



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



**Tratamento de esgoto urbano em reator híbrido
operado em bateladas seqüenciais (RHBS)
submetido a variações de cargas**

LUIZ GONZAGA LAMEGO NETO

**FLORIANÓPOLIS
2008**

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

**Tratamento de esgoto urbano em reator híbrido
operado em bateladas seqüenciais (RHBS)
submetido a variações de cargas**

LUIZ GONZAGA LAMEGO NETO

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

Orientadora: Prof^a Dr. Rejane H. Ribeiro da Costa, PhD.

**FLORIANÓPOLIS
2008**

Ficha Catalográfica

Lamego Neto, Luiz Gonzaga

Tratamento de esgoto urbano em reator híbrido operado em bateladas seqüenciais (RHBS) submetido a variações de cargas / Luiz Gonzaga Lamego Neto - Florianópolis: UFSC / Centro Tecnológico, 2008.

xx, 224 f.

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

Dissertação (mestrado) – Universidade Federal de Santa Catarina, UFS. Centro Tecnológico. Programa de Pós Graduação em Engenharia Ambieta, 2008.

1. Introdução. 2. Objetivos. 3.Revisão Bibliográfica. 4. Materiais e Métodos. 5.Resultados e Discussões. 6.Conclusões e Recomendações. 7. Revisão Bibliográfica.

Termo de Aprovação

“Tratamento de esgoto urbano em reator híbrido operado em bateladas seqüenciais (RHBS) submetido a variações de cargas”

LUIZ GONZAGA LAMEGO NETO

Dissertação submetida ao corpo docente do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de

MESTRE EM ENGENHARIA AMBIENTAL

na área de Tecnologias de Saneamento Ambiental

Aprovado por:

Prof. Paulo Belli Filho, Dr.

Prof^a., Rosângela Bergamasco, Dr^a.

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

Prof. Henrique de Melo Lisboa, Dr.
(Coordenador)

FLORIANÓPOLIS
2008

Dedico este trabalho a minha mãe e meu pai, por todo amor.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a todos que ajudaram de alguma forma na realização deste trabalho, em especial:

A professora e orientadora Rejane, pelo apoio, paciência, dedicação por todos esses anos.

Aos funcionários do LIMA, em especial a Arlete, pelo carinho, dedicação e interesse durante todas análises laboratoriais, e a Eliane, pela atenção e auxílio no laboratório.

A Jamile pela colaboração e dedicação, enriquecendo esta pesquisa.

Aos bolsistas de iniciação científica: Anderson, Viviane, Letícia, Edu, Mark, Luiz e Nadine.

A Vanessa, Rosane e Delmira pelo apoio, e também a Cláudia pelo companherismo nos laboratórios.

A todos os professores da Pós-graduação da Engenharia Ambiental, em especial ao Paulo Belli Filho, também membro da banca, e Daniel José da Silva, pelos ensinamentos nas suas disciplinas que foram fundamentais neste trabalho.

A professora Rosângela Bergamasco, membro da banca examinadora, por suas sugestões e correção deste trabalho.

A secretaria da Pós-Graduação da Engenharia Ambiental.

Ao Cnpq, pela bolsa concedida durante a pesquisa.

A todos amigos da graduação, mestrado e doutorado.

Aos meus amigos que são fundamentais na minha vida, em especial ao Marcelo, Soraia, Djan e Patrick.

A minha família, especialmente meu pai, minha mãe e minha irmã, pelo incentivo e amor.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURA.....	XI
LISTA DE TABELA	XIV
LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS.....	XV
RESUMO.....	XIX
ABSTRACT	XX
1 INTRODUÇÃO	21
2 OBJETIVOS	24
2.1 Objetivo Geral	24
2.2 Objetivos Específicos.....	24
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	25
3.1 Tratamento Biológico de Efluentes	25
3.1.1 Processo de Biomassa em Suspensão (Lodos Ativados)	26
3.1.2 Processo de Biomassa Fixa.....	28
3.1.2.1 Processo de Biofilme com Leito Fixo.....	29
3.1.2.2 Processo de Biofilme com Leito Móvel	33
3.1.3 Sistemas Híbridos	36
3.1.3.1 Sistemas Multiestágios (Combinados)	37
3.1.3.2 Sistemas Únicos	37
3.1.4 Reator em Bateladas Seqüenciais (RBS)	40
3.2 Biofilme (Biomassa fixa)	44
3.3 Remoção Biológica de Nitrogênio	47
3.3.1 Nitrificação	47
3.3.2 Desnitrificação.....	53
3.4 Remoção Biológica de Fósforo.....	57

3.5	Respirometria de Lodos	61
3.5.1	Determinação da Velocidade Específica de Respiração Celular	63
3.5.2	Determinação da Repartição da Biomassa Ativa	66
4	MATERIAIS E MÉTODOS	69
4.1	Instalação experimental	69
4.1.1	Captação do Esgoto Urbano	69
4.1.2	Reator Híbrido em Bateladas Seqüenciais (RHBS)	70
4.1.3	Material Suporte	72
4.2	Operação do RHBS	74
4.2.1	Etapa Preliminar e Inoculação do Reator	74
4.2.2	Ciclo Padrão	74
4.2.3	Estratégias Operacionais Aplicadas ao Reator	76
4.2.4	Adição de Carbono	77
4.3	Metodologias Analíticas	78
4.3.1	Análises Físico-químicas	78
4.3.2	Monitoramentos dos Ciclos	82
4.4	Testes Respirométricos	82
4.4.1	Determinação da Velocidade Específica de Respiração Celular	82
4.4.1.1	<i>Método On-line de Determinação da QO_2</i>	83
4.4.1.2	<i>Método de Bancada de Determinação da QO_2</i>	83
4.4.1.3	<i>Determinação da Velocidade Específica de Respiração Celular (QO_2)</i>	84
4.4.2	Determinação da Repartição da Biomassa Ativa	84
4.4.2.1	<i>Testes Preliminares</i>	85
4.4.2.2	<i>Testes Respirométricos na Biomassa Floculada</i>	86
4.4.2.3	<i>Testes Respirométricos na Biomassa Fixa</i>	87
4.4.2.4	<i>Cálculo da Biomassa Ativa</i>	88
4.4.2.5	<i>Repartição e Distribuição da Biomassa</i>	89
4.6	Cálculos Realizados	91

4.6.1 Eficiência (E).....	91
4.6.2 Eficiência de Desnitrificação (E_{DN}).....	91
4.6.3 Eficiência de Remoção do Nitrogênio Total.....	92
4.6.4 Vazão Diária de Esgoto (Q_d).....	92
4.6.5 Carga Volumétrica Aplicada (CV).....	92
4.6.6 Balanço de Nitrogênio.....	93
4.6.7 Ajuste de pH.....	93
4.7 Análise Estatística.....	94
5 RESULTADOS E DISCUSSÃO	95
5.1 Etapa Preliminar	95
5.2 Estratégia A.....	96
5.2.1 Comportamento dos Sólidos.....	100
5.2.2 Comportamento da DQO e DBO_5	102
5.2.3 Comportamento do Nitrogênio	106
5.2.4 Comportamento do Fósforo	111
5.2.5 Biomassa em suspensão e fixa.....	114
5.3 Estratégia B.....	117
5.3.1 Comportamento dos Sólidos.....	119
5.3.2 Comportamento da DQO e DBO_5	121
5.3.3 Comportamento do Nitrogênio	123
5.3.4 Comportamento do Fósforo	127
5.3.5 Biomassa suspensa e fixa.....	129
5.4 Estratégia C.....	131
5.4.1 Comportamento dos Sólidos.....	132
5.4.2 Comportamento da DQO e DBO_5	134
5.4.3 Comportamento do Nitrogênio	136
5.4.4 Comportamento do Fósforo	138
5.4.5 Biomassa em suspensão e fixa.....	140

5.5 Estratégia D.....	141
5.5.1 Comportamento dos Sólidos.....	144
5.5.2 Comportamento da DQO e DBO ₅	145
5.5.3 Comportamento do Nitrogênio	148
5.5.4 Comportamento do Fósforo	153
5.5.5 Biomassa em suspensão e fixa.....	156
5.6 Resumo das quatro estratégias operacionais no RHBS.....	157
5.7 Respirometria	158
5.7.1 Testes Respirométricos Simples	158
5.7.2 Testes Preliminares no Lodo e no Biofilme.....	161
5.7.2.1 <i>Teste 1: pulsos de amônia e ATU no lodo</i>	161
5.7.2.2 <i>Teste 2: pulso de DQO no lodo</i>	162
5.7.2.3 <i>Teste 3: pulso de amônia no biofilme</i>	163
5.7.2.4 <i>Teste 4: pulso de DQO no biofilme</i>	164
5.7.3 Testes Respirométricos Completos.....	164
5.7.4 Composição da Biomassa Ativa	169
6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	172
7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	175
APÊNDICE A – RESULTADOS DAS ANÁLISES LABORATORIAIS.....	188
APÊNDICE B – RESPIROGRAMAS	203
ANEXO A - RESULTADOS DE TEMPERATURA E PRECIPITAÇÃO.....	223
ANEXO B – SOLUÇÃO DE MACRO E MICRO NUTRIENTES	224

LISTA DE FIGURA

Figura 3.1 - Classificação de processos biológicos de tratamento de esgoto.....	25
Figura 3.2 – Materiais suporte: PVC e PET.....	36
Figura 3.3 – Representação esquemática de um RBS.....	41
Figura 3.4 – Fases sequenciais de um RBS.....	41
Figura 3.5 – Materiais suporte colonizados (MO): PVC, PET e OSBG® (100 X).....	45
Figura 3.6 – Materiais suporte colonizados (MEV): PVC (2000X), PET (500X) e OSBG®(5000X).....	45
Figura 3.7 - Velocidade de crescimento das <i>Nitrosomonas</i>	50
Figura 3.8 - Influencia do pH na taxa de nitrificação.....	52
Figura 3.9 - Princípio da remoção biológica de fosfato.....	58
Figura 3.10 - Variação da concentração de O ₂ dissolvido com o tempo, durante o método respirométrico.....	65
Figura 3.11 - Efeito sobre a concentração de oxigênio dissolvido, após a adição de substrato.....	68
Figura 4.1 – Esquema do Sistema de Tratamento do RHBS.....	70
Figura 4.2 – Foto do RHBS utilizando ao longo da pesquisa.....	70
Figura 4.3 – Foto do interior e da frente do painel de controle.....	71
Figura 4.4 – Dimensões (mm) da armação em aço inoxidável.....	72
Figura 4.5 – Vista de perfil e superior das redes de nylon.....	73
Figura 4.6 - Fotos do biofilme capturadas ao microscópio ótico e eletrônico (MEV, 5600X), respectivamente.....	73
Figura 4.7 – Esquema de funcionamento dos ciclos operacionais.....	75
Figura 4.8 - Esquema do sistema experimental utilizado nos ensaios de respirometria de bancada.....	84
Figura 4.9 - Representação do procedimento respirométrico para repartição da biomassa ativa.....	85
Figura 4.10 - Equipamentos e vidrarias utilizados nos testes respirométricos no lodo.....	87
Figura 5.1 – OD no final das fases anóxicas e aeróbias dos 6 ciclos (Estratégia A).....	97
Figura 5.2 – OD ao longo de 6 ciclos (Estratégia A).....	98
Figura 5.3 – Temperatura (T) ao longo de 6 ciclos (Estratégia A).....	99
Figura 5.4 – pH ao longo de 6 ciclos (Estratégia A).....	99
Figura 5.5 – ST, SST e SSV no lodo do RHBS (Estratégia A).....	101
Figura 5.6 – DQO _T e DQO _S na saída do reator e eficiência de remoção (Estratégia A).....	103
Figura 5.7 – DQO _T e DQO _S ao longo do ciclo do dia 20 de Abril (Estratégia A).....	104
Figura 5.8 – DQO _S ao longo dos ciclos monitorados (Estratégia A).....	104
Figura 5.9 – DQO _T nos ciclos dos dias 18 e 29 de Maio, 22 de junho e 02 de Agosto (Estratégia A).....	105
Figura 5.10 – NO ₃ -N, NO ₂ -N no efluente tratado e eficiência na desnitrificação (Estratégia A).....	108
Figura 5.11 – NO ₃ -N, NO ₂ -N e NH ₄ -N ao longo do ciclo do dia 05 de Março (Estratégia A).....	108
Figura 5.12 – NO ₃ -N, NO ₂ -N e NH ₄ -N ao longo do ciclo do dia 20 de Abril (Estratégia A).....	109
Figura 5.13 – pH e da alcalinidade no ciclo do dia 20 de Abril (Estratégia A).....	110
Figura 5.14 – Eficiência na remoção de PO ₄ -P e P _T (Estratégia A).....	112
Figura 5.15 – PO ₄ -P e DQO _T no ciclo monitorado no dia 20 de Abril (Estratégia A).....	113
Figura 5.16 – Floco de lodo do RHBS – Lupa 10X (Estratégia A).....	114
Figura 5.17 – Microorganismos presentes no lodo do RHBS – Microscópio Óptico 100X (Estratégia A).....	114
Figura 5.18 – ST, SST e SSV no RHBS (Estratégia B).....	120
Figura 5.19 - DQO _T e DQO _S ao longo do ciclo monitorado no dia 06 de Setembro (Estratégia B).....	122
Figura 5.20 – NH ₄ -N, NO ₃ -N e NO ₂ -N ao longo do ciclo monitorado no dia 06 de setembro (Estratégia B).....	124
Figura 5.21 – pH e OD ao longo do ciclo monitorado no dia 06 de setembro (Estratégia B).....	125
Figura 5.22 – pH e alcalinidade ao longo do ciclo monitorado no dia 06 de setembro (Estratégia B).....	126
Figura 5.23 – PO ₄ -P e DQO _T ao longo do ciclo do dia 06 de setembro (Estratégia B).....	128
Figura 5.24 – Floco de lodo do RHBS – Microscópio Óptico 50X (Estratégia B).....	129
Figura 5.25 – ST, SST e SSV no RHBS (Estratégia C).....	133
Figura 5.26 – DQO _T e DQO _S e eficiência de remoção (Estratégia C).....	135
Figura 5.27 – NH ₄ -N, NO ₂ -N e NO ₃ -N do efluente e eficiência na nitrificação (Estratégia C).....	137
Figura 5.28 – P _T afluente, efluente e eficiência de remoção (Estratégia C).....	139
Figura 5.29 – Floco de lodo do RHBS – Microscópio Óptico 50X (Estratégia C).....	140
Figura 5.30 – OD ao longo dos ciclos monitorados (Estratégia D).....	142

Figura 5.31 – Temperatura (T) e pH ao longo dos ciclos monitorados (Estratégia D).....	143
Figura 5.32 – Comportamento ST, SST e SSV no RHBS (Estratégia D).....	145
Figura 5.33 – DQO _T afluente e ao longo dos ciclos monitorados (Estratégia D).....	147
Figura 5.34 – DQO _T afluente, efluente e eficiência de remoção (Estratégia D).....	148
Figura 5.35 – NH ₄ -N, NO ₂ -N e NO ₃ -N efluente e eficiências de nitrificação e desnitrificação (Estratégia D).....	150
Figura 5.36 – NH ₄ -N durante os ciclos dos dias 24 Novembro e 14 de Dezembro (Estratégia D).....	151
Figura 5.37 – NO ₂ -N e NO ₃ -N durante os ciclos dos dias 24 de Novembro e 14 de Dezembro (Estratégia D).....	152
Figura 5.38 – Alcalinidade e pH ao longo dos ciclos dos dias 24 de Novembro e 14 de Dezembro (Estratégia D).....	152
Figura 5.39 – P _T afluente, efluente e eficiência de remoção (Estratégia D).....	154
Figura 5.40 – PO ₄ -P e P _T durante os ciclos dos dias 24 de Novembro e 14 de Dezembro (Estratégia D).....	155
Figura 5.41 – <i>Arcellas sp</i> e <i>Vorticellas sp</i> , respectivamente, presentes no lodo do RHBS – Microscópio Óptico 100X (Estratégia D).....	156
Figura 5.42 - NH ₄ -N ao longo do tempo, após adição de um pulso de 50 mgN/L de NH ₄ Cl no lodo (Teste 1).....	161
Figura 5.43 – DQO _S no lodo do tempo, após adição de um pulso de 50 mgN/L de NH ₄ Cl no lodo (Teste 1).....	162
Figura 5.44 – DQO _S ao longo do tempo, após adição de um pulso de 100 mg/L de C ₆ H ₁₂ O ₆ no lodo (Teste 2).....	163
Figura 5.45 - NH ₄ -N ao longo do tempo, após adição de um pulso de 50 mgN/L de NH ₄ Cl no biofilme (Teste 3).....	163
Figura 5.46 - DQO _S ao longo do tempo, após adição de um pulso de 100 mg/L de C ₆ H ₁₂ O ₆ no biofilme (Teste 4).....	164
Figura 5.47 - Respirograma obtido no teste respirométrico com biofilme no dia 4 de Setembro (Estratégia B).....	165
Figura 5.48 - Respirograma obtido no teste respirométrico com lodo no dia 5 de setembro.....	165
(Estratégia B).....	165
Figura 5.49 - Respirograma obtido no teste respirométrico com biofilme no dia 17 de Outubro (Estratégia C).....	166
Figura 5.50 - Respirograma obtido no teste respirométrico com lodo no dia 18 de Outubro.....	166
(Estratégia C).....	166
Figura 5.51 - Composição da biomassa ativa, autótrofa e heterótrofa, fixa e floculada do RHBS.....	170
Figura 1. Respirograma obtido no teste respirométrico online da primeira fase aerada do ciclo do dia 27/07/07 (Estratégia A).....	217
Figura 2. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da primeira fase aerada do ciclo do dia 27/07/07 (Estratégia A).....	217
Figura 3. Respirograma obtido no teste respirométrico online da segunda fase aerada do ciclo do dia 27/07/07 (Estratégia A).....	217
Figura 4. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da segunda fase aerada do ciclo do dia 27/07/07 (Estratégia A).....	218
Figura 5. Respirograma obtido no teste respirométrico online da terceira fase aerada do ciclo do dia 27/07/07 (Estratégia A).....	218
Figura 6. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da terceira fase aerada do ciclo do dia 27/07/07 (Estratégia A).....	218
Figura 7. Respirograma obtido no teste respirométrico online da primeira fase aerada do ciclo do dia 01/08/07 (Estratégia A).....	219
Figura 8. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da primeira fase aerada do ciclo do dia 01/08/07 (Estratégia A).....	219
Figura 9. Respirograma obtido no teste respirométrico online da segunda fase aerada do ciclo do dia 01/08/07 (Estratégia A).....	219
Figura 10. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da segunda fase aerada do ciclo do dia 01/08/07 (Estratégia A).....	220
Figura 11. Respirograma obtido no teste respirométrico online da terceira fase aerada do ciclo do dia 01/08/07 (Estratégia A).....	220

Figura 12. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da terceira fase aerada do ciclo do dia 01/08/07 (Estratégia A).....	220
Figura 13. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da primeira fase aerada do ciclo do dia 14/09/07 (Estratégia B).....	221
Figura 14. Respirograma obtido no teste respirométrico online da segunda fase aerada do ciclo do dia 14/09/07 (Estratégia B).....	221
Figura 15. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da segunda fase aerada do ciclo do dia 14/09/07 (Estratégia B).....	221
Figura 16. Respirograma obtido no teste respirométrico online da terceira fase aerada do ciclo do dia 14/09/07 (Estratégia B).....	222
Figura 17. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da terceira fase aerada do ciclo do dia 14/09/07 (Estratégia B).....	222
Figura 1 - Média mensal das temperaturas mínimas e máximas diárias em Florianópolis.....	223
Figura 2 - Precipitação mensal registrada em Florianópolis.....	223

