimo para a nitrificação na faixa de 7,5 a 9,0. Abaixo de 7,0 e acima de 9,8 a taxa de nitrificação é 50% menor que a taxa ótima.

Na faixa de pH 5 a 8, em um reator biológico aquoso, o pH de equilíbrio deste reator será governado pela quantidade de CO₂ e alcalinidade presentes no sistema. Níveis altos de pH devem ser mantidos com baixos níveis de alcalinidade em reatores biológicos onde ocorre liberação de CO₂. Teoricamente a taxa de destruição da alcalinidade é de 7,1 mgCaCO₃/mg por amônia oxidada. O consumo de alcalinidade observado é geralmente igual ou menor do que o determinado teoricamente (FERREIRA, 2000).

b) Concentração de Oxigênio Dissolvido

Como o oxigênio é um requisito obrigatório para todas as espécies nitrificantes, a aeração torna-se essencial para a nitrificação. A difusão de O₂ no esgoto é controlada por fatores como a temperatura, altitude e carga orgânica. Ferreira (2000) concluiu que a velocidade de crescimento das *Nitrossomonas* não está limitada em níveis de OD acima de 1,0 mg/L, mas na prática, é requerido um OD maior do que 2,0 mg/L. Porém, em projetos de sistemas de lodo ativado é recomendado que o nível mínimo de OD seja estimado em 2,0 mg/L no reator biológico para prever picos de carga de amônia no meio líquido. Segundo a EPA (1993) o valor de OD no meio líquido não deve ser menor que 0,5 mg/L, abaixo deste valor haverá acúmulo de nitrito, pois as bactérias responsáveis pela oxidação do nitrito a nitrato são mais sensíveis a baixas concentrações de oxigênio.

c) Temperatura

A temperatura também influencia na velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes. As reações gerais de mineralização que produzem NH₄⁺ são menos sensíveis a temperatura baixa; por isso NH₄⁺ acumula-se em esgotos frios. Em áreas temperadas, a nitrificação é maior na primavera e outono e menor no verão e inverno (FERREIRA, 2000). O processo de nitrificação ocorre numa larga faixa de temperatura, de 4° a 45° C, sendo a temperatura ótima para *Nitrossomonas* igual a 35° C, e de 35° a 42° C como ótima

para as *Nitrobacter* (FERREIRA, 2000; DEPPE & ENGEL, 1960; BUSWELL et al., 1954).

d) Substâncias Tóxicas

As nitrificantes estão sujeitas a inibição de substrato e também são bastante sensíveis a várias combinações tóxicas presentes no esgoto. Parece que muitas dessas combinações são mais tóxicas as *Nitrosomonas* que as *Nitrobacter*. O material orgânico presente no esgoto não é diretamente tóxico às nitrificantes, a inibição pode ser indireta e pode ser devida a depleção de OD pelos organismos heterótrofos. As combinações mais tóxicas para as nitrificantes são cianeto, sulfetos, fenóis, anilinas e metais pesados (prata, mercúrio, níquel, cromo, cobre e zinco) (BITTON, 1994; EPA, 1993). Ainda como uma substância tóxica está a amônia na forma livre (NH₃), que mesmo em concentrações baixas é tóxica para os microrganismos envolvidos no tratamento e ainda para a vida aquática, podendo ser fatal para os peixes, pois afeta o sistema nervoso central dos animais, reduzindo sua capacidade de consumir oxigênio e diminuindo sua resistência a doenças (Van DONGEN et al., 2001).

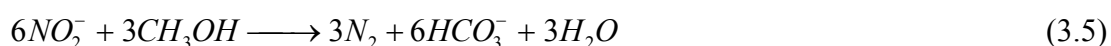
3.6.2 Desnitrificação

3.6.2.1 Princípio da desnitrificação

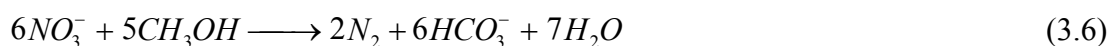
A desnitrificação assume grande importância no tratamento de águas residuárias removendo nitrogênio, principalmente na forma de nitrato, contribuindo assim para mitigar o problema da eutrofização nos corpos d'água receptores. No processo, o NO₃⁻ é reduzido biologicamente sob condições anóxicas ou em baixas concentrações de oxigênio, a óxidos gasosos de nitrogênio (NO, N₂O) e estes finalmente para N₂ atmosférico (TIEDJE et al., 1982).

Nas equações 3.5 e 3.6 observam-se os processos de redução (desnitrificação) do NO₂⁻ e NO₃⁻ a nitrogênio gasoso.

Desnitrificação do Nitrito



Desnitrificação do Nitrato



A desnitrificação deve ser precedida da nitrificação, sendo seus microrganismos heterotróficos facultativos, isto é, a desnitrificação é realizada por certas bactérias que na falta de oxigênio livre (O_2), como acceptor de hidrogênio, para seu metabolismo respiratório utilizam o oxigênio presente no nitrato ou nitrito (acceptor de hidrogênio, no caso). Portanto, esses organismos heterotróficos que são capazes de utilizar tanto o oxigênio dissolvido quanto os nitratos, usarão sempre o primeiro, enquanto este estiver em disponibilidade, a fim de obter a maior quantidade possível de energia para o metabolismo, mas quando o oxigênio é extinto, eles modificam o sistema enzimático para utilizar nitratos, reduzindo-os a nitrogênio gasoso (BRANCO, 1986).

Trata-se de um processo exclusivamente bacteriano, entretanto, foi observada a participação de fungos que catalizam a desnitrificação (SHOUN et al. 1992). Embora abranja a maior diversidade e distribuição de microrganismos entre os demais processos de biotransformações inorgânicas, são escassos os estudos sobre a ecologia das populações de bactérias desnitrificantes em esgotos (TIEDJE et al., 1982).

A cinética da desnitrificação pode ser descrita através de equações, de maneira similar a outras reações químicas por via microbiana, como a própria nitrificação ou como a remoção de matéria orgânica. A taxa de remoção de nitrato pode ser correlacionada com a fração do substrato (expresso como DQO) e do nitrato que é usado para síntese da biomassa, assim como, a fração do nitrato que é utilizada na respiração anóxica e na respiração endógena (FERREIRA, 2000).

A maior parte dos estudos no Brasil sobre desnitrificação são aplicados à produtividade agrícola, porém, mais recentemente vêm sendo utilizados nos tratamentos de águas residuárias municipais, associando-se processos de nitrificação, desnitrificação, diferentes fontes de carbono, diferentes tipos de reatores e condições de operação. As bactérias desnitrificantes além de utilizarem o carbono de compostos naturais, podem degradar compostos aromáticos e antropogênicos (GARCIA et al., 1981), detergentes não iônicos (DODGSON et al., 1984) e solventes a base de cloro (BOUWER & Mc CARTY, 1983).

A desnitrificação necessita de uma fonte de carbono e quando incorporada ao processo de lodos ativados pode gerar grandes vantagens no tratamento, pois a parte da

matéria orgânica carbonácea (DBO_5 ou DQO) que foi consumida durante a desnitrificação, não é mais transportada para a fase de aeração. Portanto, o oxigênio é utilizado para a nitrificação, economizando então, a energia. Por outro lado, segundo ATV (1997) a desnitrificação pode recuperar em torno de 50% da alcalinidade perdida durante o processo de nitrificação, além de produzir um efluente final com menor concentração de $\text{NO}_3\text{-N}$.

A desnitrificação, mesmo não exigida pelo CONAMA (1986), é absolutamente recomendável para todos os sistemas de lodo ativado, por causa de suas vantagens econômicas e operacionais, como menor produção do lodo em excesso, menor gasto da energia para a aeração, melhor sedimentabilidade do lodo no decantador secundário, a recuperação da alcalinidade, necessária em esgotos com baixa alcalinidade natural e sua integração facilmente realizável (Von SPERLING, 1997; EPA, 1993; HOFFMANN et al., 2004)

3.6.2.2 Microrganismos envolvidos no processo da desnitrificação

Cerca 90-95% das bactérias do lodo ativado de uma estação dimensionada para a remoção de nutrientes são bactérias heterotróficas, e cerca de 75 % de todas as bactérias heterotróficas do lodo ativado são bactérias facultativas capazes de desnitrificar, isto é, podem utilizar o nitrato como acceptor final dos elétrons (METCALF & EDDY, 2003).

3.6.2.3 Fatores que afetam a desnitrificação

a) Presença de nitrato e ausência de OD na mistura líquida

Teoricamente recomenda-se um nível máximo de 0,2 a 0,3 mg OD/L, acima deste valor a desnitrificação é reduzida significativamente (Van HAANDEL & MARAIS, 1999). Na prática é usual e aceitável se trabalhar com 0,5 mg OD/L, com máximo de 1,0 mg/L, onde começa a inibição mais intensa da desnitrificação (FERREIRA, 2000). Em condições com baixas concentrações de oxigênio dissolvido, a biomassa utiliza o oxigênio dos nitratos para respirar, ocorrendo então a desnitrificação.

b) pH e Alcalinidade

O pH ótimo para que ocorra a desnitrificação está na faixa de 6,5 a 7,5, com uma queda de 70% na taxa de desnitrificação para um pH de 6,0 a 8,0 (Van HAANDEL & MARAIS, 1999). Durante a desnitrificação é produzida alcalinidade em concentrações de 3,57 kg CaCO₃/kg NO₃⁻-N, reduzindo a nitrogênio gasoso (FERREIRA, 2000). Portanto, a principal função da desnitrificação é reverter parcialmente os efeitos da nitrificação e, portanto, elevar o pH do meio.

c) Temperatura

Assim como no processo de nitrificação, a temperatura também tem efeito direto na velocidade de crescimento das bactérias desnitrificantes, as quais em temperaturas elevadas, próximo de 30°C, possuem melhor velocidade de crescimento (FIRESTONE & STEVENSON, 1982). As bactérias que realizam a nitrificação são menos resistentes que as que realizam a desnitrificação, pelo fato das primeiras serem autotróficas e as segundas heterotróficas.

d) Substâncias Tóxicas

As bactérias heterotróficas facultativas geralmente são menos sensíveis a substâncias tóxicas presentes no esgoto do que as bactérias autotróficas nitrificantes. A efetividade do processo de remoção de nitrogênio depende principalmente do processo de nitrificação, pois sem a presença de nitrato no meio líquido não é possível a realização do processo de desnitrificação. Santos et al. (2003) observaram em um reator piloto de lodo ativado em batelada seqüencial que a competição entre as bactérias heterotróficas e as nitrificantes por oxigênio não reduziu a zero os processos de nitrificação e desnitrificação, demonstrando que o oxigênio, dependendo da concentração e da temperatura, pode não funcionar como uma substância tóxica.

e) Presença de material orgânico biodegradável

Para que haja a redução do nitrato é essencial à presença de um doador de elétrons para haver o equilíbrio estequiométrico. O doador utilizado é o material orgânico facilmente biodegradável, DQO ou DBO. As bactérias heterotróficas oxidam o material carbonáceo e paralelamente fazem a redução da forma do nitrogênio existente, no caso o nitrato e às vezes o nitrito.

3.7 Remoção biológica do fósforo (biodesfosfatação)

Van Haandel & Marais (1999) destacam que a remoção de nitrogênio dos esgotos não garante a inibição total do processo de eutrofização, pois o nitrogênio pode ser absorvido por meio gasoso, portanto, na maioria dos casos o fósforo é o fator limitante do processo de eutrofização das águas. Sendo assim, para que tal inibição ocorra há a necessidade de uma remoção significativa do fósforo.

O esgoto doméstico é a principal fonte de fósforo, estando presente, principalmente nas excretas humanas e nos detergentes. O fósforo se encontra presente em esgotos domésticos principalmente como fosfatos e segundo Araújo (1993) *apud* Athayde Jr. et al. (2000) seus teores são geralmente de 6,5 – 9,0 mg/L de fósforo total e 2,0 – 7,0 mg/L de ortofosfato solúvel.

As principais fontes de fósforo no esgoto urbano são as excretas humanas e os detergentes. Alexander & Stevens (1976) mediram a concentração total de fósforo no esgoto coletado de uma cidade da Irlanda do Norte e calcularam a descarga de fósforo como 1,8 gP/cap.d. Esses autores também pesquisaram os resultados obtidos em vários países e mostraram que a concentração de fósforo nas excretas humanas variou entre 1,0 e 1,6 gP/cap.d. e em detergentes 1,5 a 3,0 gP/cap.d.

A concentração de fósforo no esgoto municipal bruto tende a mudar devido ao estilo de vida da população (por exemplo, nutricional), urbanização e desenvolvimento industrial (por exemplo, uso de lavagem a seco).

Marais et al. (1983) indicam que a evolução da remoção biológica de fósforo começou com Levin e Shapiro em 1965, que efetuaram investigações extensivas sobre o armazenamento e liberação do fósforo. Eles nomearam a observação de alta remoção de fósforo de “*luxury uptake*”.

Alguns pesquisadores, como Arvin (1985), afirmam que a remoção de fósforo em um projeto de tratamento biológico também pode ser creditada à precipitação química do fosfato pelos cátions presentes no esgoto. A presença de alguns cátions metálicos, principalmente cálcio, magnésio, ferro, alumínio e zinco, podem conduzir à precipitação de até 6 gP/m³.

Em pesquisas realizadas por Manning & Irvine (1985) e Irvine et al. (1987) foram demonstrados que um RBS, trabalhando com esgoto sintético, obteve os melhores resultados de remoção de fósforo quando o oxigênio dissolvido e o nitrato eram ausentes

durante a primeira etapa da operação. Isto implica em uma desnitrificação completa durante o período de enchimento. Conseguiram ainda nesses estudos, cerca de 50% de eficiência na remoção de fósforo total e 90% da remoção do nitrogênio.

Goronszy & Riegel (1991), Marklund (1993), Subramaniam et al. (1994) e Bortone et al. (1994) também obtiveram bons resultados na remoção de fósforo operando reatores em batelada seqüencial (RBS).

3.7.1 Princípio do processo

A remoção biológica do fósforo se resume, praticamente, em duas etapas:

Etapa anaeróbia: Sob circunstâncias anaeróbias (ausência de oxigênio e nitrato) e presença de substrato facilmente degradável é criada uma condição em que algumas bactérias facultativas são capazes de utilizar o fosfato armazenado no seu metabolismo para adquirir a energia (adenosina-trifosfato-ATP) necessária a degradação do substrato disponível (MARCHETTO et al., 2003; SURAMPALLI et al., 1997; ATV, 1997). A utilização do fosfato é feita através da quebra das ligações de ATP para então ocorrer a absorção do substrato (ácidos graxos voláteis, por exemplo), como resultado a concentração de fósforo solúvel no meio líquido aumenta e a concentração de DBO₅ ou DQO diminui no tanque anaeróbio. O substrato adsorvido é armazenado no interior das células bacterianas até que possa ser utilizado nas condições aeróbias.

Etapa aeróbia: Nas condições aeróbias as bactérias começam a oxidar a DQO armazenada, a qual está muitas vezes na forma de poli-hidroxi-butirato (PHB). Em paralelo, as mesmas bactérias reconstróem o ATP, removendo então o fósforo solúvel do esgoto. O fator mais importante na fase aeróbia é que as bactérias armazenam mais fosfato do que liberaram na fase anaeróbia, ou seja, utilizam todo o fosfato liberado mais um adicional que está presente no esgoto bruto. Essa capacidade das bactérias de adquirir mais fosfato do que liberam constitui a “luxury uptake”, observada na Fig. 3.3 (METCALF & EDDY, 2003; MARCHETTO et al., 2003; SURAMPALLI et al., 1997).

A remoção de fósforo do sistema é efetivada pela descarga do lodo em excesso. O mecanismo da remoção de fósforo através do “enriquecimento” do lodo por esse nutriente

só foi esclarecido satisfatoriamente nos anos 90 (WENTZEL et al., 1990; Van HAANDEL & MARAIS, 1999).

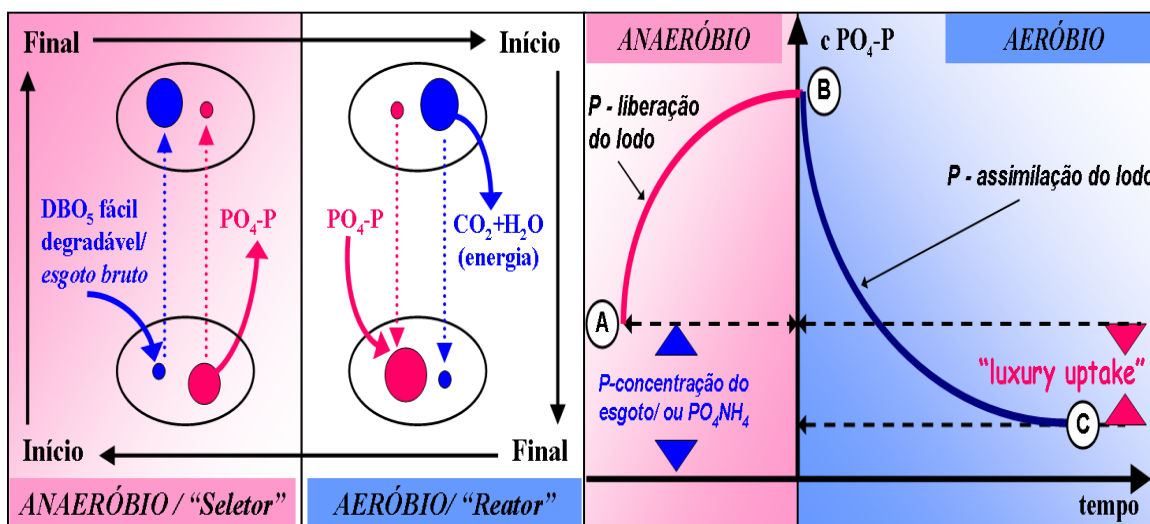


Figura 3.3. Princípio da remoção biológica de fósforo (adaptado de Hoffmann et al., 2004).

3.7.2 Microrganismos envolvidos no processo

Alguns microrganismos presentes no lodo ativado podem armazenar uma quantidade adicional de compostos de fósforo dentro do seu material intracelular. Como primeiro gênero reconhecido está a *Acinetobacter*, que segundo Sedlak (1991) é exclusivamente responsável pela biodesfosfatação. Desde então, muitos pesquisadores constataram uma diversidade de microrganismos que acumulam fósforo.

Para a comunidade dos microrganismos, várias nomenclaturas foram dadas: polyP bactéria, bioP bactéria e PP bactéria. Como exemplo Serrano et al. (1992) citam as denominações de vários autores: *Pseudomonas vesicularis* (SURESH et al., 1985), *Klebsiella premoniae* (GERBSERG, 1985), *Micrococcus* (YE et al., 1988), *Aeromonas hyrphila* (BRODISCH & JOYNES, 1983), *Arthrobacter globiformes* (SHODA et al., 1980), *Moraxella* spp e *Enterobacter* spp (LOTTER & MEUPHY, 1985).

3.7.3 Fatores que afetam a biodesfosfatação

a) Condições anaeróbias

O fator mais importante do desempenho parece ser a criação de uma seqüência de condições anaeróbia e aeróbia (CYBIS & FINGER, 1999; SOARES et al., 2001; BARNARD, 1983). Encontrou-se que as condições inteiramente anaeróbias no primeiro estágio, livre de nitrato e com oferecimento de substrato orgânico facilmente degradável, são essenciais para um processo eficiente quanto à remoção biológica de fósforo.

b) Temperatura

Há indicações que a baixas temperaturas a taxa de liberação de fósforo diminui, implicando na necessidade de maiores tempos de detenção na zona anaeróbia para que haja a conclusão da fermentação e um consumo suficiente de substrato. Deve-se recordar que o processo de remoção biológica de fósforo foi descoberto na África do Sul, onde apresenta clima próximo ao subtropical (METCALF & EDDY, 2003). Vassos et al. (1987) relataram uma operação desse processo na cidade de Kelowna, Canadá, onde alcançaram uma eficiência de 90% na remoção de fósforo, porém, à temperaturas abaixo de 15°C eles observaram um decaimento de eficiência para 60 %.

O clima quente favorece a realização deste processo (METCALF & EDDY, 2003) e, assim, a biodesfosfatação eventualmente ocorre em alguns sistemas de lodos ativados em países como o Brasil, especialmente naqueles sistemas com fases extensas, sem aeração e com alta carga orgânica.

c) Concentração de Oxigênio Dissolvido e Nitrato

A zona anaeróbia do sistema não deve ter oxigênio e nitrato disponíveis. Os níveis elevados de nitrato retardarão ou pararão a liberação do fósforo, porque as bactérias utilizarão a forma combinada do oxigênio para a respiração e os substratos para a redução do nitrato, reduzindo dessa maneira a disponibilidade do substrato para a assimilação pelos Organismos Acumuladores de Fosfato (OAF) (MARCHETTO et al., 2003).

Além Sobrinho (1991) operando um sistema de lodos ativados modificado para remoção de fósforo, evidenciou que a remoção de nitrogênio amoniacal pela nitrificação (produção de nitrato) prejudicava a remoção biológica de fósforo. Isto sugere que os nitratos formados afetam negativamente na remoção de fósforo, pois promovem a formação de uma fase anóxica em detrimento da fase anaeróbia necessária para o processo, ou seja, as bactérias passam a utilizar o nitrato como aceptor de elétrons, não precisando efetuar a liberação de fosfato para assimilar o substrato disponível, o que indica que as bactérias que realizam a biodesfosfatação são as mesmas que realizam a desnitrificação.

Já na zona aeróbia, a concentração de OD deve ser mantida entre 1,5 e 3,0 mg/L. Concentrações de OD abaixo dessa faixa podem ocasionar uma baixa redução de fósforo do meio, podendo ainda ocorrer o desenvolvimento de um lodo de má sedimentabilidade, deteriorando assim a qualidade do efluente por perda de sólidos (PLAZA et al., 1995).

d) Concentração de Ácidos Graxos Voláteis-AGV

Os AGV são uma fonte de alimento para os organismos responsáveis pela remoção do fósforo. Um aumento dos AGV no sistema de tratamento aumentará o alimento disponível ou aumentará a relação de A/M. Esta é uma vantagem quando se adiciona alimento à etapa anaeróbia. Os AGV podem ser gerados pela introdução de esgoto bruto na fase anaeróbia.

Converti et al (1995) *apud* Marchetto et al. (2003) concluíram que a DQO e o material facilmente degradável influenciaram na cinética do processo de acumulação de fósforo, assim como a consistência da parede celular.

e) pH

Segundo Metcalf & Eddy (2003) nas aplicações práticas tem-se conseguido remoção de fósforo para qualquer valor de pH compreendido entre 5,5 e 7,0, cuja faixa é adequada para os microrganismos presentes nos reatores biológicos; a maioria dos microrganismos não pode tolerar valores de pH acima de 9,5 ou abaixo de 4,0; geralmente o pH ótimo para o crescimento se encontra entre 6,5 e 7,6.

f) Idade do Lodo

O estabelecimento da idade do lodo é um fator importante para o desempenho do processo de remoção biológica de fósforo em projetos de tratamento de esgotos por lodos ativados, visto que o fósforo removido do meio líquido fica praticamente todo agregado no lodo, portanto, se faz necessário remover o lodo excedente de forma regular.

Ekama et al. (1983) mostraram que a operação de um sistema de tratamento com idade de lodo mais longa pode causar uma diminuição da eficiência da remoção de fósforo por unidade de DBO₅ removida. Portanto, os autores concluem que um sistema deve, conseqüentemente, não ser operado com valores de idade de lodo excessivas daqueles requeridos para as necessidades totais do tratamento.

g) Concentração de Sólidos Suspensos

Dados levantados por Além Sobrinho & Samudio (2000) evidenciam que a remoção de fósforo ocorreu de forma crescente na medida em que apresentaram as maiores concentrações de sólidos suspensos voláteis no interior do reator.

Nos sistemas com biodesfosfatação, o lodo tem de 7 até 10% de fosfato por miligrama de sólidos; os sistemas sem biodesfosfatação normalmente têm 1-2% fosfato por miligrama de sólidos totais (WILDERER et al, 1997; METCALF & EDDY, 2003).

3.8 Estudos realizados em RBS com ênfase à remoção de nitrogênio e fósforo

O RBS tem sido estudado a algum tempo para vários propósitos, incluindo a remoção de nitrogênio e fósforo. Em estudos realizados por Hvala et al. (2001), Coelho et al. (2000), Mikosz et al. (2001), Isaacs (1997), Potter et al. (1996) e Ayesa et al. (1995) foi demonstrado o grande potencial dos reatores em batelada seqüencial nos processos de remoção biológica de nutrientes, através da otimização das condições operacionais do tratamento por simulação em computadores.

Lee et al. (1997) estudaram o RBS e os efeitos das condições de oxi-redução na performance da nitrificação. Concluíram que a velocidade de nitrificação aumentava nos

reatores que sofriam alterações das fases aeróbia e anaeróbia, tendo um aumento de 42% se comparado com os reatores que somente tinham a fase de aeração.

A técnica do Reator em Batelada Sequencial foi adotada para a remoção biológica de fósforo nos anos 80 onde a Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos (EPA) financiou um projeto de demonstração em escala real na cidade de Culver. Irvine et al. (1983) operaram um RBS com uma variação de carga de A/M de 0,16 a 0,42 kgDBO/kg SSV.d e estabeleceram uma seqüência das fases apropriadas para projetos que executam remoção de fósforo.

No Brasil, alguns autores pesquisaram o RBS com ênfase na remoção de nutrientes, como Callado & Foresti (2000) sobre a remoção de nitrogênio e fósforo, Além Sobrinho (1991) que estudou a remoção biológica de fósforo em excesso em processo modificado de lodos ativados, Samudio (1999) que estudou a remoção biológica de fósforo de esgoto sanitário e Cybis et al. (1996) que estudou a otimização do processo conjunto de nitrificação e desnitrificação em RBS, entre vários outros. Os RBS também já foram investigados como pós-tratamento de efluentes anaeróbios por Cybis e Pickbrenner (2000), Cybis e Pescador (2000).

Utilizando biomassa fixa em leito fluidizado, Barbosa (2004) e Bortolotto (2004) estudaram diferentes estratégias operacionais do reator em batelada seqüencial para remoção carbonácea e nitrogenada de efluentes urbanos, utilizando como material suporte PVC ou PET. Os resultados mostraram que é possível o uso desse tipo de reator desde que sejam obedecidas condições ótimas de funcionamento, tais como, pH, OD e cargas aplicadas.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Instalação Experimental

O sistema experimental em escala piloto foi desenvolvido no Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU) do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Centro Tecnológico (ENS/CTC), localizado em anexo ao Restaurante Universitário, da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC). O período de experimentação foi de novembro de 2003 a agosto de 2004.

A Fig. 4.1, mostra foto do reator piloto estudado, de forma cilíndrica e fabricado com chapa de ferro de 5mm de espessura, tinha altura de 2,20m e diâmetro de 0,95 m, sendo utilizado para o tratamento uma altura útil de 2 m, que significa um volume máximo de $1,43 \text{ m}^3$, volume este correspondente a contribuição diária de despejos de uma residência de 5 a 8 habitantes.



Figura 4.1. Foto do piloto RBS.

O efluente proveniente da rede coletora de esgotos da Companhia Catarinense de Águas e Saneamento (CASAN) era bombeado de um poço de visita por um conjunto motor-bomba de marca Schneider, BCS-94 - $\frac{3}{4}$ CV Mono 60Hz e levado a um pré-tratamento. Nos seis primeiros meses de pesquisa foi utilizado um tanque séptico com volume total de 10m³, com tempo de retenção hidráulica de 1-2 dias. Para os últimos quatro meses de estudo, o tanque foi modificado, sendo então, usado um tanque com volume de 5m³ e possuindo a função de apenas armazenar o esgoto proveniente do poço de visita. Três vezes por semana era realizada retirada do lodo de fundo deste tanque. Após, o armazenamento do esgoto, seja no tanque séptico ou no tanque de armazenamento, o efluente era bombeado para o reator piloto através de uma bomba com deslocamento positivo de marca Netzsch modelo 2NP15A.

Na base do reator está instalado um difusor de ar do tipo membrana, marca Nopol, alimentado por um compressor de ar com capacidade para 257L, marca Schulz. Para garantir uma boa mistura no RBS, a tubulação de entrada do efluente foi prolongada até a parte inferior do reator. A Fig. 4.2 mostra o esquema de todo o sistema piloto estudado.

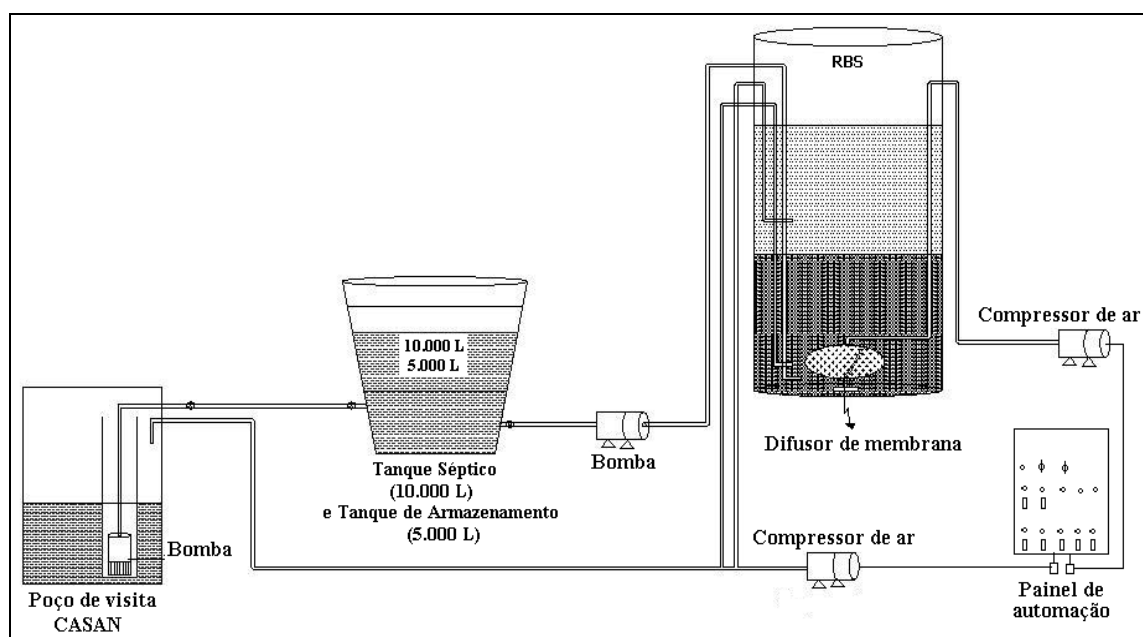


Figura 4.2. Esquema do sistema de piloto do RBS.

O reator trabalhou, aparentemente, como um sistema de tratamento com mistura completa. Nas fases anaeróbia/anóxica, o compressor de ar era acionado, através de

válvulas ligadas à automação, a cada 10 min por um período de 5 segundos apenas, a fim de tentar manter o sistema como mistura completa.

O efluente do reator era removido por meio de um conjunto elevatório semelhante ao da alimentação.

O sistema era todo automatizado. No interior do reator estavam instaladas bóias para desligar os conjuntos elevatórios, uma para o nível superior, capaz de desligar a bomba da alimentação, a outra para o nível inferior, a fim de evitar uma descarga desnecessária. Para o controle do tempo de cada fase dos ciclos existia um painel de comandos elétricos, observado na Fig. 4.3, com “timers” analógicos ligados aos conjuntos elevatórios, à válvula solenóide e ao sistema de agitação.



Figura 4.3. Painel de controle da automação do sistema piloto.

Em se tratando de um projeto piloto, tornou-se necessário levar em consideração o descarte do efluente tratado de forma que o mesmo não afetasse nenhum corpo receptor, por isso a decisão adotada foi de descartar na mesma rede coletora da CASAN o efluente já tratado pelo reator piloto.

A retirada de lodo em excesso do sistema era realizada a cada quinze dias nos primeiros 8 meses e semanalmente nos últimos 2 meses, através da troca da mangueira utilizada para o efluente tratado, possibilitando a utilização do mesmo compressor de ar. A cada retirada eram coletados 80 L de lodo concentrado (lodo após a decantação) em uma bombona e posteriormente encaminhado a um sumidouro.

4.2 Inoculação do Reator

Para a inoculação do reator piloto foi utilizado lodo do tanque de recirculação de lodo da Estação de Tratamento de Esgoto de Canasvieiras, da CASAN, Florianópolis-SC. Cerca de 75 litros de inóculo com 7.000 mgST/L foram inseridos no reator no dia 03/11/2003 e mantidos por um mês sob condições operacionais impostas, com aeração e sem aeração, até que os microrganismos pudessem se ajustar. Somente depois de um mês foi realizada a primeira coleta de dados analíticos do lodo ativado no reator.

4.3 Operação do Reator

Foram testadas mudanças das condições operacionais do reator com o objetivo de alcançar a remoção de carbono, nitrogênio e fósforo. Todo procedimento utilizado seguiu o funcionamento dos reatores em batelada seqüencial descrito por Artan et al. (2001):

Fase de enchimento: entrada do esgoto bruto no reator. O oxigênio dissolvido geralmente é baixo, próximo de zero, uma vez que o efluente vem de pré-tratamento anaeróbio em tanque séptico. O reator em estudo trabalhou com enchimento do tipo escalonado, onde ocorria a distribuição de esgoto ao longo do ciclo, para então otimizar as condições propícias a nitrificação, desnitrificação e biodesfosfatação. Ao longo da pesquisa foram modificadas as cargas volumétricas de esgoto, alterando-se o volume de enchimento dos ciclos.

Fase anaeróbia/anóxica: Logo após cada enchimento realizado durante o ciclo ocorria a fase anóxica, para a desnitrificação do nitrato já existente do ciclo anterior e a liberação do fósforo pelas bactérias, como descrito na revisão bibliográfica. Os tempos das fases anóxicas foram modificados ao longo da pesquisa, com a finalidade de encontrar as melhores condições para a remoção dos nutrientes.

Fase aeróbia: O compressor de ar era ligado, provocando a aeração de todo líquido contido no reator. Nesta fase ocorria a nitrificação e a oxidação do carbono remanescente da fase anóxica. Os tempos das fases aeróbias também foram modificados durante este estudo.

Fase de Decantação: No final da última fase aeróbia, o compressor de ar era desligado, havendo então a separação dos flocos de lodo ativado do meio líquido já tratado.

Fase de Retirada: O efluente tratado era retirado do reator. O volume de esgoto tratado que era retirado do sistema era igual a soma dos volumes de todos os enchimentos do ciclo. Todo o lodo ativado ficava retido no reator, sendo então iniciado um novo ciclo.

A Fig. 4.4 mostra o esquema do princípio de funcionamento das etapas do tratamento nos ensaios realizados ao longo desta pesquisa.

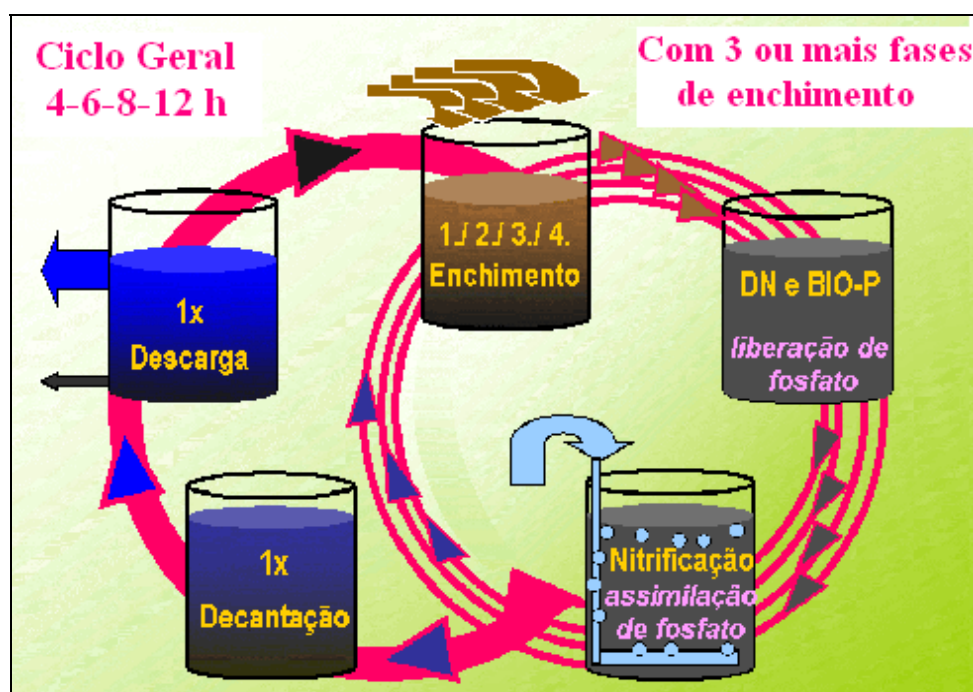


Figura 4.4. Princípio de funcionamento do reator com enchimento escalonado.

Foram realizados diversos ensaios, aqui divididos em 11 estratégias, durante o período de estudo (novembro de 2003 a agosto de 2004). Nas diferentes estratégias foram testados diferentes tempos de ciclos, tempos das fases e diferentes condições operacionais, conforme mostra a tabela 4.1.

Tabela 4.1. Estratégias operacionais testadas ao longo da pesquisa.

ESTRATÉGIA	Tempo total de duração do ciclo (h)	Nº Ciclos/dia	Nº Enchimentos /ciclo	Vesgoto (L) /enchimento	Vesgoto (L) / dia	Tempo sem tratamento - decantação+retirada (min)	Volume máximo do reator	Carga orgânica volumétrica aplicada (kgDQO/m³.d)
E-1	8	3	4	240/60/60/60	1260	60 / 60	1400	0,44
E-2	12	2	4	240/60/60/60	840	60 / 60	1400	0,33
E-3	8	3	4	140/60/60/60	960	55 / 55	1400	0,48
E-4	8	3	4	85/85/85/85	1020	55 / 55	1400	0,62
E-5	6	4	4	85//85/85/85	1360	44 / 40	1400	0,76
E-6	6	4	3	85/85/85	1020	50 / 40	1400	0,47
E-7	4	6	3	82,5/82,5/82,5	1485	50 / 40	1400	1,14
E-8	6	4	3	100/100/100	1200	60 / 45	1300	0,72
E-9	8	3	3	100/100/100	900	60 / 45	1300	2,14
E-10	6	4	3	150/75/75	1200	40 / 39	1200	1,63
E-11	6	4	3	120/60/60	960	35 / 30	1200	1,27

Inicialmente, procurou-se estabelecer no reator condições apropriadas para a ocorrência da nitrificação, desnitrificação e biodesfosfatação. Para tal, foram efetuadas modificações no volume aplicado no primeiro enchimento de cada ciclo e variações nos tempos das fases anóxica/anaeróbia e aeróbia.

4.4 Procedimentos Analíticos

As amostras do esgoto bruto foram coletadas com frasco coletor no momento da entrada do afluente no reator, portanto, após a saída dos tanques (séptico ou de armazenamento). As amostras de esgoto tratado foram coletadas no local apropriado de estocagem do efluente tratado e as amostras do lodo ativado foram coletadas diretamente no interior do reator em fase de aeração. Após as coletas, o material coletado era encaminhado ao Laboratório Integrado de Meio Ambiente (LIMA) do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental para a realização das análises físico-químicas e microscópicas.

Foram determinados as seguintes variáveis: alcalinidade total, DQO_{total} , DBO_5 , fosfato (ortofosfato), índice volumétrico de lodo, nitrogênio amoniacal, nitrito, nitrato, oxigênio dissolvido, pH, temperatura, sólidos suspensos totais e sólidos totais; e ainda microscopia do lodo.

As análises de nitrogênio total kjeldahl (NTK) não foram realizadas neste trabalho, devido à ocorrência de problemas com o equipamento de digestão.

Diariamente eram efetuados o monitoramento do pH, oxigênio dissolvido (OD) e temperatura no próprio reator. As outras variáveis eram analisadas 3 vezes por semana nos pontos de entrada e saída do reator; e uma vez por semana eram efetuadas análises de um ciclo completo envolvendo cada mudança das fases anóxica e aeróbia (amostra do lodo filtrado). Os procedimentos analíticos utilizados foram os seguintes:

Alcalinidade: A alcalinidade foi determinada de acordo com Standard Methods (APHA, 1998) pelo método de titulação com 0,1N HCl até pH de 4,3.

Demanda Química de Oxigênio (DQO): As amostras após a coleta eram conservadas adicionando-se ácido sulfúrico para manter o $\text{pH} \leq 2$. Utilizou-se o método colorimétrico de refluxo fechado, descrito no Standard Methods (APHA, 1998). As absorvâncias foram lidas no espectrofotômetro de marca HACH DR/4000 U, comprimento de onda $\lambda = 600 \text{ nm}$.

Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO₅): As amostras após as coletas foram encaminhadas para medida no equipamento “BOD Trak” de marca HACH. As amostras foram preparadas de acordo com o procedimento descrito no Standard Methods (APHA, 1998); para o esgoto bruto, quando se utilizou os dois tanques sépticos, foi utilizado a escala de 0-350 mgDBO₅/L e a escala de medição 0-700 mL mgDBO₅/L. Para o efluente final do reator a escala de medição foi de 0-70 mgDBO₅/L quando se utilizou apenas o segundo tanque. As amostras após colocadas nos frascos eram deixadas na estufa à 20°C por 5 dias.

Fosfato (na forma de ortofosfato): após a coleta, as amostras eram filtradas em papéis de filtro marca Whatmann 40, sendo analisadas no mesmo dia ou então conservadas sob refrigeração até posterior análise. Utilizou-se o método colorimétrico do ácido vanado-molybdo-fosfórico, sem digestão da fração orgânica. As leituras das amostras foram realizadas no espectrofotômetro marca HACH DR/4000 U, com comprimento de onda $\lambda = 400 \text{ nm}$.

Índice Volumétrico de lodo – IVL: o IVL foi determinado utilizando-se a equação 4.1.

$$IVL = \frac{SDec}{SS} \quad (4.1)$$

Onde SDec é o teor de resíduos decantados em mL/L, após 30 minutos de sedimentação em cilindro graduado de 1000 mL e SS é a concentração em g/L dos sólidos em suspensão totais no tanque de aeração.

Microscopia: utilizou-se o microscópio binocular da OLYMPUS, modelo BX 40, para verificar semanalmente a morfologia do lodo e os microrganismos constituintes. As análises de microscopia consistiram na identificação dos representantes da microfauna presentes no reator biológico do sistema estudado. Também foram observados qualitativamente, a estrutura e tamanho dos flocos, a presença de espécies mortas, as espécies dominantes e a abundância de filamentos.

Nitrogênio Amoniacal, Nitrito e Nitrato: as amostras foram coletadas e filtradas primeiramente em papel de filtro marca Whatmann 40, sendo analisadas no mesmo dia ou então conservadas sob refrigeração até posterior análise. Foram utilizados kits de análises colorimétricos da MERCK para análises destas variáveis, com leituras no espectrofotômetro marca HACH DR/4000 U, com comprimento de onda $\lambda = 690$, $\lambda = 525$ e $\lambda = 338$ nm, para nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato, respectivamente. Para o nitrogênio amoniacal a faixa da curva de calibração estava entre 0 a 3 mgNH₄-N/L, para o Nitrito a faixa da curva de calibração estava entre 0 a 1 mgNO₂-N/L e para o nitrato a faixa da curva de calibração estava entre 0 a 25 mgNO₃-N/L. As amostras com resultados superiores às faixas limites de cada curva de calibração tiveram que passar por diluição apropriada.

Oxigênio Dissolvido, temperatura e pH: foram efetuados diretamente no reator utilizando-se um oxímetro e pHmetro digital com sensor de temperatura, com marca WTW, modelo 1230.

Sólidos Suspensos: foram determinados pela filtração à vácuo em filtro de membrana de acetato de celulose (0,45µm de Ø 47 ± 0,5 mm, marca Schleicher & Schuell) e posterior pesagem do filtro com o resíduo seco em estufa à 105°C ± 0,5°C durante 60 minutos, conforme o procedimento descrito no Standard Methods (APHA, 1998).

Sólidos Totais: foram determinados pela evaporação da amostra em cadinhos de porcelana em chapa quente, segundo metodologia descrita no Standard Methods (APHA, 1998).

4.6 Métodos e Cálculos

4.6.1 Eficiência de remoção: ε

A eficiência em termos de remoção carbonácea (ε %) para a DQO foi calculada utilizando-se a equação 4.2, para os outros parâmetros como sólidos, fosfato e DBO₅, também foram utilizados essa equação, apenas substituindo os valores de DQO.

$$\varepsilon = \frac{(X_{aflu} - X_{eflu})}{X_{aflu}} \times 100 \quad (4.2)$$

Onde:

ε = Eficiência de remoção (%)

X_{aflu} = Concentração do afluente do reator (mg/L)

X_{eflu} = Concentração do efluente final do reator (mg/L)

A eficiência da desnitrificação foi realizada pela mesma equação, substituindo apenas as siglas, tendo então:

$$\%DN = \frac{(CR_{NH_4} - CF_{NO_x})}{CR_{NH_4}} \times 100 \quad (4.3)$$

Onde:

CR_{NH_4} = Concentração remanescente de nitrogênio amoniacal no final do ciclo

CF_{NO_x} = Concentração final dos compostos de nitrogênio oxidado (nitrito + nitrato) no final do ciclo

4.6.2 Vazão diária de esgoto: Q

$$Q = n^\circ \times Ve \quad (4.4)$$

Onde:

Q = vazão (m³/dia)

n° = número de ciclos realizados por dia

Ve = volume de enchimento por ciclo (m³)

4.6.3 Carga orgânica volumétrica aplicada – COV (kg DQO/m³.d)

$$COV = \frac{(C_{DQO} \times Q)}{1000 \times Vt} \quad (4.5)$$

Sendo:

COV = Carga orgânica volumétrica aplicada por dia (kg DQO/m³.dia)

C_{DQO} = Concentração de DQO (g/m³) do esgoto bruto

Q = Vazão do esgoto (m³/dia) (ou m³ por ciclo multiplicado pelo número de ciclos)

Vt = Volume total do reator (m³)

4.6.4 Duração do tempo da reação biológica

A duração do tempo da reação biológica no reator piloto variou ao longo da pesquisa. Este tempo era calculado pelo somatório dos tempos dos enchimentos, das fases anóxicas/anaeróbias e aeróbia. O tempo utilizado para sedimentação e retirada do efluente tratado não era considerado nesse cálculo.

4.6.5 Relação A/M ou fator de carga

É o principal parâmetro de projeto pelos métodos empírico e racional do processo de lodos ativados. A taxa A/M mede a relação entre o alimento disponível no afluente (A), expresso em termos de carga orgânica (DQO ou DBO₅), e massa de microrganismos (SSV) presente no reator biológico. Sua unidade é kg DQO ou DBO₅/kg SSV.dia. Neste trabalho utilizou-se como a massa de microrganismos apenas os sólidos suspensos.

4.6.6 Idade de Lodo

O tempo de permanência da biomassa no sistema é chamado de Idade do Lodo, sendo definido como a razão entre a massa de lodo presente no sistema e a massa descarregada diariamente. No sistema RBS apenas o esgoto tratado é retirado diariamente, sendo assim, a biomassa fica muito mais tempo dentro do reator, portanto, a idade de lodo é igual a razão da biomassa total do reator e biomassa retirada por dia.

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 Considerações gerais

O objetivo deste trabalho consistiu em otimizar as condições operacionais do reator piloto RBS para efetuar a remoção biológica de nutrientes pelos processos de nitrificação, desnitrificação e biodesfosfatação. As variações das condições operacionais pesquisadas foram: carga orgânica volumétrica aplicada, número de ciclos por dia, número de enchimento, duração das fases aeróbias e anóxicas. A tabela 5.1 evidencia um resumo das características do reator piloto ao longo do 10 meses de estudo, como descrito na metodologia no item 4.3.2.

Tabela 5.1. Resumo das características operacionais testadas no reator piloto.

Tempo total do ciclo (horas)	Número de ciclos por dia	Número de enchimentos por ciclo
12	2	4
8	3	4
8	3	3
6	4	4
6	4	3
4	6	3

Dependendo do número de ciclos estabelecidos no reator, foram aplicados entre 840 a 1.485 litros de esgoto pré-tratado por dia, o que corresponde a volume entre 1000 e 2.500L de esgoto por 24h de tratamento biológico. O percentual de tempo das fases aeróbia (nitrificação) e anóxica (desnitrificação) no tempo total do tratamento biológico por ciclo variou entre 20-60% para a fase anóxica e entre 40-80% para a fase aeróbia.

A concentração de lodo, considerando o volume máximo do reator em 1400L, no primeiro dia de operação do sistema (03/11/03) era de 800 mgST/L. Após o dia 03/12/03, quando se iniciou a coleta de dados analíticos, foram realizados ciclos de 8

horas com 4 fases de enchimento de 100L esgoto (400L por ciclo, 1200L por dia). A cada enchimento era realizado uma fase anaeróbia/anóxica de 30 minutos e posteriormente submetido à fase aeróbia com 60 minutos de duração. Sendo assim, foi obtido uma relação do tempo entre as fases anaeróbias/anóxicas e aeróbias de 120min:240 min (1DN:2N), o que deveria favorecer o crescimento das bactérias nitrificantes, por ser o processo mais sensível. No dia 28/01/04 a concentração de sólidos no reator foi de 3.100 mgST/L, não sendo realizado nenhuma retirada de lodo em excesso até essa data. A partir deste tempo a concentração de lodo foi corrigida pela retirada de lodo a cada quinze dias, para manter uma concentração do lodo abaixo de 4.000 mgST/d, recomendado por Metcalf e Eddy (2003) para a faixa de estabilização do lodo.

O pH na entrada do sistema permaneceu na faixa de 6,20 – 7,19, já na saída do piloto (efluente final) variou de 6,14 – 7,47. Nas amostras onde o pH apresentou valor abaixo de 7 foi adicionado cal virgem, a fim de manter o pH apropriado para as bactérias nitrificantes, já que estas são mais sensíveis.

O oxigênio dissolvido (OD) medido na última fase de aeração do ciclo variou de 0,34 a 6,94 mg/L. O baixo valor de OD foi em decorrência de problemas com o compressor de ar, o qual não tinha capacidade para manter oxigênio suficiente no meio líquido. Nesse mesmo período em que o OD se encontrou baixo (mês de março/abril), observaram-se problemas com a nitrificação. Visando a solução deste problema, o compressor de ar foi trocado.

A temperatura durante o verão, início da operação no RBS, variou de 21,7°C a 27,2°C. No período de inverno a temperatura se encontrou na faixa de 17,4 – 24,1°C. Os valores máximos encontrados em ambas as estações do ano foram medidos no início da tarde.

A nitrificação, como primeiro processo necessário para a remoção de nutrientes, foi estabilizada após 30 dias de operação, com concentração de lodo em 1500 mgST/L e uma carga ainda elevada de 0,20 kgDQO/kgST.d. Foram obtidas concentrações abaixo de 5 mgNH₄-N/L no efluente final, estando abaixo do recomendado pela legislação brasileira (Resolução 20/86 do CONAMA).

Os resultados obtidos para o afluente do RBS, onde o esgoto sanitário doméstico era pré-tratado em tanque séptico, demonstram grandes variações nos valores

encontrados, por exemplo, a DQO_{total} variou de 175 mg/L a 2.000 mg/L (média de 520 mgDQO/L), a DBO_5 oscilou de 100 mg/L a 1214 mg/L (média de 333 mg/L), a amônia entre 15 e 65 mg/L (média de 38 mg NH_4-N/L) e fosfato entre 8 e 35 mg/L (média de 16 mg PO_4-P/L).

As concentrações médias obtidas são muito diferentes das publicadas por outros autores como Von Sperling (1996) e Metcalf & Eddy (2003), não se tendo condições para explicar as grandes variações, especialmente nas altas concentrações de nitrogênio amoniacal e picos bruscos de DQO , DBO_5 ou PO_4-P .

Observou-se que em média, a relação C/N/P, em termos de $DQO_{total}/NH_4-N/PO_4-P$, foi de 150/11/5. Conforme Metcalf & Eddy (2003) uma boa relação para o tratamento biológico seria de 150/5/1 em termos de $DQO/N/P$, verifica-se portanto que o despejo a ser tratado apresenta relação de nutrientes superior a necessária pelos microrganismos. Ressalta-se que o afluente estudado, em uma primeira etapa, foi o esgoto bruto doméstico pré-tratado em tanque séptico, e em uma segunda etapa, foi o esgoto armazenado em uma tanque de 5m³, não tendo como apresentar qualquer remoção de nutrientes via processo anaeróbio.

As grandes variações da carga orgânica e de nutrientes exigiam uma operação do reator ainda mais flexível, dificultando a comparação entre as diferentes estratégias estabelecidas. As elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal, por exemplo, implicaram em maior tempo das fases aeróbias, por outro lado as altas concentrações de DQO_{total} facilitaram nos processos de desnitrificação e biodesfosfatação. Como resultado, especialmente as concentrações de nitrato e fosfato no efluente do reator variaram muito.

Os resultados encontrados para as diferentes estratégias utilizadas são apresentados e discutidos no item 5.2. As observações microscópicas no item 5.3, o resumo dos ciclos analisados no item 5.4 e no item 5.5 é apresentado um resumo das considerações gerais quanto ao desempenho da nitrificação, desnitrificação e biodesfosfatação do reator RBS.

5.2 Resultados das diferentes estratégias

5.2.1 Ensaios no reator com estratégia 1 (E-1)

Na primeira estratégia foram realizados ensaios com ciclos de 8h, com o objetivo principal de verificar o comportamento dos compostos de carbono, nitrogênio e fósforo. A tabela 5.2 mostra as condições operacionais e os valores médios obtidos para o esgoto afluente e efluente do reator em estudo. A cada ciclo foram aplicados 4 enchimentos escalonados, com volume de 240L no primeiro enchimento e de 60L nos outros três, para garantir uma fase anaeróbia após a primeira fase anóxica, conforme metodologia descrita no item 4.3, tabela 4.1.

Tabela 5.2. Condições operacionais e valores médios obtidos na estratégia 1 (E-1).

Condições operacionais E-1	Valor	Variável (mg/L)	Afluente	Efluente	% Remoção
			Média $\pm \sigma^2$ <i>n</i>	Média $\pm \sigma^2$ <i>n</i>	Média $\pm \sigma^2$
<i>Ciclos por dia</i>	<i>3 x 8h</i>	DQO _{total}	272 \pm 67 <i>n</i> = 21	86 \pm 34 <i>n</i> = 19	54,2% \pm 10,8
<i>Nº Enchimento</i>	<i>4</i>	NH ₄ -N	40,3 \pm 6,6 <i>n</i> = 25	2,1 \pm 3,4 <i>n</i> = 22	95,6% \pm 9,8
<i>Volume dos enchimentos (L)</i>	<i>240/ 3x60</i>	NO ₂ -N	--	1,7 \pm 2,4 <i>n</i> = 19	--
<i>Esgoto_{tratado} (L/dia)</i>	<i>1260</i>	NO ₃ -N	--	10,1 \pm 4,7 <i>n</i> = 19	71,0% \pm 14,0
<i>Anóxico:Aeróbio (min)</i>	<i>150:120</i>	PO ₄ -P	9,8 \pm 1,6 <i>n</i> = 24	6,0 \pm 3,4 <i>n</i> = 22	41,4 % \pm 31,5
<i>A/M (kg DQO/kg SST.d)</i>	<i>0,12</i>	CaCO ₃	233 <i>n</i> = 16	84 <i>n</i> = 21	63,8% \pm 1,1

A relação total entre as fases anóxica (DN) e aeróbia (N) foi de 7,5DN:6N. Em sua função como decantador o reator passou 120 min sem tratamento biológico por ciclo. A carga média aplicada por 24 horas de tratamento biológico foi de 0,12 kgDQO/kgSST.d. O período desta estratégia foi de 28/11/2003 a 28/01/2004.

As figuras 5.1 a 5.3 apresentam o comportamento da DQO_{total}, dos compostos de nitrogênio e dos fosfatos ao longo dos ensaios realizados com a estratégia 1 (E-1).

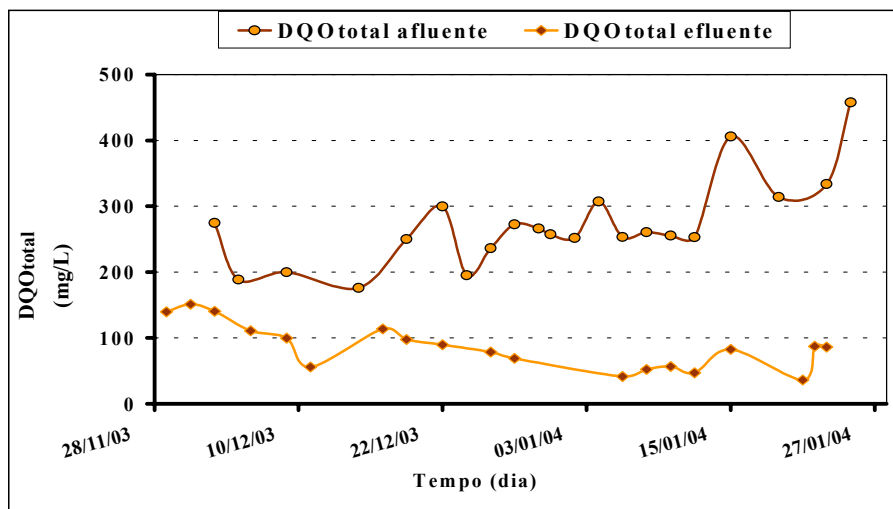


Figura 5.1. Concentração de DQO_{total} no afluente e efluente do reator durante a estratégia 1 (E-1).

A DQO_{total} do afluente, esgoto proveniente da saída do tanque séptico de $10m^3$, variou de 176 mg/L a 458 mg/L e a DQO_{total} do efluente, saída do reator após tratamento, apresentou mínimo de 36 mg/L e máximo de 151 mg/L. A média da concentração de matéria orgânica em termos de DBO_5 para o afluente foi de 155 mg/L e para o efluente uma média de 6,4 mg/L para esta estratégia. Sendo assim, o piloto trabalhou com boa eficiência de remoção de carbono nas condições operacionais impostas, pois a concentração de DBO_5 do efluente tratado ficou abaixo do recomendado pelo Decreto de Santa Catarina nº 14.250/81.

A Fig. 5.1 mostra que a concentração de DQO_{total} do afluente teve um aumento progressivo durante toda a estratégia estudada, evidenciando mudanças nas características do esgoto utilizado para alimentação do sistema. Observa-se um aumento da eficiência na remoção de carbono do substrato utilizado no reator, alcançando uma média de 54,2% em todo esse período estudado e eficiência de 81% no final desta estratégia. Esses valores demonstram uma estabilidade no sistema quanto à remoção de carbono.

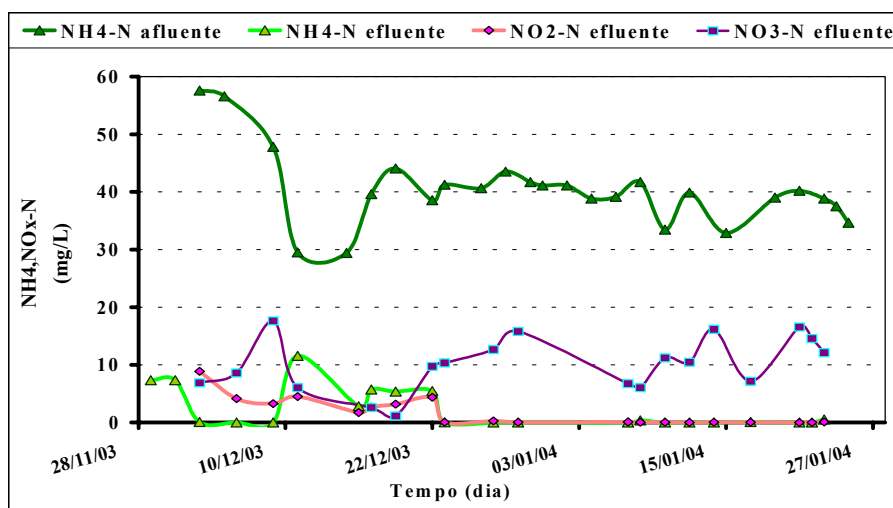
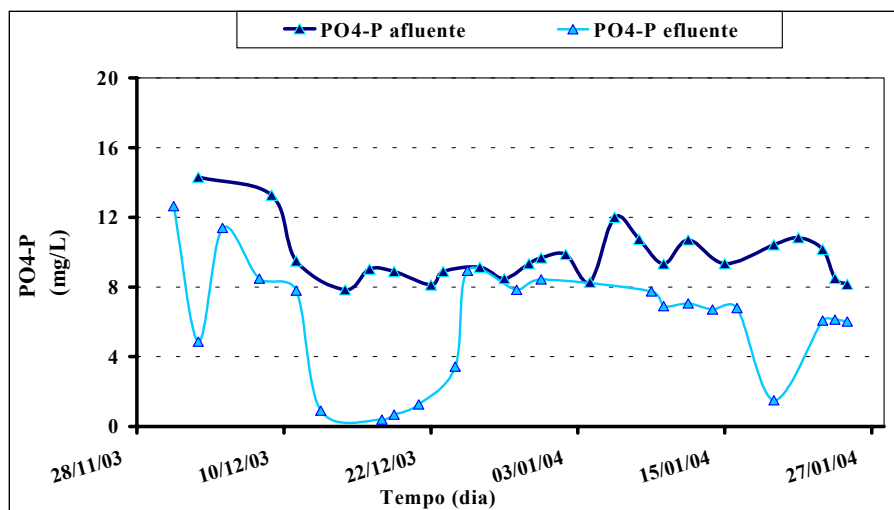


Figura 5.2. Concentração de NH₄-N no afluente e efluente e NO₂-N e NO₃-N no efluente durante a estratégia 1 (E-1).

A Fig. 5.2 mostra alta concentração de amônia no esgoto afluente, valores acima das médias citadas por Von Sperling (1995) que são de 30 mg/L. Mesmo possuindo altas cargas de NH₄-N, o reator apresentou uma nitrificação bastante eficiente, com média de remoção de amônia de 95,6%. Após o dia 23/12/2003 o efluente apresentou resultados de amônia próximos de zero, demonstrando uma estabilidade do sistema de tratamento no processo de nitrificação e alcançando valores abaixo do limite máximo recomendado pela legislação brasileira (CONAMA). Por causa do íon H⁺ liberado no processo de nitrificação, algumas vezes o pH na mistura líquida do reator apresentou valores abaixo de 6,5, resultando em grande perda de alcalinidade, média de 63,8%, exibindo valor mínimo abaixo de 70mgCaCO₃/L, valor este considerado como importante para manter a biomassa estável em reator de lodo ativado (Von SPERLING, 1997; SANTIAGO et al., 2000).

A possibilidade de recuperar a alcalinidade seria através da desnitrificação, que apresentou eficiência média de 71%, porém os valores de nitrato mostraram grande variação, de 1,2–17,6 mgNO₃-N/L neste período, demonstrando uma instabilidade nesse processo. Portanto, foi preciso otimizar o sistema para alcançar uma melhoria na desnitrificação, já que esta traz diversas vantagens no tratamento, além da remoção dos compostos de nitrogênio, tais como: a) recuperação da alcalinidade que a nitrificação consome; b) otimização da energia utilizada na aeração, haja vista que o substrato é degradado em meio anóxico, ou seja, os microrganismos utilizam o nitrato como

receptor de elétrons e como consequência, não sobrecarrega a fase aeróbia; c) a degradação do carbono orgânico em meio anóxico gera menos lodo do que quando realizada em meio aeróbio e d) o lodo sedimenta melhor, não tendo o risco de flotação no período de decantação devido à produção de gás N_2 em meio anóxico.



processo não se comportou estável ao longo de toda esta estratégia, os valores do $\text{PO}_4\text{-P}$ no efluente final aumentaram após o dia 22/12/03, como se observa na Fig. 5.3.

Fazendo uma comparação das figuras 5.3 e 5.2, pode-se supor que a evolução de fosfato está correlacionada com a evolução de nitrato, pois nos dias em que houve as menores concentrações de nitrato no efluente foi o mesmo período em que ocorreu um maior armazenamento de fosfato pelo lodo ativado, e quando a concentração do nitrato aumentou, a biodesfosfatação deixou de ocorrer, elevando as concentrações de fosfato do efluente. Fazendo a mesma comparação com a Fig. 5.1, observa-se que houve elevada concentração de $\text{DQO}_{\text{total}}$ no afluente nesse período de biodesfosfatação e desnitrificação, o que favorece a ocorrência desses processos. Isso confirma a teoria do mecanismo da biodesfosfatação relatados por Manning e Irvine (1985); Irvine et al. (1987), onde as concentrações elevadas de nitrato impedem o processo de biodesfosfatação.

5.2.2 Ensaios no reator com estratégia 2 (E-2)

Devido a problemas com a bomba de alimentação do reator foi necessário aumentar o tempo total do ciclo para 12 horas pelo período de 5 dias. As condições operacionais e os resultados médios são mostrados na tabela 5.3. Devido a baixa carga volumétrica aplicada (menos esgoto por mais tempo de tratamento) foi necessário aumentar o tempo das fases aeróbias, levando a uma relação de aproximadamente 3DN:8N, favorecendo então a nitrificação. O reator trabalhou nesta estratégia com concentração de sólidos totais no lodo ativado em torno de 3000 mgST/L, ainda dentro do intervalo de 1500 mg/L e 3000 mg/L sugerido pelo EPA (1993), portanto, não foi retirado lodo em excesso.

O período de estudo da E-2 foi curto, de 29/01/2004 à 04/02/2004, não sendo proveitoso apresentar os resultados em figuras.

Tabela 5.3. Condições operacionais e valores médios obtidos na estratégia 2 (E-2).

Condições operacionais E-2	Valor	Variável (mg/L)	Afluente	Efluente	% Remoção
			Média \pm σ^2 <i>n</i>	Média \pm σ^2 <i>n</i>	Média \pm σ^2 <i>n</i>
<i>Ciclos por dia</i>	<i>2 x 12 h</i>	DQO _{total}	337 \pm 65 <i>n</i> = 2	125 \pm 1 <i>n</i> = 2	62,4% \pm 5,2
<i>Nº Enchimento</i>	<i>4</i>	NH ₄ -N	30,8 \pm 0,6 <i>n</i> = 2	0,02 \pm 0,03 <i>n</i> = 3	99,9% \pm 0,1
<i>Volume dos enchimentos (L)</i>	<i>240/ 3x60</i>	NO ₂ -N	--	0,03 \pm 0,01 <i>n</i> = 3	--
<i>Esgoto_{tratado} (L/dia)</i>	<i>840</i>	NO ₃ -N	--	17,0 \pm 4,7 <i>n</i> = 3	44,7% \pm 15,8
<i>Anóxico:Aeróbio (min)</i>	<i>165:435</i>	PO ₄ -P	8,8 \pm 0,7 <i>n</i> = 2	5,0 \pm 0,95 <i>n</i> = 3	42,0% \pm 10,5
<i>A/M (kg DQO/kg SST.d)</i>	<i>0,08</i>	CaCO ₃	223 \pm 3,5 <i>n</i> = 2	60 \pm 7,0 <i>n</i> = 2	73,0% \pm 3,6

Os valores de fosfato encontrados no afluente estavam abaixo dos encontrados em literatura para esgoto doméstico, portanto, a retirada de 3-4 mgPO₄-P/L ou percentagem de remoção de 43%, não indica uma real biodesfosfatação, pois pode-se supor que a maioria do fosfato assimilado foi utilizado para crescimento da biomassa.

O fato mais importante que se observou neste pequeno período de estudo foi a perda elevada de 70% da alcalinidade, obviamente relacionado com a baixa eficiência na desnitrificação, em consequência da baixa carga orgânica e da relação dos tempos de DN:N. Nesse caso a alcalinidade não se mostrou suficiente para manter o pH durante o tratamento, alcançando valores de pH até 5,8. Foi necessário colocar cal para impedir a perda da biomassa. Para tentar recuperar a alcalinidade do esgoto no tratamento, foi necessária a otimização do processo de desnitrificação, portanto, procurou-se diminuir, novamente, o tempo do ciclo para 8 horas, aumentando então, a carga aplicada.

5.2.3 Ensaios no reator com estratégia 3 (E-3)

Na estratégia 3, que compreendeu o período de 05/02/2004 a 01/03/2004, foram realizadas mudanças de algumas condições operacionais usadas nas estratégias anteriores.

As condições operacionais e os resultados médios encontrados estão presentes na tabela 5.4. Foi aumentada a carga volumétrica e o tempo das fases anóxicas, representando uma relação de 7DN:5N, aproximadamente, quase o oposto estabelecido na estratégia 1. Como já mencionado, nesta estratégia voltou-se a trabalhar com o tempo total do ciclo de 8 horas, empregando 4 enchimentos escalonados com volumes de 140L no primeiro enchimento e 60L nos outros três enchimentos, perfazendo um total de 960L/d de esgoto tratado.

Tabela 5.4. Valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 3 (E-3).

Condições operacionais E-3	Valor	Variável (mg/L)	Afluente	Efluente	% Remoção
			Média $\pm \sigma^2$ <i>n</i>	Média $\pm \sigma^2$ <i>n</i>	Média $\pm \sigma^2$ <i>n</i>
<i>Ciclos por dia</i>	<i>3 x 8 h</i>	DQO _{total}	399 \pm 54 <i>n</i> = 10	90 \pm 13 <i>n</i> = 10	77,2% \pm 3,6
<i>Nº Enchimento</i>	<i>4</i>	NH ₄ -N	38,1 \pm 5,2 <i>n</i> = 12	0,57 \pm 1,11 <i>n</i> = 12	98,5% \pm 2,9
<i>Volume dos enchimentos (L)</i>	<i>140/ 3x60</i>	NO ₂ -N	--	0,09 \pm 0,07 <i>n</i> = 12	--
<i>Esgoto_{tratado} (L/dia)</i>	<i>960</i>	NO ₃ -N	--	15,0 \pm 10,5 <i>n</i> = 12	58,8% \pm 17,7
<i>Anóxico:Aeróbio (min)</i>	<i>210:160</i>	PO ₄ -P	10,2 \pm 1,5 <i>n</i> = 12	8,0 \pm 1,1 <i>n</i> = 10	22,2% \pm 10,4
<i>A/M (kg DQO/kg SST.d)</i>	<i>0,11</i>	CaCO ₃	239 \pm 24,1 <i>n</i> = 5	76 \pm 8,2 <i>n</i> = 5	68,2% \pm 2,0

Pela tabela 5.4 é possível verificar que houve uma melhoria na eficiência de remoção de DQO_{total} em comparação com as estratégias anteriores, com uma média de 77%, mesmo com maior tempo sem aeração. As figuras 5.4 a 5.6 apresentam o comportamento da DQO, dos compostos de nitrogênio e dos fosfatos ao longo dos ensaios realizados com a estratégia 3 (E-3).