LISTA DE TABELA

Tabela 3.1 – Classificação dos sistemas de lodos ativados em função da idade do lodo.	27
Tabela 3.2 – Processos Híbridos de Tratamento – Sistemas Multiestágios (Combinados).....	38
Tabela 3.3 – Processos Híbridos de Tratamento – Sistemas Únicos.....	39
Tabela 3.4 – Valores ótimos do pH, oxigênio dissolvido (OD) e temperatura (T) para nitrificação.....	49
Tabela 4.1 – Síntese dos tempos de cada etapa do ciclo operacional.....	74
Tabela 4.2 – Síntese das cargas aplicadas em cada estratégia operacional.	78
Tabela 4.3 – Descrição das sondas utilizadas na detecção dos microorganismos presentes no lodo e no biofilme do RHBS pela análise FISH.....	81
Tabela 4.4 - Categorias quantitativas da biomassa hibridizada.....	81
Tabela 4.5 – Coletas realizadas em dias de monitoramento dos ciclos.....	82
Tabela 5.1 - Características do esgoto bruto utilizado no RHBS.....	95
Tabela 5.2 - Estatística Descritiva do OD, T e pH (Estratégia A).....	96
Tabela 5.3 – Estatística Descritiva do ST, SST, SSV e suas eficiências de remoção (Estratégia A).	100
Tabela 5.4 – Estatística Descritiva da DQO _T , DQO _S , DBO ₅ e suas eficiências de remoção (Estratégia A).	102
Tabela 5.5 – Estatística Descritiva do NTK, NH ₄ -N, NO ₂ -N e NO ₃ -N (Estratégia A).	106
Tabela 5.6 – Estatística Descritiva da Nitrificação, Desnitrificação e remoção de NT (Estratégia A).	107
Tabela 5.7 – Estatística Descritiva do PO ₄ -P, P _T e suas eficiências de remoção (Estratégia A).	111
Tabela 5.8 – Resultados da análise FISH do lodo e do biofilme, coletados na estratégia A.	116
Tabela 5.9 – Estatística Descritiva do OD, T e pH (Estratégia B).	117
Tabela 5.10 – Estatística Descritiva do ST, SST, SSV e suas eficiências de remoção (Estratégia B).	119
Tabela 5.11 – Estatística Descritiva da DQO _T , DQO _S , DBO ₅ e suas eficiências de remoção (Estratégia B)....	121
Tabela 5.12 – Estatística Descritiva do NTK, NH ₄ -N, NO ₂ -N e NO ₃ -N (Estratégia B).....	123
Tabela 5.13 - Estatística Descritiva da Nitrificação, Desnitrificação e remoção de NT (Estratégia B).	124
Tabela 5.14 – Estatística Descritiva do PO ₄ -P, P _T e eficiências de remoção (Estratégia B).	127
Tabela 5.15 – Resultados da análise FISH do lodo e do biofilme, coletados na estratégia B.	130
Tabela 5.16 – Estatística Descritiva do OD, T e pH (Estratégia C).	131
Tabela 5.17 – Estatística Descritiva do ST, SST, SSV e suas eficiências de remoção (Estratégia C).	133
Tabela 5.18 – Estatística Descritiva da DQO _T , DQO _S , DBO ₅ e suas eficiências de remoção (Estratégia C)....	134
Tabela 5.19 – Estatística Descritiva do NTK e NH ₄ -N (Estratégia C).	136
Tabela 5.20 –Estatística Descritiva da Nitrificação, Desnitrificação e remoção de NT (Estratégia C).....	137
Tabela 5.21 – Estatística Descritiva do PO ₄ -P, P _T e suas eficiências (Estratégia C).....	138
Tabela 5.22 – Estatística Descritiva do OD, T e pH (Estratégia D).	141
Tabela 5.23 – Estatística Descritiva do ST, SST, SSV e suas eficiências (Estratégia D).....	144
Tabela 5.24 – Estatística Descritiva da DQO _T , DQO _S , DBO ₅ e suas eficiências.	146
Tabela 5.25 – Estatística Descritiva do NTK, NH ₄ -N, NO ₂ -N e NO ₃ -N (Estratégia D).	149
Tabela 5.26 – Estatística Descritiva da Nitrificação, Desnitrificação e remoção de NT (Estratégia D).	150
Tabela 5.27 – Estatística Descritiva do PO ₄ -P, P _T e eficiências de remoção (Estratégia D).	153
Tabela 5.28 – Cargas aplicadas e eficiências de remoção ao longo das quatro estratégias.....	157
Tabela 5.29 - Resultados da média de NH ₄ -N, DQO _S e SST durante os testes respirométricos simples.	158
Tabela 5.30 - Resultados de QO ₂ X dos testes respirométricos simples <i>on-line</i>	159
Tabela 5.31 - Resultados de QO ₂ X e QO ₂ dos testes respirométricos simples de bancada.....	159
Tabela 5.32 - Resultados da média de NH ₄ -N, DQO _S e SST, antes das adições dos pulsos nos testes respirométricos completos.	167
Tabela 5.33 - Resultados de QO ₂ X e QO ₂ dos testes respirométricos completos.	167
Tabela 5.34 - Valores médios da composição e distribuição da biomassa ativa do RHBS.....	169
Tabela 1 – Resultados de pH, OD, T e Alcalinidade, na entrada e saída do reator.	188
Tabela 2 – Concentrações de ST, SST e SSV, na entrada, saída e lodo do reator.....	190
Tabela 3 – Concentrações de DBO ₅ , na entrada, saída e lodo do reator, e as eficiências de remoção.	192
Tabela 4 – Resultados de DQO total, DQO solúvel e CV _{DQOT} , na entrada e saída do reator, e as eficiências de remoção de DQO total, DQO solúvel e CV _{remoção}	193
Tabela 5 – Concentrações de NH ₄ -N, NO ₂ -N, NO ₃ -N, NTK, NT e N _{org} , na entrada e saída do reator, e as eficiências de remoção de NH ₄ -N, NTK, NT e Desnitrificação.....	195
Tabela 6 – Resultados de CV _{NH4-N} e CV _{NT} , na entrada e saída do reator, e CVrem.....	198
Tabela 7 – Resultados de PO ₄ -P, P _T , CV _{PO4-P} e CV _{PT} na entrada e saída do reator, eficiências de remoção de PO ₄ -P e P _T , e CVrem de PO ₄ -P e P _T	200
Tabela 8 – Concentrações de DQO _T , DQO _F , NH ₄ -N, NO ₂ -N, NO ₃ -N, NTK, NT, N _{org} , PO ₄ -P e P _T ao longo de cada ciclo do reator.	203
Tabela 9 – Resultados de OD, pH, T e CaCO ₃ ao longo de cada ciclo do reator.....	207

LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

A_{floc}	Autótrofos floculados
A_{fx}	Autótrofos fixos
A_{floc}/T_{floc}	Autótrofos floculados em relação à biomassa total floculada
A_{fx}/T_{fx}	Autótrofos fixos em relação à biomassa total fixa
APHA	American Public Halph Association
ASM1	<i>Activated Sludge Model</i> n.1
ATP	Adenosina-trifosfato
ATU	<i>Allylthiourea</i>
BAA	Biomassa Ativa Autótrofa
BAH	Biomassa Ativa Heterótrofa
BAS	Biofiltros Aerados Submersos
BFA	Bactérias Fósforo-Acumuladoras
BFs	Biofiltros aerados submersos
BOA	Bactérias Oxidadoras de Amônio
BON	Bactérias Oxidadoras de Nitrito
C	Concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido
C_0	Concentração de oxigênio dissolvido
C_{01}	Concentração de oxigênio dissolvido ao retomar a aeração
$C_6H_{12}O_6$	Glicose
$CaCO_3$	Carbonato de Cálcio
CASAN	Companhia Catarinense de Águas e Saneamento
CETREL	Empresa de Proteção Ambiental (BA)
CH_3COONa	Acetato de Sódio
CLP	Controlador Microprocessador
C/N	Relação carbono/nitrogênio
CO_2	Dióxido de Carbono
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
C_s	Concentração de oxigênio dissolvido na saturação
CS	Tanque de contato de sólidos
CTC	Centro Tecnológico
CV	Cavalos
C_V	Carga Volumétrica
DBO_5	Demanda Bioquímica de Oxigênio de 5 dias
DBO/DQO de Oxigênio	Relação Demanda Bioquímica de Oxigênio e Demanda Química
DN	Desnitrificação
DQO_F	Demanda Química de Oxigênio Filtrada
DQO_S	Demanda Química de Oxigênio Solúvel
DQO_T	Demanda Química de Oxigênio Total
DQO/NTK	Relação da Demanda Química de oxigênio e Nitrogênio Total
Kjeldhal	
DQO_s/NTK	Relação da Demanda Química de oxigênio Solúvel e Nitrogênio
Total Kjeldhal	
DP	Desvio Padrão

E	Eficiência de Remoção
E_{DN}	Eficiência de desnitrificação
ENS	Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental
E_{NT}	Eficiência de remoção do nitrogênio total
EPA	Environmental Protection Agency
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
f	Fração
$f_{(HFx/H)}$	Fração de heterótrofa fixas sobre o total de heterótrofa
$f_{(AFx/A)}$	Fração de autótrofa fixas sobre o total de autótrofa
$f_{(HFx/TFx)}$	Fração de biomassa fixa heterótrofa em relação à fração total de
biomassa fixa	
$f_{(AFx/TFx)}$	Fração de biomassa fixa autótrofa em relação à fração total de
biomassa fixa	
FATMA	Fundação do Meio Ambiente de Santa Catarina
FBP	Filtros Biológicos Percoladores
FBAS	Filtros Biológicos Submersos com leitos estruturados
FBP	Filtros Biológicos Percoladores
FB	Filtros Biológicos Aerados
Fe	Fase de Enchimento
F_A	Fase Reação/Aeróbia/Anóxica
F_S	Fase Sedimentação ou Decantação
F_{Re}	Fase de Retirada
F_R	Fase de Repouso
FISH	<i>Hibridização fluorescente in situ</i>
Hz	Hertz
H_2SO_4	Ácido Sulfúrico
HCl	Ácido Clorídrico
H^+	Íon Hidrogênio
H_{fx}	Heterótrofos Fixos
H_{floc}	Heterótrofos Floculados
H_{fx}/T_{fx}	Heterótrofos Fixos em relação à Biomassa Total Fixa
H_{floc}/T_{floc}	Heterótrofos Floculados em relação à Biomassa Total Floculada
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
k_{La}	Coefficiente volumétrico de transferência de O_2
L	Litros
LA	Lodos Ativados
LABEFLU	Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos
LBBMM	Laboratório de Bioquímica e Biologia Molecular de
Microorganismos	
LIMA	Laboratório Integrado do Meio Ambiente
m	Metro
m^2	Metro quadrado
m^3	Metro cúbico
mg	Miligrama
mL	Mililitro
MEV	Microscópio Eletrônico de Varredura
MO	Microscópio Óptico
N	Nitrogênio

N	Nitrificação
N ₂	Nitrogênio gasoso
NH ₄	Amônia
NH ₄ -N	Nitrogênio Amoniacal expresso como nitrogênio
NH ₄ Cl	Cloreto de Amônio
NO ₃ ⁻	Nitrato
NO ₃ -N	Nitrato expresso como nitrogênio
NO ₂ ⁻	Nitrito
NO ₂ -N	Nitrito expresso como nitrogênio
NaOH	Hidróxido de Sódio
NTK	Nitrogênio Total Kjeldhal
(NH ₄ -N) _E	Concentração de amônio no afluente
(NH ₄ -N) _S	Concentração remanescente do amônio no efluente
(NO _x -N) _S	Concentração dos compostos nitrogenados oxidados (nitrito e nitrato) no final do ciclo
NT ₀	Nitrogênio Total no início do ciclo
NT _F	Nitrogênio Total no final do ciclo
n _c	Número de ciclos realizados por dia
Norg	Nitrogênio Orgânico
NT	Nitrogênio Total
O ₂	Oxigênio
OAP	Organismos acumuladores de polifosfatos
OAG	Organismos acumuladores de glicogênio
OD	Oxigênio Dissolvido
OSBG	<i>Optimized Support Biological Growth</i>
P/C	Fósforo em relação ao Carbono
P/DQO	Fósforo em relação à Demanda Química de Oxigênio
PET	Polietileno Terftalo
PHB	Poli-hidroxi-butilato
PHA	Poli-hidroxi-alcanoatos
PO ₄ -P	Fosfato expresso como Fósforo
PPGEA	Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental
PVC	Policloreto de Vinila
P _T	Fósforo Total
Q	Vazão diária de Esgoto
QO ₂	Velocidade específica de respiração
QO ₂ X	Velocidade de respiração celular
QO ₂ X _{end}	Velocidade de consumo de oxigênio dissolvido durante a respiração endógena
QO ₂ X _A	Velocidade de consumo de oxigênio dissolvido da biomassa autótrofa
QO ₂ X _H	Velocidade de consumo de oxigênio dissolvido da biomassa heterótrofa
RBC	Reatores Biológicos de Contacto
RBS	Reator em Bateladas Seqüenciais
RHBS	Reator Híbrido em Bateladas Seqüenciais
RHFC	Reator Híbridos de Fluxo Contínuo
RLFBS	Reator de Leito Fluidizado por Bateladas Seqüenciais

rRNA	Ácido Ribonucléico Ribossômico
S_0	Concentração afluente do reator
SS	Concentração efluente final do reator
SABESP	Secretaria de Saneamento e Energia do Estado de São Paulo
SSV/SST	Sólidos em Suspensão Voláteis em relação à Sólidos em
Suspensão Totais	
SDT	Sólidos Dissolvidos Totais
SDF	Sólidos Dissolvidos Fixos
SDV	Sólidos Dissolvidos Voláteis
SS	Sólidos em Suspensão
SST	Sólidos em Suspensão Totais
SSV	Sólidos em Suspensão Voláteis
STF	Sólidos Totais Fixos
STV	Sólidos Totais Voláteis
T	Temperatura
TOC	<i>Total Organic Carbon</i>
t_0	Tempo inicial
TRH	Tempo de Retenção Hidráulica
T_{fx}	Biomassa Total Fixa
T_{floc}	Biomassa Total Floculada
UASB	Reator anaeróbio de manta de lodo
UFES	Universidade Federal do Espírito Santo
UFSC	Universidade Federal de Santa Catarina
V	Volume
V_0	Volume estacionário de um RBS
V_e	Volume de enchimento
V_F	Volume de troca a cada ciclo de um RBS
V_r	Volume útil do reator
V_S	Volume de lodo quando sedimentado
V_T	Volume total do reator
X	Concentração celular
X	Quantidade de amônio presente no reator
X_H	Concentração de biomassa heterótrofa
X_A	Concentração de biomassa autótrofa
X_{TR}	Biomassa ativa total no reator
X_{TFx}	Biomassa total fixa
X_{Tfloc}	Biomassa total floculada
Y	Quantidade de carbonato necessária para oxidar X mgNH ₄ -N
Y_H	Taxa de conversão heterótrofa
Y_A	Taxa de conversão autótrofa
μm	Micrometro
μ_{Hmax}	Taxa de crescimento heterótrofo
μ_{Amax}	Taxa de crescimento autótrofo
Z	Quantidade de cal a ser adicionada no reator
ρ	Densidade

RESUMO

Neste trabalho foi realizado o estudo do comportamento de um reator híbrido operado em bateladas seqüenciais (RHBS), no tratamento de esgoto urbano. O reator piloto RHBS possuía 2,20 m de altura e 0,95 m de diâmetro interno, com um volume útil para tratamento de 1,42 m³. Na parte inferior do reator foram instalados dois difusores de ar do tipo membrana circular, com 20 cm de diâmetro cada, que foram alimentados por um compressor de ar. O funcionamento do reator era automatizado, controlando assim o número e o tempo de cada fase que compõe um ciclo padrão de tratamento (enchimento, reação anóxica e aeróbia, decantação e retirada), por meio de um painel de comandos elétricos. Em cada ciclo padrão, com duração de oito (8) horas, foram realizados três enchimentos e três fases de reação anóxica e aeróbia. O material suporte empregado no sistema híbrido foi a rede de nylon, escolhida entre os materiais testados em estudos anteriores (SOUTO, 2007). Foram realizadas quatro (4) estratégias operacionais, com duração total de 294 dias, testando-se diferentes cargas carbonáceas (0,20 a 1,35 kgDQO/m³.dia); nitrogenadas (42 a 60 gNH₄-N/m³.dia); e de fósforo (50 a 70 gPO₄-P/m³.dia). Foram avaliados os processos de degradação carbonácea, nitrificação-desnitrificação e biodesfosfatação, e também a velocidade de consumo de oxigênio por meio de respirometria, a fim de determinar a composição (heterótrofa e autótrofa) da biomassa bacteriana e sua distribuição no interior do reator (fixa e em suspensão). O reator apresentou eficiências médias de remoção de: ~80% de SST e DQO; 90% a 95% de DBO₅; 60% a 87% de Nitrificação; 80% a 90% de Desnitrificação; ~70% de Nitrogênio Total; ~50% de PO₄-P. Em condições de funcionamento normal, o lodo do reator apresentou flocos compactos e bem estruturados, com boa sedimentação; por sua vez, o biofilme apresentou-se denso e com presença de muitas Amebas e Rotíferos em sua superfície. A biomassa fixa apresentou maior atividade que a biomassa em suspensão, sendo que a biomassa ativa era composta, predominantemente, por microrganismos heterótrofos (~90%). A biomassa autótrofa estava principalmente fixa no suporte (58%-62%).

PALAVRAS-CHAVE: Reator Híbrido em Bateladas Seqüenciais (RHBS), nitrificação/desnitrificação, biodesfosfatação, respirometria, esgoto urbano.

ABSTRACT

This work shows the study of the behavior of hybrid sequencing batch reactor (HSBR), in urban wastewater treatment. The pilot HSBR reactor was 2.20 m high and had a diameter of 0.95 m, with a volume of 1.42 m³. In the base of the reactor two air diffusers, membrane type, of the 20 cm, were installed and fed by an air compressor. The operation of the reactor was automated, with time control in each phase of the standard cycles (fill, anoxic, aerobic, settle and drawl) through an electronic command panel. Each standard cycle lasted 8 hours, with three (3) fillings and three (3) phases of anoxic and aerobic reaction. The support material used in the hybrid system was a net of *nylon*, chosen from materials tested in previous studies of hybrid sequencing batch reactor (SOUTO, 2007). The experiment was carried out in four (4) operational strategies, which lasted 294 days, each one with different operational conditions regarding applied carbonaceous loads (0,20 a 1,35 kgCOD/m³.day); nitrogen (42 a 60 gNH₄-N/m³.day); and phosphate (50 a 70 gPO₄-P/m³.day). For each strategy, the process of biological carbon, nitrogen and phosphorus removal, and also the oxygen uptake rate (OUR) were evaluated through respirometry, in order to determine composition (heterotrophic and phototrophic) of bacterial biomass and its distribution inside the reactor (fixed and suspended). During the four strategies, the reactor presented average efficiencies: ~80% for total solids and COD; 90% at 95% for BOD₅; 60% at 87% for nitrification; 80% at 90% for denitrification; ~70% for total nitrogen; ~50% for PO₄-P. In normal operation conditions, the reactor sludge presented compact and well structured granules, and good sedimentation; the biofilm was thick and presented a large amount of amoebae and rotifers in its surface. The fixed biomass demonstrated higher activity when compared to suspended biomass, and the total biomass was composed by heterotrophic microorganisms (~90%). The phototrophic biomass was in fix support mostly (58%-62%).

KEY-WORDS: hybrid sequencing batch reactor (HSBR), nitrification/denitrification, biological phosphorus removal, respirometry, urban wastewater.

1 INTRODUÇÃO

Entre os serviços de saneamento básico, o esgotamento sanitário é o que tem menor presença nos municípios brasileiros. Segundo Pesquisa Nacional de Saneamento Básico (IBGE, 2000), 52,2% dos municípios brasileiros têm algum tipo de serviço de esgotamento sanitário. No Estado de Santa Catarina, apenas 9% do esgoto doméstico é coletado e tratado. Os principais receptores desses efluentes não tratados (in natura) são os rios, lagos e oceano, comprometendo a qualidade das reservas aquáticas utilizadas para abastecimento público, industrial e na agricultura, e para recreação e pesca, entre outros usos.