Observa-se na Fig. 5.4 que os valores de DQO_{total} para o afluente do reator foram mais elevados que nas E-1 e E-2, chegando até 454 mg/L, indicando que houve mudança nas características do esgoto afluente. Entretanto, o reator obteve uma maior eficiência de remoção, resultando em uma média de DQO_{total} remanescente (efluente tratado) de 90mg/L. Portanto, seu comportamento em termos de remoção de carbono melhorou, pois nesta estratégia, como mostrado na metodologia no item de 4.3.2, o reator recebeu maior carga aplicada (0,11 kgDQO/kgST.d). A DBO₅ do efluente neste

período de estudo não ultrapassou o valor de 6,6 mgDBO₅/L, estando em acordo com os valores recomendados pela legislação de Santa Catarina.

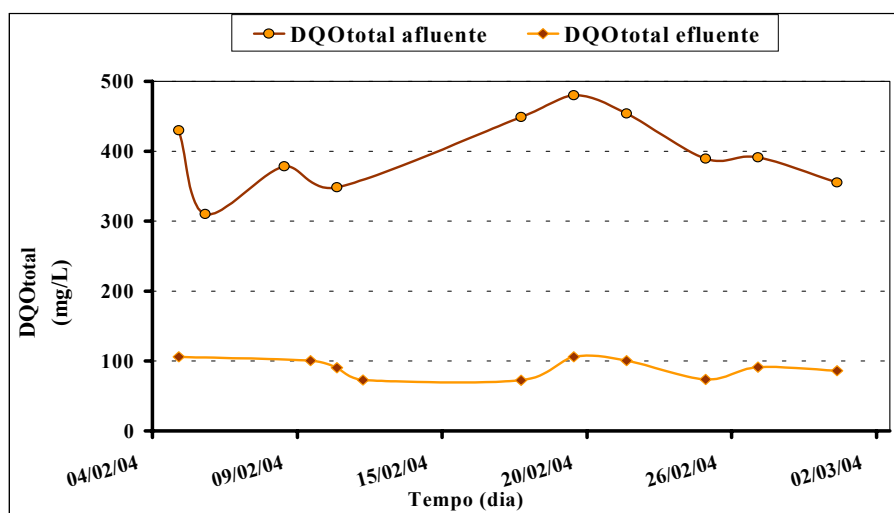


Figura 5.4. Concentração de DQO_{total} no afluente e efluente do reator durante a estratégia 3 (E-3).

O esgoto afluente também apresentou elevadas concentrações de amônia, variando entre 43,8 e 32,8 mg/L, assim como mostra a Fig. 5.5. A amônia na saída do tratamento apresentou valores próximos de zero, exceto nos dias 20 e 22 de fevereiro/2004, cujos valores foram 2,9 mgNH₄-N/L e 2,8 mgNH₄-N/L, respectivamente.

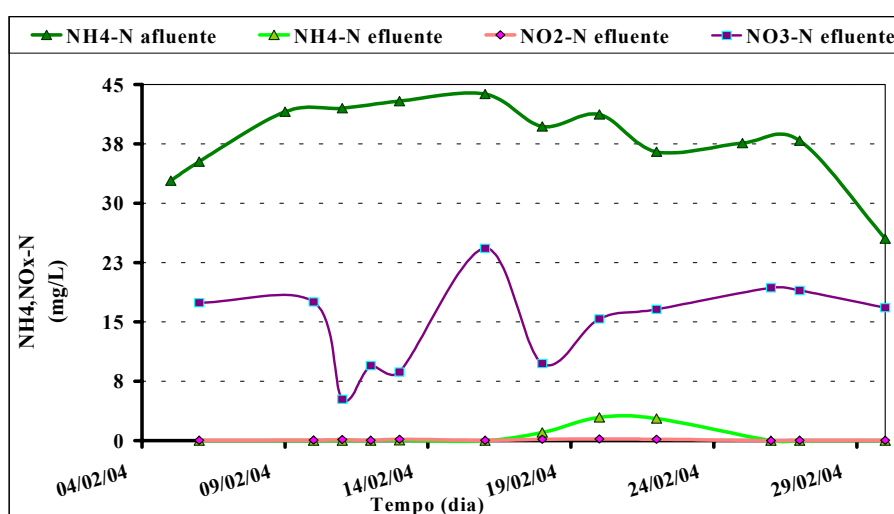


Figura 5.5. Concentração de amônia (NH₄-N), nitrito (NO₂-N) e nitrato (NO₃-N) afluente e efluente do reator durante a estratégia 3 (E-3).

Os valores de amônia do afluente e efluente do reator comprovam que houve uma nitrificação bastante significativa, assim como os valores de nitrito no efluente final, que apresentou concentrações máximas nesse período de 0,19 mgNO₂-N/L e mínimas de 0,02 mgNO₂-N/L. Observa-se que houve uma diminuição da concentração de nitrato no período de 11 a 13 de fevereiro, quando os resultados encontrados foram menores que 10 mgNO₃-N/L e o reator apresentou uma eficiência média de desnitrificação de 60%, aproximadamente.

Comparado com estratégia 2, a desnitrificação melhorou em cerca de 15%, favorecida pelo aumento do tempo da fase anóxica e do aumento da concentração de DQO. Como consequência, o consumo médio de alcalinidade não ultrapassou 70 mgCaCO₃/L, porém, observa-se que a desnitrificação se manteve instável, levando a necessidade de inserir cal no sistema. Mesmo realizando a desnitrificação com as condições operacionais implantadas nesta estratégia, a percentagem de remoção de nitrato não ultrapassou a percentagem da E-1, ficando 11% mais baixa.

Procurando a explicação para os resultados de desnitrificação aqui alcançados, comparou-se as relações C:N nas três estratégias estudadas até aqui, e observou-se que houve uma estabilidade das relações (10-11C:1N), ou seja, a concentração de nitrogênio amoniacal e de DQO no esgoto afluente variaram na mesma proporção. É possível supor que a parte do material de mais fácil degradabilidade não aumentou ao equivalente a DQO total, o que explicaria também, as elevadas concentrações de DQO_{total} no efluente, isto é, em relação a DQO_{total} o que aumentou foi provavelmente o material orgânico recalcitrante ou ainda o material inorgânico. Ressalta-se ainda que uma relação DQO:N >13 é bastante satisfatória para a realização da desnitrificação, e consequentemente para a biodesfosfatação. Já uma relação DQO:N ligeiramente superior a 10, prejudica a desnitrificação, não ocorrendo uma boa redução do nitrato formado, afetando também a biodesfosfatação.

Isso também se aplica aos resultados de remoção do fosfato, que não apresentaram remoção significativa (Fig. 5.6).

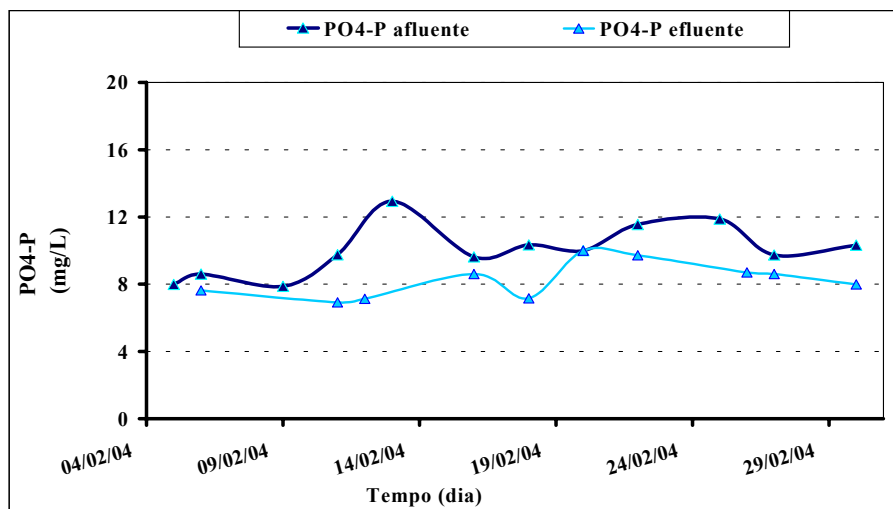


Figura 5.6. Concentração de fosfato ($\text{PO}_4\text{-P}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 3 (E-3).

Nesta estratégia, como já mencionado, foram implantadas maiores cargas aplicadas, especialmente na primeira fase de enchimento (140 L) e maior tempo da fase anóxica, com a finalidade de estimular a liberação de fosfato, primeiro passo ao alcance da biodesfosfatação segundo Marchetto et al. (2003); Surampalli et al. (1997) e ATV (1997). Portanto, conclui-se que esta estratégia não obteve sucesso, pois foram impostas todas as condições para alcançar boa desnitrificação e biodesfosfatação. Sendo assim, foram efetuadas novas mudanças no regime operacional do reator, a fim de tentar otimizar o sistema para alcançar desnitrificação mais estável e criar as condições para uma boa biodesfosfatação.

5.2.4 Ensaios no reator com estratégia 4 (E-4)

Durante a estratégia 4 o tempo total do ciclo permaneceu em 8 horas, porém foram realizadas mudanças operacionais como o volume de esgoto a ser tratado por enchimento, que passou a ser com volumes iguais de 85 L a cada etapa de enchimento, trabalhando, portanto, com um total de 340 L por ciclo, volume este maior que o da estratégia anterior. Essa condição imposta resultou no aumento da carga orgânica, o que favorece os processos de desnitrificação e biodesfosfatação. Com o mesmo objetivo, a relação de duração do tempo total das fases de aproximadamente 7DN:5N foram

mantidas. As condições operacionais e os resultados médios encontrados são mostrados na tabela 5.5.

Tabela 5.5. Valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 4 (E-4).

Condições operacionais E-4	Valor	Variável (mg/L)	Afluente	Efluente	% Remoção
			Média $\pm \sigma^2$ <i>n</i>	Média $\pm \sigma^2$ <i>n</i>	Média $\pm \sigma^2$ <i>n</i>
<i>Ciclos por dia</i>	<i>3 x 8 h</i>	DQO _{total}	551 \pm 171 <i>n</i> = 5	112 \pm 13 <i>n</i> = 5	77,9% \pm 3,8
<i>Nº Enchimento</i>	<i>4</i>	NH ₄ -N	37,4 \pm 6,90 <i>n</i> = 5	3,5 \pm 3,12 <i>n</i> = 5	90,4% \pm 8,7
<i>Volume dos enchimentos (L)</i>	<i>4 x 85</i>	NO ₂ -N	--	0,06 \pm 0,03 <i>n</i> = 5	--
<i>Esgoto_{tratado} (L/dia)</i>	<i>1020</i>	NO ₃ -N	--	9,9 \pm 8,0 <i>n</i> = 5	73,3% \pm 10,8
<i>Anóxico:Aeróbio (min)</i>	<i>210:160</i>	PO ₄ -P	12,3 \pm 4,89 <i>n</i> = 5	5,5 \pm 2,0 <i>n</i> = 4	61,2% \pm 21,4
<i>A/M (kg DQO/kg SST.d)</i>	<i>0,14</i>	CaCO ₃	248 \pm 16,1 <i>n</i> = 5	105 \pm 5,0 <i>n</i> = 3	57,6% \pm 3,6

Nesta estratégia foram retirados manualmente 80 litros de lodo em excesso para manter a concentração da biomassa no reator na faixa de 3.000 – 3.500. Conforme a tabela 5.5 a percentagem de remoção de DQO_{total} não apresentou muita modificação se comparada com a estratégia anterior (E-3). Porém, os valores de DQO_{total} obtidos para o afluente foram mais elevados, provocando mudanças nas características do substrato utilizado, sendo obtido valores de até 672 mgDQO/L.

Os valores de DQO_{total} do efluente tratado não tiveram mudanças significativas ao longo desta estratégia, variando de 92 mg/L a 123 mg/L, valores estes maiores que os encontrados na estratégia anterior, devido a maior carga aplicada no sistema, e talvez também por alguma influência na característica do afluente que pudesse estar composto de material recalcitrante, haja vista que a média encontrada para a DBO₅ das amostras afluentes nessa estratégia foi de 210 mg/L.

As concentrações de amônia do afluente também foram elevadas neste período, variando entre 35,4 mgNH₄- N/L e 39 mgNH₄- N/L. Para o efluente do reator, os resultados de amônia mostraram-se relativamente instáveis, apresentando valores máximos de 6,2 mgNH₄- N/L.

Neste ensaio a desnitrificação e a biodesfosfatação aumentaram significativamente. A eficiência da desnitrificação alcançou o valor de 72%, como no primeiro período, e a remoção de fosfato apresentou maior eficiência desde o início dos estudos no reator piloto, obtendo valor médio de 63% de remoção. A alcalinidade apresentou o valor mais alto de todo o período até aqui estudado, devido à diminuição da eficiência da nitrificação, na qual libera H^+ , e ainda devido ao aumento significativo da eficiência de desnitrificação, onde foi possível recuperar a alcalinidade do meio líquido, mantendo o pH em torno de 7,2 na maioria dos dias.

Procurando entender o acontecido nesta estratégia, pois utilizando quase o mesmo tempo das fases aeróbia:anóxica, assim como na E-3, foi possível obter uma alta eficiência na desnitrificação, pode-se levantar duas hipóteses: a) a desnitrificação foi favorecida pela carga elevada e pela relação de $DQO_{total}:NH_4-N$ maior que 13 (14,5:1); e b) a carga volumétrica aplicada nos enchimentos de forma equilibrada provocou uma melhor atividade das bactérias, do que utilizando carga volumétrica irregular (maior no primeiro enchimento e menor nos demais).

O efluente apresentou novamente uma alta concentração de nitrato, com valor de 20,6 $mgNO_3-N/L$ e as concentrações de nitrato decresceram no final desta estratégia. Decidiu-se então, finalizar essa estratégia, que ocorreu somente no período de 02/03/2004 até 14/03/2004, para pesquisar melhor a segunda hipótese, a fim de obter mais informações sobre os fatores interferentes nos processos e que podem ser influenciados pela operação.

5.2.5 Ensaios no reator com estratégia 5 (E-5)

Este período, que se estendeu do dia 15/03/2004 ao dia 27/04/2004, foi reduzido o tempo total do ciclo para 6 horas, a fim de garantir uma condição de continuidade para a biomassa e também para aumentar a carga do lodo por dia. O volume de esgoto a cada enchimento foi idêntico ao da estratégia anterior (E-4), resultando em cargas significativamente elevadas, por outro lado, bem distribuídas ao longo do dia, favorecendo o processo anóxico.

No dia 29 de março foi perdida grande parte da biomassa devido a problemas na bomba utilizada para a alimentação do reator, o que ocasionou o aumento da carga

orgânica aplicada neste período. Após a perda de biomassa, foi obtido uma concentração do lodo no reator de 1357 mgST/L. A relação tempo anóxico pelo tempo aeróbio ficou em torno de 1DN:2N, implantada para garantir e manter a nitrificação com carga elevada de 0,27 kgDQO/kgST.d. A tabela 5.6 apresenta as condições operacionais e os resultados médios encontrados neste período.

Tabela 5.6. Valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 5 (E-5).

Condições operacionais E-5	Valor	Variável (mg/L)	Afluente	Efluente	% Remoção
			Média \pm σ^2 <i>n</i>	Média \pm σ^2 <i>n</i>	Média \pm σ^2 <i>n</i>
<i>Ciclos por dia</i>	<i>4 x 6 h</i>	DQO _{total}	390 \pm 83 <i>n</i> = 13	49 \pm 31 <i>n</i> = 19	87,3% \pm 7,1
<i>Nº Enchimento</i>	<i>4</i>	NH ₄ -N	44,1 \pm 7,7 <i>n</i> = 18	12,0 \pm 11,6 <i>n</i> = 18	70% \pm 25,9
<i>Volume dos enchimentos (L)</i>	<i>4 x 85</i>	NO ₂ -N	--	0,12 \pm 0,08 <i>n</i> = 18	--
<i>Esgoto tratado (L/dia)</i>	<i>1360</i>	NO ₃ -N	--	12,0 \pm 6,9 <i>n</i> = 18	62,5% \pm 16,9
<i>Anóxico:Aeróbio (min)</i>	<i>88:160</i>	PO ₄ -P	13,0 \pm 3,8 <i>n</i> = 9	3,2 \pm 2,2 <i>n</i> = 18	74,1% \pm 20
<i>A/M (kg DQO/kg SST.d)</i>	<i>0,27</i>	CaCO ₃	247 \pm 11,5 <i>n</i> = 5	98 \pm 5,7 <i>n</i> = 5	60,3 \pm 1,3

Observa-se na tabela 5.6 que a percentagem de remoção de DQO_{total} foi em média de 87%, eficiência maior que nas estratégias precedentes. A concentração de DQO_{total} do afluente variou bastante, entre 252mg/L e 579 mg/L, mostrando uma instabilidade na característica do substrato. Essa variação provocou também uma variação nos resultados de DQO_{total} do efluente tratado, assim como mostra a Fig. 5.7.

Pode-se observar na Fig. 5.7, no geral, que houve concentrações abaixo de 100mgDQO/L para o efluente, oscilando entre 73 e 125 mg/L. A média da DBO₅ do efluente foi de 7,4 mg/L, mantendo-se abaixo do recomendado pela legislação de Santa Catarina.

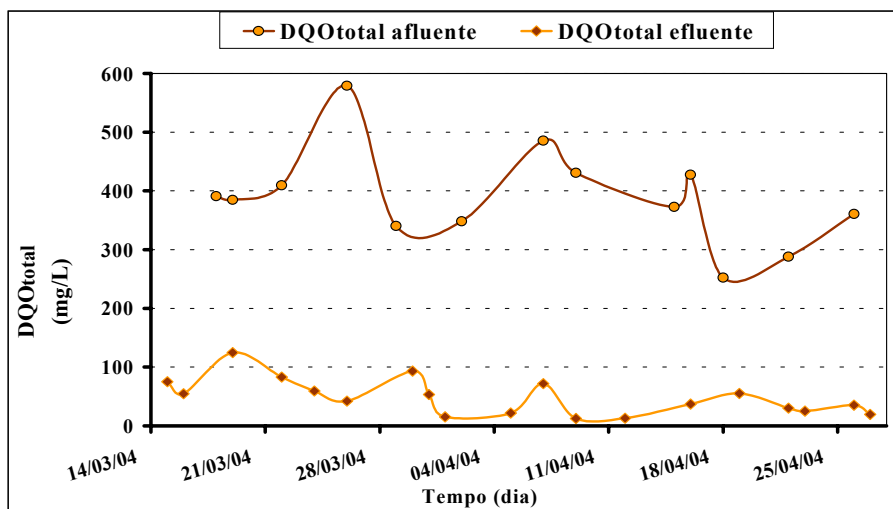


Figura 5.7. Concentração afluente e efluente do reator de DQO_{total} durante a estratégia 5 (E-5).

Na Fig. 5.8, observa-se que a nitrificação alcançou seu limite, em decorrência da alta carga aplicada.

Em média o lodo ativado realizou uma nitrificação de 74%, entretanto, os valores de nitrogênio amoniacal do afluente variaram bastante, sendo encontrado concentrações mínimas de $30,4 \text{ mgNH}_4\text{-N/L}$ e máximas de $56 \text{ mgNH}_4\text{-N/L}$.

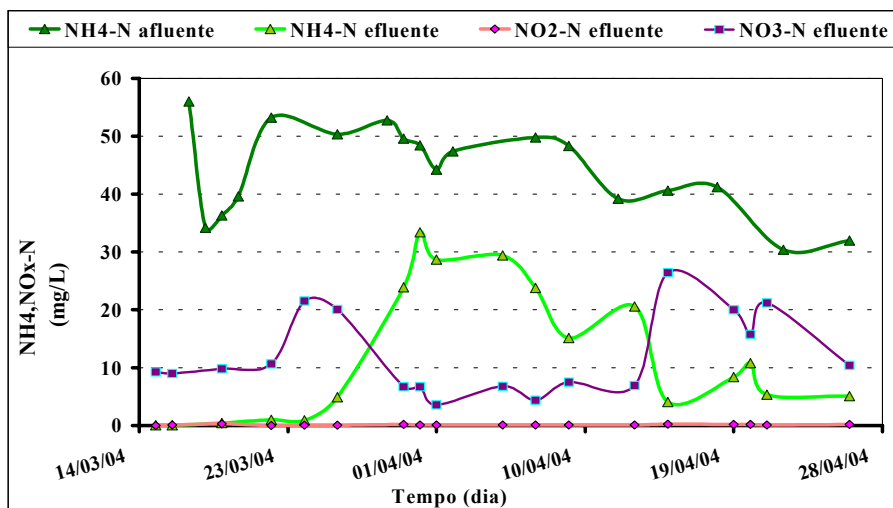


Figura 5.8. Concentração afluente e efluente do reator de amônia ($\text{NH}_4\text{-N}$), nitrito ($\text{NO}_2\text{-N}$) e nitrato ($\text{NO}_3\text{-N}$) durante a estratégia 5 (E-5).

No efluente do reator, os valores mais elevados foram encontrados no período de 30 de março a 14 de abril, período que marca a retomada da biomassa, logo após a perda do lodo ativado, em consequência, o sistema trabalhou com uma carga orgânica máxima nesses dias de 0,67 kgDQO/kgST.d. Após o dia 15 de abril, o reator trabalhou com carga aplicada de aproximadamente 0,3 kgDQO/kgST.d (1800 mgST/L), o que ainda é uma carga bastante elevada se comparada com os valores citados por Von Sperling (1996), entretanto o sistema conseguiu estabilizar a nitrificação, alcançando uma média de $6,7 \pm 2,8$ mgNH₄-N/L no efluente.

No mesmo período em que houve problemas com a nitrificação foram encontrados valores baixos de Nitrato, variando de 3,6 a 7,5 mg NO₃-N/L. Isto devido ao pouco de nitrato formado pela nitrificação e alta carga aplicada que forneceu carbono (DQO) suficiente para a realização de uma boa desnitrificação, ou seja, a relação C:NO₃-N ficou na faixa ótima, resultando em uma eficiência de até 80% de desnitrificação. Porém, a partir do dia 15 de abril, com nitrificação de 90%, a concentração de nitrato aumentou, variando de 15 a 25 mgNO₃-N/L, levando a uma eficiência de apenas 20% de desnitrificação. Portanto, conclui-se que esta estratégia utilizando fases anóxicas curtas (4 vezes de 20 minutos a cada ciclo) não se mostrou eficiente para a nitrificação e a desnitrificação quando realizadas ao mesmo tempo (Fig. 5.8).

Através da Fig. 5.9 observa-se que houve uma eficiência significativa de remoção de fosfato, alcançando uma média de 74,1% ao longo da estratégia, independente dos problemas com a nitrificação.

No período em que houve problemas com a nitrificação a biodesfosfatação alcançou uma eficiência média de 90,2% ($\sigma^2 \pm 5,7$). O aumento na eficiência da biodesfosfatação pode ter sido ocasionado pela própria perda, não planejada, do lodo ativado, funcionando como um descarte do fosfato presente do lodo, haja vista que o mesmo só pode ser retirado do sistema através da retirada do lodo.

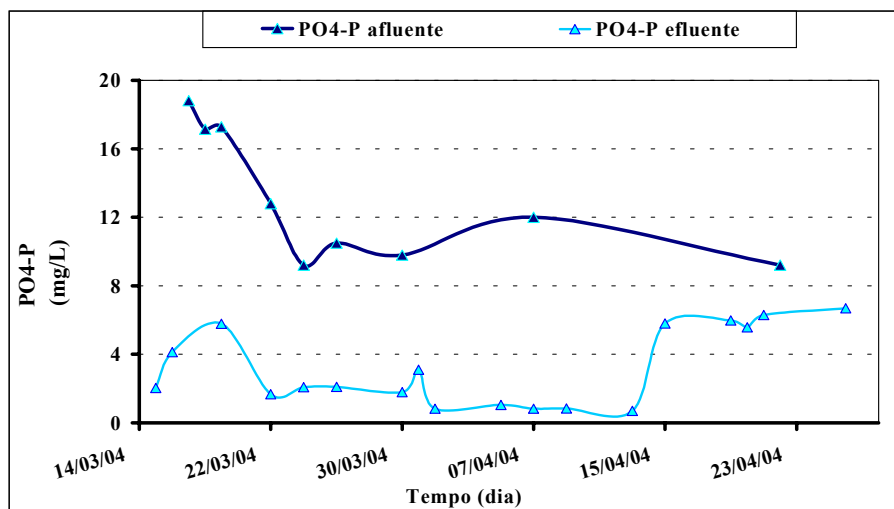


Figura 5.9. Concentração de fosfato ($\text{PO}_4\text{-P}$) afluyente e efluente do reator durante a estratégia 5 (E-5).

No período após o dia 14 de abril, quando a concentração de sólidos totais foi de 1850 mg/L, a eficiência de remoção de fosfato decresceu, obtendo média de 45% ($\sigma^2 \pm 5,2$), como consequência da recuperação da nitrificação que provocou um aumento na concentração de nitrato.

5.2.6 Ensaios no reator com estratégia 6 (E-6)

Nesta estratégia trabalhou-se com o mesmo tempo de ciclo, 6 horas, porém foi retirada uma fase de enchimento, passando para 3 enchimentos escalonados com volumes iguais de 85L cada, com o objetivo de prolongar o tempo da fase anóxica para então, melhorar a eficiência da desnitrificação. A relação entre as fases anóxicas e aeróbias por ciclo foi 1DN:1N, aproximadamente. Na tabela 5.7 são apresentadas as condições operacionais e os valores médios obtidos durante este período. Nesta estratégia, que se iniciou no dia 28/04/2004, foi observado que a eficiência da desnitrificação e da biodesfosfatação decaíram consideravelmente, resultando na finalização da E-6 já no dia 05/05/2004.

Tabela 5.7. Valores médios obtidos no período de estudo da Estratégia 6 (E-6).

Condições operacionais E-6	Valor	Variável (mg/L)	Afluente	Efluente	% Remoção
			Média $\pm \sigma^2$ n	Média $\pm \sigma^2$ n	Média $\pm \sigma^2$ n
<i>Ciclos por dia</i>	<i>4 x 6 h</i>	DQO _{total}	350 \pm 6,7 n = 3	62 \pm 75 n = 3	82,1% \pm 22,0
<i>Nº Enchimento</i>	3	NH ₄ -N	32,7 \pm 5,84 n = 3	1,8 \pm 0,2 n = 3	96,3% \pm 1,1
<i>Volume dos enchimentos (L)</i>	<i>3 x 85</i>	NO ₂ -N	--	0,01 n = 3	--
<i>Esgoto_{tratado} (L/dia)</i>	1020	NO ₃ -N	--	23,1 \pm 1,7 n = 3	30,0% \pm 17,6
<i>Anóxico:Aeróbio (min)</i>	<i>120:150</i>	PO ₄ -P	21,6 \pm 3,6 n = 3	10,9 \pm 1,4 n = 3	49,5% \pm 1,9
<i>A/M (kg DQO/kg SST.d)</i>	<i>0,13</i>	CaCO ₃	--	--	--

Mesmo com um pequeno intervalo de tempo, é possível perceber que a eficiência de remoção de DQO_{total} diminuiu. O afluente apresentou concentração média de 360 mgDQO/L. Os valores de DQO_{total} do efluente variam muito, concentrações baixas no início da estratégia e elevadas no final, resultando em um grande desvio padrão.

A nitrificação voltou a ter eficiência bastante significativa, pois para resultados do afluente variando entre 27,3 mgNH₄/L e 38,9 mgNH₄-N/L, os resultados do efluente final não variaram muito, tendo como média 1,8 mgNH₄-N/L. Os resultados de nitrito demonstram que toda a amônia oxidada passou para a forma de nitrato, pois seus valores foram próximos de zero.

Já os resultados de nitrato demonstram que houve um grande decaimento no processo de desnitrificação, pois o valor médio encontrado foi de 23,1 mgNO₃-N/L, resultando em uma eficiência média de 27,8%, a pior eficiência deste o início da operação do sistema.

A biodesfosfatação também piorou se comparada com a E-5, porém ainda se conseguiu uma eficiência média de 50% de remoção de fosfato, aproximadamente. O efluente do reator apresentou média de 10,9 mgPO₄-P/L.

Para buscar o aumento da desnitrificação e da biodesfosfatação, esta estratégia foi interrompida, pois os resultados mostraram que o lodo poderia perder a capacidade

de remover fosfato, sendo então iniciada nova estratégia com diferentes condições de operação.

5.2.7 Ensaios no reator com estratégia 7 (E-7)

Com o objetivo de otimizar o sistema de tratamento procurando uma melhor remoção de nitrogênio e fósforo, a estratégia 7 sofreu modificação no tempo total do ciclo, passando para 4 horas, com 3 enchimentos escalonados de 82,5L em cada fase do ciclo, conforme descrito na metodologia no item 4.3.

Nessa estratégia foram tratados 1.485 litros de esgoto por dia, volume próximo ao produzido por 8 pessoas, considerando 185 L/hab.dia. Comparando-se aos volumes diários de esgoto tratado até o presente momento, percebe-se que nesta estratégia foi utilizado o maior volume diário. A relação das fases anóxicas com as aeróbias continuou sendo de 2DN:3N. Observa-se na tabela 5.8 as condições operacionais e os valores médios dos resultados obtidos no período de 06/05/2004 a 19/05/2004.

Tabela 5.8. Valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 7 (E-7).

Condições operacionais E-7	Valor	Variável (mg/L)	Afluentes	Efluentes	% Remoção
			Média $\pm \sigma^2$ <i>n</i>	Média $\pm \sigma^2$ <i>n</i>	Média $\pm \sigma^2$ <i>n</i>
<i>Ciclos por dia</i>	<i>6 x 4 h</i>	DQO _{total}	473 \pm 87 <i>n</i> = 5	129 \pm 11 <i>n</i> = 7	72,1% \pm 5,9
<i>Nº Enchimento</i>	3	NH ₄ -N	15,24 \pm 3,8 <i>n</i> = 5	2,0 \pm 1,9 <i>n</i> = 8	87,9% \pm 10
<i>Volume dos enchimentos (L)</i>	3 x 82,5	NO ₂ -N	--	0,06 \pm 0,04 <i>n</i> = 7	--
<i>Esgoto tratado (L/dia)</i>	1485	NO ₃ -N	--	14,2 \pm 7,85 <i>n</i> = 8	29,6% \pm 40,2
<i>Anóxico:Aeróbio (min)</i>	80:120	PO ₄ -P	22,2 \pm 0,3 <i>n</i> = 4	12,6 \pm 0,8 <i>n</i> = 6	42,4% \pm 3,5
<i>A/M (kg DQO/kg SST.d)</i>	0,26	CaCO ₃	--	--	--

Os valores de DQO_{total} da entrada e da saída do reator apresentaram um acréscimo em relação a E-6. Mesmo com um tempo de processo biológico curto e com carga elevada, o reator mostrou-se eficiente quanto a remoção de DQO_{total}, que apresentou remoção média de 72%. Pela Fig. 5.10 observa-se que a curva da

concentração de DQO para o afluente apresentou valores elevados, variando de 321 mgDQO/L a 537 mgDQO/L.

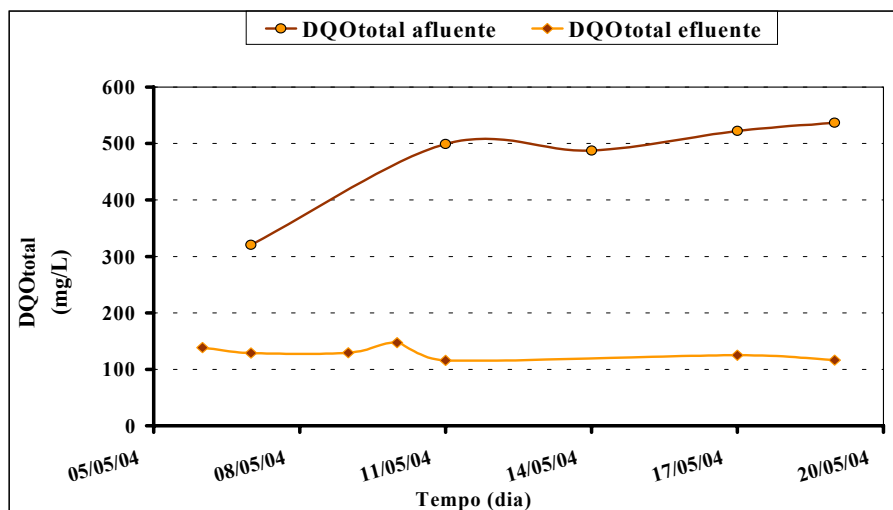


Figura 5.10. Concentração de DQO_{total} afluente e efluente do reator durante a estratégia 7 (E-7).

Mesmo com altas concentrações de DQO_{total} no afluente e carga aplicada calculada em 0,31 kgDQO/kgST.d, o reator piloto apresentou valores de DQO_{total} no efluente que variaram de 116 mgDQO/L a 148 mg DQO/L. A DBO₅ do efluente apresentou média de 15,5 mg/L, valor abaixo do exigido pela legislação de Santa Catarina.

A Fig. 5.11 apresenta as concentrações afluentes e efluentes do reator para os compostos de nitrogênio ao longo do período da estratégia 7 (E-7).

A concentração de amônia afluente foi em média de 22,0 NH₄-N/L, valor abaixo do encontrado, normalmente, na literatura para esgoto doméstico. Mesmo com carga de DQO_{total} elevada, o reator apresentou resultados de amônia para o efluente tratado que variaram de 0,02 a 4,9 mgNH₄-N/L, abaixo do valor exigido pelo CONAMA n°20/86.

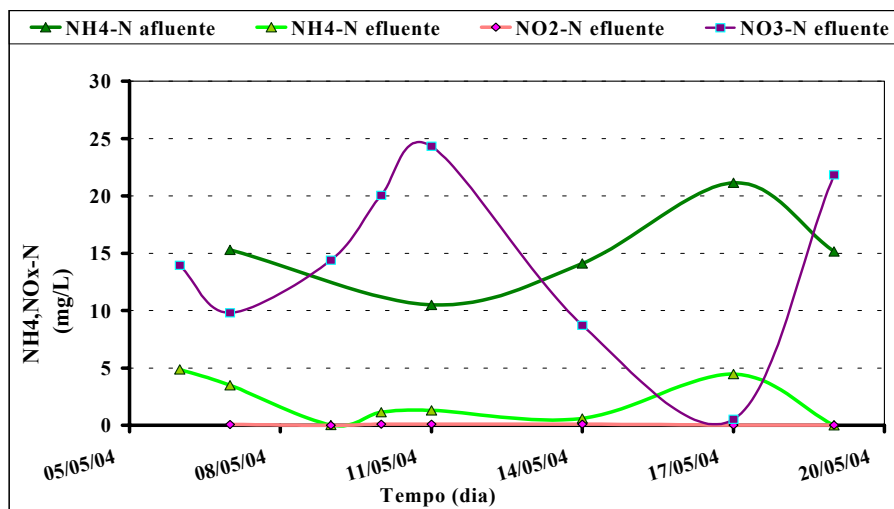


Figura 5.11. Concentração de amônia ($\text{NH}_4\text{-N}$), nitrito ($\text{NO}_2\text{-N}$) e nitrato ($\text{NO}_3\text{-N}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 7 (E-7).

Na Fig. 5.11 é possível observar essa variação de amônia, mostrando que o tempo do processo biológico não foi o suficiente para uma nitrificação estável, com resultados próximos de zero, já alcançados nas estratégias anteriores. Observa-se também que o nitrato apresentou oscilações, mínimas de $0,53 \text{ mgNO}_3\text{-N/L}$ e máximas de $24,6 \text{ NO}_3\text{-N/L}$, por isso o desvio-padrão da média de remoção de nitrato foi maior que a média encontrada, mostrando um sistema instável quanto a desnitrificação. Verifica-se ainda que alguns valores de nitrato foram maiores que os de amônia afluente. Esse déficit de amônia no substrato provavelmente foi em decorrência de erros por parte do analista. Esse erro é para ambos os resultados de amônia (afluente e efluente), mas como na amostra do afluente a diluição feita durante a realização da análise é muito maior que a diluição feita para a amostra do efluente, o erro para as amostras do afluente é muito maior.

A Fig. 5.12 mostra os resultados alcançados nesta estratégia para fosfato, o qual teve pouca redução.

Observa-se na Fig. 5.12 que o afluente apresentou resultado mínimo de $14,0$ e máximo de $22,2 \text{ mgPO}_4\text{-P/L}$. No final da estratégia observa-se uma leve redução na curva de fosfato do efluente, explicado pela diluição ocorrida no momento da alimentação do sistema. Essa estratégia usando alta carga foi finalizada, pois não se obteve uma estabilização da desnitrificação e nem uma melhora na biodesfosfatação.

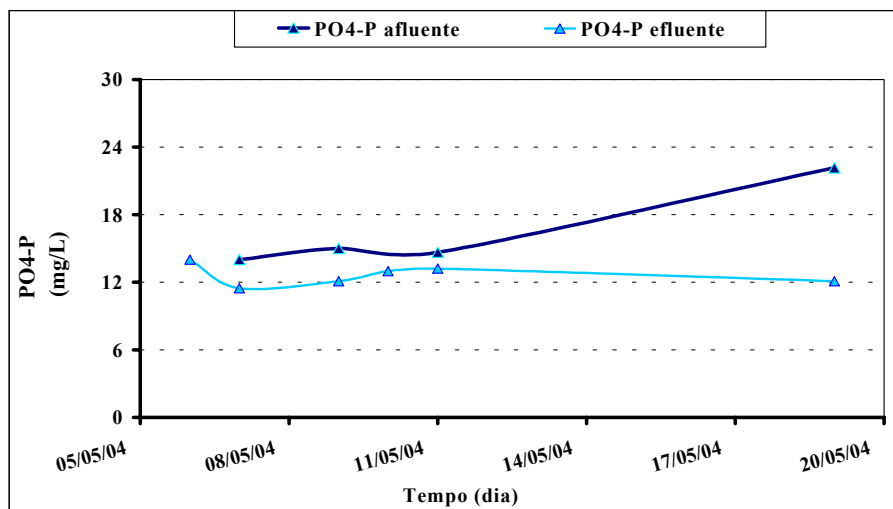


Figura 5.12. Concentração de fosfato ($\text{PO}_4\text{-P}$) afluyente e efluente do reator durante a estratégia 7 (E-7).

No final desta estratégia decidiu-se mudar o tanque séptico de 10m^3 para a caixa de armazenamento de 5m^3 , pois o volume grande da primeira, favoreceu para que houvesse produção de altas concentrações de sulfetos (até de 55 mg/L), servindo como agente inibidor para os microrganismos, especialmente das bactérias nitrificantes, como relatado por Cybis e Pickbrenner (2003). As análises de sulfetos no esgoto afluyente, realizadas no Laboratório do Departamento da Engenharia Química da UFSC, foram efetuadas apenas para se ter idéia de tal concentração, haja vista que estava ocorrendo inibição das bactérias nitrificantes.

5.2.8 Ensaios no reator com estratégia 8 (E-8)

Nesta estratégia, voltou-se para o ciclo de 6 horas, pois na E-7 foi possível verificar que o tempo foi muito curto para que houvesse uma nitrificação completa. Utilizou-se 3 enchimentos com volumes iguais de 100 litros cada, perfazendo um total de 1200 litros de esgoto tratado por dia, conforme descrito da metodologia no item 4.3. Através da tabela 5.9 é possível verificar as condições operacionais e os resultados médios obtidos neste período de estudo que se prolongou de 20/05/2004 até o dia 15/06/2004.

Tabela 5.9. Valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 8 (E-8).

Condições operacionais E-8	Valor	Variável (mg/L)	Afluente	Efluente	% Remoção
			Média $\pm \sigma^2$ n	Média $\pm \sigma^2$ n	Média $\pm \sigma^2$ n
Ciclos por dia	4 x 6 h	DQO _{total}	531 \pm 69 n = 6	121 \pm 15 n = 10	77,0% \pm 3,7
Nº Enchimento	3	NH ₄ -N	18,7 \pm 4,2 n = 6	0,05 \pm 0,08 n = 8	99,9% \pm 0,07
Volume dos enchimentos (L)	3 x 100	NO ₂ -N	--	0,01 n = 3	--
Esgoto _{tratado} (L/dia)	1200	NO ₃ -N	--	13,6 \pm 6,4 n = 7	27,7% \pm 11,0
Anóxico:Aeróbio (min)	80:120	PO ₄ -P	23,1 \pm 5,6 n = 6	11,8 \pm 1,9 n = 7	35,4% \pm 23,7
A/M (kg DQO/kg SSl/d)	0,26	CaCO ₃	--	--	--

Pela tabela 5.9 verifica-se aumento da eficiência na remoção de DQO_{total} comparando com a E-7, com uma média de 77%. Verifica-se através da Fig. 5.13 que a DQO_{total} do afluente apresentou concentrações elevadas, demonstrando que as características do afluente continuaram variando, mesmo utilizando um menor tanque.

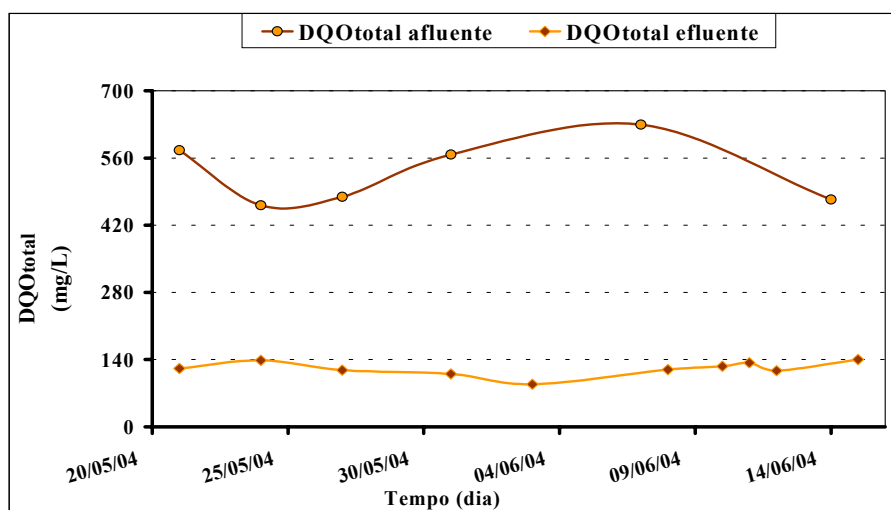


Figura 5.13. Concentração de DQO_{total} afluente e efluente do reator durante a estratégia 8 (E-8).

O afluente apresentou valores de DQO_{total} que variaram de 462 até 629 mg/L. Mesmo com elevada DQO, o reator conseguiu produzir um efluente com valor mínimo de 89 mgDQO/L e máximo de 140mgDQO/L.

Os resultados mostrados na Fig. 5.14 apresentam as curvas de amônia para o afluente e efluente.

Pode-se verificar na Fig. 5.14 que houve uma completa nitrificação, pois no afluente os resultados de amônia variaram de 13,4 a 25,8 mgNH₄-N/L, concentrações mais baixas que aquelas encontradas anteriormente quando utilizado o tanque séptico de 10 m³. A relação DQO:N foi de 150:5,3, bem próxima da recomendada com Metcalf & Eddy (2003). Os resultados encontrados no efluente para o nitrito foram próximos de zero, demonstrando uma nitrificação estável, até o último estágio de oxidação.

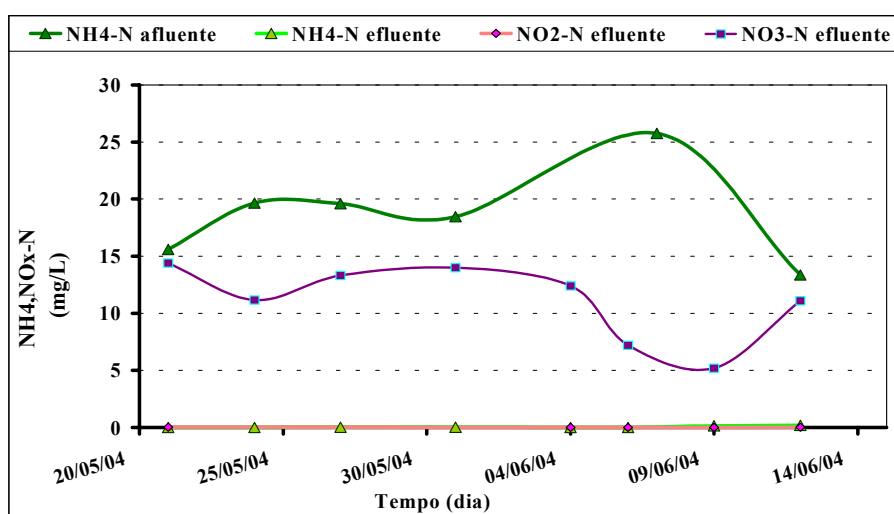


Figura 5.14. Concentração de amônia (NH₄-N), nitrito (NO₂-N) e nitrato (NO₃-N) afluente e efluente do reator durante a estratégia 8 (E-8).

Também na Fig. 5.14 é possível verificar uma leve oscilação na curva de nitrato, que variou de 5,2 a 14,4 mgNO₃-N/L. Essa oscilação demonstra a ocorrência da desnitrificação a partir do dia 04/06/2004, onde a concentração de nitrato foi 12,4 mgNO₃-N/L.

Quanto à remoção de fosfato, é possível verificar na Fig. 5.15 que houve uma redução nos valores de fosfato para o efluente tratado, porém não é possível afirmar a ocorrência da biodesfosfatação. Provavelmente, esta redução foi ocasionada pela alteração na característica do esgoto afluente, não apresentando material orgânico facilmente biodegradável utilizado pelas bactérias que realizam a biodesfosfatação.

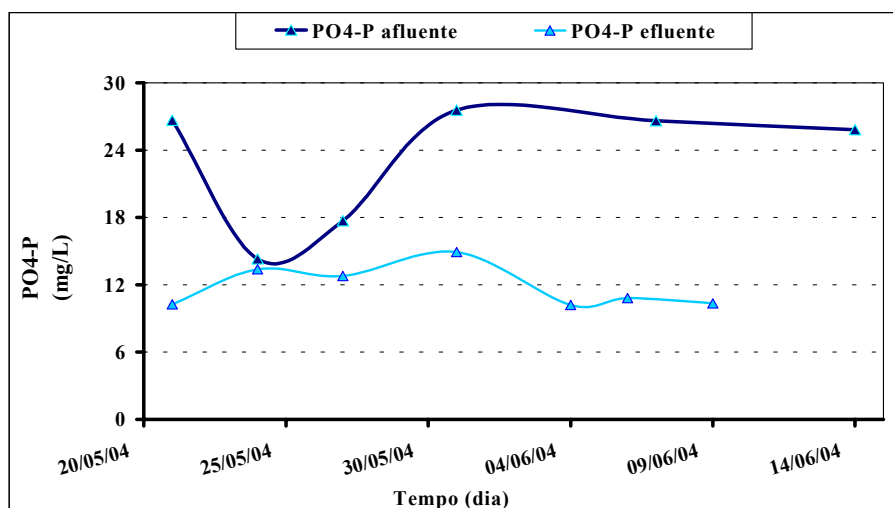


Figura 5.15. Concentração de fosfato ($\text{PO}_4\text{-P}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 8 (E-8).

5.2.9 Ensaios no reator com estratégia 9 (E-9)

Nesta estratégia, trabalhou-se com o tempo total do ciclo de 8 horas e com o mesmo número de enchimentos da E-8, porém foram feitas algumas modificações operacionais, como o aumento do volume de esgoto por enchimento, passando a utilizar 100L a cada enchimento realizado por ciclo, perfazendo um total de 300 litros de esgoto tratado por ciclo, conforme descrito da metodologia no item 4.3. A tabela 5.9 mostra as condições operacionais e os resultados médios obtidos no período de 16/06/2004 a 28/07/2004 que caracterizam a E-9.

Tabela 5.10. Valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 9 (E-9).

Condições operacionais E-9	Valor	Variável (mg/L)	Afluente	Efluente	% Remoção
			Média $\pm \sigma^2$ <i>n</i>	Média $\pm \sigma^2$ <i>n</i>	Média $\pm \sigma^2$ <i>n</i>
Ciclos por dia	3 x 8 h	DQO _{total}	1.209 \pm 584 <i>n</i> = 9	122 \pm 18 <i>n</i> = 18	85,3% \pm 4,9
Nº Enchimento	3	NH ₄ -N	38,1 \pm 8,3 <i>n</i> = 11	3,1 \pm 2,7 <i>n</i> = 12	94,3% \pm 7,0
Volume dos enchimentos (L)	3 x 100	NO ₂ -N	--	0,33 \pm 0,27 <i>n</i> = 10	--
Esgoto _{tratado} (L/dia)	900	NO ₃ -N	--	6,8 \pm 5,3 <i>n</i> = 14	83,8% \pm 7,9
Anóxico:Aeróbio (min)	228:150	PO ₄ -P	27,6 \pm 6,6 <i>n</i> = 11	8,2 \pm 5,4 <i>n</i> = 14	67,7% \pm 16,9
A/M (kg DQO/kg SST.d)	0,26	CaCO ₃	256 \pm 11,4 <i>n</i> = 5	168 \pm 12,6 <i>n</i> = 5	34,2% \pm 7,3

Na Fig. 5.16 observa-se o comportamento da matéria carbonácea, através da DQO_{total} .

Verifica-se que houve um grande aumento da DQO_{total} no afluente, mostrando uma super carga no sistema. Os valores de DQO_{total} variaram de 670 a 2000 mg/L, por isso o desvio-padrão neste período foi tão alto. Estes valores encontrados estão acima da média obtida para esgoto doméstico, ressalta-se que o esgoto utilizado era proveniente de bairro residencial, não havendo nenhuma contribuição industrial que pudesse provocar essa alteração nas concentrações de DQO_{total} . Os valores de DBO_5 também foram altos, variando de 514 a 1214 mg/L.

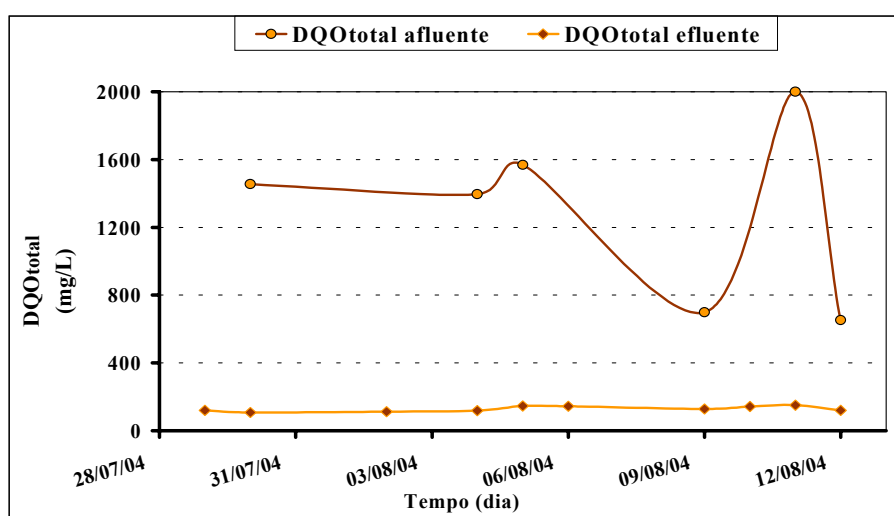


Figura 5.16. Concentração de DQO_{total} afluente e efluente do reator durante a estratégia 9 (E-9).

A concentração de DQO_{total} do efluente final variou de 86 mg/L a 152 mg/L. Mesmo com alta carga orgânica, o reator obteve uma eficiência de remoção de carbono bastante eficiente, em média de 85%, alcançando valores de 94% no final desta estratégia.

A Fig. 5.17 apresenta os resultados para os compostos de nitrogênio obtidos nesta estratégia (E-9).

Em termos de nitrogênio, o afluente apresentou maiores concentrações de amônia, se comparadas com a E-8, demonstrando que houve uma mudança na característica do substrato utilizado, com uma relação de $DQO:N$ de 150:4,3. No início do período, a nitrificação apresentou eficiência bastante significativa, pois os resultados de amônia para o efluente estiveram próximos de zero, porém após o dia 9 de julho,

houve um decréscimo na eficiência da nitrificação, com a amônia alcançando valores na saída do efluente de até $7 \text{ mgNH}_4\text{-N/L}$.

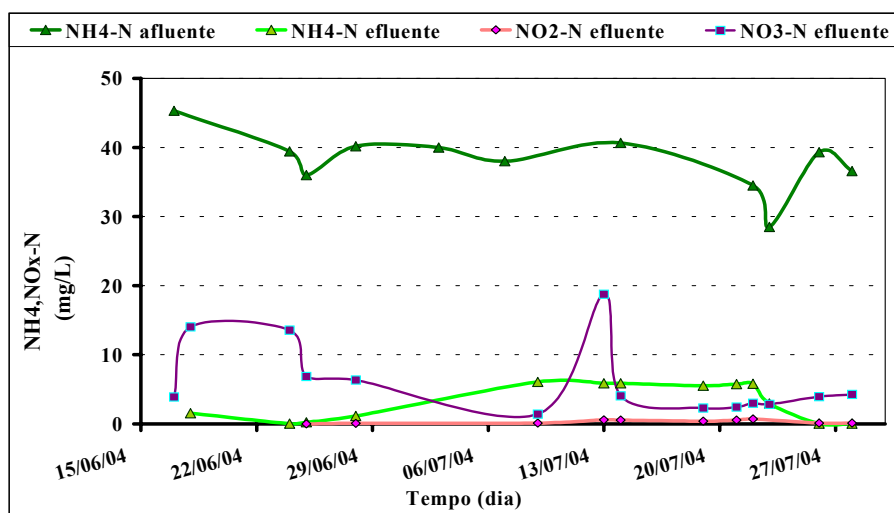


Figura 5.17. Concentração de amônia ($\text{NH}_4\text{-N}$), nitrito ($\text{NO}_2\text{-N}$) e nitrato ($\text{NO}_3\text{-N}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 9 (E-9).

Verifica-se na Fig. 5.17 que as concentrações de nitrito foram bem baixas, próximas de zero, identificando que o tempo do ciclo foi suficiente para que houvesse a nitrificação até o último estágio de oxidação. Observa-se também que a curva do nitrato oscilou bastante, variando de 1,4 a 18,8 $\text{mgNO}_3\text{-N/L}$. Os baixos valores de nitrato comprovam a ocorrência da desnitrificação que alcançou uma percentagem média de remoção de 83,8%.

A Fig. 5.18 mostra o comportamento de fosfato durante essa estratégia.

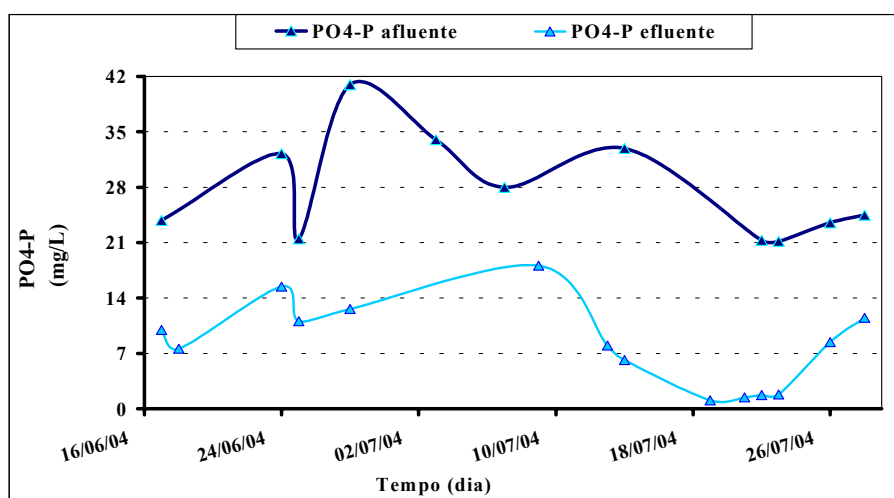


Figura 5.18. Concentração de fosfato ($\text{PO}_4\text{-P}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 9 (E-9).

Observa-se na Fig. 5.18 que no início houve uma redução na concentração de fosfato, porém pode ter sido ocasionado simplesmente pela diluição ocorrida na alimentação do reator. Porém, a partir do dia 19 de julho a concentração de fosfato foi de 1,1 mgPO₄-P/L para o efluente tratado, podendo-se afirmar que houve absorção do fosfato pelos microrganismos do lodo ativado. É interessante ressaltar que, no mesmo período em que ocorreu a biodesfosfatação houve problemas com a nitrificação.

5.2.10 Ensaios no reator com estratégia 10 (E-10)

As condições operacionais e as características médias do esgoto afluente e efluente do reator piloto, relativas à estratégia 10 da pesquisa, que durou do dia 29/07/2004 até o dia 13/08/2004, encontram-se resumidas na tabela 5.10. Segundo metodologia descrita no item 3.4, nesta estratégia continuou-se trabalhando com um tempo de ciclo de 6 horas, havendo algumas mudanças operacionais, como o volume de esgoto por enchimento escalonado passou a ser de 150L no primeiro enchimento e 75L no segundo e terceiro enchimento.

Tabela 5.11. Condições operacionais e valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 10 (E-10).

Condições operacionais E-10	Valor	Variável (mg/L)	Afluente	Efluente	% Remoção
			Média ± σ^2 <i>n</i>	Média ± σ^2 <i>n</i>	Média ± σ^2 <i>n</i>
<i>Ciclos por dia</i>	<i>4 x 6 h</i>	DQO _{total}	1.295 ± 524 <i>n</i> = 6	129 ± 16 <i>n</i> = 10	89,0% ± 4,1
<i>Nº Enchimento</i>	3	NH ₄ -N	37,5 ± 3,5 <i>n</i> = 6	4,7 ± 4,1 <i>n</i> = 10	85,7% ± 11,6
<i>Volume dos enchimentos (L)</i>	<i>1x150 2 x 75</i>	NO ₂ -N	--	2,2 ± 2,3 <i>n</i> = 10	--
<i>Esgoto_{tratado} (L/dia)</i>	1200	NO ₃ -N	--	2,3 ± 1,6 <i>n</i> = 10	86,6% ± 5,4
<i>Anóxico:Aeróbio (min)</i>	136:145	PO ₄ -P	20,0 ± 3,3 <i>n</i> = 6	4,4 ± 4,3 <i>n</i> = 10	81,4% ± 20,9
<i>A/M (kg DQO/kg SST.d)</i>	0,32	CaCO ₃	246 ± 6,3 <i>n</i> = 4	147 ± 26,6 <i>n</i> = 6	40,6% ± 9,1

Essa mudança foi feita na tentativa de melhorar a biodesfosfatação através da otimização das fases, tentando aplicar uma carga maior no primeiro enchimento, no qual

supõe-se que a concentração de nitrato é menor. Trabalhou-se também com um volume máximo de 1200L no reator.

A Fig. 5.19 apresenta os resultados obtidos em cada ensaio da estratégia E-10 para a DQO_{total} afluyente e efluente do reator.

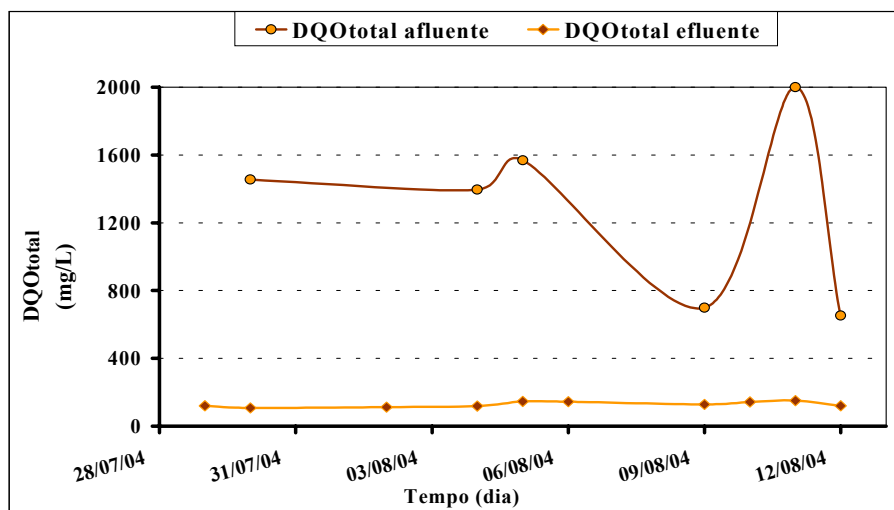


Figura 5.19. Concentração de DQO_{total} afluyente e efluente do reator durante a estratégia 10 (E-10).

Observa-se na Fig. 5.19 que os resultados obtidos neste período de estudo com relação a DQO_{total} do afluyente oscilaram bastante, por isso teve-se um desvio-padrão da média elevado. O valor mínimo foi de 653 mgDQO/L e o máximo de 2.000 mgDQO/L, iguais aos valores obtidos na estratégia anterior. Portanto, percebe-se que a DQO_{total} afluyente aumentou significativamente depois que o reator foi alimentado com esgoto sanitário doméstico, sem contribuição industrial, previamente armazenado na caixa com volume de $5m^3$.

Percebe-se também na Fig. 5.19 que os resultados da DQO_{total} efluente mantiveram-se bastante estáveis, com pequeno desvio-padrão, independente da carga aplicada, alcançando uma média de remoção de carbono de 89%, seus valores variaram entre 108 e 152 mg/L. O valor máximo de 152 mg/L foi encontrado no dia em que houve uma maior concentração do afluyente, 2.000 mg/L, neste dia o reator obteve uma eficiência de 92%.

Os resultados de DBO_5 nesta estratégia também foram altos, alcançando uma média de 992 mg/L no afluente. A média do efluente tratado foi de 19,6 mg DBO_5 /L, valor abaixo do recomendado pela legislação de Santa Catarina.

Na Fig. 5.20 estão plotados os resultados de amônia afluente e efluente, nitrito e nitrato afluente.

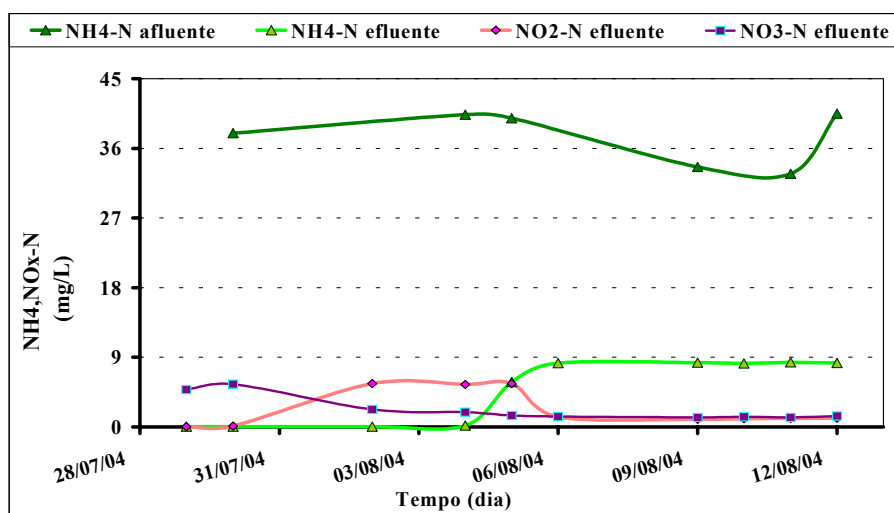


Figura 5.20. Concentração amônia ($\text{NH}_4\text{-N}$), nitrito ($\text{NO}_2\text{-N}$) e nitrato ($\text{NO}_3\text{-N}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 10 (E-10).

O afluente apresentou valores de amônia elevados, confirmando uma carga alta, assim como a $\text{DQO}_{\text{total}}$. Porém a relação $\text{DQO}:\text{N}$ foi de 173:5, aproximadamente. Observa-se que os resultados de amônia do efluente tratado foram próximos de zero no período de 29 de julho até o dia 04 de agosto, onde a nitrificação foi bastante eficiente, alcançando valor médio de 99,8%. Após esse período, a eficiência de nitrificação diminuiu, tendo concentração mínima de amônia de 5,8 mg/L e máxima de 8,4 mg/L. Provavelmente isto ocorreu devido a problemas na concentração de oxigênio dissolvido, pois durante o ciclo do dia 05/08/2004 foi encontrado no final da última fase de nitrificação, fase aeróbia, 1,66 mgOD/L no meio líquido, ou ainda, devido a presença de algum agente inibidor das bactérias nitrificantes.

Ao longo desta estratégia, a desnitrificação obteve as melhores eficiências, com média de 86,6%. Porém, observa-se que no mesmo período em que houve um decréscimo na eficiência da nitrificação, os valores de nitrato foram mais baixos do que no restante da estratégia, oscilando de 1,2 a 1,5 mg/L, alcançando uma eficiência de até

92%. Provavelmente, as condições que afetaram as bactérias nitrificantes foram boas condições para as desnitrificantes.

A Fig. 5.21 mostra o comportamento do fosfato afluente e efluente do reator durante a E-10.

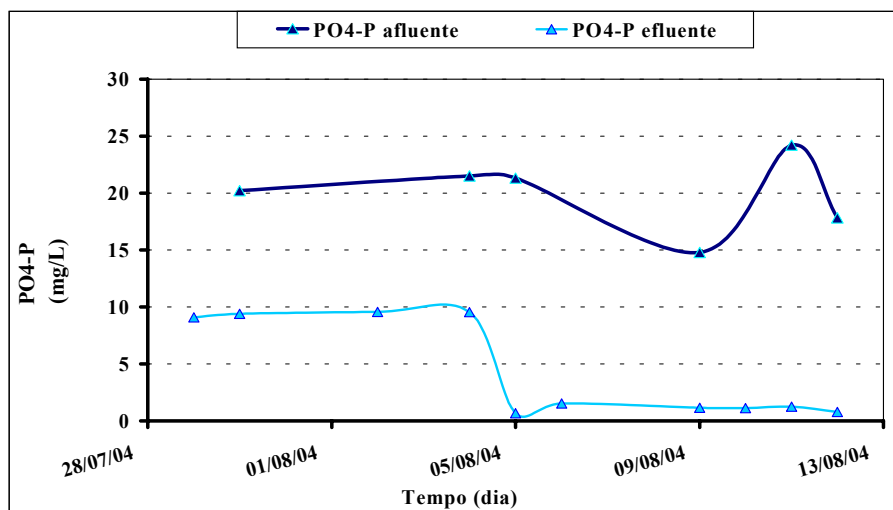


Figura 5.21. Concentração de fosfato ($\text{PO}_4\text{-P}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 10 (E-10).

Com relação à remoção de fósforo, esse objetivo foi alcançado principalmente no período em que houve decréscimo na eficiência de nitrificação, onde o processo de tratamento apresentou uma elevada capacidade de remoção de fosfato nas condições operacionais estabelecidas. A remoção de fosfato neste período, observada na Fig. 5.21, ocorreu principalmente devido a assimilação pelos microrganismos, já que apresentou valores baixos que oscilaram entre 0,7 e 1,5 mg/L.

5.2.11 Ensaios no reator com estratégia 11 (E-11)

Com a intenção de otimizar os processos de nitrificação, desnitrificação e biodesfosfatação, alcançado na estratégia anterior, procurou-se fazer novas alterações nas condições operacionais da estratégia 11. Como mudança da estratégia 10, houve diminuição dos volumes de enchimento, passando a ser 3 enchimentos, com volumes de 120L no primeiro e 60L nos outros dois, com tempo de ciclo de 6 horas. Portanto, trabalhou-se com um menor volume de esgoto tratado por dia (960L), conforme

apresentado na metodologia no item 3.4. Observa-se que houve um aumento do tempo total do tratamento biológico para 20h/d, ocasionado pela diminuição do tempo das fases de decantação e retirada.

A tabela 5.12 apresenta as condições operacionais e os resultados médios obtidos durante o período de 16/08/2004 a 31/08/2004 quando se testou a E-11.

Tabela 5.12. Condições operacionais e valores médios obtidos no período de estudo da estratégia 11 (E-11).

Condições operacionais E-11	Valor	Variável (mg/L)	Afluente	Efluente	% Remoção
			Média \pm σ^2 <i>n</i>	Média \pm σ^2 <i>n</i>	Média \pm σ^2 <i>n</i>
<i>Ciclos por dia</i>	<i>4 x 6 h</i>	DQO _{total}	493 \pm 248 <i>n</i> = 3	99 \pm 11 <i>n</i> = 3	76,7% \pm 10,8
<i>Nº Enchimento</i>	3	NH ₄ -N	35,48 \pm 5,9 <i>n</i> = 4	1,10 \pm 2,3 <i>n</i> = 5	96,2% \pm 7,1
<i>Volume dos enchimentos (L)</i>	<i>1 x 120 2 x 60</i>	NO ₂ -N	--	2,15 \pm 1,9 <i>n</i> = 5	--
<i>Esgoto tratado (L/dia)</i>	960	NO ₃ -N	--	3,6 \pm 1,1 <i>n</i> = 5	83,3% \pm 5,8
<i>Anóxico:Aeróbio (min)</i>	<i>143:152</i>	PO ₄ -P	29,9 \pm 3,1 <i>n</i> = 4	11,6 \pm 6,1 <i>n</i> = 5	62,8% \pm 22,0
<i>A/M (kg DQO/kg SST.d)</i>	0,29	CaCO ₃	281 \pm 17,0 <i>n</i> = 4	134 \pm 23,2 <i>n</i> = 4	52,4% \pm 8,4

Observa-se que houve uma diminuição da eficiência de remoção de DQO_{total} se comparada com a E-10. Mas, isso foi ocasionado por mudanças nas características do afluente. Os valores de DQO_{total} obtidos durante esta estratégia não serão plotados como figura, devido a serem somente 3 pontos de amostragem durante toda a E-11, nos dias 25, 26 e 30 de agosto.

Os resultados da DQO_{total} afluente foram 290 mg/L no dia 25/08, 420 mg/L no dia 26/08 e 770 mg/L no dia 30/08, portanto, grandes variações que elevaram o desvio-padrão. Se comparado com as concentrações de DQO_{total} do afluente obtidas na E-10, observa-se uma grande modificação na característica do esgoto quanto a composição de carbono. Também em relação à estratégia anterior, os valores de DBO₅ afluente diminuíram, apresentando média de 213 mg/L. Em decorrência desta oscilação, a eficiência do tratamento diminuiu, mas mesmo com eficiência mais baixa que a E-10, a DQO_{total} do efluente foi de 102, 86 e 109 mg/L, respectivamente nos dias 25, 26 e 30 de

agosto. A concentração de DBO_5 foi de 13,4 mg/L neste período, bem abaixo do recomendado pela Resolução do CONAMA.

A Fig. 5.22 mostra os resultados obtidos dos compostos de nitrogênio durante a E-11.

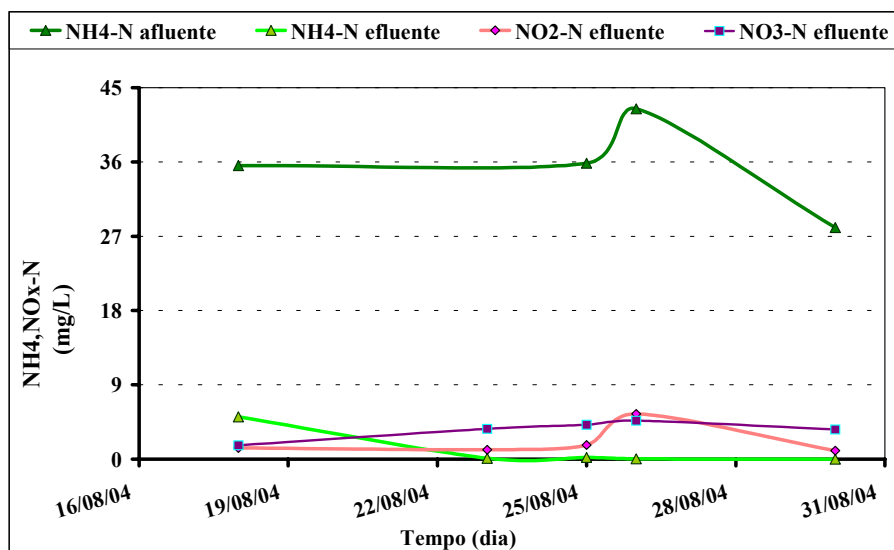


Figura 5.22. Concentração de amônia ($\text{NH}_4\text{-N}$), nitrito ($\text{NO}_2\text{-N}$) e nitrato ($\text{NO}_3\text{-N}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 11 (E-11).