Os efluentes, com altas concentrações de compostos complexos, quando lançados em um corpo d'água são degradados pelos microorganismos, contribuindo para a formação de nitratos e fosfatos como produtos finais. Em decorrência deste enriquecimento nutricional do ambiente natural, além da depleção de oxigênio dissolvido devido às reações de oxidação, ocorre a eutrofização, que é o processo de florescimento de uma enorme massa celular de algas no corpo d'água receptor, cujos efeitos são: turbidez, cor, maus odores, toxicidade, mortandade de peixes, e até mesmo o assoreamento do corpo d'água a longo prazo. Esta degradação das reservas hídricas impulsiona a captação de água bruta para o abastecimento público em regiões cada vez mais distantes, aumentando os investimentos deste serviço, ou exige tratamentos de água dispendiosos a fim de torná-la potável. Outra consequência é o aumento do aparecimento de doenças de veiculação hídrica gerando problemas de saúde pública. Devido à situação econômica do Brasil, considerando os limitados recursos financeiros, e menor disponibilidade de áreas físicas em centros urbanos, que produzem o maior volume de esgoto, existe uma grande demanda por novas tecnologias de tratamento de esgoto mais compactas, eficientes e de baixo custo.

A maioria das estações de tratamento de esgoto remove apenas sólidos sedimentáveis (tratamento primário) e material orgânico (tratamento secundário), não sendo previsto a remoção de nutrientes (tratamento terciário): nitrogênio (via os processos de nitrificação e desnitrificação) e fósforo (precipitação ou remoção biológica de fósforo). Segundo Van Haandel & Marais (1999), a remoção de nitrogênio dos esgotos não garante a inibição total do processo de eutrofização, pois o nitrogênio pode

ser absorvido por meio gasoso, desse modo, na maioria dos casos o fósforo é o fator limitante do processo de eutrofização das águas. Portanto, deve-se remover o fósforo de forma significativa, a fim de evitar este impacto à qualidade das águas dos corpos receptores.

O fósforo é encontrado no esgoto na forma de fosfato, tendo suas fontes bastante variadas, entre elas o detergente é a que tem mais influência atualmente, e tem sido responsáveis pela metade da contribuição em esgotos domiciliares. O órgão responsável pela execução e fiscalização dos serviços de saneamento em Santa Catarina é a Fundação do Meio Ambiente (FATMA), que no Decreto n.º 14.250/81, exige um padrão de lançamento de efluentes, tratados ou não, em corpos d'água (lagoas, lagunas e estuários) de 1 mg/L de fósforo total, o que tecnicamente somente pode ser realizado via precipitação química ou pelo processo de remoção biológica de fósforo. Devido ao alto custo, o processo de precipitação química é pouco usado no Brasil. O processo de remoção biológica de fósforo funciona por meio de zonas anaeróbias e aeróbias ao longo do tratamento.

O Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental (PPGEA) da Universidade Federal de Santa Catarina, dando seqüência aos estudos desenvolvidos por Costa (1989), vem pesquisando novos tipos de reatores que permitam a otimização da remoção de carbono, nitrogênio e fósforo de esgoto doméstico, com o objetivo de proteção dos mananciais de abastecimento de água e balneários. No Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU) foram realizadas pesquisas sobre o tratamento de efluentes domésticos e industriais utilizando *sistemas de biomassa fixa*, como os reatores de leito fluidizados (WOLFF, 1997; BARTHEL, 1998; SALES, 1999; GRANDO-ALVES, 2000; CAMPOS, 2001 e MARTINS, 2003) e os reatores de leito fluidizado em bateladas seqüenciais (BORTOLOTTI, 2004 e CAMPOS, 2006); *sistemas de biomassa suspensa*, como os reatores em bateladas seqüenciais (COSTA, 2005); e *sistemas híbridos*, como os reatores híbridos de fluxo contínuo (RHFC) ou em batelada seqüenciais (RHBS) (WOLFF, 2005; SOUTO, 2007). No sistema híbrido é adicionado um material suporte em um reator de lodos ativados, combinando as vantagens dos reatores de biofilme com os reatores de lodos ativados.

Nas pesquisas realizadas por SOUTO (2007), primeiramente foram estudados RHFC's, onde foram aplicadas cargas e materiais suporte diferentes, os resultados

obtidos nesses ensaios conduziram ao estudo em RHBS, utilizando rede de nylon como material suporte. No entanto, os tempos de duração dos ensaios foram pequenos necessitando um tempo maior de duração do funcionamento do reator, submetido a uma determinada carga para verificação de sua estabilidade operacional. Igualmente, a remoção do fósforo na forma de ortofosfatos foi baixa, requerendo mais investigação experimental. Outro fator que ficou a ser explicado foi quanto à locação da biomassa autótrofa e heterótrofa dentro do reator (biomassa fixa ou em suspensão) e suas respectivas atividades respirométricas. Nesse contexto, é que foram estabelecidos os objetivos e o delineamento experimental da presente pesquisa.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

Este trabalho teve como objetivo pesquisar o comportamento de reator híbrido em bateladas seqüenciais (RHBS), sob diferentes cargas carbonáceas, visando a remoção conjunta de carbono, nitrogênio e fósforo, no tratamento de esgoto urbano.

2.2 Objetivos Específicos

- ✓ Avaliar os processos de degradação carbonácea, nitrificação-desnitrificação e biodesfosfatação, para diferentes estratégias operacionais de cargas aplicadas no reator;
- ✓ Determinar a composição (heterótrofa e autótrofa) da biomassa bacteriana e sua distribuição no interior do reator (fixa e em suspensão).

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Tratamento Biológico de Efluentes

As estações de tratamento biológico de esgoto utilizam microorganismos para a conversão da matéria orgânica e inorgânica das águas residuárias urbanas ou industriais, a produtos finais oxidados e novas células. Isto é possível através dos processos de respiração e/ou de fermentação, nos quais substâncias complexas são reduzidas a compostos simples como: sais minerais, gás carbônico, nitrogênio gasoso, metano e outros.

Os sistemas de tratamento biológico podem se classificados de acordo com a locação da biomassa dentro do reator, dividindo-se em dois grandes grupos: *biomassa em suspensão* e *biomassa fixa*. A união destes dois tipos de biomassa dá origem a um terceiro grupo conhecido como *sistema híbrido*, apresentado na Figura 3.1.

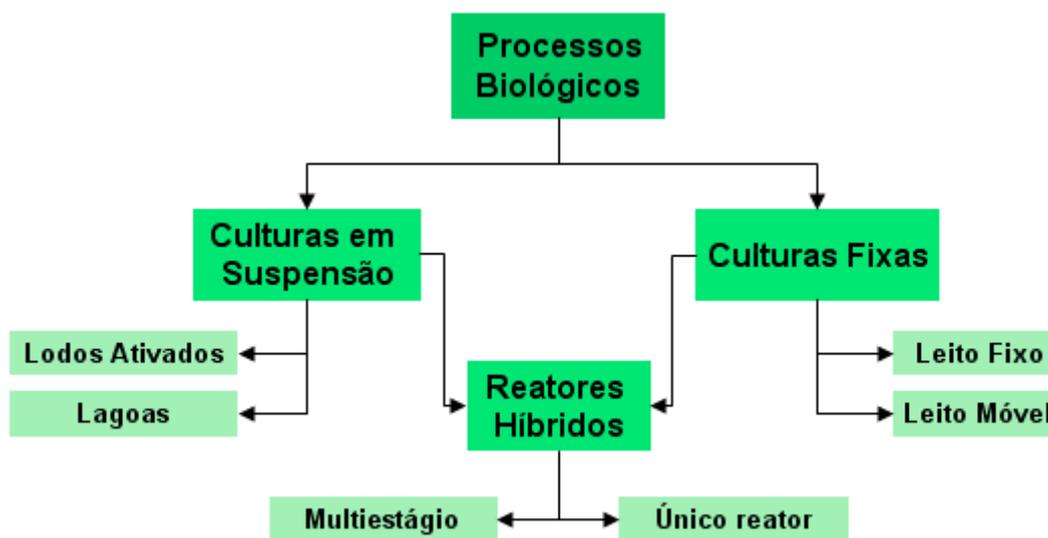


Figura 3.1 - Classificação de processos biológicos de tratamento de esgoto.
(Fonte: adaptado de Gebara, 1999)

3.1.1 Processo de Biomassa em Suspensão (Lodos Ativados)

Os processos de tratamento de esgoto com biomassa em suspensão são constituídos, de modo geral, por sistemas naturais, como as lagoas de estabilização, ou biomassa floculada, como os lodos ativados, que é o processo mais utilizado no tratamento secundário de águas residuárias e industriais (METCALFF & EDDY, 2003).

Os primeiros experimentos com biomassa floculada ocorreram na Inglaterra com os estudos do Dr. Angres Smith, em 1882, e do Dr. Gilbert John Fowler, em 1897, e também nos Estados Unidos através dos experimentos de Clark e Gauge, em 1912 (JORDÃO & PESSÔA, 2005). Procurando um tratamento de esgoto mais eficiente, Arden e Lockett verificaram em 1914 que, a adição de lodo biológico em outra batelada de água residuárias resultava numa aceleração notável do processo de remoção do material orgânico e em crescimento adicional do lodo. Nessa busca de um sistema eficiente de tratamento secundário, a utilização da capacidade deste lodo biológico para acelerar a remoção do material orgânico fez com que fosse desenvolvido o reator de lodos ativados (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

No Brasil, este processo de biomassa floculada foi iniciado em 1934, através de estudos na Estação João Pedro Jesus Netto, em São Paulo, e implantado nas Estações de Tratamento de Esgotos (ETE's) da ASA Sul e ASA Norte (Brasília) e na ETE da Ilha do Governador, no Rio de Janeiro ainda nos anos 60 (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

O lodo ativado pode ser definido como o floco produzido, num esgoto bruto ou decantado, pelo crescimento de bactérias zooglêias e/ou outros organismos, na presença de oxigênio dissolvido, e acumulado em concentração suficiente graças ao retorno de outros flocos previamente formados (JORDÃO & PESSÔA, 2005). O afluente e o lodo ativado são intimamente misturados, agitados e aerados, em unidades chamadas de tanques de aeração ou reator biológico, para logo após se separar os lodos ativados do efluente tratado, por sedimentação em decantadores. O lodo ativado separado retorna para o processo, uma parte é descartada para a destinação final enquanto que o efluente já tratado passa para o vertedor do decantador no qual ocorreu a separação.

Entre as variantes, os processos de lodos ativados podem ser classificados quanto à idade do lodo, que representa o tempo médio de permanência de uma partícula em suspensão no tanque de aeração, e quanto ao fluxo de alimentação do tanque de aeração. Com relação à idade do lodo (Tabela 3.1), pode ser dividido em dois grupos principais:

lodo ativado convencional, com uma idade de lodo na faixa de 4 a 10 dias e o volume do reator biológico menor; e de aeração prolongada, com uma frequência de retirada de lodo em excesso reduzida e uma idade de lodo bastante elevada, de 18 a 30 dias. Quanto ao fluxo de alimentação, podem ser divididos em fluxo contínuo e fluxo intermitente ou batelada (von SPERLING, 2002).

Tabela 3.1 – Classificação dos sistemas de lodos ativados em função da idade do lodo.

Idade do lodo	Carga de DBO ₅ aplicada (KgDBO ₅ /m ³ .dia)	Faixa de idade do lodo	Denominação usual
Reduzidíssima	Altíssima 1,5 – 6	Inferior a 3 dias	Aeração modificada
Reduzida	Alta 0,6 – 0,8	4 a 10 dias	Lodos ativados convencionais
Intermediária	Intermediária 1,5 – 3	11 a 17 dias	-
Elevada	Baixa 0,3	18 a 30 dias	Aeração prolongada

(Fonte: adaptado de Von Sperling, 2002)

Os flocos biológicos nos lodos ativados constituem uma comunidade microbiológica formada pelos decompositores (principalmente bactérias), que são os responsáveis por metabolizar a matéria orgânica dissolvida no esgoto e também pela estruturação dos flocos, e pelos consumidores (protozoários e pequenos metazoários), que se alimentam das bactérias e outros organismos, e são importantes na remoção de *E. coli* e na redução da DBO₅. Ainda são encontrados rotíferos, nematodas, anelídeos e larvas de insetos nesta comunidade microbiológica. Esta composição da microfauna do lodo revela tendências do processo de lodos ativados, quanto à eficiência na remoção de DBO₅ e sólidos suspensos (SS); nas condições de sedimentação do lodo; nível de aeração empregado; toxicidade; além de indicar a ocorrência de sobrecargas orgânicas e nitrificação (GERARDI, 1986, citado por BENTO *et al.*, 2000; HOFFMANN & PLATZER, 2000).

De modo geral, os microrganismos que compõe a biomassa em suspensão são compostos de água e matéria seca, que costuma ser representada por cerca de 70 a 80% de matéria orgânica e de 20 a 30% de matéria inorgânica. A concentração da biomassa no tanque de aeração pode ser estimada pela análise de sólidos suspensos (SST).

A qualidade do efluente tratado no sistema de lodos ativados depende diretamente da etapa de decantação, devido ao equilíbrio entre os organismos filamentosos e os formadores de floco, que possibilita uma boa decantabilidade e adensabilidade do lodo. A má operação do sistema pode ocasionar o fenômeno do intumescimento do lodo (*bulking*), quando os flocos formados possuem pouca densidade e flutam na superfície do decantador secundário ao invés de sedimentar, o que causa a produção de um efluente com alta concentração de sólidos em suspensão. Isto ocorre devido à predominância dos organismos filamentosos, que se projetam para fora do floco, impedindo a aderência de outros flocos. Outro fenômeno observado nos sistemas de lodos ativados é o crescimento pulverizado (*pin-point flocculation*), que ocorre devido à predominância dos organismos formadores de flocos, gerando um floco pequeno e fraco, com má decantabilidade (VIANA, 2004; von SPERLING, 2002).

3.1.2 Processo de Biomassa Fixa

Os processos de tratamento de esgoto com biomassa fixa utilizam um suporte inerte para a fixação dos microorganismos, que podem ser classificados, segundo Lazarova & Manem (1994), em dois grupos: reatores de leito fixo e reatores de leito móvel. As características deste material influenciam diretamente a cinética de remoção de poluentes, podendo variar ainda no tamanho, geometria e tipo de material.

De acordo com Tavares (1992), a concentração mais elevada de microorganismos ativos nos suportes propicia uma elevada velocidade de remoção volumétrica e uma menor produção de lodo. Outra vantagem dessa tecnologia é a capacidade de absorver as grandes variações de cargas orgânicas (cargas de choque), segundo Costa (1989). Estas características permitem uma maior estabilidade do sistema, baixo tempo de retenção hidráulica e a possibilidade de reatores mais compactos.

Comparado aos sistemas de lodos ativados, os reatores de biofilme são menos dependentes de uma boa decantação e separação final do lodo do efluente tratado (RODGERS *et al.*, 2003). Outra vantagem, em relação aos sistemas clássicos de lodos ativados, é a menor sensibilidade à toxicidade de certos elementos encontrados no esgoto, assim como condições ambientais adversas, devido à capacidade de isolamento

do glicocálix ao redor dos microorganismos (BISHOP, 1997). A coexistência da atividade metabólica anóxica e aeróbia dentro do mesmo ecossistema de biomassa é outra vantagem do processo de biomassa fixa apontada por Odegaard *et al.* (1994), possibilitando assim diferentes reações metabólicas importantes para degradação de diferentes poluentes encontrados no esgoto.

3.1.2.1 Processo de Biofilme com Leito Fixo

De acordo com Lazarova & Manem (1994), os custos de instalação de reatores com leito fixo são de 20 a 30% mais elevados que os processos convencionais de biomassa em suspensão. Mas os reatores com leito fixo são bastante competitivos do ponto de vista econômico quanto à limitação de área e quando aplicado como tratamento terciário. Entre os diferentes tipos de reatores de biofilme com leito fixo, destacam-se: os filtros biológicos percoladores, biofiltros aerados submersos e filtros com leitos flutuantes, cujos principais conceitos e aspectos tecnológicos são apresentados a seguir.

Filtros Biológicos Percoladores

Os filtros biológicos percoladores (FBP), também denominados filtros biológicos aeróbios, são conhecidos por sua simplicidade, menor área superficial de instalação e baixo custo operacional no tratamento de efluentes. Sua origem está na evolução dos “filtros de contato”, que eram tanques preenchidos com pedras e alimentados com esgoto por períodos de 6 horas, e após a drenagem do efluente tratado o leito de pedras era deixado em repouso por um período também de 6 horas, completando assim um ciclo operacional de 12 horas (METCALFF & EDDY, 2003).

A tecnologia dos FBP baseia-se na contínua e uniforme aplicação dos esgotos por meio de distribuidores hidráulicos, que percolam pelo meio suporte em direção aos drenos de fundo. O filtro biológico percolador funciona em fluxo contínuo e sem inundação da unidade. São sistemas aeróbios onde naturalmente circula ar nos espaços vazios do meio suporte, disponibilizando o oxigênio necessário para a respiração dos microorganismos. A percolação dos esgotos permite o crescimento bacteriano na superfície do material de enchimento (meio suporte), formando uma película ativa

(biofilme), constituída por colônias gelatinosas de microrganismos de espessura máxima de 2 a 3 mm (METCALF & EDDY, 2003).

Durante o processo, as placas de biofilme se desprendem do meio suporte devido ao grau de estabilização, à tensão de cisalhamento causada pelo gradiente de velocidade de escoamento do líquido entre os vazios, e à indisponibilidade de oxigênio para os microrganismos aeróbios mais próximos ao meio suporte. O material desprendido é removido em unidade de decantação secundária, obtendo-se assim um efluente final clarificado, com baixas concentrações de matéria orgânica e sólidos em suspensão (von SPERLING, 2002).

No Brasil, somente em 1910, foi construída a primeira estação de tratamento de esgotos com a tecnologia de filtração biológica aeróbia no Rio de Janeiro, na estação de tratamento de efluente de Paquetá. No entanto, em território brasileiro, poucas unidades deste sistema de tratamento de águas residuárias encontram-se em operação, devido principalmente a rápida colmatação dos espaços vazios e a limitação dos ciclos operacionais de fluxo intermitente (JORDÃO & PESSOA, 2005).

Este sistema de tratamento evoluiu quando se verificou a aplicação contínua de esgotos sobre o meio suporte possibilitava o desenvolvimento de condições favoráveis ao crescimento de uma flora e fauna mista de microrganismos, capazes de produzir limo, mantendo-se um equilíbrio biológico suficiente para decompor a matéria orgânica afluyente. O meio suporte teve, então, sua granulometria aumentada, para permitir tanto a percolação do líquido quanto o livre escoamento de ar. A natureza dos materiais utilizados ao longo da história contribuiu para a evolução da tecnologia, dentre estes: pedra britada, escória de alto-forno, e de maneira mais eficiente, materiais sintéticos de plástico de diferentes formas e tamanhos (SANTOS, 2005).

Atualmente existe uma tendência da utilização da tecnologia dos FBP como unidades de pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Isto se deve a dificuldade que os reatores anaeróbios têm em produzir um efluente que atenda aos padrões estabelecidos pela legislação ambiental brasileira, por isso os FBP desempenham um papel fundamental adequando o efluente tratado aos requisitos da legislação ambiental (CHERNICHARO, 2000).

Biofiltros Aerados Submersos

Os biofiltros aerados submersos (BAS) são uma tecnologia de tratamento de efluentes, surgida na Europa no início dos anos 80, que possibilita estações de baixo impacto ambiental, passíveis de serem cobertas e desodorizadas com relativa simplicidade (ROGALLA, 1992). Também conhecidos como sistemas de aeração por contato, já foram utilizados os mais diversos materiais como suporte de fixação para biomassa, como pedra, coque, ripas de madeiras e material cerâmico. Com o desenvolvimento dos difusores de ar e material de contato feito de plástico, os filtros continuaram atraindo o interesse dos pesquisadores. Entre suas principais vantagens está a pequena ocupação do solo, o aspecto modular, simplificando extensões futuras, e a eliminação da decantação secundária, extinguindo problemas de separação de lodo em unidades de clarificação (RUSTEN, 1984, citado por AISSE *et al.*, 2001).

O BAS é constituído por um tanque preenchido com um material poroso, através do qual esgoto e ar fluem permanentemente (GONÇALVES, 1996). Em quase todos os processos existentes, o meio poroso é mantido sob total imersão pelo fluxo hidráulico, caracterizando-os como reatores trifásicos compostos por:

- **fase sólida:** constituída pelo meio suporte e pelas colônias de microorganismos que nele se desenvolvem, sob a forma de um filme biológico (biofilme);
- **fase líquida:** composta pelo líquido em permanente escoamento através do meio poroso;
- **fase gasosa:** formada pela aeração artificial e, em reduzida escala, pelos gases subprodutos da atividade biológica.

O sistema de BAS pode ser dividido em dois grupos conforme o seu leito filtrante: os biofiltros aerados submersos com meios granulares (BFs) e os biofiltros submersos com leitos estruturados (FBAS). Os BFs realizam no mesmo reator a remoção de compostos orgânicos solúveis e de partículas em suspensão presentes no esgoto. Além de servir de meio suporte para os microrganismos, o material granular constitui-se num eficaz meio filtrante. Neste tipo de processo são necessárias lavagens periódicas para eliminar o excesso de biomassa acumulada, reduzindo as perdas de carga hidráulica através do meio. Entretanto, os biofiltros submersos com leitos estruturados (FBAS), caracterizam-se pelo enchimento do mesmo tipo do utilizado para os filtros

biológicos percoladores (FBP). Por não possuírem enchimento do tipo granular, como nos BFs, não retêm a biomassa em suspensão pela ação de filtração e necessitam de decantadores secundários, pelo menos nas taxas de aplicação hidráulica usuais nos filtros percoladores. Os FBAS podem operar com fluxo ascendente ou descendente e, como necessitam de fornecimento de ar para aeração, este é feito através de difusores de bolhas grossas, colocados na parte inferior do filtro e alimentados por sopradores (GONÇALVES, 2001; CHERNICHARO, 1996).

Os primeiros biofiltros, surgidos no início dos anos 80, foram concebidos para realizar a remoção de SS e a oxidação da matéria orgânica em esgotos domésticos. Atualmente, o uso mais intenso do filtro em unidades compactadas e pré-fabricadas para o tratamento de esgotos domésticos ocorre no Japão, atendendo desde residência unifamiliar até condomínios residenciais (AISSE *et al.*, 2001).

No Brasil, os primeiros estudos para utilização deste processo encontram-se em desenvolvimento nos estados Paraná, Rio de Janeiro e Espírito Santo. Atualmente, os BAS têm sido associados em série a reatores do tipo UASB como um tratamento complementar, tendo como principal vantagem dessa combinação o fato de que o excesso de lodo não estabilizado removido do BAS pode ser encaminhado para o UASB, para ser estabilizado por digestão anaeróbia, tornando desnecessária uma unidade especialmente projetada para esse fim (HIRAKAWA *et al.*, 2001). Os biofiltros aerados submersos também vêm recentemente sendo utilizados como solução para o tratamento de esgotos em pequenos e médios Municípios. Um exemplo encontra-se na Estação Experimental de Tratamento de Esgotos da Universidade Federal do Espírito Santo (UFES). Trata-se de uma ETE compacta, formada pela associação de reator UASB e biofiltros aerados, unidades de desinfecção e leitos de secagem do lodo, com capacidade para 1000 habitantes e vazão máxima de 1,6 L/s (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Filtros com Leito Fixo Flotante

Os filtros de leito flotante são uma evolução da tecnologia de biofiltros de leito fixo, onde o material suporte possui uma baixa densidade. Um exemplo típico é o Filtro Biológico Aerado BioStyr[®], que é baseado na adição de grânulos de estireno expandido (2 a 6 mm) como material suporte para as bactérias. Estas partículas, de densidade menor que a da água, formam um leito flotante na parte superior do reator, ocupando de

60 a 75% de seu volume total, deixando uma zona livre de aproximadamente 1,5 m abaixo do leito (ALBERTSONCOORD, 2000, citado por WOLFF, 2005). Com esta tecnologia é possível realizar o tratamento biológico e a remoção dos sólidos suspensos num único reator, não sendo necessário um decantador secundário como nos sistemas de biomassa em suspensão.

Algumas aplicações da tecnologia de BioStyr[®] são encontradas na Suíça, para remoção de carbono depois de tratamento primário; na Inglaterra, como tratamento terciário para nitrificação após tratamento de leito fluidizado; e na França, para remoção de carbono após tratamento de lodo ativado e também como unidade de nitrificação/desnitrificação, remoção de carbono e fósforo (FILTRATION & SEPARATION, 2006).

Outra tecnologia de leito fixo flotante é o FILTRAZUR[®], que é constituído de poliestireno expandido com densidade menor que a água. Assim como o BioStyr[®], ele é utilizado como material suporte para bactérias em reatores de fluxo ascendente em um único reator. Sua aplicação pode ser encontrada na ETE de Tanneries, na Suíça, como um tratamento suplementar terciário, que possui 4 biofiltros ascendentes, totalmente automatizados, com leito filtrante de FILTRAZUR[®] (BOUSSIDAN, 2004).

3.1.2.2 Processo de Biofilme com Leito Móvel

Os reatores de biofilme com leito móvel surgiram a fim de resolver problemas de colmatação, comuns nas tecnologias de leito fixo, e também promover uma transferência de oxigênio mais eficiente da fase líquida para o biofilme. O leito pode ser movido mecanicamente, como os biodiscos, ou por suspensão devido à passagem do líquido ou do gás, como no caso do leito expandido ou fluidizado.

Estes sistemas de leito móvel apresentam uma otimização das cinéticas de reações bioquímicas em aumentando as zonas de transferências biofilme/líquido e aumento da superfície específica disponível ao crescimento bacteriano, devido às características do suporte (granulometria fina, entre 0,2 e 2,0 mm, e porosidade) (LAZAROVA & MANEM, 1994). Em consequência, obtém-se uma grande eficiência de remoção da poluição carbonácea e de nutrientes, além de outras vantagens como: um

tempo de retenção baixo, volume do reator reduzido, ausência de colmatação do leito e reduzida produção de lodo.

As configurações mais conhecidas são descritas a seguir:

Biodiscos

Os biodiscos, também conhecidos como Reatores Biológicos de Contacto (RBC), são uma categoria de reatores que emprega um tipo de suporte que se move de forma rotativa. O suporte pode ser composto de uma série de discos de material plástico expandido ou de estruturas cilíndricas corrugadas de plástico rígido, instalados de forma a ficar parcialmente imersos. Os eixos são mantidos em constante rotação, por ação mecânica (quando se opera com uma submersão de 40% do diâmetro do disco) ou por impulsão de ar (com submersão de 90% do diâmetro). Através do movimento de rotação, os discos são expostos alternadamente ao ar atmosférico e à matéria orgânica contida no meio líquido, o que permite a adesão e o crescimento do biofilme em sua superfície, formando uma película de poucos milímetros de espessura, que pode cobrir toda a área superficial do disco, e facilita o transporte de massa do substrato (DBO_5 e/ou nitrogênio amoniacal) e de oxigênio para o biofilme (PEREIRA-RAMIREZ *et al.*, 2003).

Estes reatores de suporte fixo rotativo foram aplicados pela primeira vez em 1960, na Alemanha, com a finalidade de remoção de carbono (METCALF & EDDY, 2003). Com o desenvolvimento do processo, foram executadas instalações visando à remoção combinada de carbono e nitrogênio, e/ou a nitrificação.

Air Lift

Biorreatores *air lift* são reatores que oferecem uma maior transferência de massa gás-líquido, pois possuem o volume de líquido dividido em duas zonas distintas, onde somente uma recebe a injeção de ar; a diferença de gás (*gas-holdup*) entre a zona aerada e a zona não aerada resulta numa diferença de densidade do líquido entre essas regiões, causando a circulação do fluido no biorreator por uma ação *air lift* (CHISTI, 1989, citado por ROSSI, 2001). A primeira zona de expansão de gás é denominada *riser*, onde o gás é injetado pela base do equipamento através de um distribuidor, formando uma

dispersão gás-líquido. As bolhas de gás sobem através do líquido contatando-o e deslocando-o. Essa seção tem maior *gas-holdup* (fração volumétrica de gás na zona de dispersão) e é onde ocorre a maior transferência de massa. O líquido deixa o topo do *riser* e entra na zona de desprendimento do gás e, com uma menor quantidade de gás, escoo em sentido contrário através do *downcomer* até o fundo do reator, retornando ao *riser*. Assim, a fase líquida circula continuamente no reator (SIEGEL & ROBINSON, 1992).

Existem duas classes básicas: os de circulação interna e os de circulação externa, podendo ser subdivididos dentro dessas classes em função de seus detalhes. Apesar do grande volume de literatura disponível sobre biorreatores *air lift*, muitos estudos não têm obtido sucesso na aplicação de equipamentos similares, devido, freqüentemente, à especificidade dos sistemas de cada projeto, e ao alto grau de empirismo e suposições adotados.

Leito fluidizado

Os reatores de leito fluidizado funcionam com o afluente passando através do leito móvel, formado por pequenas partículas (0,2 a 4,0 mm) dos mais diversos tipos de suporte, variando seu tamanho, forma, densidade, área específica, resistência, durabilidade e rugosidade. Podem ser bifásicos (fases sólida e líquida) ou trifásicos (fases sólida, líquida e gasosa). O reator de leito fluidizado trifásico é um processo onde o suporte é mantido em suspensão livremente na fase líquida por um fluxo ascendente de líquido e de gás. A fluidização confere uma porosidade elevada do leito e, assim, o suporte permite uma superfície de fixação maior e também uma grande área de transferência de massa entre as fases, evitando assim a colmatação do leito. Porém, a espessura do biofilme e o sistema de distribuição e saturação de oxigênio dificultam sua aplicação em escala industrial para os processos aeróbios (LAZAROVA & MANEM, 1994).

O tratamento com leito fluidizado vem sendo usada desde 1970 para tratamento de águas residuárias industriais. A partir daí, foram construídas plantas nos Estados Unidos e na Europa e muitos reatores em escala laboratorial e piloto passaram a ser estudados (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Esta tecnologia tem sido bastante estudada na UFSC, em escala piloto, utilizando diferentes efluentes (têxteis, restaurante e urbano) e diferentes materiais suporte (PVC, PET, OSBG[®]), apresentados na Figura 3.2. Os resultados mostraram excelente desempenho na remoção de matéria orgânica e de nitrogênio (WOLFF, 1997; GRANDO-ALVES, 2000; CAMPOS, 2001; MARTINS, 2003; LAMEGO NETO, 2004; BORTOLOTTI, 2004; BARBOSA, 2004; CAMPOS, 2006).



Figura 3.2 – Materiais suporte: PVC e PET.
(Fonte: CAMPOS, 2006; LAMEGO NETO, 2004)

3.1.3 Sistemas Híbridos

Os sistemas híbridos são uma nova tecnologia no tratamento de efluentes, utilizando a combinação de culturas livres e fixas no mesmo sistema de tratamento, aumentam assim a biomassa no reator e otimizam a depuração biológica do esgoto (ØDEGAARD *et al.*, 2000). A combinação desses dois processos surgiu como uma alternativa ao sistema convencional de lodos ativados, aumentando o desempenho das estações de tratamento de esgotos, pois em um mesmo reator é possível obter ótimas eficiências de nitrificação, desnitrificação e remoção de fósforo (OCHOA *et al.*, 2002).

Segundo WANNER *et al.* (1988), os reatores híbridos, comparados aos sistemas convencionais de lodos ativados, apresentam uma maior eficiência no processo de nitrificação, independente da idade do lodo. Adicionalmente, apresentam uma melhoria na decantabilidade do lodo (WANNER *et al.*, 1988; EPA, 1993; ØDEGAARD *et al.*, 1994; GEBARA, 1999). Outra vantagem dos sistemas híbridos, observada por Müller (1998), é a possibilidade de reabilitação de instalações biológicas existentes para a remoção de nitrogênio. Assim como, estações de tratamento mais compactas e

conseqüentemente redução nos custos de implantação e operação (ØDEGAARD *et al.*, 1994).

Os sistemas híbridos por serem capazes de combinar processos que envolvem organismos de lento e rápido crescimento, possibilitam tanto a remoção de carbono como a nitrificação. Este aumento da biomassa no reator favorece também uma maior estabilidade e resistência a cargas de choque (METCALFF & EDDY, 2003), e maior proteção contra perda total da biomassa (EPA, 1993).

Alcançando uma ampla aceitação no mundo, os sistemas híbridos têm sido aplicados tanto para novas instalações como também com objetivo de reabilitar ETEs já existentes. Este tipo de sistema pode ser constituído por unidade separadas, chamado de sistema combinado ou multiestágio, ou ainda no mesmo reator através da combinação da biomassa livre e fixa.

3.1.3.1 Sistemas Multiestágios (Combinados)

Os processos de lodos ativados precedidos por reatores de biofilme (sistemas multiestágios) têm mostrado um desempenho bastante estável, e uma grande melhoria na decantabilidade do lodo em suspensão, porque os organismos filamentosos ficam fixos na matriz polimérica extracelular, dentro do reator de biofilme (WANNER *et al.*, 1988). Os exemplos mais comuns desta configuração de sistema híbridos são: filtros biológicos percoladores/lodos ativados (FBP/LA); filtros biológicos percoladores/tanque de contato de sólidos (FBP/CS); filtros biológicos aerados/lodos ativados (FB/LA), discos biológicos/lodos ativados (Tabela 3.2).

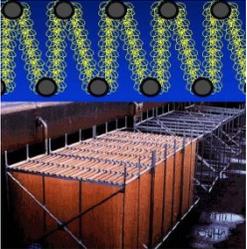
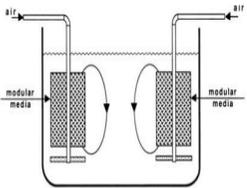
3.1.3.2 Sistemas Únicos

Os sistemas únicos são processos nos quais existe um meio inerte fixo ou um material suporte suspenso, no tanque de aeração de lodos ativados. Diferentes processos desenvolvidos industrialmente estão apresentados na Tabela 3.3.

Tabela 3.2 – Processos Híbridos de Tratamento – Sistemas Multiestágios (Combinados).

Processo	Descrição	Referência
Filtros Biológicos /Tanque de Contato de Sólidos (FB/TC) e Filtros Biológicos/Lodo Ativado (FB/LA)	<p>O principal objetivo desses dois processos híbridos é a remoção carbonácea e a nitrificação, sendo que ambos usam um filtro biológico, um tanque de lodos ativados e um decantador final. O filtro biológico é usado para oxidação parcial carbonácea e o tanque de lodos ativados deve ser operado com uma idade de lodo suficiente para garantir a nitrificação.</p> <p>O efluente do filtro biológico é direcionado para alimentar o processo de lodos ativados; o lodo excedente, proveniente do decantador secundário, retorna para o tanque de aeração. A principal diferença entre os dois processos é que o FB/TC apresenta um curto período de aeração, ao contrário do processo FB/LA, que apresenta um longo período de aeração.</p>	EPA (1993); METCALF & EDDY (2003).
Filtro Biológico Aerado / Lodos Ativados (FBA/LA)	O sistema FBA/LA teve início no ano de 1973. O lodo proveniente do decantador secundário é recirculado diretamente para o filtro biológico, misturado com o esgoto afluente.	EPA (1993); METCALF & EDDY (2003).
Processos de Biofiltro Ativado (BFA) e Biofiltro - Lodos Ativados (BF/LA)	Esse sistema de tratamento é similar ao FB/TC e FB/LA, com exceção de que o lodo recirculado retorna diretamente para o filtro biológico e não para o tanque de lodos ativados e um tanque de aeração pode ou não ser utilizado. Atualmente esses processos não são muito utilizados.	METCALF & EDDY (2003).
Filtro Biológico em Série – Processo de Lodos Ativados	Este sistema híbrido funciona com o filtro biológico e o processo de lodos ativados operados em série com um decantador intermediário entre os dois. Essa combinação é muito utilizada para otimizar o sistema de lodos ativados já existente e protegê-lo de substâncias tóxicas e inibidoras. Nos sistemas que tratam altas cargas de esgoto, os decantadores intermediários são usados entre os filtros biológicos e as unidades de lodos ativados para reduzir a carga de sólidos e diminuir o volume do tanque de aeração.	METCALF & EDDY (2003).

Tabela 3.3 – Processos Híbridos de Tratamento – Sistemas Únicos.

Processo	Descrição	Referência
<p>Ringlace®</p> 	<p>Tecnologia desenvolvida no Japão em 1970, passou a ser utilizada nos EUA em 1990. Atualmente existem mais de 400 instalações Ringlace® no mundo inteiro. Ele tem sido utilizado para aumentar a eficiência da remoção de DBO e nitrificação no tratamento de águas residuárias, sem requerer a instalação de um novo tanque de aeração. No sistema Ringlace®, um suporte fixo de PVC modificado ou outros materiais sintéticos, constituídos por anéis com fios ondulados em tramas, é colocado do topo ao fundo, em uma estrutura fixa, que é instalada em um tanque aerado. A estrutura oferece uma área superficial específica entre 120 a 500 m²/m³ do volume do tanque. As vantagens desse sistema são: redução na produção e melhora na sedimentação do lodo, não necessita de manutenção, melhora a taxa de nitrificação e promove uma alta remoção de DBO.</p>	<p>RINGLACE BIOMEDIA (2006); WOLFF (2005); METCALF & EDDY (2003).</p>
<p>Bio-2 Sludge®</p> 	<p>O sistema Bio-2-Sludge® foi implantado entre 1982 e 1988, em sete estações na Alemanha, para populações equivalentes entre 10.000 e 250.000 habitantes, com o objetivo de otimizar os sistemas existentes sem a necessidade de ampliação, utilizando-se diferentes materiais suportes. Esse processo consiste em um sistema híbrido, no qual um reator de lodos ativados é preenchido com um meio suporte fixo e submerso, com porcentagem de 16 a 26 % do volume do reator. Os suportes podem ser compostos por diferentes materiais e são colocados próximos as parede do reator, acima dos aeradores. O ar difuso ascendente passa pelo meio suporte e desse modo induz a circulação dentro do tanque, a qual é suficiente para alcançar o efeito necessário de mistura.</p>	<p>WOLFF (2005); MÜLLER (1998).</p>
<p>Captor® e Linpor®</p>	<p>Os sistemas Captor® e Linpor® utilizam esponjas como material suporte, com aproximadamente 97 % de vazios em formato aproximadamente cúbico, que ficam livremente suspensas no tanque de aeração. As esponjas possuem uma densidade em torno de 0,95 g/cm³ e ocupam entre 20 a 30 % do volume do reator. As esponjas Captor® possuem dimensões aproximadas de 30mm x 25mm x 25mm e as Linpor® apresentam lados de 10 a 12 mm. Estes suportes são retidos dentro do tanque de aeração através de telas finas e a principal vantagem desses sistemas é a capacidade para aumentar a carga em uma estação sem aumento de carga de sólidos nos decantadores secundários, pois a maioria da biomassa suspensa é mantida no tanque de aeração.</p>	<p>METCALF & EDDY (2003); WOLFF (2005)</p>
<p>Kaldnes – Moving Bed™ Process</p> 	<p>Desenvolvido pela companhia <i>Kaldnes Miljoteknologi</i>, o reator de biofilme com leito móvel agitado e aerado é um processo que consiste na adição de pequenos materiais suporte em formato cilíndrico, feitos de polietileno, em um tanque de aeração para o crescimento do biofilme. Os materiais existem em diversos tamanhos e apresentam uma densidade de 0,96g/cm³, podendo preencher de 25 a 50 % do volume do tanque de aeração e possuem uma elevada área superficial específica, variando entre 350 a 500 m²/m³.</p>	<p>METCALF & EDDY (2003); JORDÃO & PESSÔA (2005)</p>

3.1.4 Reator em Bateladas Seqüenciais (RBS)

O surgimento do sistema de bateladas se deu nos anos 70, com pesquisas de Irvine e seus colaboradores, na investigação do uso do processo biológico de batelada no tratamento de águas residuárias domésticas e remoção de nutrientes (IRVINE & BUSCH, 1979; DENNIS & IRVINE, 1979). Mas, foi a partir do início da década de 80 que essa tecnologia tornou-se mais difundida e aplicada ao tratamento de uma maior diversidade de efluentes domésticos e industriais.