Mesmo com baixas cargas de DQO, observa-se na Fig.5.25 que a concentração de amônia do afluente continuou elevada, variando de 32,7 a 40,5 mg/L, levando a uma relação de DQO:N de 150:10,8.

Os resultados das várias formas do nitrogênio mostram que no início da estratégia ainda havia uma concentração de 5,1 mg/L de amônia no efluente, evidenciando um problema na nitrificação, provavelmente ainda proveniente da estratégia anterior. É importante salientar que o tempo do ciclo de geração e crescimento das bactérias nitrificantes é lento, em torno de 21 dias, sendo portanto, necessários períodos longos para a retomada do processo microbiológico (METCALF & EDDY, 2003). Mas, na Fig. 5.22 como se observa, após o dia 23 de agosto, o processo de nitrificação apresentou um excelente desempenho, dentro das condições operacionais testadas, alcançando valores de amônia próximos de zero no efluente. Entretanto, também se observa que os resultados de nitrito foram altos, variando de 1,0 a 5,5 mg/L, o que comprova que a nitrificação estava lenta.

Os resultados de nitrato conferem que houve um desnitrificação com percentagem média de 83%. A melhor eficiência foi no início dessa estratégia, quando a nitrificação ainda estava com problemas. As concentrações de nitrato variaram de 1,7 a 3,7 mg/L.

A Fig. 5.23 apresenta os resultados de fosfato encontrados durante a E-11.

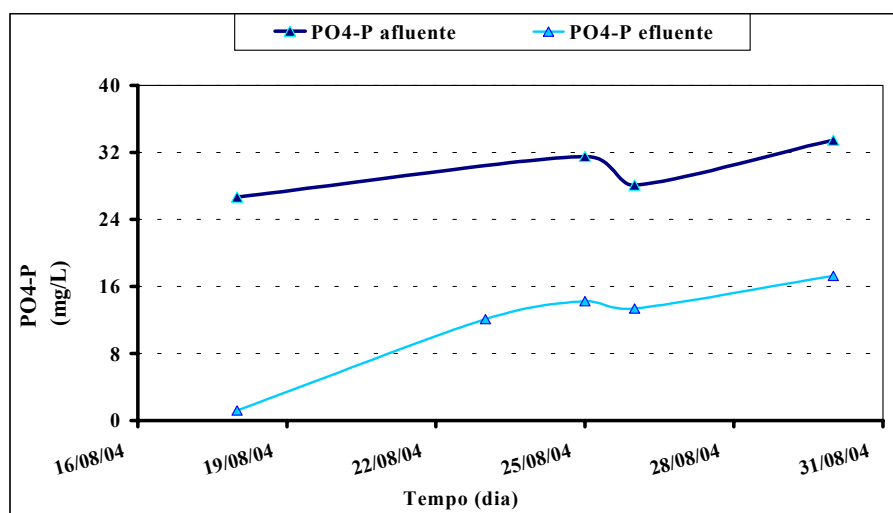


Figura 5.23. Concentração de fosfato ($\text{PO}_4\text{-P}$) afluente e efluente do reator durante a estratégia 11 (E-11).

Quanto à biodesfosfatação, somente no início desta estratégia é que foi possível uma remoção significativa do fosfato, alcançando valor de 1,2 mg/L. Este valor foi obtido no mesmo período em que houve problemas com a nitrificação, com eficiência de remoção de fosfato de 95%.

No restante do período houve um acréscimo de fosfato na saída do reator, observado na Fig. 5.23. No período em que houve uma retomada da eficiência de nitrificação, isto é, um aumento na concentração de nitrato, o reator apresentou um aumento nos valores de fosfato no efluente final. O afluente apresentou valor médio nesse período de 31 mg/L e no efluente uma média de 14,3 mg/L, porém não se pode afirmar que houve uma biodesfosfatação, e sim que houve uma diluição ocorrida no momento da alimentação no reator.

5.3 Decantabilidade do lodo

A tabela 5.13 apresenta os resultados para a variável de decantabilidade em termos de índice volumétrico de lodo (IVL).

Tabela 5.13. Resultados de índice volumétrico de lodo ao longo do período de estudo.

Data	Volume do lodo		IVL RBS
	minutos	mL	mL/g
07/01/04	0	1000	162
	30	320	
16/04/04	0	1000	129
	30	90	
19/04/04	0	1000	133
	30	130	
19/05/04	0	1000	138
	30	400	
21/05/04	0	1000	126
	30	390	
25/05/04	0	1000	109
	30	380	
24/06/04	0	1000	108
	30	390	
16/07/04	0	1000	81
	30	300	
30/08/04	0	1000	59
	30	200	

Comparando-se os resultados obtidos na análise do Índice Volumétrico de Lodo (IVL) com os valores da tabela 3.1 (Revisão Bibliográfica), com a idade de lodo de 10 dias (baixa carga), o reator pode ser classificado como média decantabilidade até a estratégia 7 (21/05/04). Durante as estratégias 8 (25/05/04) e 9 (24/06/04) foi obtido um IVL de 109 e 108, respectivamente, valores esse que ainda se encontram na faixa de média decantabilidade, porém bem próxima da interpretação de ótima decantabilidade do lodo.

Nas estratégias 10, quando iniciou o período da formação de flocos bastante densos, o IVL foi de 81 mL/g, caracterizando uma boa decantabilidade. No período da estratégia 11, ainda com a presença de flocos densos, o IVL foi menor do que a estratégia anterior, que segundo a tabela 3.1, pode ser caracterizado como ótima decantabilidade do lodo.

5.4 Microscopia ótica

Os flocos do material em suspensão no meio líquido formados ao longo de todas as estratégias desenvolvidas neste estudo foram observados no microscópio óptico, conforme descrito em metodologia no item 4.3. Algumas das imagens capturadas são apresentadas nas figuras 5.24 a 5.31. A grande maioria das bactérias do lodo ativado, com exceções das formas especiais e maiores como *Spirillum* e *Zooglea* ou bactérias filamentosas, não podem ser classificadas pelo microscópio óptico, pois possuem tamanhos e formas muito parecidas, podendo ser diferenciadas apenas pelo metabolismo ou geneticamente (HOFFMANN et al., 2001). A Fig. 5.24, por exemplo, apresenta prováveis colônias das bactérias nitrificantes, segundo Jenkins et al. (1993), que foram observadas ao longo das estratégias. Colônias muito parecidas com as encontradas são descritas por outros autores como bactérias que realizam a biodesfosfatação (KNOOP & KUNST, 1998).

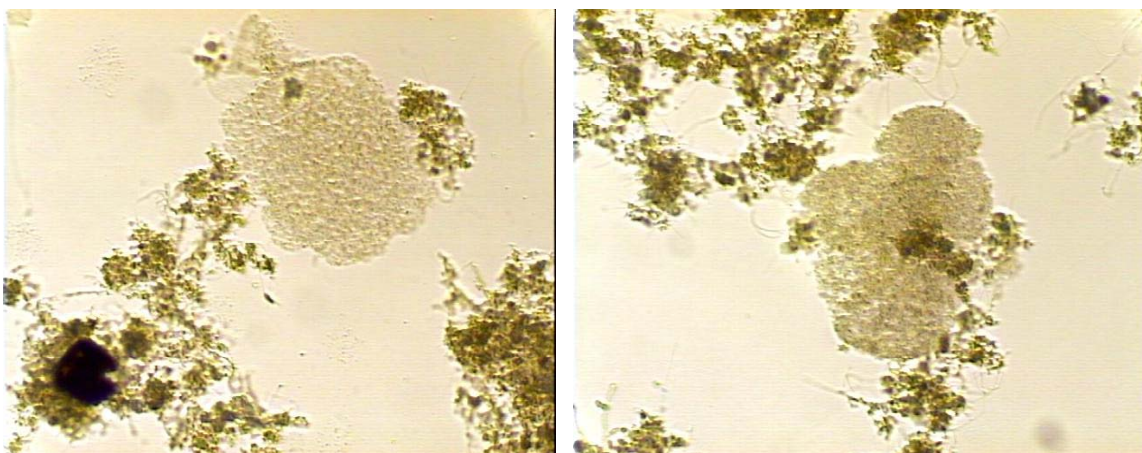


Figura 5.24. Flocos com prováveis colônias de bactérias nitrificantes.

A microscópica óptica mostrou que os flocos, durante o período de início do funcionamento no sistema piloto, identificado como a estratégia 1 (E-1), apresentaram-se mal formados e de estrutura irregular, sendo modificados ao longo das estratégias realizadas, passando a se apresentarem como flocos bem formados, estrutura compacta e bastante densos.

No período de formação dos flocos e ao longo da operação surgiram, com frequência, bactérias livres em números elevados, conglomerados de bactérias (*Zooglea*) e ainda algumas *Amebas nuas*, como observado nas Fig. 5.25 e 5.26, respectivamente. A formação de *Zooglea* é típica de início da formação de flocos. O aparecimento de *Amebas nuas* e bactérias livres com alta frequência depois da estabilização da operação, como aconteceu no reator piloto, é um indicador de condições instáveis no funcionamento, provocado talvez, por intoxicação ou baixo pH durante a operação (HOFFMANN et al, 2001).

Durante todo o período em estudo, pode-se verificar que alguns protozoários e metazoários estiveram presentes em todas as estratégias, como *Vorticellas sp.*, *Epistylis sp.*, *Aspidisca sp.*, *Rotíferos sp.* e ainda muitas *Tecamebas*.

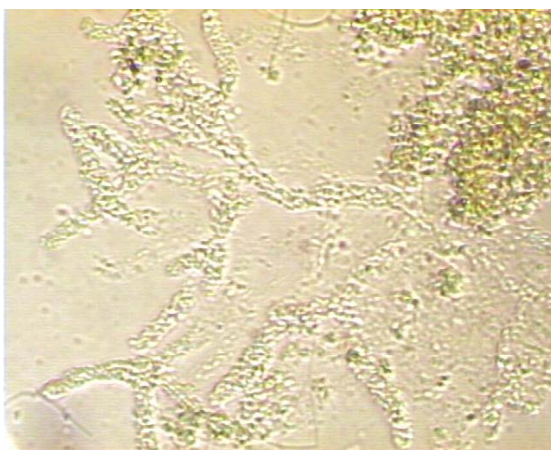


Figura 5.25. Identificação de *Zooglea*.



Figura 5.26. *Ameba nua*.

As observações microscópicas mostraram condições muito variadas ao longo das estratégias realizadas, havendo uma sucessão dos microrganismos à medida que os ensaios foram sendo estabelecidos, com uma melhor ou pior eficiência na remoção de DQO e nitrificação ao longo dos ensaios. Para esclarecer a função indicativa dos protozoários têm que ser considerado fatores operacionais (tempo das fases aeróbias e a

concentração de oxigênio; tempo das fases anóxicas e o oferecimento de DQO facilmente degradável; carga orgânica volumétrica aplicada; pH e temperatura) e fatores “externos” a operação (composição específica do esgoto; relação C:N:P e substâncias tóxicas). Como os fatores operacionais e externos variaram com frequência, não foi possível determinar claramente, se uma mudança microbiana foi resultado de mudança na operação ou nas características do esgoto utilizado. Portanto, apenas os resultados gerais são discutidos.

As *Tecamebas* identificadas na Fig. 5.27 indicam condições estáveis de funcionamento (MADONI, 1994 *apud* CETESB, 1997), observou-se a grande presença deste organismo logo após a troca do tanque séptico, a partir do final da estratégia E-8 e início da E-9. Esse período foi longo e não se obteve nenhum problema com a nitrificação. Na metade da estratégia 9, a concentração de amônia na saída do reator aumentou por alguns dias, porém as *Tecamebas* continuaram presentes no lodo até a estratégia 10, onde a nitrificação diminuiu. Não se pode afirmar que realmente os organismos se encontravam vivos ou somente as cascas deles é que estavam presentes. Ressalta-se ainda, que as *Tecamebas* são extraídas do sistema somente quando ocorre a retirada do lodo em excesso, por isso, em sistemas com pouca retirada de biomassa a contagem pode não ter significância.



Figura 5.27. *Tecamebas* em forma de roscas.

As Fig. 5.28 e 5.29 apresentam alguns ciliados fixos nos flocos, especialmente as *Vorticellas sp* e *Epistylis sp.*, os quais constituem um importante indicio de boas

condições de tratamento, especialmente na questão de oxigenação no meio líquido. As colônias de *Epistylis sp* são indicadoras de cargas orgânicas elevadas, aeração suficiente e ainda demonstram um sistema eficiente quanto à depuração do material carbonáceo (JENKINGS et al, 1993; CETESB, 1997).

As *Vorticellas sp* são protozoários sensíveis à falta de oxigênio e a compostos tóxicos, portanto seu aparecimento indica condições estáveis. A presença desses ciliados fixos no tratamento provoca a clarificação do efluente final através da ação predatória sobre as bactérias livres (CANLER et al.,1999).

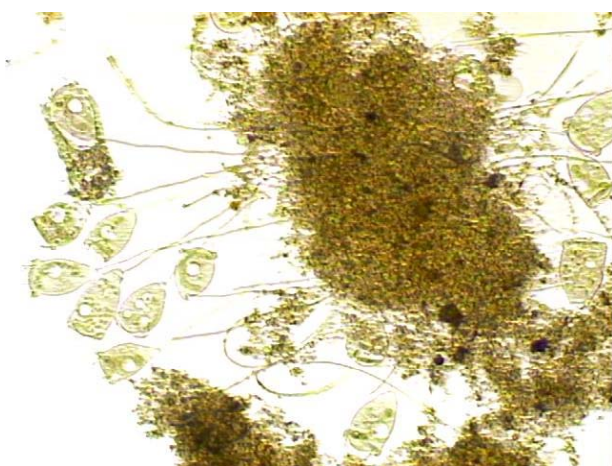


Figura 5.28. *Vorticellas sp* em flocos de lodo.

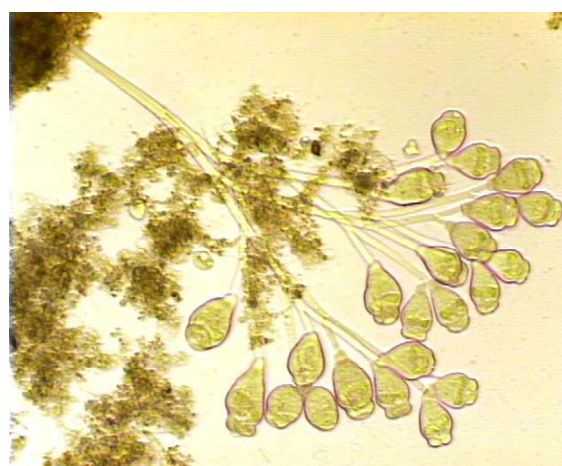


Figura 5.29. Colônia de *Epistylis sp.*

Observou-se que esses ciliados fixos desapareceram no mesmo período em que as *Amebas nuas* se propagaram no sistema. Essa condição apareceu em quase todas as estratégias, não podendo ser realizada qualquer correlação com a mudança de estratégia. Pode-se supor que esse acontecimento foi provocado pela baixa da alcalinidade, como consequência da nitrificação, assim como, por substâncias tóxicas ou prejudiciais presentes no esgoto bruto (sulfeto, por exemplo), já que durante as estratégias E-2 e E-7 o pH foi controlado por dosagem contínua de cal, mantendo-o acima de 6,8.

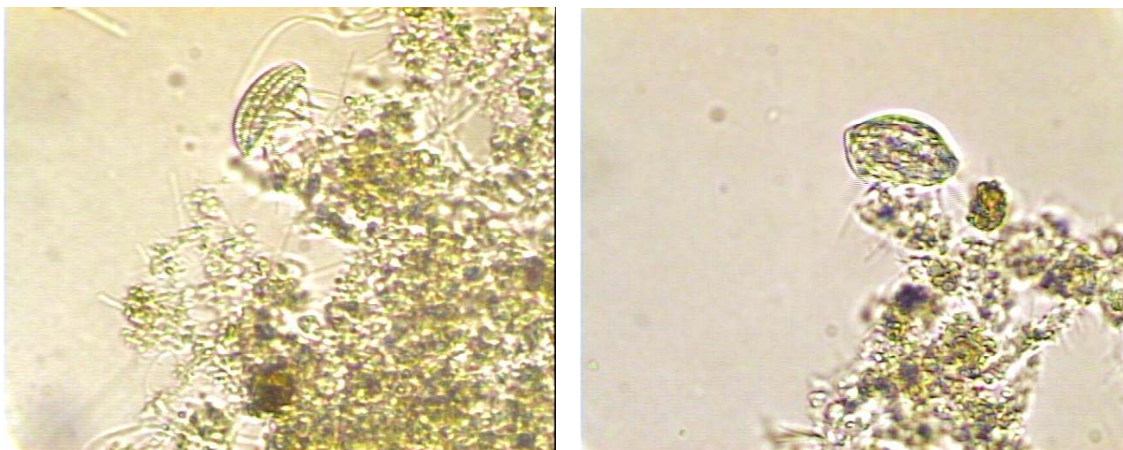


Figura 5.30. *Aspidisca sp* nos flocos do lodo ativado.

Verificou-se também a presença de ciliados livres, como a *Aspidisca sp*, ao longo de todas as estratégias, em menor ou maior quantidade, como mostra a Fig. 5.30. Esse tipo de organismo se alimenta de bactérias e partículas em suspensão e indica a ocorrência de nitrificação no sistema (CETESB, 1997). Este protozoário aparece em condições estáveis de funcionamento, com baixa carga orgânica e elevado oxigênio, porém, ao contrário dos ciliados fixos identificados, a *Aspidisca sp*. pode sobreviver em condições menos estáveis. Foram observados casos onde esse organismo apareceu ao mesmo tempo em que as *Vorticellas sp*, *Epistylis sp* e *Amebas nuas* também foram encontradas. Na estratégia 2, o pH variou na faixa de 6,5, ocasionando o desaparecimento das *Aspidiscas sp* (HOFFMANN et al., 2001)

Nas estratégias E-3 e E-4, observou-se número elevado de bactérias filamentosas. O aparecimento destas pode provocar o intumescimento do lodo. Observou-se que elas apareceram mais em estratégias utilizando tempo muito elevado das fases anóxicas/anaeróbias em relação às fases aeróbias. O crescimento das filamentosas pode ser provocado pela falta de oxigênio, como também pela fases elevadas sem atividade microbiana, por exemplo, uma fase elevada sem aeração, mas também com falta de nitrato ou de substrato, onde não pode ocorrer nenhuma reação. Esse problema não aconteceu nas estratégias com cargas elevadas acima de 0,2 kgDQO/kgST.d, por exemplo, estratégia E5 e E 7-11.

Ao longo de todos os ensaios os *Rotíferos sp*. estavam presentes no lodo ativado, como mostrado na Fig. 5.31, sendo que ao final das estratégias realizadas, especificamente nas estratégias 10 e 11, o lodo apresentou uma enorme quantidade

desse metazoário, dando característica de idade de lodo elevada e condições estáveis de funcionamento.

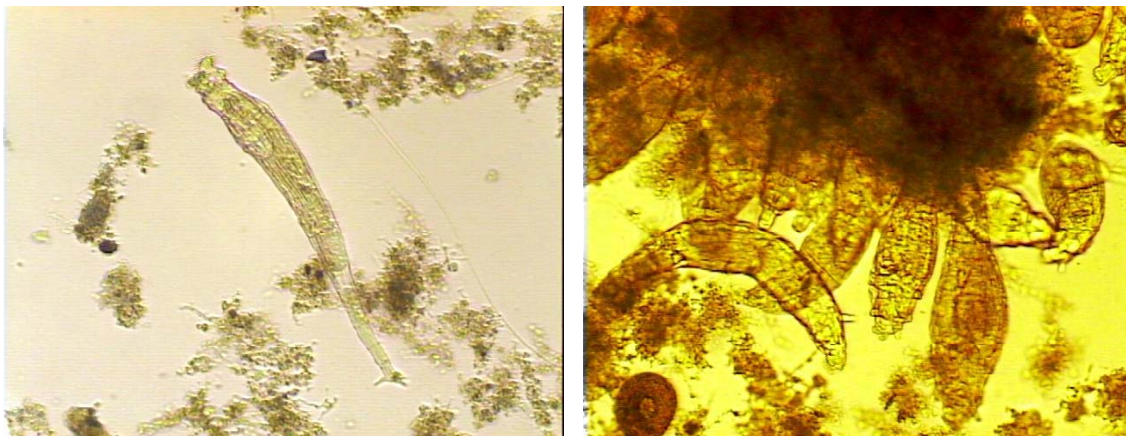


Figura 5.31. *Rotíferos sp*

Foi observada também, formação de flocos muito densos no período da E-10 e E-11, caracterizando flocos parecidos com grânulos. Esses *Rotíferos sp*, uma vez desenvolvidos, mostraram mais resistência contra a possível intoxicação existente do que os ciliados fixos e os ciliados predadores de flocos (*Aspidisca sp*), fenômeno este, também observado por Martins (2003) em estudo com reator de leito fluidizado.

Todas as observações indicam a ocorrência de uma sucessão das populações da microbiota, com as condições operacionais impostas nesse estudo, não podendo ser excluído a ocorrência de intoxicação descontínua pela própria característica do esgoto utilizado como substrato. Essa intoxicação afetou também a nitrificação e ainda causou a morte dos ciliados fixos (*Vorticellas sp* e *Epistylis sp*) e o aparecimento com grande frequência de *Amebas nua*.

5.5 Resumo dos ciclos realizados a cada estratégia

As figuras 5.32 a 5.47, mostram o comportamento das variáveis físico-químicas medidas durante um ciclo completo. A observação do ciclo foi realizada semanalmente ao longo do período de estudo, porém aqui é mostrado apenas um ciclo de cada estratégia, com exceção das estratégias com período de tempo curto. Os demais

resultados obtidos durante cada ciclo das estratégias podem ser observados no Apêndice B. Os resultados estão em função do tempo de cada fase anóxica (DN) e aeróbia (N).

Nas figuras que demonstram o comportamento do OD e pH durante as diferentes fases de reação, pode-se identificar claramente a variação do oxigênio em função das fases anóxicas/anaeróbia e as fases aeróbias. Nas estratégias 4 e 5, Fig. 5.36 e 5.38, respectivamente, houve um déficit na concentração do OD, não ultrapassando 1,0 mgOD/L no meio líquido. Essa redução de oxigênio pode ter sido ocasionada pela alta concentração de DQO e $\text{NH}_4\text{-N}$ (Fig. 5.37 e 5.39). O pH apresentou baixos valores no tempo zero, pois corresponde à entrada do esgoto bruto em estado completamente anaeróbio. Em estratégias onde a desnitrificação não foi suficiente para recuperar a alcalinidade do meio, foi necessário adicionar cal virgem, para elevar o pH e obter uma nitrificação estável.

Quanto ao comportamento das variáveis de DQO, $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_x\text{-N}$ e $\text{PO}_4\text{-P}$ ao longo das fases de reações biológicas, verifica-se que as curvas de DQO e $\text{NH}_4\text{-N}$ foram decrescendo ao longo do tempo, demonstrando claramente a oxidação da matéria orgânica e do nitrogênio amoniacal. As figuras mostram também a correlação da produção de $\text{NO}_x\text{-N}$ com a oxidação da amônia. O fosfato tende a aumentar na fase anóxica/anaeróbia e diminuir em fase aeróbia, como descrito por Marchetto et al. (2003), Surampalli et al. (1997) e Subramaniam et al. (1994). Essa condição é observada nas figuras, mas em pequenas mudanças de concentração.

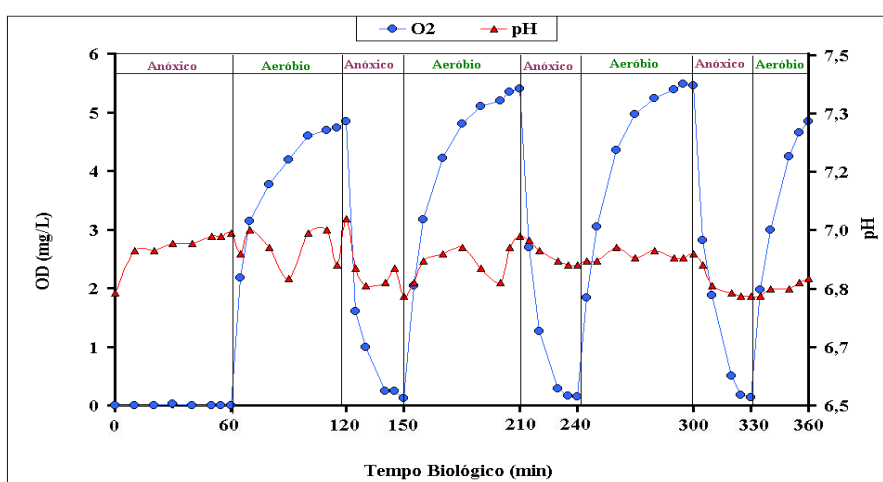


Figura 5.32. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 17/12/2003 (E-1)

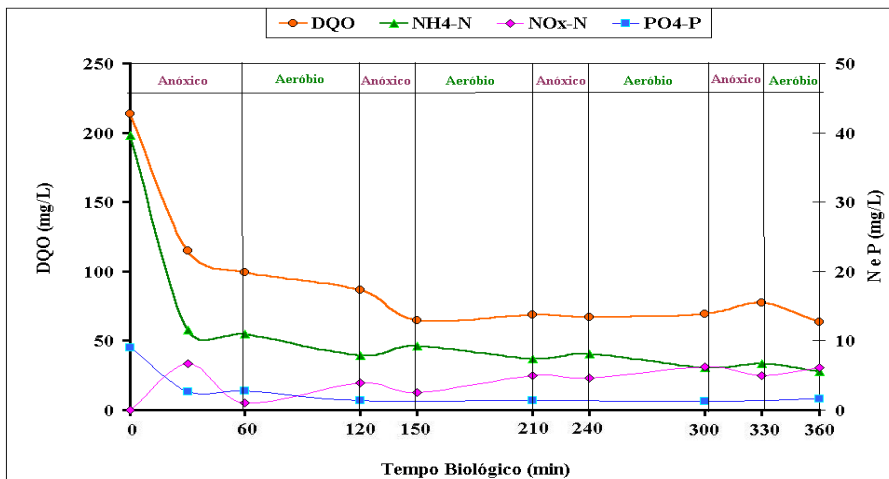


Figura 5.33. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 17/12/2003 (E-1)

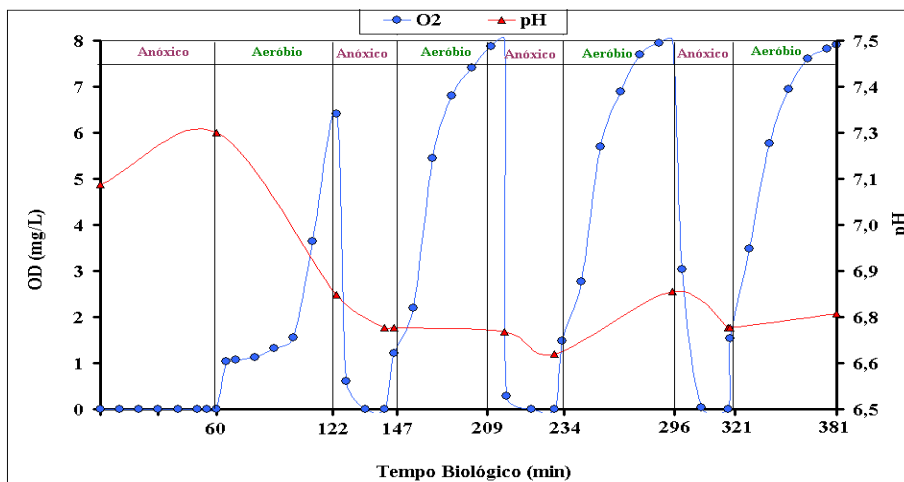


Figura 5.34. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 06/02/2004 (E-3)

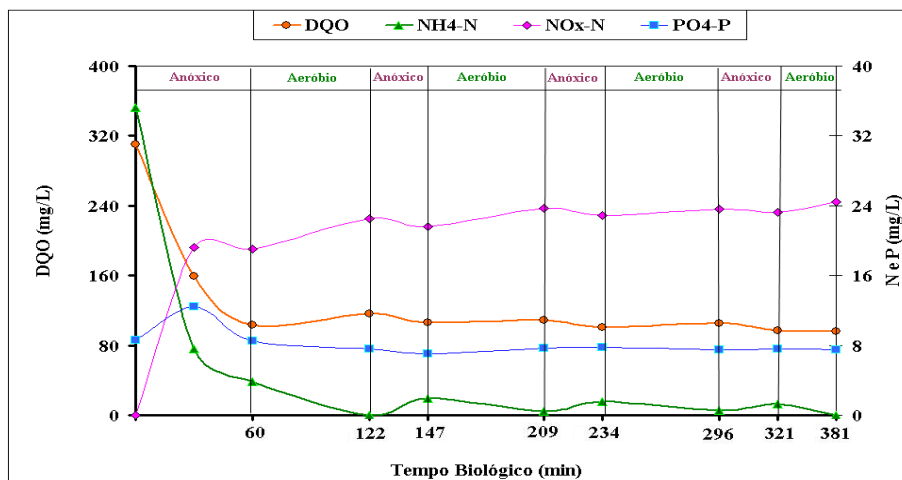


Figura 5.35. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 06/02/2004 (E-3)

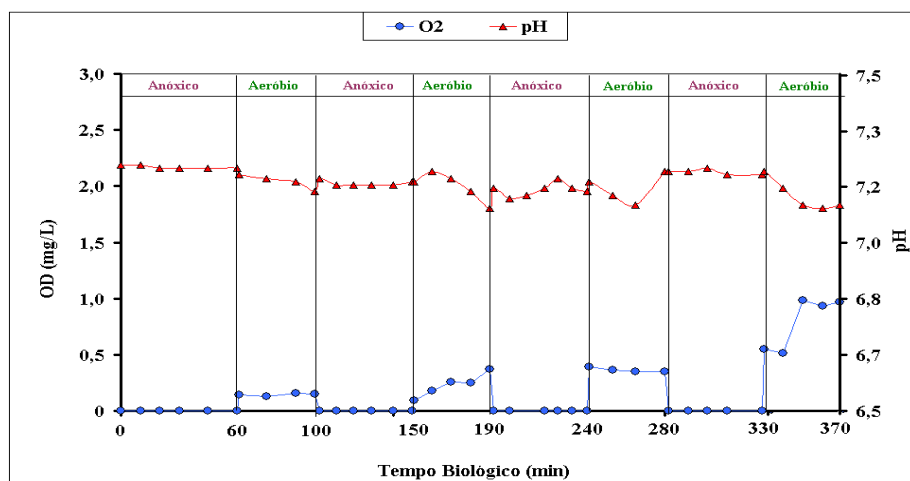


Figura 5.36. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 05/03/2004 (E-4)

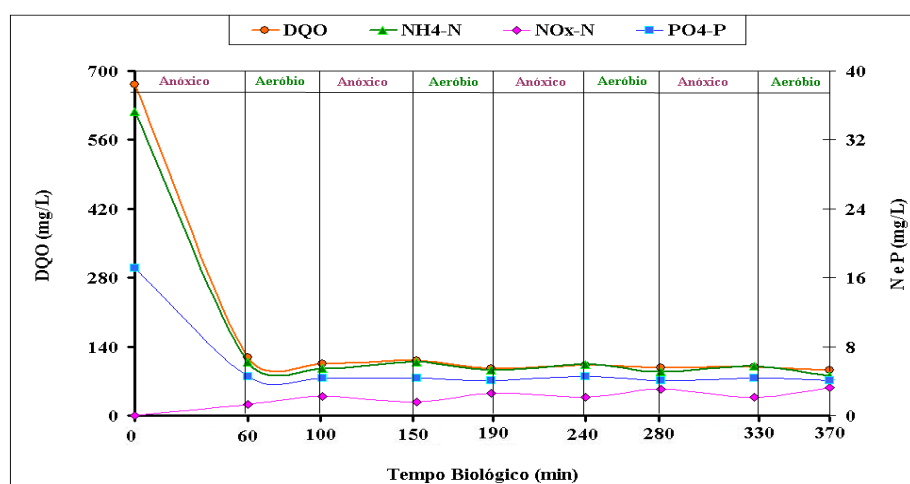


Figura 5.37. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 05/03/2004 (E-4)

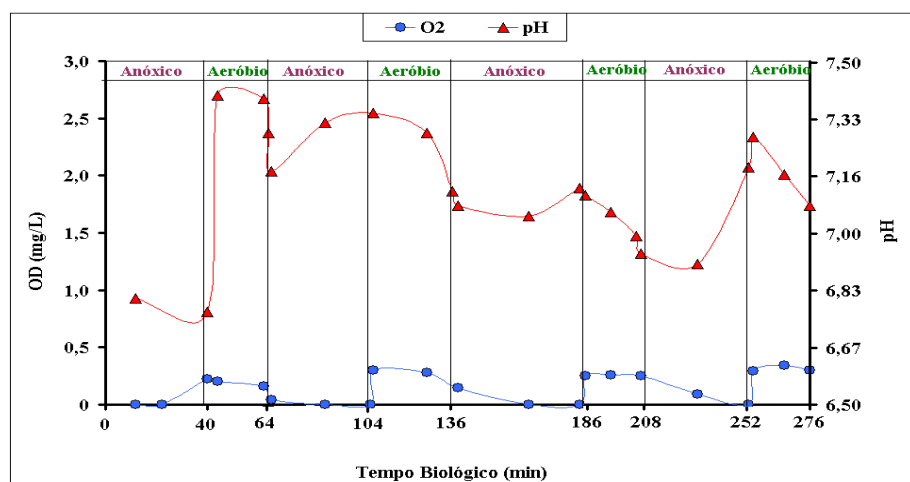


Figura 5.38. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 24/03/2004 (E-5)

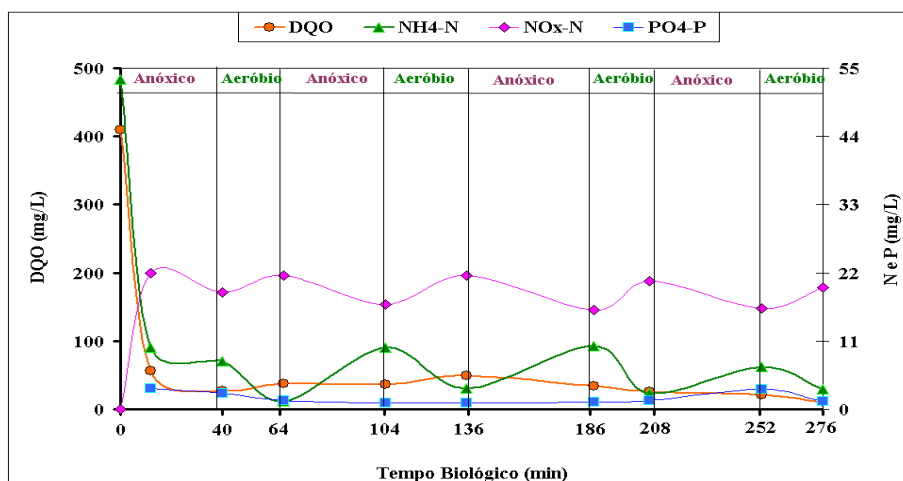


Figura 5.39. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 24/03/2004 (E-5)