Os estudos realizados com o RBS foram estendidos para a remoção de nutrientes (ALLEMAND & IRVINE, 1980; KETCHUM *et al.*, 1987). No Sudeste da Ásia, o primeiro uso registrado do RBS aconteceu em 1985, quando NG e colaboradores fizeram suas investigações e registraram a bem sucedida aplicação do RBS no tratamento de águas residuárias de suinoculturas e no tratamento de efluentes de refinaria de óleo de palmeira (NG, 1989).

No Brasil, o processo de batelada foi aplicado pela primeira vez pela SABESP para o tratamento do esgoto sanitário da cidade de Paranapuã (1989), obtendo-se excelentes resultados (KAMIYAMA, 1991). Porém, ainda são poucas as estações funcionando como Reator em Batelada Seqüencial (RBS). De Lucca e Faccin (1991) operaram um RBS tratando as águas residuárias do campus da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, onde os dados obtidos de remoção de matéria orgânica confirmaram os valores internacionais de eficiência de remoção de DBO. Em Santa Catarina, tem-se registro de alguns reatores operados em bateladas em condomínios residenciais (LUZ, 1998; THANS, 2008).

O Reator em Batelada Seqüencial (RBS) é um sistema biológico de tratamento de águas residuárias, constituído por um ou mais reatores, onde se realizam, seqüencialmente, em uma mesma unidade, a oxidação da matéria carbonácea, a remoção de nutrientes e a separação sólido/líquido através da sedimentação (SOUSA e FORESTI, 2001). Devido à preocupação em relação ao lançamento de nutrientes nos corpos receptores, têm-se realizado modificações nos RBS com o objetivo de alcançar a nitrificação, desnitrificação e remoção biológica do fósforo dos efluentes (von SPERLING, 2002).

O processo de RBS, segundo Artan & Orhon (2005), incorpora um tanque com volume variável. O volume total do reator (V_T) é composto por duas frações controláveis

independentes, a primeira, chamada de volume estacionário (V_0), composto basicamente pelo lodo sedimentado (V_s) e volume de efluente residual, e a segunda, que é o volume de enchimento e retirada (V_F) de cada ciclo (Figura 3.3).

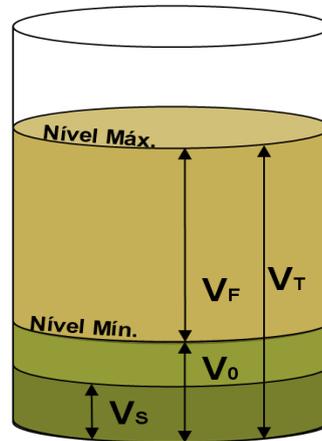


Figura 3.3 – Representação esquemática de um RBS.
(Fonte: adaptado de Artan & Orhon, 2005)

O processo de lodos ativados em bateladas (fluxo intermitente) envolve uma operação cíclica, em estado estacionário e com alimentação intermitente, durante períodos selecionados ou durante toda a duração do ciclo (ARTAN & ORHON. 2005). Um ciclo padrão no RBS possui cinco fases operacionais visualizadas na Figura 3.4.

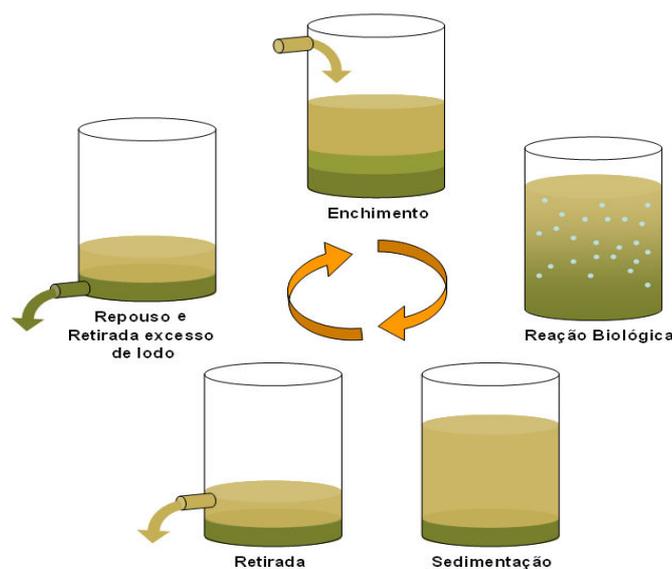


Figura 3.4 – Fases sequenciais de um RBS.

Fase de Enchimento (F_e): Ocorre a entrada do esgoto bruto ou decantado no reator. O ciclo de enchimento pode ser controlado por válvulas de bóia até um volume pré-estabelecido ou por temporizadores para sistemas com mais de um reator (EPA, 1993). Os aeradores podem permanecer desligados ou podem estar ligados em determinado período de tempo. Vários esquemas de enchimento têm sido registrados na literatura, mas, de maneira geral, é recomendado o enchimento estático sem mistura entre o lodo e o afluente (SILVERSTEIN & SCHROEDER, 1983). Isto significa que, para a maior parte do enchimento, nem aeração e nem mistura mecânica devem ser fornecidas. A mistura pode ser iniciada quando o reator estiver com 80% de seu volume, de forma a produzir uma alta taxa de reação biológica que permite às bactérias floculantes superar as espécies filamentosas, prevenindo o “intumescimento” (*bulking*) do lodo (NG, 1989).

Fase de Reação (F_A): Inicia-se com o acionamento dos aeradores, que permanecem ligados e ocorre a mistura da massa líquida contida no reator. As bactérias degradam a matéria orgânica efetuando a remoção carbonácea e a nitrificação. Mantém-se uma concentração de sólidos suspensos totais (SST) típica do processo, da ordem de 2000 a 4000 mg/L (JORDÃO & PESSÔA, 2005). O objetivo principal nesta etapa do tratamento é a nitrificação seguida da desnitrificação, quando a aeração deve ser interrompida durante a reação, para que prevaleçam condições anóxicas durante um período de tempo (cerca de uma hora). Em seguida se recomenda um pequeno período de aeração, para que se consiga eliminar as bolhas de gás nitrogênio e, com isso, ajudar a sedimentação (SILVERSTEIN & SCHROEDER, 1983; METCALF & EDDY, 2003).

Fase de Decantação ou Sedimentação (F_S): Ocorre com o desligamento dos aeradores, os sólidos em suspensão sedimentam no interior do tanque, até uma determinada altura da manta de lodo; a concentração de sólidos totais (ST) neste lodo do fundo pode alcançar cerca de 6000 a 8000 mg/L; o nível superior do esgoto permanece estável (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

Fase de Retirada (F_R): O efluente tratado é drenado do sistema durante esta fase.

Fase de Repouso (F_R): Pode ser usada para aumentar a duração de uma ou mais fases de um ciclo (ARTAN & ORHON, 2005). O excesso de lodo poderá ser retirado nesta fase ou

na fase de aeração. O lodo remanescente permanecerá em repouso no reator até o início do próximo ciclo de operação (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

Segundo von SPERLING (2002), a duração usual de cada ciclo pode ser alterada em função das variações da vazão afluente, das necessidades particular do tratamento, e das características do esgoto e da biomassa no sistema. Metcalf & Eddy (2003) sugerem que a porcentagem do tempo de cada período, em relação à duração do ciclo total, seja de: enchimento = 25%, reação = 35%, sedimentação = 20%, retirada = 15% e repouso = 5%. Para Katsogiannis *et al.* (2002), o tempo de duração de cada etapa do ciclo tem considerável influência no desempenho do reator, sendo considerada a variável mais importante de dimensionamento.

Andreottola *et al.* (2001) estudaram um sistema RBS usando um reator em escala experimental de 3,5 L, com temperatura (T) fixa de 20 °C, a mistura obtida por um agitador magnético com difusores de ar promoveram a nitrificação e desnitrificação, com um controle *on-line* que permitia o desenvolvimento de técnicas e estratégias operacionais capazes de otimizar o tratamento em termos de eficiência e custos. O período não otimizado levou um tempo total de 12 horas, houve uma remoção no nível de amônia de 99%; nos ciclos otimizados, 3 horas para as reações aeróbia e anóxica (ciclos de 6 horas), a eficiência de remoção de nitrogênio também foi alta de 99%.

CAMPOS (2006) utilizando um reator de leito fluidizado por bateladas sequenciais (RLFBS), com o objetivo de remover o carbono e o nitrogênio, realizou estratégias operacionais, estudando assim os processos metabólicos frente às diferentes situações. As estratégias operacionais diferenciaram-se entre si por apresentarem: tempos total de ciclo de 24h e 12h, períodos com e sem decantação e ainda, estratégias com aumento gradativo da carga orgânica (DQO) e amônio. As cargas orgânicas variaram de 0,11 a 0,37 kgDQO/m³.d e a de amônio de 0,011 a 0,033 kgNH₄-N/m³.d. Os resultados mostraram que, durante os ciclos de 24, o RLFBS foi capaz de promover com eficiência a remoção da matéria orgânica e nitrogenada. As eficiências médias de nitrificação variaram de 93% a 96%, a desnitrificação de 67% a 100% e a remoção da DQO de 84% a 93%. Por outro lado, os ciclos de 12 h apresentaram instabilidade, desfavorecendo o processo de nitrificação. As eficiências médias de remoção de DQO variaram entre 81% e 91% e a desnitrificação entre 92,4% e 100%.

Uma desvantagem apontada nos sistemas de batelada sequenciais refere-se ao descarte do efluente tratado de forma pontual a cada término do ciclo, podendo gerar choque de carga para o corpo receptor, caso haja problemas no tratamento (COSTA, 2005). Para Lin & Jing (2001), a melhor forma de tratamento em reatores tipo RBS é com o “enchimento escalonado” (*step-feed*), que proporciona um efluente de melhor qualidade, com maior remoção do nitrogênio total (NT) comparativamente ao processo com um único enchimento.

3.2 Biofilme (Biomassa fixa)

O biofilme pode ser definido como um conjunto de microrganismos e de produtos extracelulares que se aderem sobre um suporte sólido, formando uma camada volumosa e espessa, com uma estrutura externa não totalmente regular e uniforme. É composto por $91 \pm 5\%$ de água; $2,5 \pm 0,5\%$ de matérias voláteis e $6,7 \pm 4,8\%$ de não voláteis. Sua composição química, tanto inorgânica, quanto orgânica, é função do tipo de substrato (COSTA, 1989). A composição determina propriedades importantes do biofilme, tais como força de adesão, elasticidade, capacidade de adsorção, etc. (NIELSEN *et al*, 1997).

A aplicação de biofilmes na área de tratamento de efluentes está se tornando cada vez mais popular, devido às suas vantagens com relação aos processos tradicionais: alta concentração de biomassa, que possibilita operar com maior carga; a redução de dimensões das instalações de tratamento; e a eliminação das etapas de separação e reciclo de sólidos (LAZAROVA & MANEM, 1994). Outra vantagem importante é que nos biofilmes coabitam muitas espécies de microrganismos, as quais são sujeitas a interações, tais como simbiose ou competição por espaço e nutrientes. Isto é devido às constantes variações ambientais dentro do biofilme, como concentrações de substratos, de receptores de elétrons e de produtos intermediários (WANNER & REICHERT, 1986; BISHOP, 1997).

O grande interesse em entender a formação de biofilmes, tanto no que diz respeito a sua utilização, como a sua distribuição, se deve ao fato de que, em geral, a biomassa, quando aderida, apresenta maior atividade, ou seja, apresenta maior taxa de crescimento e de utilização do substrato, em relação à biomassa livre (COSTA, 1989). Este fenômeno é, em algumas vezes, atribuído às modificações fisiológicas sofridas pelas células aderidas;

em outras, ao favorecimento de trocas no ambiente celular, em razão do aumento da concentração local de nutrientes e enzimas; ou ao efeito seletivo da matriz polimérica extracelular do biofilme em relação a substâncias inibidoras ou tóxicas (BARTHEL, 1998).

O biofilme aderido ao meio suporte é especialmente heterogêneo, composto de organismos aeróbios e anaeróbios, e pode funcionar sob condições anaeróbias, anóxicas e aeróbias para remover biologicamente carbono orgânico, nitrogênio e fósforo de águas residuárias (RODGERS *et al.*, 2006). Nas Figuras 3.5 e 3.6 têm-se fotos de biofilmes desenvolvidos em diferentes materiais suporte (PVC, PET, OSBG[®]), em reatores de leito fluidizado trifásico aeróbio, com esgoto urbano, capturados em microscópio óptico e microscópio eletrônico de varredura (MEV), respectivamente (MARTINS, 2003; BARBOSA, 2004; CAMPOS, 2006).

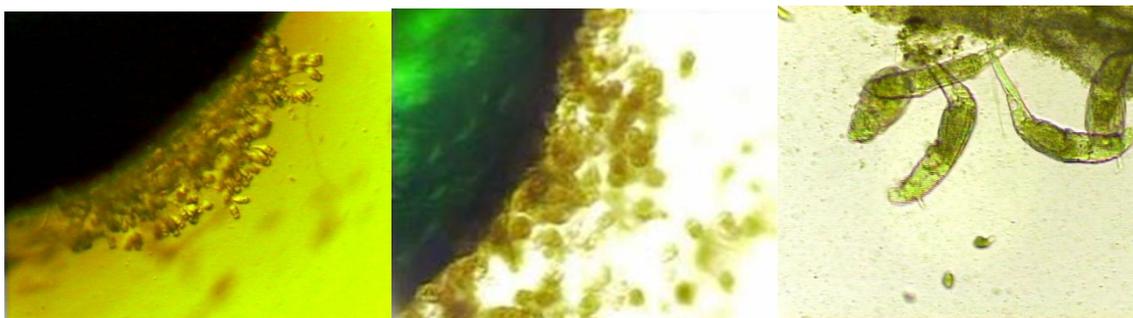


Figura 3.5 – Materiais suporte colonizados (MO): PVC, PET e OSBG[®] (100 X).
(Fonte: BARBOSA, 2004; MARTINS, 2003)

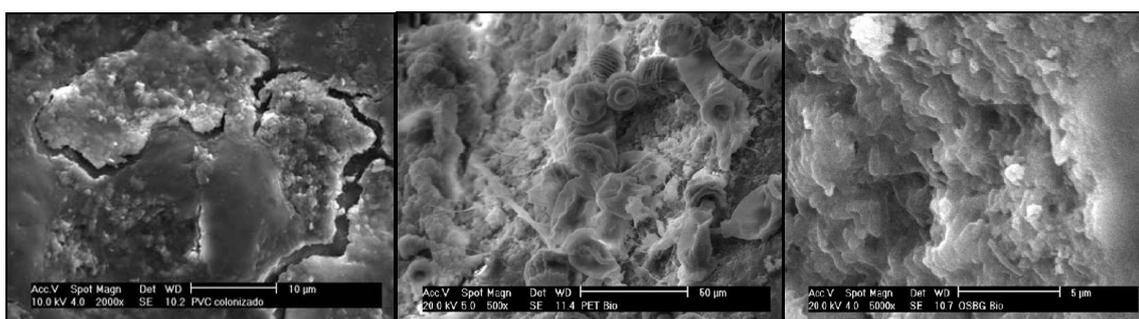


Figura 3.6 – Materiais suporte colonizados (MEV): PVC (2000X), PET (500X) e OSBG[®] (5000X).
(Fonte: CAMPOS, 2006; MARTINS, 2003)

Em um reator aeróbio, o oxigênio é consumido à medida que penetra no biofilme, até atingir valores que definem condições anóxicas ou anaeróbias. Pode-se ter, portanto, uma camada externa com oxigênio e outra interna, desprovida de oxigênio. As bactérias autótrofas dominam a camada mais superficial enquanto as bactérias heterótrofas dominam as camadas mais profundas (MASUDA *et al.*, 1991).

O oxigênio dissolvido é o fator determinante no estabelecimento das camadas, pois em condições anóxicas, ocorrerá a redução de nitratos. Em condições anaeróbias, ter-se-á a formação de ácidos orgânicos e a redução de sulfatos (IWAI & KITAO, 1994 citados por von SPERLING, 2002). Na competição entre o oxigênio dissolvido e o espaço no biofilme pelas bactérias nitrificantes e heterótrofas, o grupo mais sensível é o das oxidantes de amônio e oxidantes de nitrito em virtude de suas lentas taxas de crescimento (OKABE *et al.*, 1996).

Para o desenvolvimento do biofilme nos sistemas de tratamento de efluentes é necessária a presença de matéria orgânica, oxigênio e micronutrientes, que são adsorvidos à superfície. Após a aderência, eles são transportados pelo processo de difusão, inicialmente através do filme líquido, na interface líquido/biofilme e, em seguida, através do próprio biofilme onde são metabolizados pelos microrganismos. Sólidos de natureza coloidal ou suspensa não conseguem se difundir no biofilme, necessitando serem hidrolisados a moléculas de menores dimensões. Os produtos finais do metabolismo são transportados em sentido inverso, na direção da fase líquida (IWAI & KITAO, 1994 citados por von SPERLING, 2002). Tanto o substrato doador quanto o receptor de elétrons devem penetrar no biofilme, para que a reação bioquímica se processe (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Diferentes fatores podem exercer influência no início da formação do biofilme, como: características do meio suporte, atividade metabólica das espécies microbianas, concentração de nutrientes, material polissacarídico, ambiente hidrodinâmico e condições ambientais (HAMILTON, 1987). Para Bergamasco (1996), características do meio suporte como carga da superfície, rugosidade e hidrofobicidade influenciam na formação e na manutenção do biofilme. Costa (1989) ressalta que a estrutura externa do biofilme é o resultado do balanço entre o desprendimento, resultante de forças de cisalhamento, e o processo de crescimento, resultante da velocidade de crescimento superficial específico.

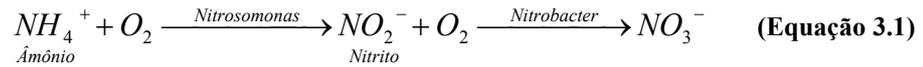
3.3 Remoção Biológica de Nitrogênio

Os processos biológicos de remoção de nitrogênio são bastante eficientes e simples quando comparados aos processos físico-químicos, principalmente por serem métodos ambientalmente mais compatíveis a dinâmica biológica. Estes processos resultam de reações biológicas que podem ser divididas em duas partes etapas principais que ocorrem de forma seqüencial ou simultânea, a nitrificação e a desnitrificação (JU *et al.*, 2007).

3.3.1 Nitrificação

A nitrificação é uma reação biológica que acontece com a oxidação da amônia, utilizando o oxigênio molecular como receptor de elétrons. Este processo é realizado por microrganismos que seqüencialmente oxidam a amônia para nitrato com uma formação intermediária de nitritos. Dois gêneros específicos de bactérias autotróficas estão envolvidos, usando carbono inorgânico como fonte de carbono celular: *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*. Estes dois grupos distinguem-se por sua habilidade para oxidar somente determinadas espécies de compostos nitrogenados. As *Nitrosomonas* podem oxidar amônia para nitrito, mas não podem completar a oxidação para nitrato, as *Nitrobacter* são limitadas para a oxidação de nitrito para nitrato, conforme Equação 3.1.

Atualmente, 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. Além dessas bactérias, outros gêneros como *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosovibrio* e *Nitrosolobus* são também capazes de oxidar NH_4^- para NO_2^- , e a oxidação de NO_2^- para NO_3^- , pode ser realizada também por *Nitrospira*, *Nitrospina*, *Nitrococcus* e *Nitrocystis* (RITTMANN & McCARTY, 2001).



As bactérias nitrificantes têm velocidade de crescimento mais lenta que as que removem matéria carbonácea, e, conseqüentemente, um maior tempo no reator biológico para que possam oxidar o nitrogênio amoniacal. Em conseqüência disto, a idade de lodo deve ser levada em consideração nos projetos dimensionados para que haja a nitrificação, necessitando provavelmente de uma idade de lodo elevada (METCALF & EDDY, 2003). Nos últimos anos, muitos estudos são desenvolvidos sobre a influência da idade de lodo no processo de lodos ativados, observando-se 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) verificou, através de estudos com reatores híbridos, que a idade do lodo não desempenhava um papel importante na remoção de nitrogênio, mas sim a biomassa fixa.

Por outro lado, as bactérias oxidadoras de amônio (BOA) e as oxidadoras de nitrito (BON) interagem entre si e são afetadas por condições ambientais (físicas e químicas), abastecimento e concentrações de substratos e sub-produtos, e interações positivas e negativas com outras populações. O uso de condições alternadas anóxicas/aeróbias pode selecionar populações de nitrificantes com elevadas taxas de nitrificação, reduzindo potencialmente os custos do tratamento (DYTCZAK *et al.*, 2008). As nitrificantes são influenciadas por fatores tais como pH, alcalinidade, salinidade, temperatura (T) e relação C/N; e concentrações de oxigênio, amônio, nitrito e compostos orgânicos (GEETS *et al.*, 2006). Muitos desses fatores estão interconectados, como por exemplo, Kindaichi *et al.* (2004) citam que a abundância do composto orgânico afeta a competição de nitrificantes autótrofos com vários heterótrofos por substratos, tais como oxigênio. O sucesso das nitrificantes depende não apenas de sua atividade durante os períodos de abundância de substrato, mas também de sua sobrevivência durante os períodos de carência e de sua habilidade de adaptação entre esses dois estados (GEETS *et al.*, 2006).

Na Tabela 3.4 são apresentadas as faixas ótimas para o pH, oxigênio dissolvido (OD) e temperatura (T), segundo as literaturas mais usadas, para a ocorrência de nitrificação, existindo divergências entre os autores quanto aos valores.

Tabela 3.4 – Valores ótimos do pH, oxigênio dissolvido (OD) e temperatura (T) para nitrificação.

Autor	Parâmetros		
	Temperatura (T) (°C)	OD (mg/L)	pH
EPA (1993)	35 (<i>Nitrosomonas</i>)	-	7,5-8,5
	35-42 (<i>Nitrobacter</i>)		
SURAMPALLI <i>et al.</i> (1997)	25-35	> 2	7,5-9,0
HENZE <i>et al.</i> (1997)	30-35	3-4	7,5-8,0
METCALF & EDDY (2003)	> 28	-	7,5-8,0

- *Temperatura (T)*

A cinética de crescimento ($\mu_{\text{máx}}$) e o decaimento dos microorganismos nitrificantes, bem como as velocidades de reação enzimáticas de oxidação do nitrogênio são fortemente influenciadas pela temperatura (T). Dados de velocidade de crescimento das *Nitrosomonas* em função da temperatura (T) estão apresentados na Figura 3.7 (KNOWLES, 1965, citado por WOLFF, 2005).

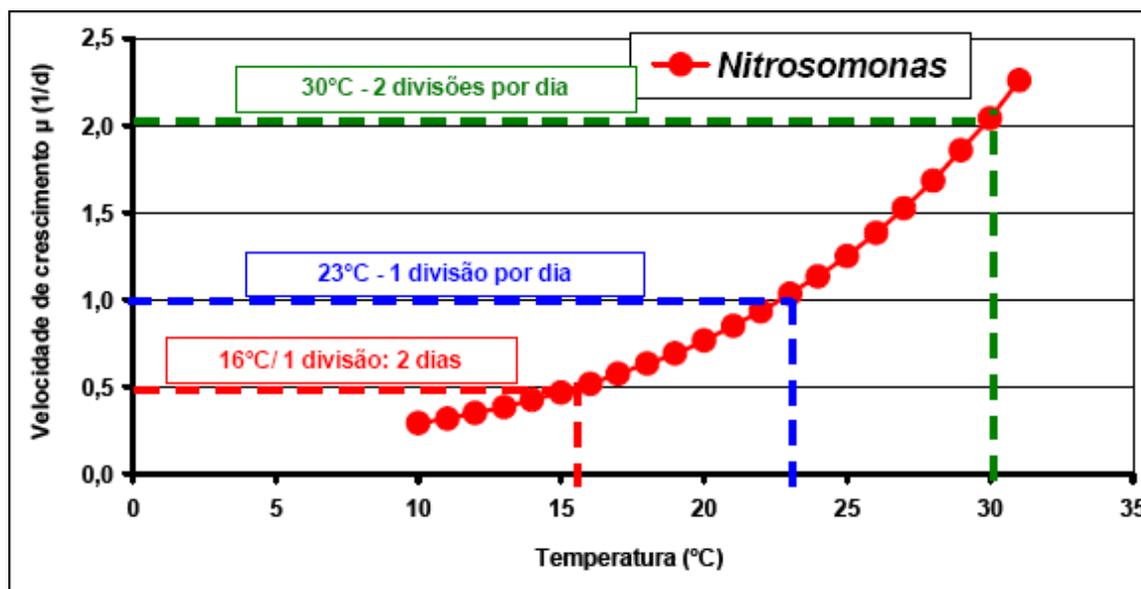


Figura 3.7 - Velocidade de crescimento das *Nitrosomonas*.
(Fonte: KNOWLES, 1965, citado por WOLFF, 2005)

Para EPA (1993), o processo de nitrificação ocorre com temperatura (T) entre 4°C-45°C, sendo que a temperatura ótima para as *Nitrosomonas* fica em torno de 35°C e para as *Nitrobacter* varia entre 35°C a 42°C. Já para Surampalli *et al.* (1997), a faixa ótima de temperatura se encontra entre 25°C e 35°C. Henze *et al.* (1995) relatam que a temperatura entre 30°C-35°C mantém constante a velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes; para temperaturas entre 35°C- 40°C inicia um declínio em direção a zero, e a nitrificação não ocorre em temperaturas termofílicas (50°C-60°C).

- **Oxigênio Dissolvido (OD)**

Este parâmetro possui um efeito significativo nas taxas de velocidade de crescimentos das nitrificantes nos tratamentos biológicos. Surampalli *et al.* (1997) citam que para ocorrer a velocidade máxima de nitrificação é preciso que as concentrações de OD sejam maiores do que 2,0 mg/L. Para Henze *et al.* (1995), os valores ótimos de OD então na faixa de 3,0 mg/L a 4,0 mg/L.

Ferreira (2000) conclui que a taxa 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. Quando em projetos de sistemas de aeração ou injeção de oxigênio em um

sistema de crescimento suspenso (lodo ativado, etc.) é recomendado que o nível mínimo de OD seja estipulado em 2,0 mg/L no reator biológico, em todo tempo, para se prever picos de carga de amônia.

Em estudos realizados com reatores em bateladas seqüenciais (RBS), Li *et al.* (2006) relataram que baixos níveis de OD (1,0 mg/L) favoreceram as *nitrosospira* (1,2% do total de bactérias) sobre as *nitrosomonas* (0,7%). Aumentando o OD para 3,5 – 4,5 mg/L, eles observaram aumento na proporção desses dois gêneros de nitrificantes, especialmente as *nitrosomonas*, que passaram a ocupar cerca de 3,5% do total das bactérias enquanto as *nitrosospira* eram de 2%.

A disponibilidade de OD também afeta o desenvolvimento de diferentes tipos de *nitrosomonas europaea* e respectivas cinéticas de crescimento (PARK & NOGUERA, 2004). Em geral, a maioria das oxidadoras de amônio parece tolerar períodos de baixo OD e são capazes de rápida recuperação, embora as *Nitrosomonas europaea* disputem com outros nitrificantes sob condições variáveis de disponibilidade de OD (GEETS *et al.*, 2006).

- **pH e Alcalinidade**

No processo de oxidação da amônia ocorre um substancial consumo de alcalinidade de 7,1mgCaCO₃/mgNH₄-N, segundo Rittmann & McCarty (2001). Para Metcalf & Eddy (2003), a velocidade de nitrificação é ótima com valores de pH entre 7,5 a 8,0. O pH entre 7,0 e 7,2 é normalmente usado para manter uma velocidade razoável de nitrificação. Já em valores de pH próximos de 5,8 a 6,0, a velocidade de nitrificação pode ser 10 a 20% menor que em pH 7,0 (EPA, 1993).

De acordo com Surampalli *et al.* (1997), o pH ótimo para a nitrificação encontra-se no intervalo de 7,5 a 9,0. Com o pH abaixo de 7,0 e acima de 9,8 a velocidade de nitrificação é menor que 50% da ótima. Para Jordão & Pessôa (2005), o limite mínimo de pH para cessar o processo de nitrificação é de 6,3, possuindo sua faixa ótima de nitrificação entre 7,2 a 8,6.

Ferreira (2000) reporta que na faixa de pH de 5,0 a 8,0, em um reator biológico, o pH de equilíbrio desse reator será governado pela quantidade de CO₂ e alcalinidade presente no sistema. Em sistemas fechados (sem saída do CO₂), a alcalinidade do efluente

deve ser dez vezes maior do que a quantidade de amônia nitrificada, de modo a manter o pH acima de 6,0. Teoricamente a velocidade de consumo da alcalinidade é de 7,1mgCaCO₃ por mg de amônio oxidado. Verifica-se pela Figura 3.8 que quando o pH move-se para o lado ácido, a taxa de oxidação da amônia declina. Para fins de projeto, é suficiente levar em consideração que a taxa de nitrificação pode cair significativamente se o pH é reduzido abaixo da zona neutra, e que para uma ótimo desempenho o melhor é manter o pH na faixa de 6,5 a 8,0. A aclimatação das nitrificantes atenua os efeitos do pH, dentro da zona especificada.

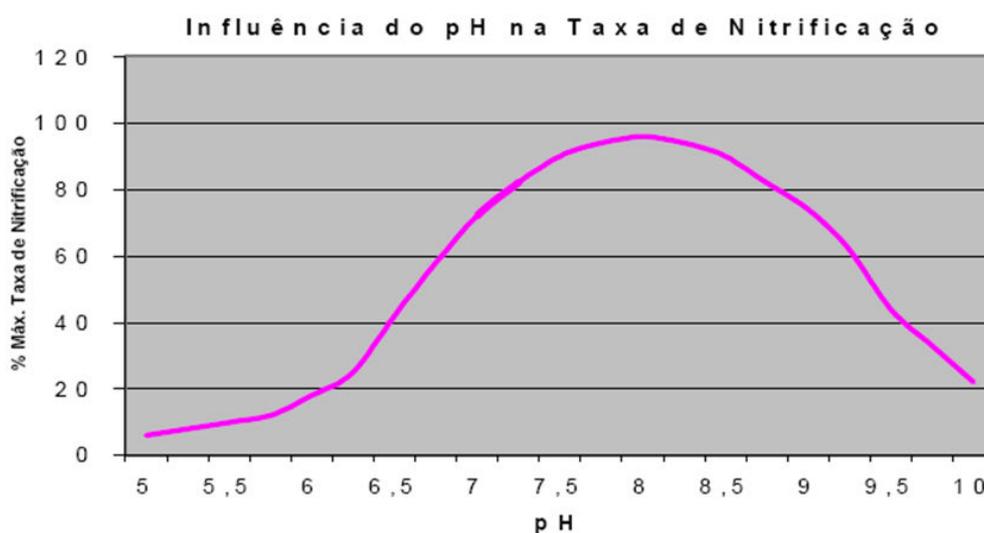


Figura 3.8 - Influência do pH na taxa de nitrificação.
(Fonte: FERREIRA, 2000)

Carucci *et al.* (1999), relacionando resultados de pH, alcalinidade e CO₂ durante fases aeróbias de um reator, verificou que o pH decresce até um mínimo (vale da amônia) quando todo o processo de nitrificação é completado, neste ponto tem-se valores máximos de CO₂; porém, devido à oxidação completa do carbono orgânico do efluente, os microorganismos heterótrofos produzem menos CO₂, e este então tende a diminuir via “*stripping*”. Mesmo que a alcalinidade continue a decrescer, devido ao fato de os microorganismos autótrofos utilizarem mais alcalinidade para oxidar toda carga nitrogenada presente no efluente, o balanço final tem como resultado o aumento do pH no final da fase aeróbia.

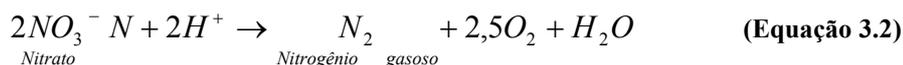
Lin & Jing (2001) observaram em reator RBS, com enchimento escalonado, que o pH foi o parâmetro que melhor controlou a operação do reator, superior ao potencial redox e ao oxigênio dissolvido.

• **Relação C/N**

Num sistema biológico com nitrificação, a quantidade de matéria orgânica alimentada serve para manter o crescimento das bactérias heterótrofas. Por isso a relação entre o carbono orgânico biodegradável de alimentação e o nitrogênio disponível para a nitrificação no esgoto é um fator crítico para a eficiência. A taxa de produção das heterótrofas é muito maior que a das nitrificantes, e com isto estas últimas podem ser carregadas para fora do sistema biológico devido a descartes para controle ou da idade do lodo, ou do nível de sólidos suspensos totais. Assim para se conseguir uma população suficiente de nitrificantes a Idade do Lodo (ou tempo de retenção dos sólidos) deve ser superior ao tempo de retenção de sólidos para nitrificação. FERREIRA (2000) recomenda que a relação C/N situe-se em torno de 4 a 5 para que seja possível a oxidação carbonácea e a nitrificação numa única etapa de tratamento.

3.3.2 Desnitrificação

O processo de desnitrificação ocorre com a reação de conversão do nitrito (NO_2^-) ou nitrato (NO_3^-) para nitrogênio gasoso (N_2) por bactérias heterótrofas, que utilizam o NO_x^- como receptor de elétrons (EPA, 1993). Seu requisito é o baixo nível de OD disponível no meio, de tal forma que os microorganismos utilizam o oxigênio do N- NO_3 e do N- NO_2 para respiração, ao invés do oxigênio do meio.



Na equação 3.2 observa-se a redução do nitrato e, em conseqüência a liberação de oxigênio e o consumo de H^+ , implicando na economia de alcalinidade e no aumento da capacidade tampão do meio (von SPERLING, 2002). Este oxigênio que é liberado no

processo de desnitrificação torna-se imediatamente disponível para a oxidação biológica da matéria orgânica, na própria massa líquida. Cada 2 moles de nitrato liberam 2,5 moles de oxigênio, ou seja, a redução de 1mg/L de nitrogênio na forma de nitrato libera 2,86 mgO₂/L. Conseqüentemente, caso ocorra uma desnitrificação total, pode-se ter uma economia teórica de 62,5% no consumo do oxigênio utilizado na nitrificação (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999). Por isso, a desnitrificação incorporada no sistema de tratamento pode gerar uma economia de 50 % no consumo da alcalinidade. Como na nitrificação são consumidos 7,1 mg/L alcalinidade para cada 1 mgNH₄-N/L oxidados, com a desnitrificação o consumo passa a ser de 3,5 mg/L de alcalinidade (von SPERLING, 2002).

Algumas condições são necessárias para a ocorrência da desnitrificação nos lodos ativados, entre elas a presença de uma massa bacteriana facultativa, ausência de OD na mistura, condições ambientais adequadas para o crescimento de microrganismos, a presença de nitrato e uma fonte de carbono orgânico (doador de elétrons) que pode estar disponível no próprio esgoto ou ser adicionado artificialmente. Nos reatores RBS é favorável que o processo de desnitrificação ocorra logo após o enchimento, desta forma as bactérias podem utilizar o carbono presente no esgoto bruto para realizar a oxidação do nitrato, não necessitando de uma fonte artificial (EPA, 1993).

Hoffmann *et al.* (2007) analisaram os problemas provocados pela nitrificação em esgoto com baixa alcalinidade, em reator piloto RBS. Devido à baixa relação C/N (9/1 no esgoto), a desnitrificação não se mostrou suficiente para manter o pH estável. A diminuição do pH foi estudada em três níveis: para pH entre 6,0 e 6,8 os protozoários, responsáveis pela filtração da fase líquida, desapareceram; para pH inferior a 6,5 os flocos de lodos ativados foram destruídos, resultando em elevação da turbidez no efluente final; e para pH entre 6,0 e 6,2 a nitrificação foi afetada. Quando a relação C/N foi de 19:1 (DQO/N), o processo de desnitrificação foi eficiente, porém, devido à ineficiente aeração do reator, observou-se nitrificação parcial. Os autores ressaltam que problemas causados devido ao baixo pH e baixa alcalinidade ocorrem freqüentemente nas estações de tratamento de esgoto brasileiras, resultando em baixa eficiência do processo biológico de remoção de nutrientes. A desnitrificação aumenta consideravelmente o pH, sendo, portanto um modo seguro de prevenir problemas operacionais. Ela também economiza energia e produz menor volume de lodo em excesso nos processos de lodos ativados.

A velocidade de crescimento das bactérias desnitrificantes é similar às heterótrofas aeróbias e, portanto, maior do que a das nitrificantes. Em consequência, é necessária uma idade do lodo menor que para as bactérias nitrificantes. Estas bactérias desnitrificantes são na sua maioria organismos aeróbios facultativos, ou seja, eles podem usar tanto o oxigênio dissolvido quanto o oxigênio do nitrato como receptor final de elétrons. Entre as bactérias heterótrofas responsáveis pela desnitrificação, incluem-se as do gênero: *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Arthrobacter*, *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Corynebacterium*, *Flavobacterium*, *Hypomicrobium*, *Moraxella*, *Neisseria*, *Paracoccus*, *Propionibacterium*, *Pseudomonas*, *Rhizobium*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum* e *Vibrio*, sendo as *Pseudomonas* as mais comuns entre as desnitrificantes (PAYNE, 1981 citado por METCALF & EDDY, 2003).

Assim como na nitrificação, vários fatores ambientais podem influenciar significativamente a cinética de crescimento das bactérias desnitrificantes, sendo importante o controle destes para a eficiência do processo numa estação de tratamento de efluentes.

- **Temperatura (T)**

O processo de desnitrificação ocorre em uma ampla faixa de temperatura (T), de 0 a 50°C, com um ótimo na faixa de 35°C a 50°C (BARNES & BLIS, 1983, citados por Von SPERLING, 2002). Para Surampalli *et al.* (1997), a desnitrificação ocorre preferencialmente em temperatura na faixa de 10°C a 30°C. Segundo Van Haandel & Marais (1999), a velocidade de desnitrificação aumenta com a temperatura até um valor ótimo de 40°C.

- **Oxigênio Dissolvido (OD)**

Para que o processo de desnitrificação ocorra é necessário um baixo nível de OD no meio, de tal forma que os microrganismos utilizem o oxigênio do N-NO₃ e N-NO₂ para respiração. Na prática, FERREIRA (2000) recomenda trabalhar com concentrações de OD de 0,5 mg/L, com máximo de 1,0 mg/L. Para Surampalli *et al.* (1997), uma concentração maior que 1,0 mg/L inibe o processo de desnitrificação. Já Van Haandel & Marais (1999)

reportam que as concentrações de OD devem ter um nível máximo de 0,2 a 0,3 mg/L, pois acima destes valores a desnitrificação é reduzida significativamente. Para Jordão & Pessôa (2005), a concentração de OD máxima admitida é de 0,1 mg/L.

- ***pH***

Surampalli *et al.* (1997) e Jordão & Pessôa (2005) consideram que o pH ótimo para desnitrificação está na faixa de 6,5 a 8,0. Com valores de pH abaixo de 6,0 e acima de 9,0, a velocidade de desnitrificação é reduzida. Segundo EPA (1993), as velocidades de desnitrificação são reduzidas abaixo do pH 6,0 e acima de pH 8,0. Para Barnes & Bliss (1983, citados por von SPERLING, 2002), a faixa recomendada para ocorrência da desnitrificação é de 6,5 a 7,5, ocorrendo uma queda de 70% na velocidade de desnitrificação para um pH abaixo de 6,0 e acima de 8,0.