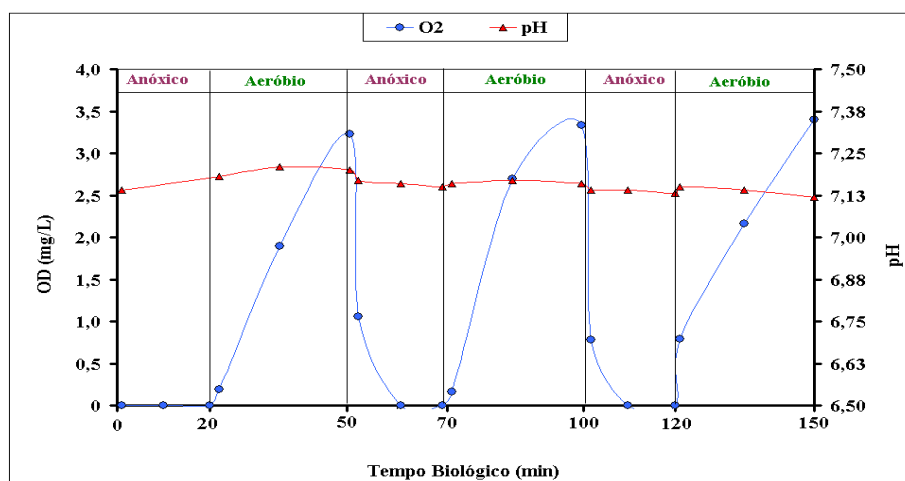


Figura 5.40. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 11/05/2004 (E-7)

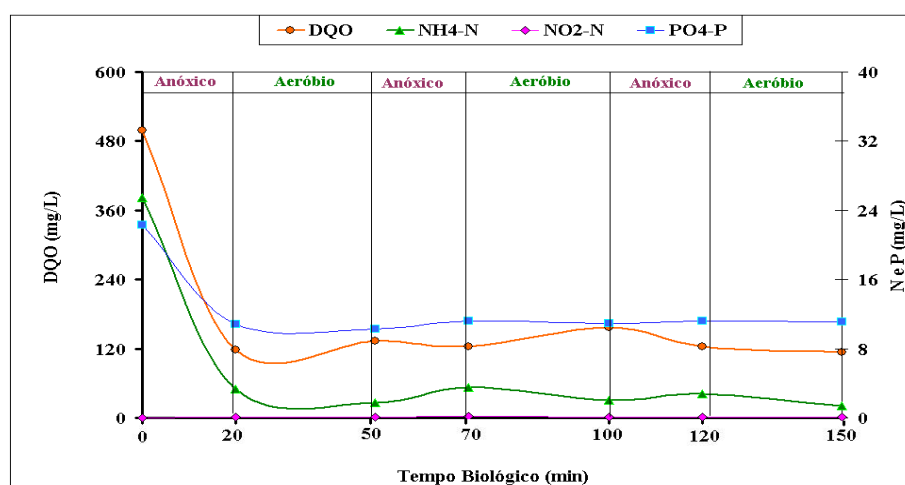


Figura 5.41. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 11/05/2004 (E-7)

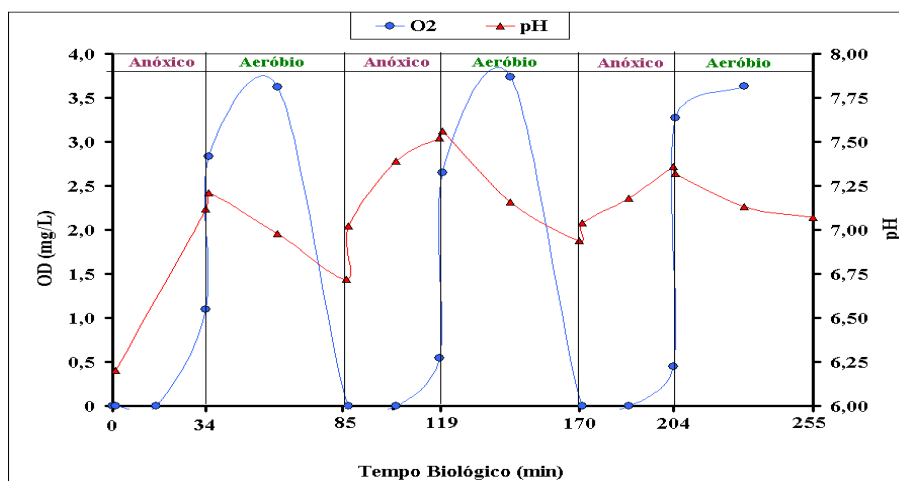


Figura 5.42. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 07/06/2004 (E-8)

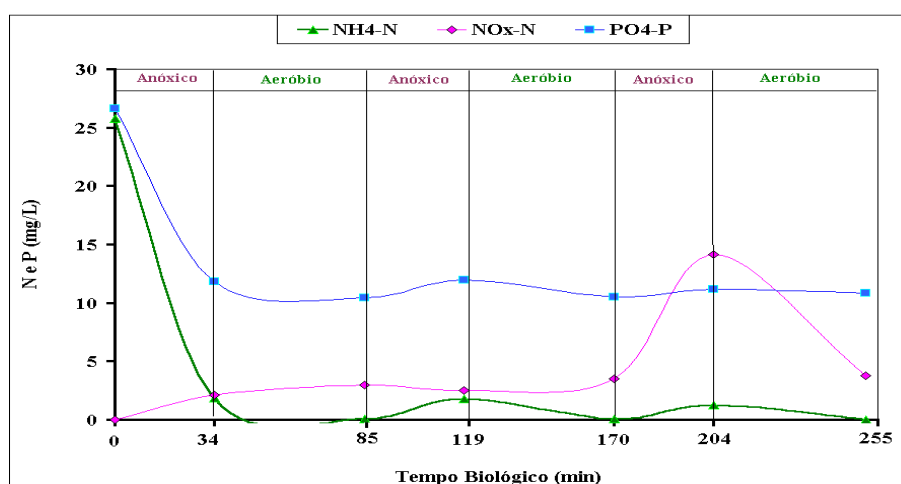


Figura 5.43. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 07/06/2004 (E-8)

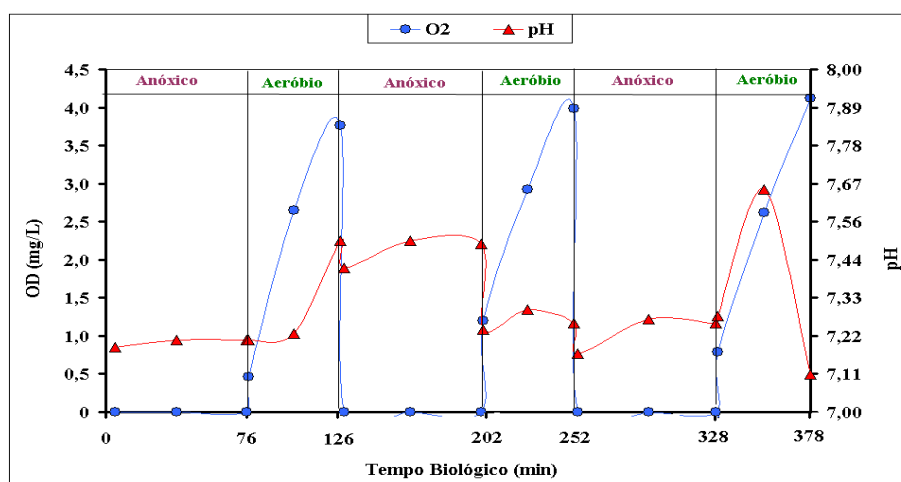


Figura 5.44. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 14/07/2004 (E-9)

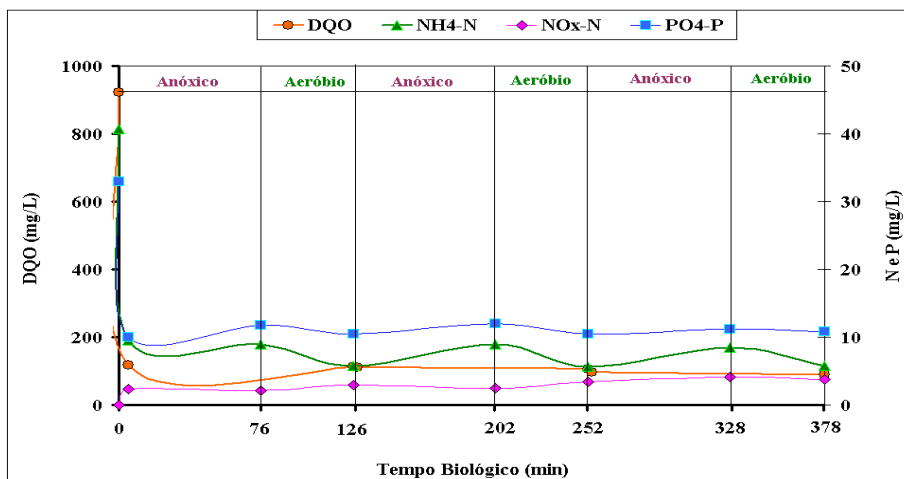


Figura 5.45. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 14/07/2004 (E-9)

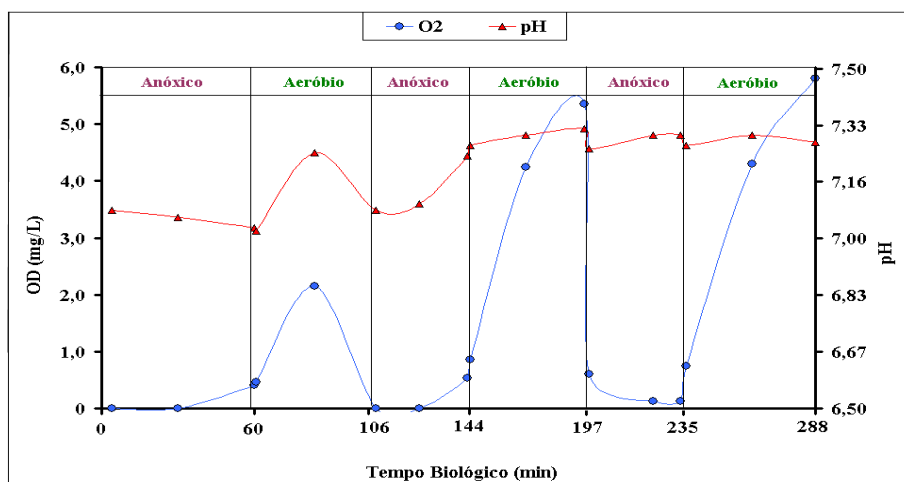


Figura 5.46. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 12/08/2004 (E-10)

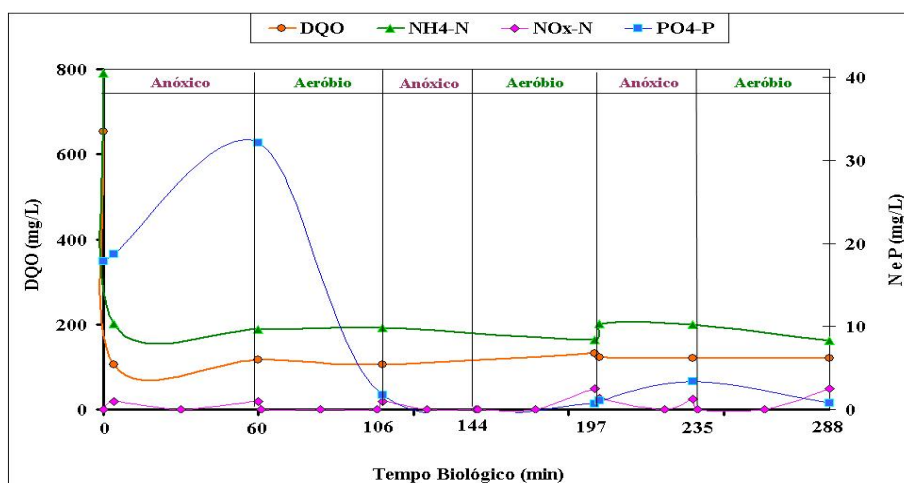


Figura 5.47. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 12/08/2004 (E-10)

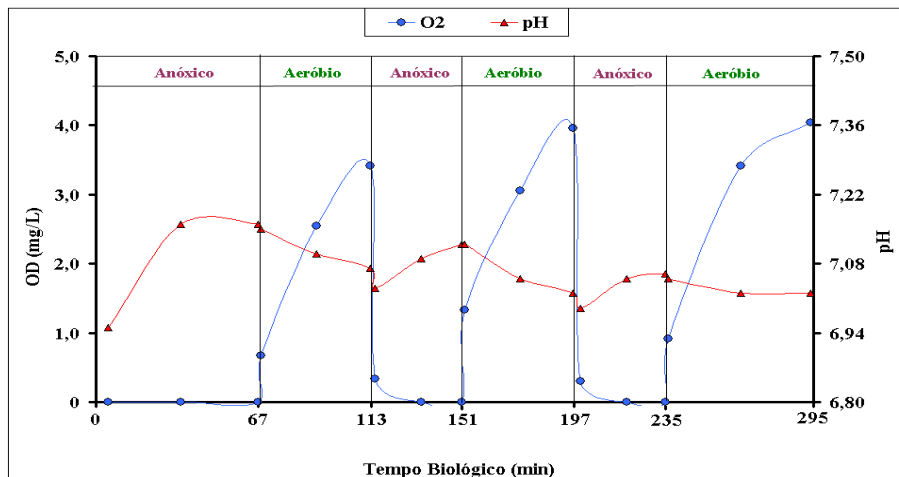


Figura 5.48. Comportamento do pH e OD durante o ciclo do dia 26/08/2004 (E-11)

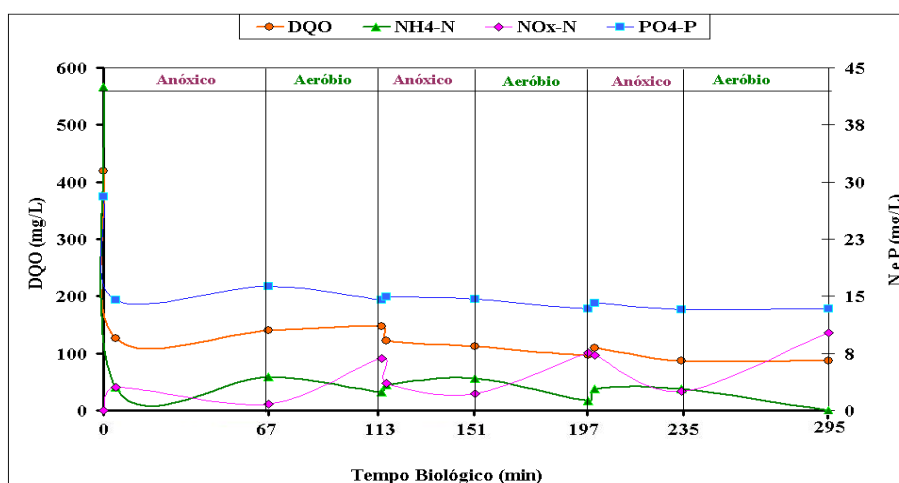


Figura 5.49. Comportamento das variáveis físico-químicas durante ciclo do dia 26/08/2004 (E-11)

5.6 Avaliação final das estratégias utilizadas no reator piloto

Ocorreram variações nas eficiências de nitrificação, desnitrificação e biodesfosfatação ao longo das diferentes estratégias testadas, devido principalmente, às condições operacionais aplicadas e também pela composição do esgoto utilizado como substrato. São apresentadas nas Fig. 5.50 a 5.55 o comportamento das variáveis de DQO_{total} , DBO_5 , NH_4-N , NO_2-N , NO_3-N , PO_4-P a cada estratégia testada, a fim de avaliar os processos biológicos da remoção de carbono, nitrogênio e fósforo e identificar a melhor condição operacional aplicada.

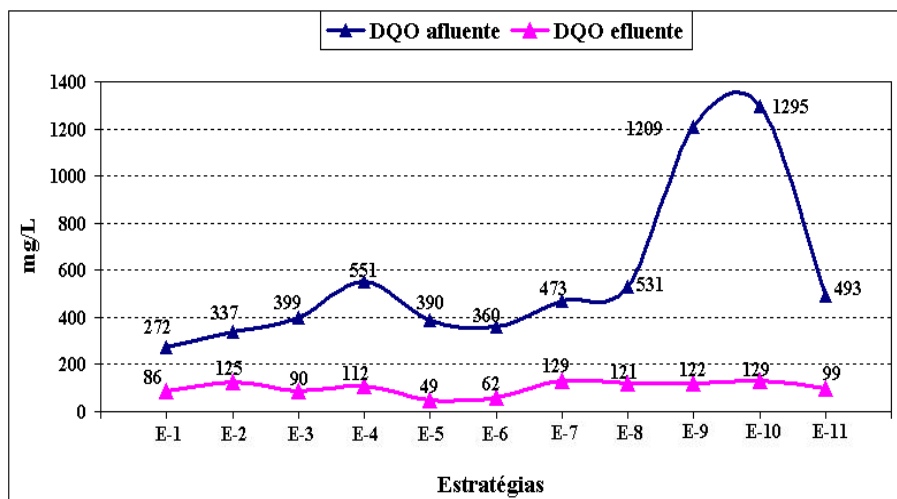


Figura 5.50. Médias dos resultados obtidos para DQO_{total} afluyente e efluente a cada estratégia testada no RBS.

A DQO_{total} apresentou médias do afluyente que variaram de 272 a 1295 mg/L, identificando uma grande mudança nas características do esgoto utilizado como substrato. As maiores médias foram obtidas no período em que se trabalhou com o tanque de armazenamento de $5m^3$. Pelos resultados de DQO_{total} efluente, percebe-se que o reator piloto apresentou-se com capacidade para trabalhar as grandes flutuações de carga de DQO_{total} , pois os resultados de DQO_{total} efluente foram bastante estáveis, não ultrapassando a média de 129 mg/L. Observa-se que as estratégias 9 e 10 apresentaram as maiores eficiências de remoção de DQO_{total} , haja vista que apresentaram as maiores médias na DQO_{total} afluyente.

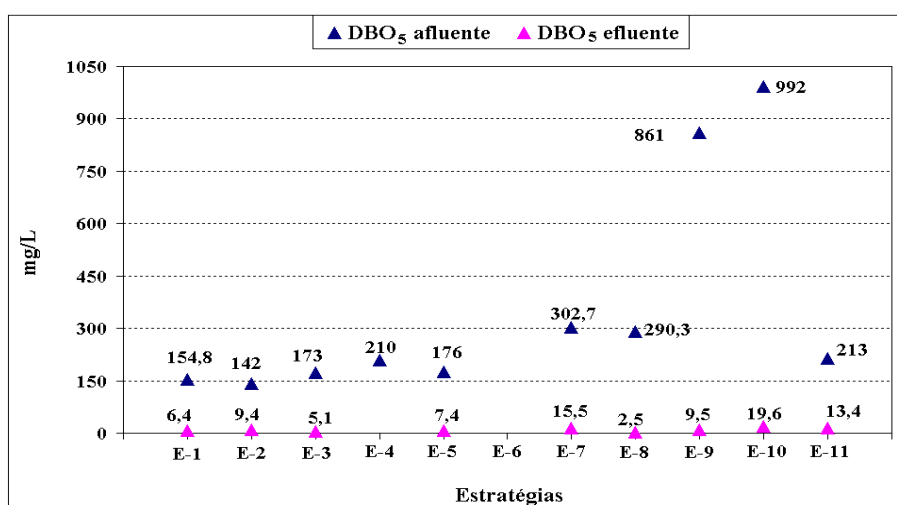


Figura 5.51. Médias dos resultados obtidos para DBO_5 afluyente e efluente a cada estratégia testada no RBS.

As médias da variável de DBO_5 do afluente tiveram comportamento parecidos ao de DQO_{total} . Observa-se na Fig. 5.51 que a média da DBO_5 do afluente variou de 142 a 992 mg/L. Nas E-9 e E-10 foram encontrados os maiores resultados de DBO_5 para o afluente, fazendo com que nestas estratégias fossem encontradas as melhores eficiências de remoção de DBO_5 . Para o efluente a média de DBO_5 não ultrapassou 19,3 mg/L, ou seja, em todas as estratégias foram alcançados valores abaixo do recomendado pelo Decreto 14.250/81 de Santa Catarina, o qual exige concentração de DBO_5 abaixo de 60 mg/L ou 80% de remoção.

Através da Fig. 5.52 é possível verificar que em termos de remoção de DBO_5 , em todas as estratégias foram obtidas eficiências acima de 90%.

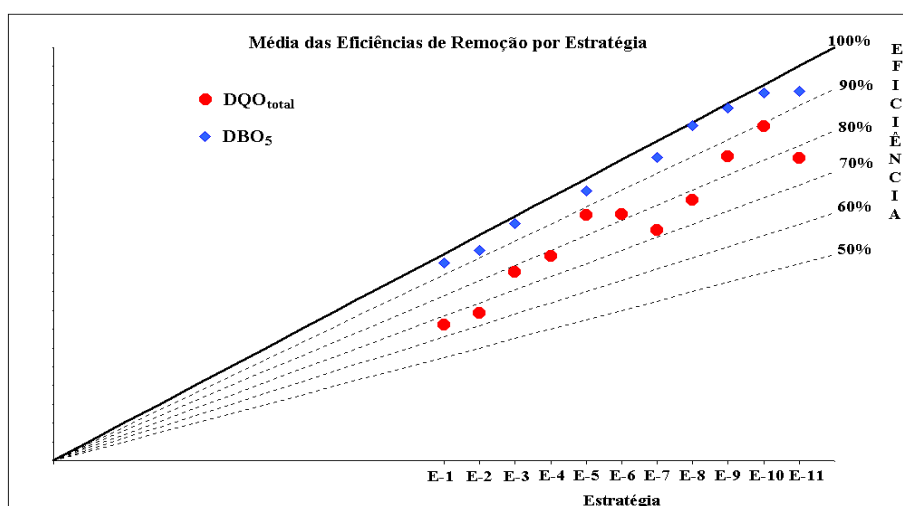


Figura 5.52. Médias das eficiências de remoção de DQO_{total} e DBO_5 a cada estratégia.

Para a DQO_{total} o RBS trabalhou com eficiência média acima de 60%, sendo que as menores eficiências foram obtidas durante as estratégias 1 e 2, quando o reator ainda estava passando pela estabilização operacional. Verifica-se ainda que a E-10 alcançou uma eficiência média de 98% de remoção de DQO_{total} , evidenciando-se como a melhor estratégia em termos de remoção de carbono.

Na Fig. 5.53 encontram-se as médias dos valores obtidos para os compostos de nitrogênio durante todas as estratégias realizadas.

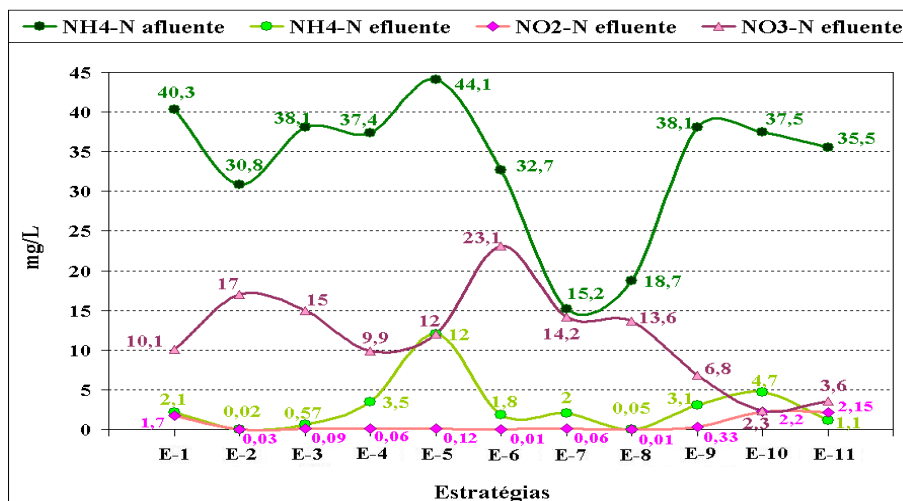


Figura 5.53. Médias dos valores de $\text{NH}_4\text{-N}$ afluente e efluente, $\text{NO}_2\text{-N}$ e $\text{NO}_3\text{-N}$ efluente a cada estratégia.

Observa-se na Fig. 5.53, o comportamento bastante variado das médias de amônia afluente ao longo das estratégias testadas, indicando novamente, grande mudança nas características do esgoto utilizado como substrato, mas independente da carga de amônia afluente o reator obteve uma nitrificação estável em todas as estratégias, alcançando médias de amônia abaixo de $5 \text{ mgNH}_4\text{-N/L}$, o que torna-se condizente com o recomendado pela Resolução do CONAMA nº 20/86, com exceção apenas da estratégia 5 que obteve média de 12 mg/L , provavelmente em decorrência do pico de amônia afluente (média de $44,1 \text{ mg/L}$) e ainda por problemas com o compressor de ar ocorridos neste período, acarretando quedas no oxigênio dissolvido durante as fases aeróbias na E-5.

Observa-se pelo comportamento da amônia afluente e efluente, Fig. 5.53, que os maiores problemas operacionais do reator piloto foi devido a baixa alcalinidade do esgoto afluente. A alcalinidade não se mostrou suficiente, especialmente no caso da nitrificação total, para manter o pH próximo de 7,0. Na maioria das estratégias foi necessário adicionar aproximadamente 50 mgCal/m^3 esgoto.

As médias de nitrito mantiveram-se constantes ($< 1 \text{ mgNO}_2\text{-N/L}$), com exceção da E-1, pois o reator ainda não se encontrava estabilizado e nas E-10 e E-11.

As médias de nitrato variaram bastante a cada estratégia, em decorrência das variações da eficiência de desnitrificação. Observa-se pela Fig. 5.53 que na E-10 foi obtido a menor média de nitrato, $2,3 \text{ mg/L}$.

A Fig. 5.54 identifica as médias de fosfato afluente e efluente obtidas a cada estratégia de estudo.

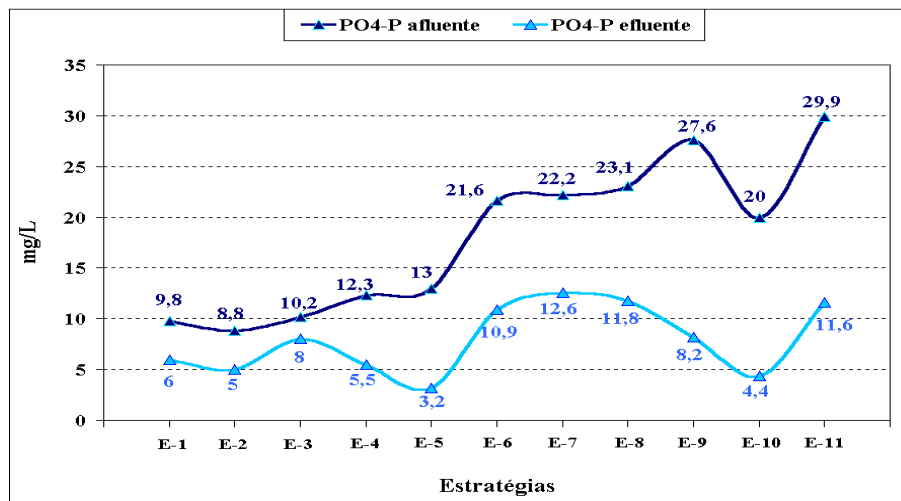


Figura 5.54. Médias dos valores de PO₄-P afluente e efluente a cada estratégia.

O comportamento do fosfato afluente foi muito variável, alcançando médias mínimas de 8,8 mg/L e máximas de 29,9 mg/L, como mostra a Fig. 5.54, o que mais uma vez confirma as mudanças nas características do esgoto utilizado. Na Fig. 5.54 observam-se também as médias obtidas para o efluente do reator, alcançando médias mínimas de 3,2 e máximas de 12,6 mg/L. As menores médias foram obtidas durante as estratégias 5 e 10. Relembrando que durante a E-5 houve perda de biomassa do sistema, podendo ter ocorrido então a relargagem do fosfato acumulado no lodo ativado. Já na E-10 foi a estratégia que apresentou a menor média de nitrato, favorecendo a biodesfosfatação, haja vista que altas concentrações de nitrato interferem na remoção biológica de fosfato, como afirma Manning & Irvine (1985), Irvine et al. (1987) Além Sobrinho & Samudio. (2000) e Marchetto et al. (2003).

Na Fig. 5.55 observa-se as médias das eficiências de nitrificação, desnitrificação e biodesfosfatação alcançadas a cada estratégia.

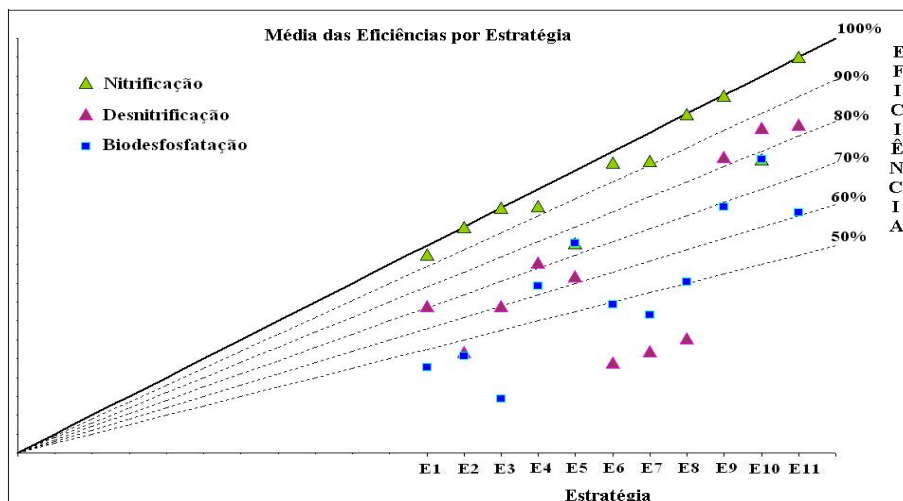


Figura 5.55. Médias das eficiências dos processos de nitrificação, desnitrificação e biorredução a cada estratégia.

A desnitrificação pode recuperar até a metade da alcalinidade consumida durante a nitrificação. Segundo os cálculos efetuados por Hoffmann et al (2004), o esgoto com alcalinidade média de $243 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ e concentração média de $38 \text{ mgNH}_4\text{-N}/\text{L}$ precisaria no mínimo de 80% de eficiência na desnitrificação para recuperar alcalinidade suficiente para manter o pH acima de 7,0.

Durante o período de estudo, raramente o reator apresentou uma percentagem acima de 80% de desnitrificação para recuperar essa alcalinidade, com exceção das E-9, E-10 e E-11, Fig. 5.55.

Uma comparação entre as estratégias mostra a influência significativa da relação DQO:N de esgoto. Somente na última estratégia (E-10) foi observada uma desnitrificação estável com alta eficiência (83%). Nesta estratégia, a relação entre o tempo das fases anóxicas:aeróbias foi de aproximadamente 1DN:1N e a relação de DQO:N de esgoto foi 15:1, correspondendo com o valor recomendado por Metcalf & Eddy (2003).

A Fig. 5.55 mostra ainda que para a biorredução foi encontrada uma eficiência média de 59%, para todo o período estudado, com um aumento significativo na estratégia 10, na mesma estratégia em que houve grande eficiência na desnitrificação, verificando-se que a remoção de nitrato influencia na biorredução, ou seja, baixas concentrações de $\text{NO}_3\text{-N}$ favorecem a eficiência da biorredução.

Apesar das etapas com menor e maior eficiência, foram observadas 4 estratégias com uma remoção de fosfato maior que 95%, identificados na Fig 5.55. Todas as estratégias foram caracterizadas por concentrações de nitrato na faixa de 7 a 5 mgNO₃-N/L, a qual resultou em problemas temporários na nitrificação, pois as concentrações de amônia nesse período variaram de 5 a 10 mgNH₄-N/L, com exceção da estratégia 5 que teve valor de até 33 mgNH₄-N/L.

Pelas figuras apresentadas pode-se observar que a estratégia de iniciar o ciclo com a primeira fase mais longa e aplicação de maior volume de esgoto (E1 e E4), nas quais ocorreram inibições das bactérias nitrificantes, também não foram mais efetivas para a biodesfosfatação. Realmente, a maior eficiência foi realizada com as estratégias onde se aplicou carga equilibrada (E-10, por exemplo). Portanto, a teoria que implica na presença de DQO durante a fase anóxica/anaeróbia não foi totalmente confirmada durante a realização dos ensaios. O fator mais significativo para a remoção biológica do fósforo foi a relação DQO:N.

6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Neste trabalho estudou-se o tratamento biológico de efluente sanitário doméstico em reator de lodo ativado em batelada seqüencial (RBS), testando-se diferentes condições operacionais, como: tempo total do ciclo, volumes de esgoto aplicado a cada enchimento, fator de carga do lodo ativado no reator e o tempo de cada fase de tratamento. Os resultados obtidos permitiram as seguintes conclusões:

6.1 Tratamento biológico

O sistema mostrou-se como uma combinação muito eficiente no desempenho de remoção biológica de carbono, nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário doméstico, desde que adequadamente operado.

- ✓ O RBS se apresentou estável quanto à remoção de carbono. Obteve uma remoção de DBO_5 acima de 93% (2 - 10 mgDBO_5/L no efluente final) e remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$ entre 65% e 87% (40 - 120 mg/L no efluente final) nas estratégias estudadas;
- ✓ A eficiência da nitrificação variou de 74 a 100%, apresentando concentrações médias de nitrogênio amoniacal no efluente final abaixo do recomendado pela Resolução CONAMA n° 20/86 ($< 5 \text{ mgNH}_4\text{-N/L}$) em quase todas as estratégias realizadas, com exceção da estratégia 5;
- ✓ O reator piloto apresentou eficiência de desnitrificação entre 30% e 86% ao longo de todo o estudo, com concentrações de nitrato no efluente final variando de 0,5 – 26,4 $\text{mgNO}_3\text{-N/L}$;
- ✓ A biodesfosfatação se mostrou mais estável no período em que a desnitrificação obteve as melhores eficiências (E-10, por exemplo), comprovando que os nitratos interferem no processo de remoção de fosfato. Ao longo do período analisado a biodesfosfatação alcançou eficiência média de 59%;

✓ Independente da estratégia utilizada, o sistema mostrou-se capaz de tratar cargas orgânicas volumétricas aplicadas compreendidas entre 0,33 a 2,14 kg.DQO/m³.d e tempo de ciclo de 4 a 12 horas. Portanto, o sistema piloto pesquisado apresenta-se como uma boa alternativa para o tratamento de efluentes domésticos que sofram grandes flutuações de carga;

✓ Considerando o conjunto de variáveis analisadas e as diferentes condições operacionais impostas neste estudo, pode-se apontar como a relação mais eficiente na remoção conjunta de carbono, nitrogênio e fósforo a estratégia 10 (E-10). Resumidamente, as condições operacionais desta estratégia foram: tempo de duração do ciclo de 6 horas, utilizando 3 enchimentos escalonados (150/75/75 litros cada enchimento), perfazendo um total de 1.200 litros de esgoto tratado por dia. Como o volume do primeiro enchimento é maior que os outros dois, o tempo da 1^a fase anóxica foi maior que os demais tempos. A fase sem reação biológica (fase de decantação + retirada) foi menor durante esse período, devido ao aparecimento de flocos bastante densos.