- ***Relação C/N***

Uma fonte de carbono biodegradável é muito importante para ocorrência da desnitrificação, por isso muitas vezes é preciso adicionar uma fonte extra de carbono no tratamento de esgoto, como por exemplo: glicose, ácido acético, metanol, acetona e etanol. Segundo Bernet *et al.* (1996, citado por BRANDÃO, 2002), a completa desnitrificação para uma molécula de nitrogênio é obtida quando a razão de C/N é de 3,4 (TOC g/L / NO₃ - g/L). Quando essa relação é baixa, pode-se detectar a presença de óxido nitroso ou de componentes intermediários.

Lin & Jing (2001) observaram em reator RBS, com enchimento escalonado, que devido ao efluente apresentar compostos orgânicos e alcalinidade suficiente pelo enchimento escalonado, foi possível realizar uma completa desnitrificação e nitrificação total, que foram acontecendo seqüencialmente nas fases anóxicas e aeróbias, resultando em remoção média de nitrogênio total de aproximadamente 90%.

3.4 Remoção Biológica de Fósforo

A concentração de fósforo no esgoto urbano bruto tem mudado com o estilo de vida da população, como, por exemplo, os fatores nutricionais, a urbanização e o desenvolvimento industrial. O esgoto doméstico é a principal fonte de fósforo, que aparece, principalmente, como fósforo orgânico, proveniente das excreções humanas, de animais e restos de alimentos, na forma de ortofosfatos, e nos detergentes, geralmente na forma de polifosfato. O fósforo se encontra presente em esgotos domésticos principalmente como fosfatos e segundo Araújo (1993, citado por BARBOSA, 2006) seus teores são geralmente de 6,5 – 9,0 mg/L de fósforo total e 2,0 – 7,0 mg/L de ortofosfato solúvel.

No Brasil, a concentração de fósforo nos esgotos domésticos é baixa quando comparada com outros países. Em países ricos, a proporção P/DQO situa-se normalmente entre 0,02 e 0,03 mgP/mgDQO. Já no Brasil, geralmente se encontra em proporções na faixa de 0,01 a 0,02 mgP/mgDQO, ou seja, 5 a 10 mg/L em esgoto com concentração de DQO de 500mg/L (Van HAANDEL & MARAIS, 1999).

Marais *et al.* (1983) relatam que a evolução da remoção biológica do fósforo de águas residuárias começou com Levin & Shapiro em 1965, que efetuaram investigações extensivas sobre o armazenamento e liberação do fósforo, nomeando o fenômeno de alta remoção de fósforo ou “*luxury uptake*”. Os estudos de Manning & Irvine (1985) e Irvine *et al.* (1987) constataram em reatores RBS, trabalhando com esgoto sintético, que os melhores resultados de remoção de fósforo foram obtidos quando o oxigênio dissolvido e o nitrato estavam ausentes durante a primeira etapa da operação. Isto implica em uma desnitrificação completa durante o período de enchimento. Os autores obtiveram cerca de 50% de eficiência na remoção de fósforo total e 90% de remoção do nitrogênio.

Um esquema do princípio da remoção biológica do fósforo é apresentado na Figura 3.9 (COSTA, 2005). O processo se dá em duas etapas principais: anaeróbia e aeróbia.

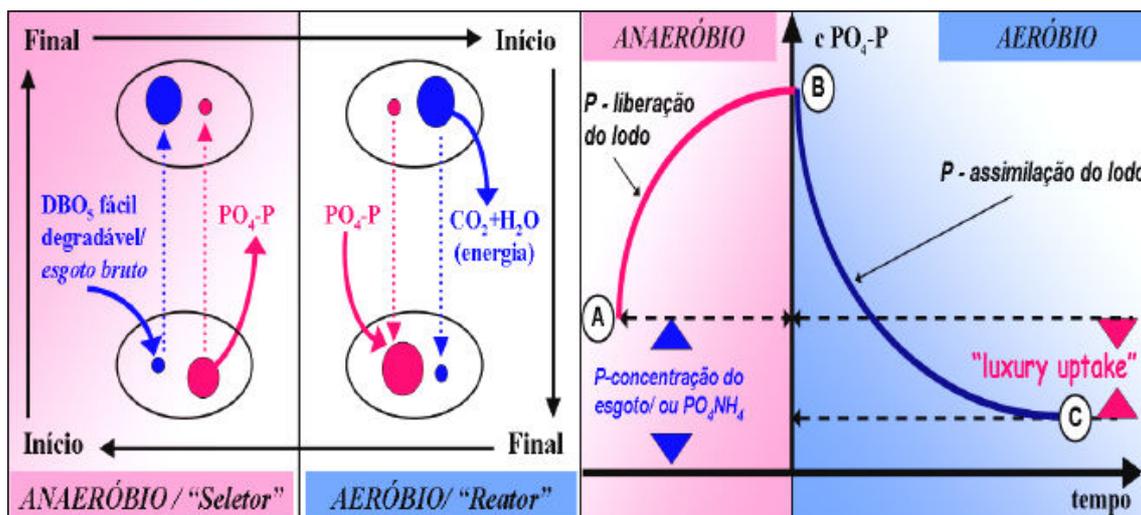


Figura 3.9 - Princípio da remoção biológica de fósforo.
(Fonte: adaptado de COSTA, 2005)

• **Etapa anaeróbia:** na ausência de oxigênio e nitrato, e na presença de um substrato facilmente biodegradável, algumas bactérias facultativas utilizam o fósforo armazenado no seu metabolismo para adquirir a energia necessária para a degradação do substrato disponível (MARCHETTO *et al.*, 2003; SURAMPALLI *et al.*, 1997). A utilização do fósforo é feita através da quebra das ligações de adenosina-trifosfato ATP, para então ocorrer a absorção do substrato (ácidos graxos voláteis, como acetato), como resultado a concentração de fósforo solúvel no meio líquido aumenta e a concentração de DBO₅ ou DQO diminui no tanque anaeróbio. O substrato absorvido é armazenado no interior das células bacterianas até que possa ser utilizado em condições aeróbias.

• **Etapa aeróbia:** em condições aeróbias, as bactérias começam a oxidar o carbono armazenado, o qual está muitas vezes na forma de poli-hidroxi-butirato (PHB) e poli-hidroxi-alcenoatos (PHA). Simultaneamente, 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 fósforo do que liberaram na fase anaeróbia, ou seja, utilizam todo o fósforo liberado mais um adicional que está presente no esgoto bruto. Essa capacidade das bactérias de adquirirem mais fósforo do que liberam constitui o “*luxury uptake*”, (METCALF & EDDY, 2003; MARCHETTO *et al.*, 2003; SURAMPALLI *et al.*, 1997).

Três compostos armazenados no interior das células bacterianas (polifosfatos, glicogênio e poli-hidroxi-alcanoatos) têm um papel essencial no metabolismo bacteriano. Jeon *et al.* (2001a) relatam que operações anaeróbias/aeróbias em reatores de lodos ativados convencionais ou tipo RBS nem sempre obtêm sucesso nesse processo, mesmo sob condições bem controladas. Esses reatores favorecem o crescimento de bactérias heterótrofas que podem rapidamente capturar e armazenar acetato sob forma de PHA, na fase anaeróbia, e usá-los para crescimento e fonte de energia, na fase aeróbia subsequente.

Pesquisas (COMEAU *et al.*, 1986; SATOH *et al.*, 1994) relatam a existência de dois grupos de bactérias heterótrofas que podem predominar nos lodos dos sistemas anaeróbio/aeróbio. O primeiro é o grupo dos organismos acumuladores de polifosfatos (OAP), os quais em condições anaeróbias são capazes de degradar os ácidos graxos voláteis (acetato) e convertê-los em PHA intracelular através de hidrólise dos polifosfatos e glicogênio acumulados. O segundo grupo é denominado de organismos acumuladores de glicogênio (OAG). Durante o consumo e armazenamento anaeróbio de acetato, os OAG degradam apenas glicogênio celular para fornecer ATP e energia, necessários para converter acetato a PHA, mas eles não degradam os polifosfatos para síntese de PHA. Os organismos OAG consomem mais glicogênio na produção de PHA que os OAP.

Jeon *et al.* (2001a) ressaltam que o sucesso da remoção biológica do fósforo depende da competição entre os organismos OAP e OAG, alguns fatores operacionais estão relacionados dentro das possíveis causas da dominância dos OAG (mal funcionamento da biodesfosfatação), tais como elevada idade do lodo; razão entre os tempos de anaerobiose/aerobiose; adição de glicose como um co-substrato; baixa razão P/C no esgoto bruto; e excessiva aeração. No entanto, em muitos casos, não há indicação clara de que a dominância dos OAG resulte em deterioração do processo.

Jeon *et al.* (2001b) avaliaram também o efeito do pH na competição entre organismos OAP e OAG. Eles observaram em reatores RBS que, em pH elevado ($\sim 8,0$) o consumo de acetato necessita mais ATP, comparado com condições de baixo pH ($< 8,0$). Os OAP foram capazes de produzir mais ATP pela degradação dos polifosfatos em pH $\sim 8,0$, e levaram vantagem no consumo de acetato sobre os OAG. O aumento de pH resultou em mudanças da população bacteriana dominante favorecendo os OAP, contribuindo para o sucesso do processo.

Vários autores ressaltam que a competição entre organismos OAP e OAG pode ser vantajosa para os primeiros caso a relação propionato/acetato seja elevada no esgoto afluente (CHEN *et al.*, 2003), dentre os ácidos graxos voláteis presentes nos esgotos, o acetato é o predominante, porém o propionato pode também ser abundante em estações de tratamento em escala real, particularmente quando existe uma etapa primária anaeróbia (pré-fermentação). Seguindo essa linha de pesquisa, Ochmen *et al.* (2007) formularam um modelo e o validaram experimentalmente, que caracteriza as transformações bioquímicas aeróbias dos OAP, para efluente com propionato como fonte primária de carbono.

Os efeitos da temperatura (T) e da idade do lodo no processo de biodesfosfatação, em reatores RBS, foram estudados por Whang & Park (2006). Para idade do lodo de 10 dias, eles verificaram que em temperatura de 20°C, os OAP foram dominantes em relação aos OAG, enquanto a 30°C os OAG foram capazes de competir com os OAP, reduzindo a eficiência do processo. A 30°C e idade de lodo de 5 dias, o processo voltou a ter eficiência, porém a estabilidade só foi obtida quando a idade de lodo foi reduzida para 3 dias. Para temperaturas acima de 20°C, os autores recomendaram o controle da idade do lodo como uma estratégia para recuperar o processo biológico, quando populações de OAG começaram a dominar o sistema.

Erdal *et al.* (2006) estudaram também os efeitos combinados da temperatura (T) e idade do lodo no processo de remoção biológica do fósforo, utilizando reatores RBS, em escala piloto na Cidade do Cabo (África do Sul). Os resultados mostraram que o melhor desempenho foi obtido para idade de lodo variando entre 16 e 24 dias para temperatura de 5°C e de 12 e 17 dias para 10°C. O aumento da idade do lodo para valores maiores que 32 dias a 5°C e 25 dias a 10°C, resultou em baixa na eficiência do processo. A perda da biomassa dos OAP do sistema foi determinada em 3,5 dias de idade do lodo para 5°C e 1,8 dias para 10°C.

Henze (1995) ressalta que o processo de biodesfosfatação é o mais complexo dos processos biológicos e necessita controle severo na parte operacional. Além da disponibilidade de uma fonte carbono facilmente degradável, o nitrato é o principal problema. Caso haja nitrato no esgoto afluente, na etapa anaeróbia, haverá redução de eficiência do processo. Dessa forma, a nitrificação deve ser evitada ou acompanhada de uma eficiente desnitrificação.

Estudos têm sido realizados com RBS, tendo sido mostrado na literatura um grande potencial destes reatores operados em bateladas seqüenciais em condições operacionais favoráveis para a remoção biológica do fósforo (AYESA *et al.*, 1995; ISAACS, 1997; COELHO *et al.*, 2000; HVALA *et al.*, 2001).

No Brasil, Além Sobrinho & Samudio (2000) estudaram um reator piloto de lodos ativado operado por bateladas e obtiveram uma eficiência de 70% na remoção de fósforo e mais de 90% na remoção da matéria orgânica biodegradável do esgoto sanitário. Costa (2005) utilizou um reator RBS convencional e obteve uma eficiência média na remoção de fósforo de 59%, comprovando também que os nitratos interferem no processo de remoção de fosfato. Enquanto Souto (2007), utilizando um reator híbrido em bateladas seqüenciais com biomassa fixa obteve baixa eficiência na remoção de fósforo, com médias entre 8% a 38%, mostrando que para alcançar a remoção do fósforo haveria necessidade de alterações nos ciclos operacionais. Entretanto, Thans (2008) operando um reator RBS, em escala real, em condições de nitrificação-desnitrificação simultânea (SND), obteve ótimos resultados de eficiência na remoção de fósforo de esgoto doméstico, entre 80% a 100%, com efluente final com concentrações médias de 1,2 mgPO₄-P/L.

3.5 Respirometria de Lodos

A determinação da velocidade na qual o lodo consome oxigênio é um importante indicador das condições do processo, desde que surgiram os processos de lodos ativados, no início do século XX (SPANJERS *et al.*, 1998). A qualidade do efluente e os custos de tratamento são fortemente influenciados pelo consumo de oxigênio, uma vez que este parâmetro é diretamente associado ao crescimento de biomassa e à remoção do substrato (WOLFF, 2005). Por isso a determinação do consumo de oxigênio constitui uma importante técnica para a caracterização de águas residuárias, e também para o controle da operação dos tanques aerados nas estações de tratamento de efluentes (MARSILI-

LIBELLI & TABANI, 2002). Esta técnica de medida e interpretação do consumo biológico de oxigênio, sob condições experimentais controladas, chama-se respirometria.

Jenkins (1960) e Montgomery (1967) (citados por ANDREOTTOLA *et al.*, 2005) foram os primeiros a apresentar trabalhos na literatura referentes a técnicas respirométricas, tendo como base seus próprios estudos experimentais sobre a quantificação do consumo de oxigênio dissolvido em sistemas de lodos ativados. O procedimento para estimar a taxa de consumo de oxigênio é de extrema simplicidade e possui um amplo campo de aplicação. Atualmente, a respirometria vem sendo bastante empregada, pois se trata de um procedimento bem estabelecido para estimar o estado da atividade dos microrganismos e para a calibração de modelos cinéticos (MARSILI-LIBELLI & TABANI, 2002).

Em geral, a respirometria consiste em estimar as quantidades de oxigênio consumido, mas pode também medir a quantidade de dióxido de carbono produzida pelos microrganismos em uma amostra líquida. O primeiro método é o mais utilizado, pois o mesmo pode ser realizado de uma maneira mais simples, onde a velocidade de consumo de oxigênio é determinada através da observação da taxa de diminuição da concentração de oxigênio dissolvido (OD) no efluente de um reator biológico, quando o fornecimento de ar àquele reator é interrompido (SPERANDIO, 1998). A velocidade de consumo de oxigênio pode ser medida com uma redução de 1 a 2 mg/L da concentração de OD no efluente. Essa redução normalmente é obtida dentro de poucos minutos após a interrupção da aeração (Van HAANDEL & CATUNDA, 1982).

Para a medida da velocidade de consumo do oxigênio, ou seja, a massa de oxigênio consumida por unidade de tempo, utiliza-se o instrumento chamado de *respirômetro*. Existem muitos tipos de respirômetros, desde o mais simples, manualmente operado, constituído por um frasco fechado e equipado com uma sonda de OD, até aparelhos mais complexos que são operados automaticamente. Em alguns casos, até mesmo o próprio tanque de aeração de uma estação de tratamento de esgoto pode servir como um respirômetro (SPANJERS *et al.*, 1998).

Apesar de ser mais usualmente aplicada em sistemas de biomassa em suspensão, a respirometria também pode ser aplicada a sistemas de biomassa fixa. Citam-se como exemplos os estudos realizados por Carvalho *et al.* (2002), Wolff *et al.* (2003b), Campos (2006) e Souto (2007), utilizando reatores de biomassa fixa e/ou em suspensão em

bateladas seqüenciais, cujas conclusões ressaltam que se trata de uma metodologia apropriada para a determinação de parâmetros cinéticos e da atividade dos microorganismos. A respirometria é um dos poucos métodos que mede os parâmetros cinéticos e a atividade microbiana sem destruir os flocos e os biofilmes.

Através de técnicas respirométricas podem ser determinados: parâmetros cinéticos (MEDEIROS *et al.*, 2005); caracterização da matéria orgânica carbonácea presente em águas residuárias (SILVA FILHO *et al.*, 2003); presença de substâncias tóxicas ou inibidoras no afluente (FERNANDES *et al.*, 2001); monitoramento da nitrificação e fracionamentos da DQO (SPERANDIO, 1998); influência da concentração do substrato na velocidade de nitrificação (BARROS *et al.*, 2003); e determinação da biomassa ativa, autótrofa e heterótrofa (WOLFF *et al.*, 2003a).

3.5.1 Determinação da Velocidade Específica de Respiração Celular

A velocidade específica de respiração (QO_2) medida através de métodos respirométricos é expressa pela equação 3.3.

$$QO_2 = \frac{1}{X} \frac{dO_2}{dt} \quad \text{(Equação 3.3)}$$

Onde:

QO_2 é a velocidade específica de respiração ($gO_2/g_{cel}.h$);

X é a concentração celular (g_{cel}/m^3) e

(dO_2/dt) é a velocidade de consumo de O_2 ($gO_2/m^3.h$).

Segundo Schmidell (2001), a grandeza QO_2 depende dos microorganismos presentes, assim como da composição do meio e das condições experimentais (pH, temperatura, etc.). Portanto, entende-se que as células que estejam crescendo em altas velocidades apresentam elevadas velocidades de consumo da fonte de carbono, assim como elevadas velocidades de respiração.

Durante o tratamento biológico aeróbio de efluentes ocorre a transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida e, simultaneamente, há o consumo de oxigênio dissolvido pelos microrganismos. Em função disso, o balanço de oxigênio no meio líquido pode ser definido como sendo:

$$\frac{dC}{dt} = k_L a (C_s - C) - QO_2 X \quad \text{(Equação 3.4)}$$

Onde:

$k_L a$ é o coeficiente volumétrico de transferência de O_2 (h^{-1});

C_s é a concentração de oxigênio na saturação (gO_2/m^3);

C é a concentração de oxigênio no líquido (gO_2/m^3).

A Equação 3.4 indica que a variação da concentração de oxigênio dissolvido no líquido (dC/dt) é o resultado da diferença entre a quantidade de O_2 que se consegue dissolver ($k_L a (C_s - C)$) e o oxigênio consumido pelos microrganismos ($QO_2 X$).

O método respirométrico utilizado para determinar a velocidade de respiração celular ($QO_2 X$) consiste basicamente em usar uma sonda para determinar a concentração de oxigênio dissolvido. Nesse método, em um dado instante do processo aeróbio (t_0) a aeração é interrompida, de forma a anular a transferência de oxigênio. Com isso a concentração de O_2 dissolvido (C_0) tenderá a diminuir, em virtude do consumo de oxigênio pelos microrganismos, até atingir certo valor (C_{01}), onde se retoma a aeração (Schmidell, 2001). Dessa forma, determina-se a taxa de variação da concentração de OD mediante a observação da sua concentração em função do tempo, cujo diagrama normalmente se aproxima de uma reta entre os tempos t_0 e t_1 (SOARES *et al.*, 2002), conforme ilustrado na Figura 3.10.