6.2 Microscopia

✓ Em todos os ensaios, percebeu-se a influência direta das variáveis físicas (OD, pH e temperatura) e da qualidade do efluente (DQO/N/P) no desenvolvimento da biomassa e no aparecimento de determinados grupos de microrganismos, que atuam como indicadores positivos e negativos, comprometendo a eficiência do tratamento;

✓ De maneira geral, a utilização da microscopia ótica apresenta-se como um bom instrumento de avaliação para o estudo da estrutura e morfologia da biomassa suspensa no reator, fornecendo uma resposta rápida sobre a adequabilidade das condições operacionais do reator e possibilitando uma otimização do tratamento biológico;

✓ Todas as observações microscópicas indicaram a ocorrência de uma sucessão das populações da microbiota com as condições operacionais impostas nesse estudo, não

podendo ser excluído a ocorrência de intoxicação descontínua pela própria característica do esgoto utilizado como substrato.

6.3 Recomendações

Em vista das limitações do estudo e das conclusões aqui apresentadas, recomenda-se:

- ✓ Realizar um estudo de custo (operacional e de instalação) deste processo, visando sua aplicação em escala real;
- ✓ Verificar a possibilidade de utilização desse tipo de reator para o tratamento de efluentes industriais diversos;
- ✓ Realizar estudos mais detalhados sobre a formação da biomassa: relação entre a ocorrência de determinados grupos de microrganismos no processo de nitrificação, desnitrificação e biodesfosfatação, em função dos parâmetros de controle do reator.

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALÉM SOBRINHO, P. & SAMUDIO, E. M. M. Estudo sobre remoção biológica de fósforo de esgoto sanitário, através do processo de lodos ativados operando em bateladas. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, **Anais...ABES**, Porto Alegre, 2000. CD ROM.

ALÉM SOBRINHO, P. **Contribuição ao estudo de remoção biológica de fósforo em excesso, de esgoto sanitário, por modificação do processo de lodos ativados**. Tese (Livre Docência) - Escola Politécnica de São Paulo, São Paulo, 372p. 1991.

ALEXANDER G.C. & STEVENS R.J. Per capita phosphorus loading from domestic sewage. **Water Research**, vol.10, pp. 257-769, 1976.

APHA, AWWA, WEF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. Washington, DC, 20th Ed, 1998.

ARTAN, N.; WILDERER, P. A.; ORHON, D.; MORGENROTH, E.; ÖZGÜR, N. The mechanism and design of sequencing batelada reactor systems for nutrient removal - the state of the art. **Water Science and Technology**, New York, USA, v. 43, n.3, p. 53-60, 2001.

ARVIN, E. Biological removal of phosphorus from wastewater. **CRC Critical Review in Environmental Control**, v. 15, n.1, p. 25-64, 1985.

ATHAYDE Jr., G. B.; LEITE, V. D.; ARAÚJO, H. W. C.; SILVA, J. B. P.; SANTOS, V. D.; SOUSA, J. T. e SILVA, W. R. Estudo de espécies de fósforo e nitrogênio em lagoas de estabilização. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, **Anais...ABES**, Porto Alegre, 2000. CD ROM.

ATV MANUAL: **ATV Handbuch Biologische und weitergehende Abwassereinigung** 4. Ernst & Sohn, Berlin, Hrsg. Abwassertechnische Vereinigung e.V. Hennef, 1997.

AYESA, E.; OYARBIDE, G.; LARREA, L. e GARCIA-HERAS, J.L. Observability of reduced order models – application to a model for control of alpha process. **Water Science and Technology**, New York, USA, v. 31, n. 2, p. 161-170, 1995.

BARBOSA, S. R. **Tratamento de efluentes em reator de leito fluidizado seqüencial em batelada**. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental) – PPGEA, UFSC. Florianópolis, SC, 165 p, 2004.

BARNARD J. Background to biological phosphorus removal. **Water Science and Technology**, New York, USA, v. 15, p. 1-13. 1983.

BITTON, G. **Wastewater microbiology**. University of Florida Gainesville, Department of Environmental Engineering Sciences. Wiley-Liss, 478 p, 1994.

BORTOLOTTO NETO, A. F. **Estratégias operacionais para nitrificação de esgoto urbano em reator de leito fluidizado seqüencial em batelada**. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental) – PPGEA, UFSC. Florianópolis, SC, 165 p., 2004.

BORTONE, G.; MALASPINA, F.; STANTE, L. e TILCHE, A. Biological nitrogen and phosphorus removal in an anaerobic/anoxic sequencing batch reactor with separate biofilm nitrification. **Water Science and Technology**, New York, USA, v. 30, p. 303–313, 1994.

BOUWER, E. J. & McCARTY, P. L. Transformation of halogenated organic compounds under denitrification conditions. **Appl. Environmental. Microbial.** v. 45, p. 1295 – 1299, 1983.

BRANCO, S. M. **Hidrobiologia aplicada à engenharia sanitária**. 2^a Ed., CETESB, São Paulo, 620 p., 1986.

BUSWELL, A.; SHIOTA, T.; LAWRENCE, N. e van METER, I. Laboratory studies on the kinetics of the growth of *Nitrosomonas* with relation to the nitrification phase of the BOD test. **App. Microbiology**. v. 2, n. 21, 1954.

CALLADO & FORESTI. Tratamento de esgoto doméstico com remoção de nitrogênio e fósforo em reatores sequenciais em batelada. In: XXVII CONGRESSO

INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, **Anais...ABES**, Porto Alegre, 2000. CD ROM.

CANLER, J. P; PERRET. J. M; DUCHÈNE., P. e COTTEUX, É. **Aide au diagnostic des stations d'épuration par l'observation microscopique des boues activées**. 1^a. Ed., France, 1999.

CETESB - Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental do Estado de São Paulo. **Microbiologia de lodos ativados**. Diretoria de Desenvolvimento e Transferência de Tecnologia, Setor Treinamento, São Paulo, 1997.

COELHO, M.A.Z.; RUSSO, C. e ARAUJO, O.Q.F. Optimization of a sequencing batch reactor for biological nitrogen removal. **Water Research**, v. 34, n. 10, p. 2809-2817, 2000.

CONAMA: Conselho Nacional do Meio Ambiente, Resolução N°20, de 18 de junho de 1986. Disponível em: <<http://www.mmagov.br/port/CONAMA/res/res86/res2086.html>>. Acesso em: 10/10/2004.

CYBIS, L.F. e FINGER, J. L. Remoção biológica de fósforo em reatores seqüenciais em batelada. In: XXII CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, **Anais...ABES**, Rio de Janeiro, 1999. CD ROM.

CYBIS, L.F. e PESCADOR, F. S. Tratamento de esgoto em reatores seqüenciais em batelada anaeróbios (RSBAn). In: XXII CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, **Anais...ABES**, Rio de Janeiro, 1999. CD ROM.

CYBIS, L.F. e PICKBRENNER, K. Uso de reator seqüencial em batelada para pós-tratamento de efluentes de tratamento anaeróbio. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, **Anais...ABES**, Porto Alegre, 2000. CD ROM.

CYBIS, L.F.; LEÃO, C. S.; VIEIRA Jr.; J.A. Otimização do processo conjunto de nitrificação/desnitrificação em reator seqüencial em batelada. In: VII Salão de Iniciação Científica e V Feira de Iniciação Científica - UFRGS, **Anais...**, Porto Alegre, 1996.

DEPPE, K. & ENGEL, H. **Untersuchungen ubre temperatureabhängigkeit der Nitatbildung durch *Nitrobacter winogradski* buch.** Bei ungehemmten und gehemnten wachstum. Zentbl. Bakt. Parasitkde, v. 11, p. 113 - 561, 1960.

DODGSON, K. S. et al Utilization of sodium dodecyl sulphate by denitrifying bacteria under anaerobic conditions. **Fems Microbiology**, v. 24, p.53 -56, 1984.

EKAMA G.A. et al. Considerations in the process design of a nutrient removal activated sludge process. **Water Science and Technology**, New York, USA, v. 15, p. 283-318, 1983.

EPA - United States Environmental Protection Agency. **Manual nitrogen control.** Technomic Publishing, Washington, USA, 311 p., 1993.

FERREIRA, E. S. Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e denitrificação biológica. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, **Anais...ABES**, Porto Alegre, 2000. CD ROM.

FIRESTONE, M. K & STEVENSON, F. J. Biological denitrification. nitrogen in agricultural soils. In: Agronomy Monograph. N°22. **American Society of Agronomy**, Madison, Wis, 1982.

GARCIA, J. L.; ROUSSOS, S. e BENSONSSAN, M. Études taxonomique de bactéries denitrificantes isolées sur benzoate dans de sols de riziènes du Sénégal. Cah. ORSTOM **Ser. Biological**, v. 43, p. 13 – 25, 1981.

GIANI, A. & LEONARDO, I.M. Distribuição vertical de algas fitoplanctônicas no Reservatório da Pampulha, Belo Horizonte, MG. **Acta Limnologia Brasil**, v. 2, p. 387-404, 1988.

GORONSZY, M.C. & RIGEL, D. Biological phosphorus removal in a fed batch reactor without anoxic mixing sequences. **Journal of the Water Pollution Control Federation**. v. 63, n. 3, p. 248-258, 1991.

GORONSZY, M.C. Intermittent operation of the extended aeration process for small systems. **Journal of the Water Pollution Control Federation**, v. 51, n. 2, p. 274-287, 1979.

GOVERNO DE SANTA CATARINA. Decreto nº 14.250, de 5 de junho de 1981. Regulamenta dispositivos da Lei nº 5.793, de 15 de outubro de 1980, referentes à Proteção e a Melhoria da Qualidade Ambiental, no uso da competência privativa que lhe confere o artigo 93, itens I e II, da Constituição. Disponível em: <<http://www.fatma.sc.gov.br/pesquisa/PesquisaDocumentos.asp>>. Acesso em: 10/10/2004.

GRAY, N.F. **Activated Sludge – Theory and practice**. Oxford University Press. 272 p., 1990.

HOFFMANN, H.; PELLIZZARO BENTO, A.; PHILIPPI, L.S. e BELLI FILHO, P. Utilização da imagem microscópica na avaliação das condições de operação - uma aplicação da experiência da Alemanha em estações de tratamento no Brasil. In: 21º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA AMBIENTAL. **Anais...ABES**, João Pessoa, 2001. CD ROM.

HOFFMANN, H.; WEITZ, J.; COSTA, T. B.; WOLFF, D.B.; PLATZER, C. e COSTA, R.H.R. Biorredoxação no Tratamento de esgoto doméstico, uma contribuição para a proteção de recursos hídricos. In: XV CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA. **Anais...COBEQ**, Curitiba, 2004. CD ROM.

HOFFMANN, H.; WOLFF, D.B.; COSTA, T.B.; WEITZ, J.; PLATZER, C. e COSTA, R.H.R. Avaliação de Reatores Sequenciais por Batelada do Tipo Lodo Ativado. In: IV SIMPÓSIO INTERNACIONAL DE QUALIDADE AMBIENTAL. **Anais... ABES**, Porto Alegre, 2004. CD ROM.

HOFFMANN, H.; WOLFF, D.B.; COSTA, T.B.; WEITZ, J.; PLATZER, C. e COSTA, R.H.R. A importância da desnitrificação para a estabilidade do processo de tratamento de esgoto com baixa alcalinidade natural. In: ICTR. **Anais... ICTR**, Florianópolis, 2004. CD ROM.

HVALA, N.; ZEC, M.; RO, M. e STRMCNIK, S. Design of a sequencing batch reactor sequence with an input load partition in a simulation-based experimental environment. **Water Environmental Research**, v. 73, n. 2, p. 146-153, 2001.

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. Pesquisa Nacional de Saneamento no Brasil. 2000. Disponível em: <<http://www.ibge.gov.br>>. Acesso em: 10/10/2004.

IRVINE , R.L; KETCHUM, L.H; BREYFOGLE, R. e BARTH, E. F. Municipal application of sequencing batch treatment at Culver. **Journal of the Water Pollution Control Federation**, v.55, p. 847-860, 1983.

IRVINE R.L. et al. Analysis of full-scale sequencing batch reactor operation at Grundy Center, Iowa. **Journal of the Water Pollution Control Federation**. v.59, n.3, p. 132-138, 1987.

IRVINE, R.L. & BUSH, A. W. Sequencing batch biological reactors – an overview. **Journal of the Water Pollution Control Federation**, v.51, n. 2, p. 264-273, 1979.

ISAACS, S. Automatic adjustment of cycle length and aeration time for improved nitrogen removal in an alternating activated sludge process. **Water Science and Technology**, v. 35, n.1, p. 225-232, 1997.

JENKINS, D.; RICHARD, M. G. e DAIGGER, G. T. **Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming**. 2^a Ed. Michigan : Lewis Publishers, 1993.

JORDÃO, E. P. & PESSÔA, C. A. **Tratamento de esgotos domésticos**. 3^a Ed. Rio de Janeiro: ABES, 720 p., 1995.

Jornal do Comércio, Porto Alegre, 13 de janeiro de 2005.

KNOOP, S. e KUNST, S. Influence of temperature and sludge loading on activated sludge settling, specially on *Microthrix Parvicella*. **Water Science and Technology**. New York, USA, v. 37, n. 4-5, p. 27-35, 1998.

LEE, S. E. et al. Comparison of phosphorus removal characteristics between various biological-nutrient removal processes. **Water Science and Technology**, New York, USA, v. 36, n. 12, p. 61-68, 1997.

LUZ, E. L. **Tratamento de Esgoto em Reatores por Bateladas Controlados por Sistema de Telegestão e Suporte Operacional Informatizado**. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental) - PPGEA, UFSC. Florianópolis, SC, 135 p., 1998.

MANNING, J.F. & IRVINE, R.L. The biological removal of phosphorus in sequencing batch reactors. **Journal of the Water Pollution Control Federation**, v.57, n.1, p. 87-93, 1985.

MARAIS, G.V R. et al. Observation supporting phosphate removal by biological excess uptake - a review. **Water Science and Technology**, New York, USA, v.15, p.15-41, 1983.

MARCHETTO, M.; CAMPOS, J. R. e REALI, M. A. P. Remoção de fósforo de efluente de reator anaeróbio em reator com aeração intermitente seguido por flotação por ar dissolvido. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 8, n.1, p. 77-83, 2003.

MARKLUND, S. Cold climate sequencing batch reactor biological phosphorus removal. **Water Science and Technology**, New York, USA, v. 28, n. 10, p. 275-282, 1993.

MARTINS, C. L. **Comportamento de reator de leito fluidizado trifásico aeróbio utilizando diferentes materiais suporte**. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental) - PPGEA, UFSC. Florianópolis, SC, 153 p, 2003.

MERK. Nitrato, Nitrito, Amônia. Frankfurter – Germany. Posfach 4119.

METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering: treatment, disposal and reuse**. 4^a ed., McGraw-Hill, New York, USA, 1334 p., 2003.

MIKOSZ, J.; PLAZA, E. e KURBIEL, J. Use of computer simulation for cycle length adjustment in sequencing batch reactor. **Water Science and Technology**, New York, USA, v. 43, n. 3, p. 61-68, 2001.

MOREIRA, M. P.; YAMAKAWA, C. S. e ALEGRE, R. M.. Adição de fonte de carbono no início da fase anóxica na remoção de macronutrientes e DQO por lodo ativado usando RBS no tratamento de água residuária avícola. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 7, n. 1, 2002.

MORGENROTH, E. & WILDERER, P.A.. Sequencing Batch Reactor Technology: concepts, design and experiences. **Journal of the Chartered Institution of Water and Environmental Management**, v.12, n.5, pp.314-321, 1998.

PAUL, A. E. & CLARK, F. E. **Soil microbiology and biochemistry**. Academic Press, Califórnia, USA, 1996.

PLAZA, E.; JÖNSSON, K. e HULTMAN, B. Nutrient removal from municipal wastewater by continuous up-flow sand filters. **Water Environmental Federation (WEF)**, Toronto, Canadá, June, p. 11-39, 1995.

PMF – Prefeitura Municipal de Florianópolis - Imprensa. Disponível em: <<http://www.pmf.sc.gov.br/imprensa/index.php>>. Acesso em: 10/09/2004.

PNSB - Pesquisa Nacional de Saneamento Básico – Imprensa. Disponível em: <<http://www.snis.gov.br/pnsb2005.htm>>. Acesso em: 10/09/2004.

POTTER, T.G.; KOOPMAN, B. e SVORONOS, S.A. Optimization of a periodic biological process for nitrogen removal from wastewater. **Water Research**, v. 30, n. 1, p. 142-152, 1996.

RITTMANN, B. E. & McCARTY, P. L. **Environmental biotechnology – Principles and application**. McGraw-Hill, New York, 2001.

SAMUDIO, M.M.E. **Estudos sobre remoção biológica de fósforo de esgoto sanitário, através do processo de lodos ativados operado em bateladas e sobre o excesso de lodo gerado**. Tese (Doutorado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo, 365 p.,1999.

SANTIAGO, V.M.J.; SPIER, M. J.; ALMEIDA, J. H. C.,; SANTA ANNA, L. M. M. e WASCHBURGER, R. L. Remoção de amônia em lagoas aeradas promovida por inoculação contínua de bactérias nitrificantes produzidas em reator de biomassa fixa

rotativo - Caso REFAP. In: XXVII CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. **Anais...** ABES, Porto Alegre, 2000. CD ROM.

SANTOS, A. V.; CYBIS, L.F. e GEHLING, G. R. Eficiência do reator seqüencial em batelada (RSB) na remoção de nitrogênio no tratamento de esgoto doméstico com DQO baixa. In: XXII CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, **Anais...**ABES, Joinville, 2003. CD ROM.

SEDLAK, R. **Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater**. New York: Lewis, 1991.

SERRANO, M.C.D., et al. Biochemical models for phosphate accumulation microorganisms. **Water Science and Technology**, Oxford, v.26, n.9/11, p.2245-2248, 1992.

SHEKER, R.E.; ARIS, R.M. & SHIEH, W.K. The Effects of Fill Strategies on SBR Performance under Nitrogen Deficiency and Rich Conditions. **Water Science and Technology**, New York, USA, v.28, n.10, p.259-266, 1993.

SHOUN, H et al. Denitrification by fungi FEMS. **Microbiology**. v. 94, p. 277- 282, 1992.

SOARES, S. R. A.; MACHADO, A. F.; OLIVEIRA, D. R. e BERNARDES, R. S. Perfil respirométrico de reator biológico em sistema de lodos ativados com remoção de nutrientes. In: 21º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. **Anais...**ABES, João Pessoa, 2001. CD-ROM.

SUBRAMANIAM, K.; GREENFIELD, P.F.; HO, K.M., JOHNS, M.R. e KELLER, J. Efficient biological nutrient removal in high strength wastewater using combined anaerobic-sequencing batch reactor treatment. **Water Science and Technology**, New York, USA, v. 30, n. 6, p. 315-321, 1994.

SURAMPALLI, R. Y. et al. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, n.61, p. 151-157, 1997.

SUS – Sistema Único de Saúde. Disponível em: <<http://www.assemae.org.br/ibam.htm>>. Acesso em: 10/10/2004.

TIEDJE, J. M.; PAGE, A. L.; MILLER, R.H. e KEENEY, D.R. Denitrification: ecological niches, competition and survival. **Antonie van Leeuwenhoek**, v. 48, p. 569 - 583, 1982.

Van DONGEL, L. G. J. M, JETTEN, M. S. M. E Van LOOSDRECHT, M. C. M. The combined Shoran/Anammox Process – A sustainable method for N-removal from sludge water. **Water Research**. Published by IWA. UK. 2001.

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

Van LOOSDRECHT, M.C.M. & JETTEN, M.S.M. Microbiological Conversions in Nitrogen Removal. **Water Science and Technology**, New York, USA, v.38, n.1, p.1-7, 1998.

VASSOS, T.D. et al. The influence of low temperature on biological phosphorus removal at Kelowna Canada. **Proc. of IAWPRC Specialized Conference "Biological Phosphate Removal from Wasterwaters**, Rome, p. 343-347, 1987.

Von SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; v. 1; UFMG, 240p., 1995.

Von SPERLING, M. **Lodos ativados**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; v. 4; UFMG, 416p., 1997.

Von SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; v. 2 – UFMG. 211 p., 1996.

WENTZEL, M.C.; LÖTTER, L.H.; EKAMA, G.A.; LOEWENTHAL, R.E. e MARAIS, G.V.R. Evaluation of biochemical models for biological excess phosphorus removal. **Water Science and Technology**, New York, USA, v. 23, p. 567-576, 1990.

WILDERER, P.A. et al. Sequencing batch reactor technology. IWA Publishing, London, **Scientific and Technical**, Report n. 10., 1997.

WILDERER, P.A.; IRVINE, E.R.L. e GORONSZY, M.C. Sequencing batch reactor technology. IWA Publishing, London, **Scientific and Technical**, Report n. 10., 2001a.

WOLFF, D. B. **Remoção biológica de carbono e nitrogênio de esgoto urbano em reatores híbridos utilizando dois materiais suporte flotantes**. Tese (Doutora em Engenharia Ambiental) - PPGEA, UFSC. Florianópolis, SC, 216 p, 2005.

APÊNDICE

APÊNDICE A - Resultados do afluente e efluente do reator piloto

Tabela 1. Resultados do esgoto afluente do RBS ao longo do período estudado.

Data	DQO (mg/L) Média (duas repedições)	DBO₅ mg/L	NH₄-N mg/L	PO₄-P mg/L	CaCO₃
03/12/2003	274,7		57,6	14,3	4,8
05/12/2003	188,7		56,6		
09/12/2003	199,8		47,8	13,27	
11/12/2003			29,5	9,5	4,7
15/12/2003	176,0		29,4	9,84	
17/12/2003			39,6	9,024	
19/12/2003	250,1		44,05	8,894	4,6
22/12/2003	299,8		38,55	8,12	4,8
23/12/2003			41,25	8,89	
24/12/2003	195,2				
26/12/2003	236,4		40,65	9,14	
28/12/2003	272,7		43,5	9,486	
30/12/2003	266,3		41,7	9,35	4,3
31/12/2003	257,2		41,1	9,67	4,8
02/01/2004	251,9		41,1	9,87	4,8
04/01/2004	307,1	165	38,85	10,28	4,8
06/01/2004	253,3		39,15	12,01	4,5
08/01/2004	260,6	154	41,7	10,73	4,7
10/01/2004	255,3	129	33,45	9,33	3,9
12/01/2004	253,1		39,9	10,706	4,5
15/01/2004	405,7	163	32,85	9,35	4,2
19/01/2004	314,0		39	10,416	4,7
21/01/2004		163	40,2	10,834	5,5
23/01/2004	333,8		38,85	10,16	4,9
24/01/2004			37,5	8,49	
25/01/2004	457,8		34,65	8,16	
30/01/2004	291,5	142	30,3	9,24	4,4
03/02/2004	383,155		31,2	8,27	4,5
05/02/2004	429,675	100	32,85	7,99	4,2
06/02/2004	310,26		35,25	8,61	
09/02/2004	378,255		41,55	9,88	4,8
11/02/2004	348,465		42,0	9,76	5,3
13/02/2004		126	42,9	12,93	5,0
16/02/2004			43,8	9,63	5,2
18/02/2004	449,12		39,7	10,34	5,2
20/02/2004	480		41,2	10,00	5,1

22/02/2004	454,175	220	36,5	11,55	4,5
25/02/2004	389,475		37,6	11,87	4,7
27/02/2004	391,295		37,9	9,74	4,4
01/03/2004	355,485		25,5	10,322	3,7
03/03/2004	430,75	210	37,95	10,194	4,6
07/03/2004	672,07		36,90	17,11	4,8
11/03/2004	492,975		35,40	15,166	5,1
13/03/2004	423,175		39,00	9,728	5,2
14/03/2004	465,35		35,55	9,13	4,9
16/03/2004				14	
17/03/2004			56,0	18,8	
18/03/2004	391,05		34,2	17,142	5,0
19/03/2004	384,7	186	36,3	17,28	4,8
20/03/2004			39,6		5,3
22/03/2004	409,249		53,2	12,8	
24/03/2004				9,2	
26/03/2004	579,013		50,4	10,5	
29/03/2004	340,54		52,8		
30/03/2004			49,6	9,8	
31/03/2004			48,4		
01/04/2004			44,2	11,0	
02/04/2004	348,38	168,0	47,4		
07/04/2004	485,48		49,8	12,0	4,9
09/04/2004	430,53		48,3		
12/04/2004			39,2		
13/04/2004				11,0	
15/04/2004	372,63	185,0	40,6		
16/04/2004	427,63				4,7
18/04/2004	252,35		41,2	11,0	
22/04/2004	288		30,4	10,2	
26/04/2004	360,8	165,0	32,0	12,0	
01/05/2004			38,9		
03/05/2004			31,90	18,00	
05/05/2004	342,13		27,3	25,2	
07/05/2004	320,745		22,3		
11/05/2004	499,135	268	25,5	22,3	
14/05/2004	487,67	244	25,1		
17/05/2004	522,405	396	21,15		
18/05/2004					
19/05/2004	536,65		19,2	22,16	
21/05/2004	576,475		19,6	26,66	5,0
24/05/2004	461,59	245	19,65	16,5	
27/05/2004	479,42		19,6	17,72	
31/05/2004	566,885	292	18,45	27,58	
07/06/2004	629,445	350	25,75	26,62	5,0
12/06/2004			13,35		

14/06/2004	473,495	274	23,35	25,82	
17/06/2004	670,355		45,3	23,8	
24/06/2004	2000	1128	39,45	32,22	
25/06/2004	635,535		36,00		
28/06/2004	2000	1214	40,2	34,96	4,9
03/07/2004			40,00	34,00	
07/07/2004			38,00	28,00	
14/07/2004	923		40,65	32,92	
22/07/2004	726		34,50	21,30	5,1
23/07/2004	1.403	588	28,50	21,16	5,3
26/07/2004	760		39,30	23,50	4,9
28/07/2004	1.763	514	36,60	24,48	5,4
30/07/2004	1.455		37,95	20,22	4,9
04/08/2004	1.396		40,35	21,50	
05/08/2004	1.570		39,90	21,32	
09/08/2004	699		33,60	14,78	4,8
11/08/2004	2.000	992	32,70	24,20	4,9
12/08/2004	653		40,50	17,82	5,1
18/08/2004			35,55	26,66	5,5
25/08/2004	290		35,85	31,52	6,1
26/08/2004	419	213	42,45	28,10	5,6
30/08/2004	770		28,05	33,46	5,3

Tabela 2. Resultados do esgoto efluente do RBS ao longo do período estudado.

Data	DQO(mg/L) Média (duas repedições)	DBO ₅ mg/L	NH ₄ -N mg/L	NO ₂ -N mg/L	NO ₃ -N mg/L	NO _x -N mg/L	PO ₄ -P mg/L	CaCO ₃ mmol	SS lodo mg/L	ST lodo mg/L
29/11/2003	139,8		7,34				12,64			
01/12/2003	151,1		7,33				4,86			
03/12/2003	140,5		0,11	8,86	6,87	15,73	11,40			
06/12/2003	110,9	8,5	0,02	4,14	8,60	12,74	8,48			
09/12/2003	99,8	6,8	0,02	3,26	17,60	20,86	7,80			
11/12/2003	55,9		11,55	4,52	6,06	10,58	0,90			
16/12/2003			2,80	1,75		1,75	0,39		3375	3621
17/12/2003	113,8		5,75	2,69	2,60	5,29	0,68			
19/12/2003	97,8		5,35	3,17	1,15	4,32	1,27	3,80		
22/12/2003	89,9		5,45	4,35	9,75	14,10	3,42	3,20		
23/12/2003			0,05	0,04	10,34	10,38	4,93	3,30		
27/12/2003	78,8		-	0,29	12,65	12,94	7,84	3,20		
28/12/2003								3,30		3626
29/12/2003	69,2		-	0,04	15,80	15,84	8,43			
31/12/2003								2,30		
01/01/2004								2,30		
06/01/2004	41,5									
07/01/2004		8,5	-	0,07	6,75	6,82	7,74		3871	4258
08/01/2004	52,2		0,35	0,04	6,05	6,09	6,90	3,60		
09/01/2004										
10/01/2004	56,8		-	0,05	11,20	11,25	7,06			
11/01/2004								3,30		
12/01/2004	47,3		-	0,02	10,45	10,47	6,71	3,00	3766	4018
13/01/2004								3,10		
14/01/2004		4,6	-	0,05	16,16	16,21	6,79			

15/01/2004	82,6								
17/01/2004		3,6	0,10	0,04	7,16	7,20	1,51		
18/01/2004									
19/01/2004									
20/01/2004								3,30	3776
21/01/2004	36,4		-	-	16,56	16,56	6,07		
22/01/2004	87,5		-	0,02	14,56	14,58	6,13		
23/01/2004	86,0		0,55	0,07	12,09	12,16	6,03		
27/01/2004								2,70	4318
28/01/2004								2,50	
29/01/2004			-	0,02	11,63	11,65	6,05		
30/01/2004		9,4							
01/02/2004								2,20	3578
02/02/2004			0,05	0,02	20,22	20,24	4,83		3828
03/02/2004	124,44								
04/02/2004	125,505		-	0,04	19,05	19,09	4,18		
05/02/2004	106,17								
06/02/2004		6,6	-	0,02	17,42	17,44	7,64		
10/02/2004	100,675		-	0,08	17,52	17,60			
11/02/2004	90,32		-	0,14	5,22	5,36	6,92		
12/02/2004	72,82		-	0,04	9,47	9,51	7,13		
13/02/2004		3,1	0,04	0,16	8,68	8,83			
16/02/2004			0,00	0,04	24,30	24,34	8,61		
18/02/2004	72,6		1,02	0,19	9,73	9,92	7,16		
20/02/2004	105,975		2,94	0,19	15,40	15,59	7,90		
22/02/2004	100,685		2,80	0,16	16,58	16,74	9,73		
25/02/2004	73,81								
26/02/2004		5,6	-	0,02	19,32	19,33	8,70		
27/02/2004	91,27		-	0,02	18,97	18,99	8,60		

01/03/2004	86,2	-	0,03	16,80	16,83	7,99	
03/03/2004	114,2	1,72	0,06	11,34	11,39	7,69	
05/03/2004	117,3	6,10	0,06	4,62	4,68	3,64	
08/03/2004	122,5	6,16	0,10	3,16	3,25	6,64	
09/03/2004	92,4	-	0,03	20,63	20,66	4,04	
15/03/2004	75,1	0,04	0,00	9,29	9,29	2,03	
16/03/2004	54,6	0,06	0,08	8,98	9,06	4,14	
19/03/2004	124,79	0,43	0,26	9,80	10,06	5,79	
22/03/2004	83,0	5,5	1,00	0,01	10,66	10,67	1,67
24/03/2004	59,4	0,90	0,03	21,52	21,55	2,08	
26/03/2004	42,4	4,90	0,04	20,08	20,12	2,10	
30/03/2004	93,3	23,9	0,20	6,7	6,90	1,80	800
31/03/2004	53,1	33,4	0,11	6,7	6,81	3,10	
01/04/2004	15,4	28,7	0,08	3,6	3,68	0,83	
05/04/2004	21,97	29,4	0,09	6,8	6,89	1,05	
07/04/2004	71,94	23,8	0,10	4,4	4,50	0,83	
09/04/2004	12,35	15,1	0,10	7,5	7,60	0,85	
12/04/2004	13,03						
13/04/2004		20,6	0,08	6,9	6,98	0,70	
15/04/2004		9,2	4,1	0,25	26,4	26,65	5,80
16/04/2004	37,31						
19/04/2004	54,98	8,4	0,20	20	20,20	5,98	
20/04/2004		10,8	0,20	15,8	16,00	5,58	
21/04/2004		5,3	0,1	21,2	21,30	6,3	
22/04/2004	30,26						
23/04/2004	25,04						
26/04/2004	35,21	5,1	0,2	10,4	10,60	6,7	
27/04/2004	19,66						
28/04/2004	16,07						

30/04/2004	20,65							
01/05/2004			1,14					
03/05/2004			1,05	0,01	23,3	23,31	9,46	
05/05/2004	148,1		1,35		22,81	22,81	12,30	
06/05/2004	138,3		4,88		13,94	13,94	14,00	
07/05/2004	129,0		3,48	0,06	9,81	9,87	11,46	
08/05/2004								
09/05/2004	129,3		0,02	0,01	14,40	14,41	12,10	
10/05/2004	147,0		1,14	0,09	20,05	20,14	13,00	
11/05/2004	116,0	17,4	1,30	0,09	24,33	24,42	13,20	0
14/05/2004		14,4	0,60	0,10	8,71	8,82		
17/05/2004	124,9	14,69	4,46	0,018	0,53	0,55		
18/05/2004								
19/05/2004	116,28		-	0,02	21,83	21,85	12,1	
21/05/2004	121,48		-	0,016	14,40	17,35	10,26	
24/05/2004	138,785		0,01		11,16	11,16	13,38	
27/05/2004	118,12		0,02		13,30	20,30	12,78	
31/05/2004	110,06	4,6	0,03		14,00	21,96	14,92	
04/06/2004	89		-	0,008	12,40	12,41	10,20	
06/06/2004		0,4	0,01	0,009	7,20	7,21	10,82	3278 3796
08/06/2004	119							
09/06/2004			0,15	0,01	5,20	5,20	10,34	
10/06/2004	126							
11/06/2004	133							
12/06/2004	117		0,20	0,02	11,09			
14/06/2004								3736 4084
15/06/2004	140							
17/06/2004	104	27,6			3,92	3,92	9,96	2976 3362
18/06/2004	121		1,52		14,05	14,05	7,58	

19/06/2004	108								
22/06/2004	113								
24/06/2004	119	0,4	0,04		13,58	13,58	15,46		
25/06/2004	146	3,8	0,24	-	6,87	6,87	11,08	2200	2640
26/06/2004	144								
28/06/2004	128		1,14	0,084	6,35	6,43	12,60		
29/06/2004									
30/06/2004									
01/07/2004									
02/07/2004									
09/07/2004	143		6,08	0,108	1,43	1,54	18,08		
13/07/2004	152		5,88	0,604	8,70	9,30	7,98		
14/07/2004	120		5,86	0,557	4,07	4,63	6,14	3375	3621
15/07/2004	102								
19/07/2004	86		5,52	0,398	2,27	2,67	1,08	3,80	
20/07/2004	109								
21/07/2004			5,74	0,548	2,45	3,00	1,44	3,20	
22/07/2004	133		5,78	0,722	3,00	3,72	1,74	3,30	
23/07/2004	117	12,8	2,94		2,83	2,83	1,80	3,20	
26/07/2004	140		0,04	0,120	3,94	4,06	8,42	3,30	3626
28/07/2004	104	2,8	0,03	0,110	4,27	4,38	11,50	-	
29/07/2004	121		0,02	0,020	4,83	4,85	9,08	2,30	
30/07/2004	108		0,04	0,090	5,54	5,63	9,40	2,30	
02/08/2004	113		0,02	5,600	2,27	7,87	9,56		
04/08/2004	119		0,16	5,500	1,90	7,40	9,54		
05/08/2004	146		5,80	5,600	1,48	7,08	0,68	3871	4258
06/08/2004	144		8,24	1,320	1,33	2,65	1,52	3,60	
09/08/2004	128		8,32	1,000	1,24	2,24	1,16	3,30	
10/08/2004	143		8,20	1,060	1,30	2,36	1,12	3,00	3766 4018

11/08/2004	152	19,6	8,36	1,100	1,25	2,35	1,24	3,10	
12/08/2004	120		8,28	1,120	1,40	2,52	0,78		
18/08/2004			5,12	1,360	1,66	3,02	1,20	3,30	3776
23/08/2004			0,12	1,140	3,68	4,82	12,10		
25/08/2004	102	13,4	0,22	1,720	4,16	5,88	14,24	2,70	4318
26/08/2004	86		0,03	5,500	4,68	10,18	13,36	2,50	
30/08/2004	109		-	1,020	3,58	4,60	17,28	2,20	3578 3828

(-) Não foi possível detectar pelo método utilizado.

APÊNDICE B - Resultados obtidos no RBS durante os ciclos realizados.

Tabela 3. Ciclo na E-1 do dia 17/12/2003

Fase	Tempo (min)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	DQO (mg/L) Média	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	NO _x -N (mg/L)	PO ₄ -P (mg/L)
1° Enchimento										
1° Anóxico (DN)	0	-	6,82	21,7	213,4	39,6	-	-	-	9,02
60 min	10	-	6,94	22,1						
	20	-	6,94	21,8						
	30	0,03	6,96	21,7	115,1	11,52	4,55	2,09	6,64	2,61
	40	-	6,96	22,1						
	50	-	6,98	21,8						
	55	-	6,98	21,8						
Fim Anóxico	60	-	6,99	-	99,1	11	0,9	0,19	1,09	2,81
1° Aeróbio (N)	65	2,18	6,93	21,9						
60 min	70	3,14	7,00	21,8						
	80	3,77	6,95	21,9						
	90	4,19	6,86	22,0						
	100	4,60	6,99	22,1						
	110	4,70	7,00	22,1						
	115	4,73	6,90	22,6						
Fim O₂	120	4,84	7,03	22,2	86,7	7,88	2,92	0,99	3,91	1,35
2° Enchimento	125	1,61	6,89	22,4						
2° Anóxico (DN)	130	1,00	6,84	22,3						
30 min	140	0,25	6,85	22,4						
	145	0,24	6,89	22,5						
Fim Anóxico	150	0,12	6,81	22,5	64,8	9,2	1,20	1,32	2,52	-
2° Aeróbio (N)	155	2,04	6,85	22,5						
60 min	160	3,17	6,91	22,5						
	170	4,22	6,93	22,6						

	180	4,8	6,95	22,5						
	190	5,1	6,89	22,7						
	200	5,2	6,85	22,8						
	205	5,35	6,95	22,8						
Fim O₂	210	5,4	6,98	22,8	68,9	7,42	3,51	1,50	5,01	1,35
3° Enchimento	215	2,69	6,97	22,9						
3° Anóxico (DN)	220	1,27	6,94	22,9						
30 min	230	0,28	6,91	23,0						
	235	0,16	6,90	23,0						
Fim Anóxico	240	0,15	6,90	23,0	66,9	8,09	2,9	1,72	4,62	-
3° Aeróbio (N)	245	1,84	6,91	23,1						
60 min	250	3,05	6,91	23,1						
	260	4,36	6,95	23,2						
	270	4,96	6,92	23,3						
	280	5,24	6,94	23,4						
	290	5,39	6,92	23,5						
	295	5,48	6,92	23,5						
Fim O₂	300	5,45	6,93	23,6	69,0	6,1	4,45	1,75	6,20	1,28
4° Enchimento	305	2,82	6,90	23,7						
4° Anóxico (DN)	310	1,88	6,84	23,7						
30 min	320	0,51	6,82	23,8						
	325	0,18	6,81	23,9						
Fim Anóxico	330	0,13	6,81	24,0	77,1	6,67	3,63	1,35	4,98	-
4° Aeróbio (N)	335	1,97	6,81	23,9						
30 min	340	3	6,83	24,0						
	350	4,25	6,83	24,1						
	355	4,65	6,85	24,1						
Fim O₂	360	4,85	6,86	24,2	63,6	5,57	4,55	1,56	6,11	1,59

Tabela 4 . Ciclo na E-1 do dia 23/12/2003

Fase	Tempo (min)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	DQO (mg/L) Média	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	NO _x (mg/L)	PO ₄ -P (mg/L)
1º Enchimento										
1º Anóxico (DN)	0	-	7,03	21,7	369,6	40,8	-	-	-	7,95
60 min	10	0,16		22,1						
	20	0,13		21,8						
	30	0,05	7,03	21,7	155,2	-	3,59	-	3,59	8,66
	40	0,02		22,1						
	50	0,02		21,8						
	55	0,02		21,8						
Fim Anóxico	60	0,02	7,04		96,7	9,9	0,92	3	3,92	9,76
1º Aeróbio (N)	65	1,38		21,9						
60 min	70	1,74		21,8						
	80	1,81		21,9						
	90	2,19		22						
	100	2,39		22,1						
	110	2,72		22,1						
	115	2,85		22,6						
Fim O₂	120	2,97	6,79	22,2	100,2	4,65	3,43	6,5	9,93	9,01
2º Enchimento	125	0,38		22,4						
2º Anóxico (DN)	130	0,11		22,3						
30 min	140	0,04		22,4						
	145	0,06		22,5						
Fim Anóxico	150	0,04	6,84	22,5	88,8	5,7	3,02	6,3	9,32	
2º Aeróbio (N)	155	1,78		22,5						
60 min	160	2,23		22,5						
	170	2,8		22,6						

	180	3,2		22,5						
	190	3,42		22,7						
	200	3,79		22,8						
	205	3,86		22,8						
Fim O2	210	3,98	6,65	22,8	81,6	2	4,75	9,15	13,9	9,33
3° Enchimento	215	1,12		22,9						
3° Anóxico (DN)	220	0,14		22,9						
30 min	230	0,05		23						
	235	0,04		23						
Fim Anóxico	240	0,03	6,62	23	93	3,1	4,35	13,71	18,06	
3° Aeróbio (N)	245	1,79		23,1						
60 min	250	2,58		23,1						
	260	3,32		23,2						
	270	3,84		23,3						
	280	4,13		23,4						
	290	4,45		23,5						
	295	4,58		23,5						
	300	4,76	6,24	23,6	82,3	0,3	3,13	12,95	16,08	8,8
4° Enchimento	305	1,85		23,7						
4° Anóxico (DN)	310	0,29		23,7						
30 min	320	0,07		23,8						
	325	0,04		23,9						
Fim Anóxico	330	0,07	6,35	24	95,6	1,4	0,05	14,7	14,75	
4° Aeróbio (N)	335	1,74		23,9						
30 min	340	2,6		24						
	350	3,56		24,1						
	355	3,85		24,1						
Fim O2	360	4,11	6,14	24,2	82,8	0,05	0,04	15,1	15,14	8,93

Tabela 5. Ciclo da E-1 no dia 09/01/2004

Fase	Tempo (min)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	DQO (mg/L) Média	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	NO _x -N (mg/L)	PO ₄ -P (mg/L)	CaCO ₃ (mg/L)
1° Enchimento											
1° Anóxico (DN)	0	0,09	6,85	25,6	368,4	41,7			-	10,73	4,7
60 min	10	0	6,87								
	20	0,05	6,87	25,5							
	30	0,05	6,84		166,1	9	0,03	9,25	9,28	7,521	1,5
	40	0,04	6,89	25,4							
	50	0	6,89	25,6							
	55	0	6,9	25,7							
Fim Anóxico	60	0	6,9		121,2	7,1	0,04	5,25	5,29	7,462	1,6
1° Aeróbio (N)	65	0,28	6,83								
60 min	70	0,3	6,83								
	80	0,56	6,82	25,8							
	90	0,65	6,79								
	100	0,82	6,73								
	110	0,74	6,69								
	115	0,71	6,67								
Fim O2	120	0,73	6,64		116,4	3,75	0,23	8,25	8,48	6,67	1
2° Enchimento	125	0,13	6,8								
2° Anóxico (DN)	130	0,03	6,8	25,9							
30 min	140	0,01	6,79								
	145	0,01	6,79								
Fim Anóxico	150	0,01	6,78		100,8	5	0,06	6,45	6,51		1,3
2° Aeróbio (N)	155	0,36	6,76								
60 min	160	0,66	6,73	26							
	170	0,92	6,69	26,1							

	180	0,95	6,63								
	190	1,11	6,58								
	200	1,1	6,54	26,2							
	205	1,31	6,5								
Fim O2	210	1,34	6,46	26,3	96	1,55	0,25	8,94	9,19	6,45	0,6
3° Enchimento	215	0,03	6,58								
3° Anóxico (DN)	220	0,02	6,61	26,4							
30 min	230	0,02	6,63								
	235	0,02	6,63								
Fim Anóxico	240	0,02	6,62		90	2,8	0,07	7,44	7,51		0,8
3° Aeróbio (N)	245	0,52	6,6								
60 min	250	0,82	6,57	26,6							
	260	1,23	6,5								
	270	1,27	6,42	26,7							
	280	1,66	6,34								
	290	1,87	6,26	26,8							
	295	2,16	6,2								
Fim O₂	300	2,63	6,17	26,9	92,4	0,05	0,06	10,14	10,2	6,68	0,3
4° Enchimento	305	0,06	6,38								
4° Anóxico (DN)	310	0,03	6,34								
30 min	320	0,03	6,37								
	325	0,02	6,41	27							
Fim Anóxico	330	0,02	6,4		78	1,6	0,05	8,3	8,35		0,6
4° Aeróbio (N)	335	0,64	6,37								
30 min	340	1,04	6,36								
	350	1,63	6,26								
	355	1,98	6,24	27,2							
Fim O₂	360	2,07	6,23		68,4	0,25	0,1	9,85	9,95	6,696	0,4

	192	7,41								
	202	7,87								
Fim O2	209	8,04	6,71	106	1,9	0,125	21,46	21,59	7,04	0,8
3° Enchimento	214	0,29								
3° Anóxico (DN) 25 min	242	0		109	0,46	0,095	23,58	23,68	7,71	0,7
Fim Anóxico	234	0	6,65							
3° Aeróbio (N) 62 min	239	1,48								
	249	2,77	26,7							
	259	5,7								
	269	6,89								
	279	7,69								
	289	7,95								
Fim O2	296	8,01	6,82	101	1,6	0,055	22,81	22,87	7,77	0,7
4° Enchimento	301	3,04								
4° Anóxico (DN) 25 min	311	0,04		105	0,56	0,11	23,53	23,64	7,49	0,7
Fim Anóxico	321	0	6,72	97	1,3	0,065	23,15	23,22	7,58	0,7
4° Aeróbio (N) 60 min	326	1,53	6,72							
	336	3,49								
	346	5,76								
	356	6,94								
	366	7,6								
	376	7,82								
Fim O2	381	7,91	6,76	96	-	0,025	24,45	24,48	7,52	0,5

	180	0,39							
	190	0,31							
Fim O2	200	0,41	6,62						
3º Enchimento	205	0							
3º Anóxico (DN)	210	0		4,34	0,08	12,54	12,62	8,22	1,4
45 min	220	0							
	230	0							
Fim Anóxico	245	0	6,72	0,82	0,105	16,53	16,64	8,096	0,8
3º Aeróbio (N)	250	0,2							
40 min	260	0,41							
	270	0,65							
	280	0,7							
Fim O2	285	1,61	6,57						
4º Enchimento	290	0							
4º Anóxico (DN)	300	0		3,06	0,075	15,87	15,95	8,132	1,0
45 min	310	0							
	320	0							
Fim Anóxico	330	0	6,68	0,02	0,04	18,55	18,59	8,25	0,9
4º Aeróbio (N)	335	0,27							
40 min	340	0,8							
	350	1							
	360	2,5							
Fim O2	380	4,74	6,56	1,78	0,09	16,96	17,05	8,314	1,0

	259	0,7								
	269	1,86								
Fim O2	276	4,08	7,08							
4° Enchimento	280	-	7,18	32,6	2,54	0,35	6,36	6,71	4,27	2,5
4° Anóxico (DN)	290	-								
50 min	300	-								
	310	-								
	320	-								
Fim Anóxico	326	-	7,17	69,7	0,18	0,05	10,14	10,19	4,37	2,0
4° Aeróbio (N)	330	0,91								
26 min	340	0,9								
	350	0,93								
	360	2,72								
Fim O2	368	4,52	7,14	44,4	2,52	0,35	7,17	7,52	4,23	2,4

Tabela 10. Ciclo da E-5 no dia 24/03/2004

Fase	Tempo	pH	OD (mg/L)	DQO (mg/L) Média	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	NO _x -N (mg/L)	PO ₄ -P (mg/L)
1° Enchimento									
1° Anóxico (DN)	0			409,25	53,21	-	-	-	-
Meio Anóxico	12	6,81	-	56,21	9,9	0,02	21,87	21,89	3,35
Fim Anóxico	40	6,77	0,22	27,49	7,8	0,02	18,77	18,79	2,53
1° Aeróbio (N)	58	7,4	0,20						
Meio O2	62	7,39	0,16						
Fim O2	64	7,29	-	37,63	1,3	0,02	21,58	21,6	1,43
2° Enchimento	72								
2° Anóxico (DN)	84	7,18	0,04						

Meio Anóxico	86	7,32	-						
Fim Anóxico	104		-	36,78	10,0	0,02	16,86	16,88	1,06
2º Aeróbio (N)	124	7,35	0,30						
Meio O2	126	7,29	0,28						
Fim O2	136	7,12		49,45	3,35	0,02	21,58	21,6	1,08
3º Enchimento	146								
3º Anóxico (DN)	148	7,08	0,15						
Meio Anóxico	166	7,05	-						
Fim Anóxico	186	7,13	-	34,25	10,2	0,02	16,03	16,05	1,12
3º Aeróbio (N)	188	7,11	0,25						
Meio O2	198	7,06	0,26						
Fim O2	208	6,99		25,8	2,63	0,02	20,62	20,64	1,37
4º Enchimento	210								
4º Anóxico (DN)	212	6,94	0,25						
Meio Anóxico	232	6,91	0,09						
Fim Anóxico	252	7,19	0,00	20,74	6,85	0,02	16,21	16,23	3,24
4º Aeróbio (N)	254	7,28	0,29						
Meio O2	266	7,17	0,34						
Fim O2	276	7,08	0,30	10,6	3,2	0,04	19,55	19,59	1,27
Decantação	278								
Retirada	326 - 360								

Tabela 11. Ciclo da E-7 no dia 11/05/2004

Fase	Tempo	pH	OD (mg/L)	DQO (mg/L) Média	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	PO ₄ -P (mg/L)
1º Enchimento	Esgoto Bruto			499	25,5			22,3
1º Anóxico (DN)	1	7,14	-	117,52	3,08	0,276		10,84

Meio Anóxico	10	-						
Fim Anóxico	20	-						
1º Aeróbio (N)	22	7,18	0,19	117,15	3,3	0,128		10,82
Meio O2	35	7,21	1,90					
Fim O2	50	7,20	3,23	133,98	1,72	0,07		10,32
2º Enchimento								
2º Anóxico (DN)	52	7,17	1,06					
Meio Anóxico	61	7,16	-					
Fim Anóxico	70	7,15	-					
2º Aeróbio (N)	72	7,16	0,16	124,39	3,5	0,172		11,2
Meio O2	85	7,17	2,70					
Fim O2	100	7,16	3,33	157,5	2,04	0,084		10,94
3º Enchimento								
3º Anóxico (DN)	102	7,14	0,78					
Meio Anóxico	110	7,14	-					
Fim Anóxico	120	7,13	-					
3º Aeróbio (N)	121	7,15	0,79	124,18	2,82	0,134		11,2
Meio O2	135	7,14	2,16					
Fim O2	150	7,12	3,40	113,81	1,36	0,094		11,08
Decantação	151							
Retirada	240 - 360							

Tabela 12. Ciclo da E-8 no dia 07/06/2004

Fase	Tempo	pH	OD (mg/L)	T °C	NH4-N (mg/L)	NO2-N (mg/L)	NO3-N (mg/L)	NOx-N (mg/L)	PO4-P (mg/L)
1º Enchimento	Esgoto Bruto				25,75				26,62
1º Anóxico	1	6,20	-	17,4	1,82	0,424	1,67	2,09	11,82

Meio Anóxico	16	-	17,4						
Fim Anóxico	34	7,12	-	17,5					
1° Aeróbio	35	7,21	1,10	17,5					
Meio O2	60	6,98	2,83	17,5					
Fim O2	85	6,72	3,62	17,5	0,08	0,06	2,93	2,99	10,46
2° Enchi									
2° Anóxico	86	7,02	-	18,0	1,8	0,274	2,21	2,48	11,98
Meio Anóxico	103	7,39	-	18,0					
Fim Anóxico	119	7,52	-	18,9					
2° Aeróbio	120	7,56	0,54	18,9					
Meio O2	145	7,16	2,65	19,0					
Fim O2	170	6,94	3,74	19,0	0,06	0,024	3,45	3,47	10,5
3° Enchi									
3° Anóxico	171	7,04	-	19,1	1,26	0,108	3,13	3,24	11,16
Meio Anóxico	188	7,18	-	19,1					
Fim Anóxico	204	7,36	-	19,1					
3° Aeróbio	205	7,32	0,45	19,3					
Meio O2	230	7,13	3,27	19,3					
Fim O2	255	7,07	3,63	19,4	0,02	0,18	3,6	3,78	10,82

Tabela 13. Ciclo da E-9 no dia 25/06/2004

Fase	Tempo	pH	OD (mg/L)	T °C	DQO (mg/L) Média	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	NO _x -N (mg/L)	PO ₄ -P (mg/L)
1° Enchimento	0	-	-							
1° Anóxico (DN)	12	7,15	-	23,5	635,5	36,0	-	-	-	21,46
Meio Anóxico	22	7,20	-	23,5						
Fim Anóxico	40	7,27	-	23,5	121,9	8,22	0,253	3,59	3,843	14,74

1º Aeróbio (N)	58	7,24	1,36	23,5						
Meio O2	62	7,18	3,33	23,5						
Fim O2	64	7,11	4,36	23,6	128,5	0,3	0,033	5,26	5,293	12,94
2º Enchimento	72		-	23,6						
2º Anóxico (DN)	84	7,03	-	23,6	137,5	6,1	0,036	3,35	3,386	12,78
Meio Anóxico	86	7,06	-	23,0						
Fim Anóxico	104	7,10	-	23,2						
2º Aeróbio (N)	124	7,09	0,30	23,2						
Meio O2	126	7,04	3,74	23,0						
Fim O2	136	7,03	4,56	23,2	140,2	0,3	0,217	6,38	6,597	12,6
3º Enchimento	146		-							
3º Anóxico (DN)	148	6,98	-	24,6	150,9	3,48	0,123	5,37	5,493	12,24
Meio Anóxico	166	7,16	-	24,1						
Fim Anóxico	186	7,23	-	24,1						
3º Aeróbio (N)	188	7,22	0,50							
Meio O2	198	7,20	4,30							
Fim O2	208	7,18	5,25		138,4	0,24	0	6,87	6,87	11,08

Tabela 14. Ciclo da E-9 no dia 14/07/2004

Fase	Tempo	pH	OD (mg/L)	T °C	DQO (mg/L) Média	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	NO _x -N (mg/L)	PO ₄ -P (mg/L)
1º Enchimento	Esgoto Bruto		-		922,3	40,65			0	32,92
1º Anóxico (DN)	12	7,19	-	19,4	117,5	5,9	-	-	2,31	9,96
Meio Anóxico	22	7,21	-	19,6						
Fim Anóxico	40	7,21	-	19,7			0,145	2,17	2,09	11,82
1º Aeróbio (N)	58	7,21	0,46	19,7						
Meio O2	62	7,23	2,65	20,1						

Fim O2	64	7,50	3,76	20,5	111,8	5,88	0,4		2,99	10,46
2° Enchimento	72		-	21,6						
2° Anóxico (DN)	84	7,42	-	21,7	109,9	5,9	0,288			
Meio Anóxico	86	7,50	-	22,3						
Fim Anóxico	104	7,49	-	22,5					2,48	11,98
2° Aeróbio (N)	124	7,24	1,2	22,6						
Meio O2	126	7,30	2,92	22,9						
Fim O2	136	7,26	3,99	23,2	106,9	5,88	0,541		3,47	10,5
3° Enchimento	146		-							
3° Anóxico (DN)	148	7,17	-	22,8	96,56	5,88	0,251			
Meio Anóxico	166	7,27	-	22,8						
Fim Anóxico	186	7,26	-	22,9					4,13	11,16
3° Aeróbio (N)	188	7,28	0,79	22,9						
Meio O2	198	7,65	2,62	23,8						
Fim O2	208	7,11	4,12	23,2	88,69	5,86	0,557	4,07	3,78	10,82

Tabela 15. Ciclo na E-9 no dia 26/07/2004

Fase	Tempo	pH	OD (mg/L)	T °C	DQO (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	NO _x -N (mg/L)	PO ₄ -P (mg/L)
					Média					
1° Enchimento	Esgoto Bruto				760,5	39,3			0	23,5
1° Anóxico (DN)	4	7,20	-		140,4	2,74	0,04		0,04	10,92
Meio Anóxico	18	7,23	-						0	
Fim Anóxico	34	7,23	-		143,9	2,36	0,02		0,02	13,18
1° Aeróbio (N)	36	7,22	0,31	18,7					0	
Meio O2	54	7,14	1,33	19,1					0	
Fim O2	82	7,10	3,22	19,1	147,1	0,1	0,78	4,02	4,8	8,72

2º Anóxico (DN)	101	7,30	-	21,1	150,34	2,93	0,02	0,72	0,74	10,52
Meio Anóxico	117	7,32	-	21,2					0	
Fim Anóxico	135	7,37	-	21,3	142,67	2,94	0,02	0,77	0,79	13,78
2º Aeróbio (N)	136	7,37	0,57	21,3					0	
Meio O2	158	7,34	1,53	21,5					0	
Fim O2	180	7,28	1,74	21,6	147,9	2,93	5,5	1,17	6,67	0,6
3º Enchimento									0	
3º Anóxico (DN)	181	7,28	0,15	21,6	176,88	2,92	0,06	0,95	1,01	2,6
Meio Anóxico	198	7,35	0,13	21,7					0	
Fim Anóxico	215	7,35		22	173,8	2,93	0,04	0,78	0,82	4,06
3º Aeróbio (N)	216	7,35	0,48	22,1					0	
Meio O2	238	7,33	0,78	22,2					0	
Fim O2	260	7,12	1,66	22,8	146,25	2,9	5,6	1,48	7,08	0,68

Tabela 17. Ciclo da E-10 no dia 12/08/2004

Fase	Tempo	pH	OD (mg/L)	T °C	DQO(mg/L) Média	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	NO _x -N (mg/L)	PO ₄ -P (mg/L)
1º Enchimento	Esgoto Bruto				653,0	40,50				17,82
1º Anóxico (DN)	4	7,08	-	16,5	105,3	10,28	0,02	0,9	0,92	18,7
Meio Anóxico	18	7,06	-	16,6					0	
Fim Anóxico	34	7,03	0,41	16,6	117,4	9,68	0,02	0,99	1,01	32,08
1º Aeróbio (N)	36	7,02	0,46	16,6						
Meio O2	54	7,25	2,15	16,8						
Fim O2	82									
2º Enchimento	84									
2º Anóxico (DN)	86	7,08	-	17	105,6	9,84	0,02	0,91	0,93	1,70
Meio Anóxico	102	7,10	-	17						
Fim Anóxico	118	7,24	0,54	17,1						

2º Aeróbio (N)	120	7,27	0,86	17,1						
Meio O2	136	7,30	4,25	17,2						
Fim O2	168	7,32	5,36	17,5	131,4	8,44	1,14	1,36	2,50	0,70
3º Enchimento	170									
3º Anóxico (N)	172	7,26	0,6	17,6	121,9	10,28	0,16	1,18	1,34	1,08
Meio Anóxico	192	7,30	0,12	17,8						
Fim Anóxico	204	7,30	0,12	17,9	120,6	10,20	0,02	1,22	1,24	3,40
3º Aeróbio (N)	208	7,27	0,75	18						
Meio O2	222	7,30	4,3	18,2						
Fim O2	268	7,28	5,81	18,4	120,2	8,28	1,12	1,4	2,52	0,78

Tabela 18. Ciclo da E-11 no dia 26/08/2004

Fase	Tempo	pH	OD (mg/L)	T °C	DQO(mg/L) Média	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	NO _x -N (mg/L)	PO ₄ -P (mg/L)
1º Enchimento	Esgoto Bruto				419	42,45				28,1
1º Anóxico (DN)	4	6,95	-	19,4	125,87	3,08	0,94	2,11	3,05	14,54
Meio Anóxico	18	7,16	-	19,5						
Fim Anóxico	34	7,16	-	19,6	140,52	4,46	0,02	0,78	0,8	16,34
1º Aeróbio (N)	36	7,15	0,67	19,7						
Meio O2	54	7,10	2,55	20						
Fim O2	82	7,07	3,41	20,2	146,53	2,41	4	2,81	6,81	14,52
2º Enchimento	84									
2º Anóxico (DN)	86	7,03	0,33	20,3	121,83	3,4	1,12	2,44	3,56	14,92
Meio Anóxico	102	7,09	-	20,4						
Fim Anóxico	118	7,12	-	20,6	111,63	4,18	0,84	1,39	2,23	14,6
2º Aeróbio (N)	120	7,12	1,33	20,6						
Meio O2	136	7,05	3,06	20,9						

Fim O2	168	7,02	3,96	21,1	97,36	1,27	3,9	3,67	7,57	13,34
3° Enchimento	170									
3° Anóxico (DN)	172	6,99	0,3	21,1	109,65	2,89	4,5	2,78	7,28	14,04
Meio Anóxico	192	7,05	-	21,2						
Fim Anóxico	204	7,06	-	21,3	86,735	2,84	1,12	1,44	2,56	13,3
3° Aeróbio (N)	208	7,05	0,92	21,3						
Meio O2	222	7,02	3,42	21,2						
Fim O2	268	7,02	4,04	21,3	86,435	0,03	5,5	4,68	10,18	13,36

APÊNDICE C – Tempo de duração de cada fase ao longo das estratégias testadas.

ESTRATÉGIA	1					2	3		4	5
Fases do ciclo	28.11.03	02.12.03	04.12.03.	09.12.03	17.01.04	28.01.04	04.02.04	10.02.04	01.03.04	14.03.04
1. Anóxico (DN)	60 min	15 min	45 min	60 min	75 min	75 min	60 min	75 min	60 min	40 min
1./2./3. Aeróbio (N)	30 min	67 min	60 min	60 min	55 min	115 min	62 min	40 min	40 min	26 min
2./3./4. Anóxico (DN)	52 min	15 min	30 min	30 min	30 min	30 min	25 min	45 min	50 min	50 min
4. Aeróbio (N)	30 min	90	45 min	30 min	30 min	90 min	60 min	40 min	40 min	26 min
Decantação e Retirada	144 min	129 min	120 min	120 min	120 min	120 min	99 min	110 min	110 min	84 min
Total do tempo de ciclo	8 h	8 h	8 h	8 h	8 h	12 h	8 h	8 h	8 h	6 h
ESTRATÉGIA	6	7	8	9	10			11		
Fases do ciclo	27.04.04	06.05.04	02.06.04		02.08.04	11.08.04	13.08.04	20.08.04		
1. Anóxico (DN)	40 min	20 min	34 min		55 min	55 min	60 min	67 min		
1./2. Aeróbio (N)	50 min	30 min	51 min		45 min	45 min	46 min	46 min		
2./3. Anóxico (DN)	40 min	20 min	34 min		35 min	30 min	38 min	38 min		
3. Aeróbio (N)	50 min	30 min	51 min		45 min	55 min	53 min	60 min		
Decantação e Retirada	90 min	90 min	105 min		100 min	100 min	79 min	65 min		
Total do tempo de ciclo	6 h	4 h	6 h	8 h	6 h	6 h	6 h	6 h		

APÊNDICE D – Ensaio de biodesfosfatação em bach.

Tabela 19. Ensaio de Bio-P com o lodo da ETE de Canasvieiras

	Valo de oxidação ETE Canasvieiras		
	ETE 04/11/03	ETE 15/01/04	ETE 09/02/04
	mgPO ₄ P/L	mgPO ₄ P/L	mgPO ₄ P/L
P-Liberação	0,2	2,7	4,3
P-Assimilação	1,7	6,7	7,9
"Luxury uptake"	1,5	4,0	3,6
<i>P-retirada real nos sistemas</i>	não temos	não temos	não temos
<i>Explicações</i>	<p>1. Retirada de 80 L de lodo da ETE Canasvieiras e inserido no piloto como inoculo. Após um dia de partida do piloto, observou-se:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Não havia fosfato acumulado na biomassa (nas células bacterianas), a liberação foi 0,2 mgPO₄-P/L lodo - O lodo mostrou-se pelo menos com pouca capacidade de retirar fosfato, cerca de 1,7 mgPO₄-P/L <p>Como resultado o luxury uptake foi igual a 1,5 mgPO₄-P/L de lodo ativado.</p>	<p>2. Observou-se, em paralelo, o lodo da ETE e lodo do piloto (onde foi feito um regime otimizado de Bio-P). Foram realizados ensaios de liberação e retirada de fosfato para mostrar se realmente tem um desenvolvimento do processo diferente. Como resultado, foi registrado que a capacidade de fazer Bio-P do lodo da ETE Canasvieiras aumentou, portanto o lodo tem agora fosfato armazenado que:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Liberou 2,7 mgPO₄-P/L lodo – e a capacidade de retirar fosfato aumentou - Retirou 6,7 mgPO₄-P/L <p>Como resultado o luxury uptake foi igual a 4,0 mgPO₄-P/L de lodo ativado.</p>	<p>3. Último ensaio na ETE Canasvieiras. Foi observado que o lodo durante a alta temporada tem ainda mais fosfato armazenado, pois:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Houve a liberação de 4,3 mgPO₄-P/L lodo - A retirada não aumentou tanto, sendo igual a 7,9 mgPO₄-P/L <p>Como resultado o luxury uptake diminui para 3,6 mgPO₄-P/L de lodo ativado.</p>
Ensaio	04/11/2003	09/02/2004	Tempo (min)
0	9,9	3,5	0
15			15
30	10	4,8	30
45 min anaeróbio			45
1h anaeróbio	10,1	6,4	60
75			75
1,5 h anaeróbio	10,1	7,8	90
adição PO₄-P	28,2	12,8	90
105		11	105
0,5 h aeróbia	27,1	7,2	120
120			135
1h aeróbia	26,9	5,5	150
180			180
2 h aeróbia	26,5	4,9	210
2,5 h aeróbia			240
P-Liberação	0,2	4,3	
P-Assimilação	1,7	7,9	

Tabela 20. Ensaio de Bio-P com o lodo do piloto RBS

	RBS			
	Piloto 05/12/03	Piloto 18/12/03	Piloto 09/02/04	Piloto 21/07/04
		mgPO ₄ P/L	mgPO ₄ P/L	mgPO ₄ P/L
P-Liberação	3,1	24,2	4,4	24,1
P-Assimilação	10,2	37,2	7,6	45,6
"Luxury uptake"	7,1	13,0	3,2	21,5
<i>P-retirada real nos sistemas</i>	<i>4,5</i>	<i>8,0</i>	<i>3,0</i>	<i>20,0</i>
<i>Explicações</i>	4. Depois de um mês de operação do RBS em condições otimizadas para Bio-P, a concentração de lodo no reator ficou razoável para começar com novos ensaios de biodesfosfatação. Observou-se: - Houve a liberação de 3,1 mgPO ₄ -P/L lodo - A retirada foi igual a 10,2 mgPO ₄ -P/L Como resultado o luxury uptake foi 7,1 mg PO ₄ -P/L de lodo ativado.	5. Duas semanas depois um novo ensaio com o lodo do piloto. Esse ensaio mostrou grandes quantidades de fósforo armazenado, como: - Houve a liberação de 24,2 mgPO ₄ -P/L lodo - A retirada foi de 37,2 mgPO ₄ -P/L Como resultado o luxury uptake foi de 13 mgPO ₄ -P/L de lodo ativado.	6. Foi retirado lodo do piloto no período em que havia problemas com a nitrificação e se observou que as concentrações de fósforo armazenado no lodo do RBS diminuiu, se comparado com dezembro: - Houve a liberação de 4,4 mgPO ₄ -P/L lodo - A baixa retirada de 7,6 mgPO ₄ -P/L Como resultado o luxury uptake foi de 3,2 mgPO ₄ -P/L de lodo ativado.	7. Neste período o esgoto afluente obteve uma ótima relação C:N, como consequência, depois da desnitrificação ainda tinha DBO ₅ suficiente para a Bio-P, como resultado obteve-se novamente muito fósforo armazenado no lodo e ainda muito mais capacidade de retirar o fósforo: - Houve liberação de 21,1 mgPO ₄ -P/L lodo - Uma retirada de 45,6 mgPO ₄ -P/L Como resultado o luxury uptake foi de 21,5 mgPO ₄ -P/L de lodo ativado.
ensaios	05/12/2003	18/12/2003	09/02/2004	21/07/2004
0	16,4	19,7	3,8	0,6
15				
30	17,5	25,4	5,9	9,2
45 min anaeróbio				
1h anaeróbio	17,6		7,8	18,5
75		37,1		21,6
1,5 h anaeróbio	19,5	43,9	8,2	24,7
adição PO₄-P	39,5	58	18,2	49,7
105	38,6	43,5	16,7	41,8
0,5 h aeróbia			12,9	26,5
120	35,3	30,1		14,8
1h aeróbia		25,4	10,9	11,7
180	30,1	22,3		
2 h aeróbia	29,3	20,8	10,6	5,9
2,5 h aeróbia			10,6	4,1
P-Liberação	3,1	24,2	4,4	24,1
P-Assimilação	10,2	37,2	7,6	45,6

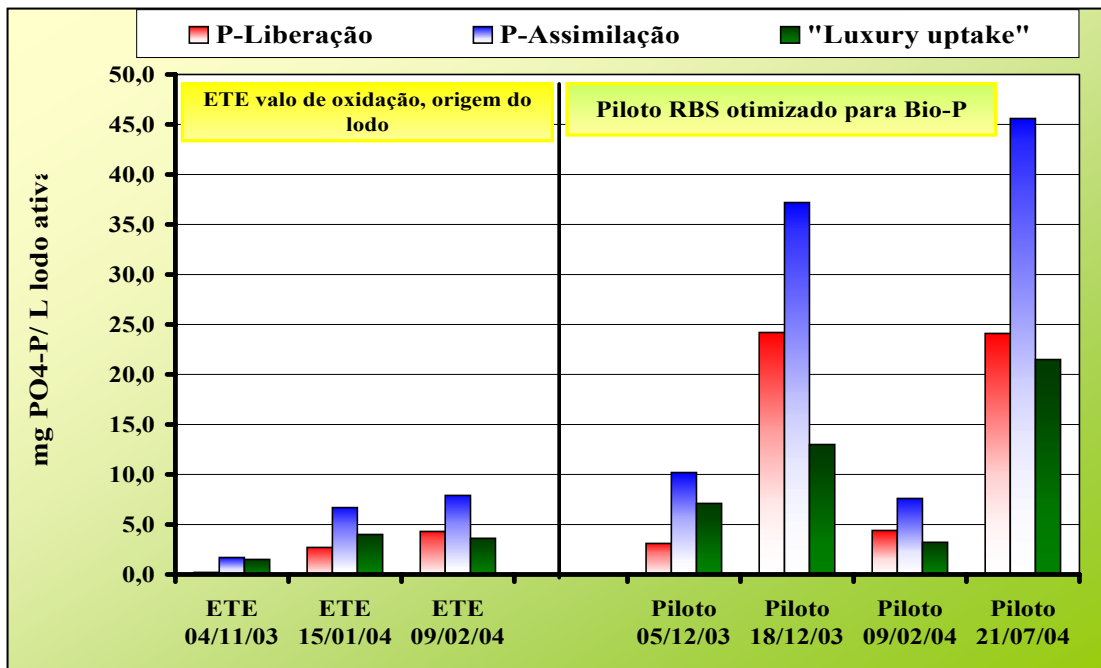


Figura 1. Comportamento do fosfato ao longo dos ensaios de Bio-P em bath