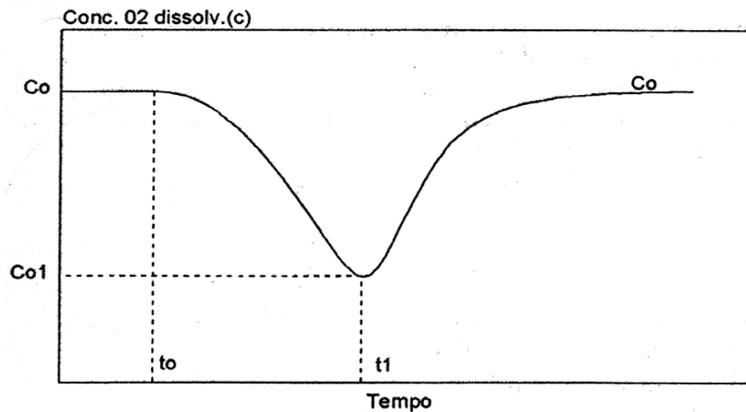


Figura 3.10 - Variação da concentração de O₂ dissolvido com o tempo, durante o método respirométrico. (Fonte: SCHMIDELL, 2001)

Como esse procedimento requer um tempo relativamente curto, a concentração da biomassa (X) vai variar muito pouco e pode ser assumida como constante (CECH *et al.*, 1984). Assim, o valor de QO₂ também será constante. Nessas condições e a partir da Equação 3.4, para o trecho sem aeração, pode-se definir que:

$$\frac{dC}{dt} = -QO_2X \quad \text{(Equação 3.5)}$$

Sabendo que o produto QO₂X deve ser constante durante esse intervalo de tempo, a Equação 3.6 é obtida através da integração da Equação 3.5.

$$C = C_0 - QO_2X(t - t_0) \quad \text{(Equação 3.6)}$$

Esta equação reflete a variação linear da concentração C ao longo do tempo, reta esta cujo coeficiente angular vale -QO₂X. No início da interrupção da aeração esta relação linear pode não ser válida, isto porque por certo período ainda existe a interferência de bolhas de ar no meio líquido (SCHMIDELL, 2001).

3.5.2 Determinação da Repartição da Biomassa Ativa

A biomassa presente nos sistemas de tratamento biológico pode ser dividida em termos da sua viabilidade: resíduo inerte e biomassa ativa (Von SPERLING, 2006). O resíduo inerte é formado devido ao decaimento da biomassa envolvida no tratamento dos esgotos. Esse decaimento pode se dar por diversos mecanismos, os quais incluem o metabolismo endógeno, morte, predação e outros. Como resultado, são gerados produtos de degradação lenta, e também produtos particulados, inertes ao ataque biológico. A biomassa ativa, responsável pela degradação biológica da matéria orgânica, é constituída por dois tipos de micro-organismos:

Bactérias heterótrofas: majoritárias nos processos biológicos, elas utilizam a matéria orgânica como fonte de carbono e energia. A maior parte dessas bactérias são aeróbias/anóxicas facultativas, e participam na degradação da matéria orgânica utilizando oxigênio (degradação aeróbia) ou nitratos e nitritos como receptores finais de elétron (desnitrificação).

Bactérias autótrofas: utilizam o nitrogênio amoniacal como fonte de energia e o carbono mineral para a síntese celular. Em condições aeróbias, estas bactérias utilizam a amônia no processo de nitrificação, em que a mesma é convertida a nitrito e em seguida a nitrato.

A respirometria é classicamente utilizada na determinação da biomassa ativa autótrofa e heterótrofa em sistemas de lodos ativados. Visando uma melhor compreensão e controle do desempenho de reatores híbridos na remoção da matéria carbonácea e nitrogenada, é de fundamental importância conhecer a repartição da biomassa ativa, desenvolvida nesse tipo de reator, tanto na fase líquida (biomassa floculada), como no meio suporte (biomassa fixa), por meio do uso de análises respirométricas (WOLFF *et al.*, 2003a).

Para isso é necessário calcular o consumo do oxigênio em três condições diferentes para obter: a respiração endógena; o consumo de oxigênio durante a nitrificação da amônia sem fonte de carbono; e a respiração exógena com adição de fonte de carbono após a inibição da nitrificação (WOLFF *et al.*, 2003a). Segundo Gorska *et al.* (1996), a

utilização de inibidores do processo de nitrificação na respirometria é um método rápido que permite medir o consumo de oxigênio em diferentes situações.

O método respirométrico utilizado na determinação da biomassa ativa segue o método proposto por Schmidell (2001) discutido no item 3.5.1. Entretanto, nesse caso a determinação da velocidade de consumo de oxigênio considera as variações na velocidade de respiração do lodo em consequência do tipo de substrato adicionado. A absorção do oxigênio se desenvolve em duas fases principais:

Respiração endógena do lodo: representa o oxigênio necessário para a respiração do lodo, ou seja, a energia requerida para manter as funções das células. Neste caso, se realiza a fase endógena da velocidade de absorção de oxigênio;

Degradação do substrato: representa o consumo de oxigênio por parte dos microrganismos para a degradação dos substratos presentes no líquido. Neste caso, se realiza a fase exógena da velocidade de absorção de oxigênio.

Em condições endógenas, a respiração do lodo utiliza o oxigênio de forma contínua, ocorrendo a uma velocidade aproximadamente constante que é demonstrada pela inclinação uniforme da reta a-b da Figura 3.11. Acrescentando-se uma quantidade de substrato no instante b, provoca-se um momentâneo incremento na velocidade de absorção do oxigênio, representado pela reta b-d. Após o substrato ser totalmente degradado, a situação no interior do sistema retorna às condições endógenas iniciais, assumindo após o ponto d uma inclinação similar à original (ANDREOTTOLA *et al.* 2005).

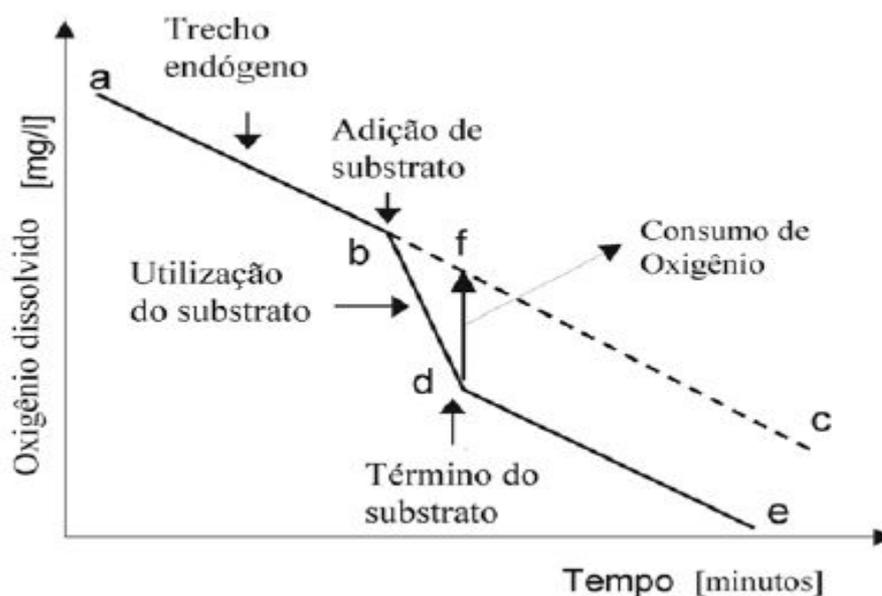


Figura 3.11 - Efeito sobre a concentração de oxigênio dissolvido, após a adição de substrato. (Fonte: adaptado de Andreottola *et al.*, 2005)

A proporção entre a velocidade de consumo de oxigênio máxima (com substrato abundante) e a velocidade de consumo de oxigênio mínima (sem substrato – respiração endógena) dá a informação sobre a capacidade metabólica, ou seja, a atividade do lodo (COSTA *et al.*, 2002).

Um importante atributo a ser observado antes da adição do substrato é o estado da respiração do lodo. É importante que o lodo esteja respirando na ausência de substrato exógeno (respiração endógena), uma vez que um dos objetivos do teste respirométrico é conhecer as características biológicas do efluente (SPANJERS & KLAPWIJK, 1990).

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Instalação experimental

O estudo foi desenvolvido no Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU) do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Centro Tecnológico (ENS/CTC), da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC), onde estava localizada a instalação experimental em escala piloto.

4.1.1 Captação do Esgoto Urbano

O esgoto utilizado nesta pesquisa era proveniente da rede coletora de esgotos do bairro Pantanal da cidade de Florianópolis, da Companhia Catarinense de Águas e Saneamento (CASAN), captado por um conjunto moto-bomba instalado dentro de um poço de visita, e bombeado para um tanque de armazenamento com volume de 5 m³ e tempo de retenção hidráulica (TRH) entre 1 e 2 dias. Devido à rede coletora receber todo tipo de efluente urbano, a bomba submersa (marca Schneider, BSC-94 – ¾ CV Mono 60 Hz) funcionava dentro de um tubo de PVC, que possuía furos de 0,01m, filtrando e evitando a entrada de materiais sólidos (Figura 4.1). Para retirada de lodo do tanque de armazenamento, três vezes por semana foram realizadas descargas de fundo e uma vez por semana esvaziamento de todo o tanque nas estratégias onde se utilizou apenas esgoto bruto (Estratégias A e C); nas estratégias onde houve adição de acetato de sódio (Estratégia B e D) as descargas de fundo e esvaziamento do tanque foram realizadas diariamente.

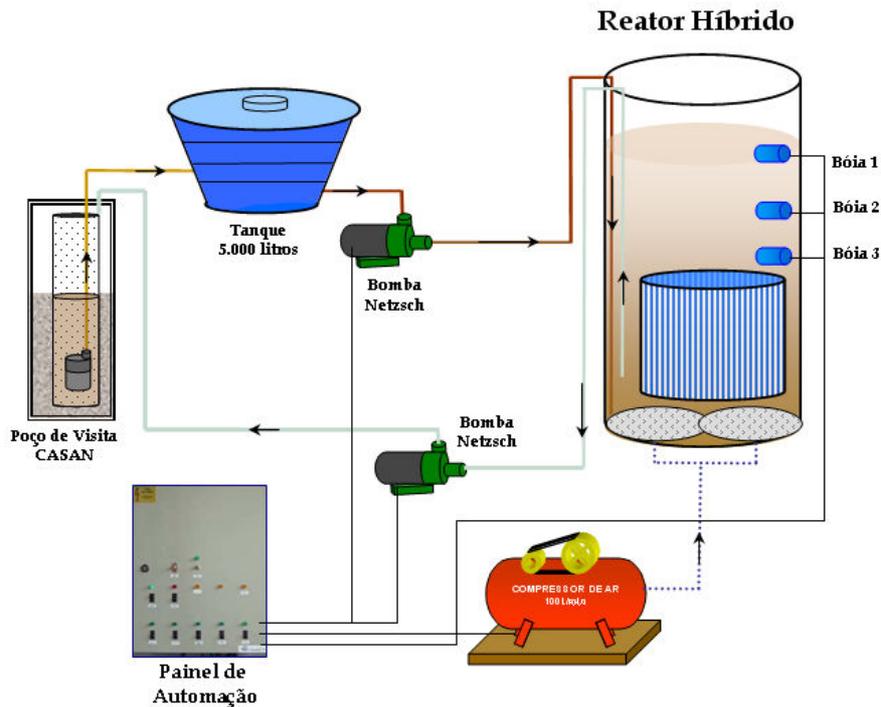


Figura 4.1 – Esquema do Sistema de Tratamento do RHBS.

4.1.2 Reator Híbrido em Bateladas Seqüenciais (RHBS)

O reator piloto RHBS possuía 2,20 m de altura e 0,95 m de diâmetro interno, sendo utilizado 2,0 m de altura para o tratamento, significando um volume útil de 1,42 m³. Ele foi construído em forma cilíndrica, com chapa metálica de espessura de 5 mm (Figura 4.2).



Figura 4.2 – Foto do RHBS utilizando ao longo da pesquisa.

A entrada do esgoto do tanque de armazenamento para dentro do reator era realizada através de uma bomba de deslocamento positivo (marca Netzsch). Depois de tratado, este efluente era bombeado por outra bomba de deslocamento positivo (marca Netzsch) e devolvido para a mesma rede coletora da CASAN.

A aeração do efluente dentro do reator era realizada por meio de um compressor de ar, marca Air Pump – Modelo EL – 100, com capacidade de 100L/min, e por dois difusores de ar do tipo membrana circular de diâmetro de 0,20 m cada uma, instaladas na parte inferior do reator, que permitiam a obtenção de bolhas finas.

O funcionamento destes equipamentos era automatizado e gerenciado pelo software WinDosPs desenvolvido pela empresa Rotária do Brasil Ltda. Por meio deste programa era possível controlar o número e o tempo de cada fase que compõe um ciclo de tratamento (enchimento, reação anóxica e aeróbia, decantação e retirada), pelo acionamento e desligamento das bombas de entrada e saída do esgoto e do compressor de ar. Para o controle do nível de esgoto dentro do reator foram instaladas duas sondas: a primeira para garantir o nível mínimo de esgoto dentro do reator e a segunda para o nível máximo. Os dados inseridos nesse programa eram enviados para um CLP (Controlador Microprocessador) da marca Siemens, que ficava localizado no interior do painel de controle, executando todas essas funções. Neste painel de controle foram instalados botões que sinalizavam a fase do ciclo durante o funcionamento do reator e também possibilitava o controle do reator de forma manual, que podem ser visualizados na Figura 4.3.

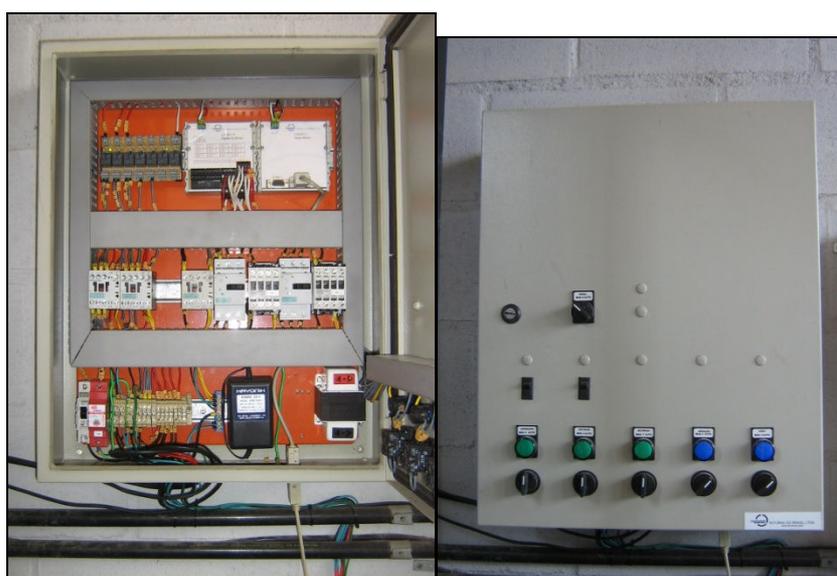


Figura 4.3 – Foto do interior e da frente do painel de controle.

A retirada do lodo em excesso era realizada sempre depois da fase de decantação, utilizando-se o mesmo compressor de ar que alimentava as membranas de aeração. Para tanto, era necessário fechar o registro da tubulação de aeração e abrir outro registro, de uma tubulação específica que sugava o lodo para fora do reator.

4.1.3 Material Suporte

O material suporte empregado no sistema híbrido foi a rede de nylon, escolhida entre os materiais testados no estudo de reatores híbridos de fluxo contínuo (SOUTO, 2007), devido a sua melhor desempenho no tratamento do esgoto, alta resistência e a alta superfície específica. As redes de nylon possuíam densidade (ρ) de 569 kg/m³, com área superficial específica de 4140 m²/m³ suporte.

Na Figuras 4.4 são apresentados os desenhos com as dimensões da armação de aço inoxidável e na Figura 4.5 visualizam-se fotos do perfil e vista superior da armação de aço inoxidável. Este suporte fixo ficava sempre submerso em 935L de efluente dentro do reator, juntamente com a fração floculada do sistema híbrido.

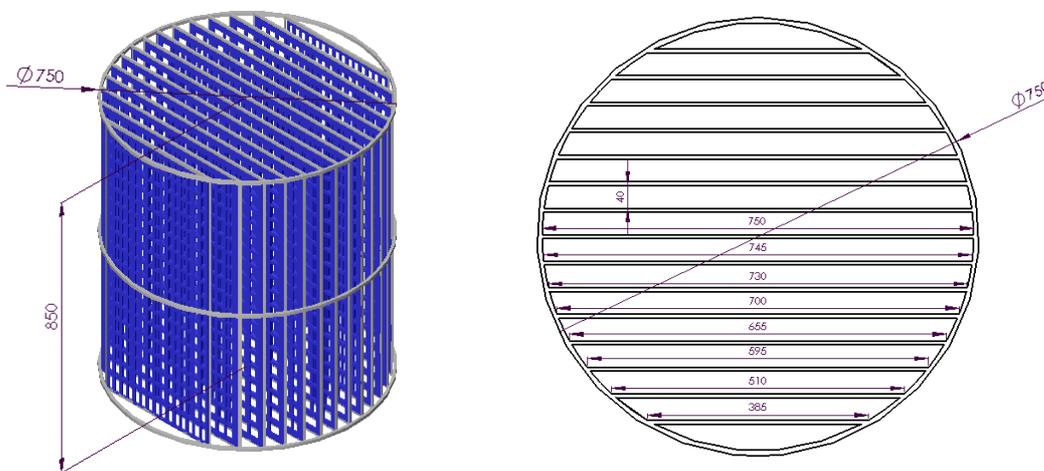


Figura 4.4 – Dimensões (mm) da armação em aço inoxidável.



Figura 4.5 – Vista de perfil e superior das redes de nylon.

O biofilme presente no material suporte já estava constituído, proveniente dos estudos realizados por Souto (2007), conforme pode ser observado nas fotos apresentadas na Figura 4.6. Visualizado pela microscopia ótica tem-se um biofilme muito denso e repleto de *Rotatorias* sp, algumas *Tecamebas* e colônias de Zooglea que ajudam na sua formação, verifica-se também a presença de diversos *Rotíferos* sp. Estes metazoários indicam uma situação estável no tratamento, com boas eficiências de remoção do carbono e na nitrificação (HOFFMANN, 2004). Na foto do microscópio eletrônico de varredura (MEV) visualiza-se um biofilme denso formado pela co-habitação de diversos microrganismos, protegidos pela matriz de polissacarídeos, semelhante ao encontrado em estudos com reatores de leito fluidizado (WOLFF, 1997; MARTINS, 2003, CAMPOS, 2006).

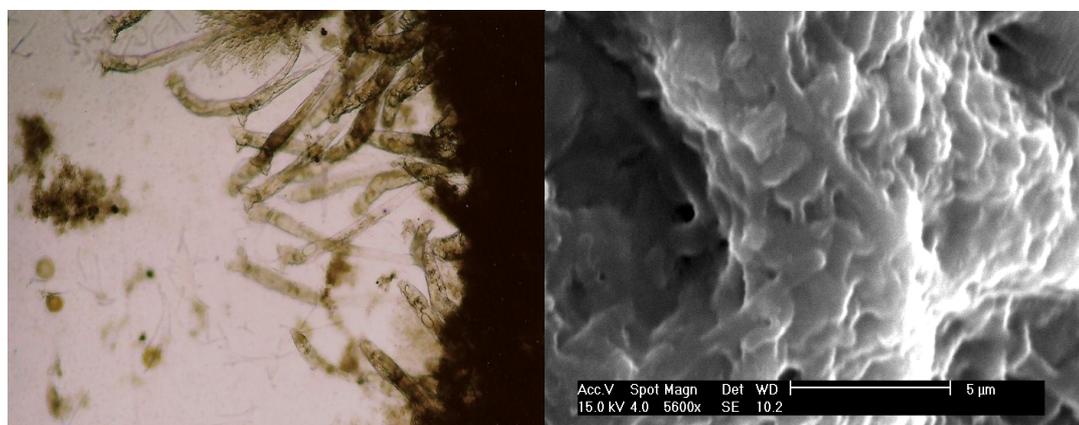


Figura 4.6 - Fotos do biofilme capturadas ao microscópio ótico e eletrônico (MEV, 5600X), respectivamente. (Fonte: SOUTO, 2007)

4.2 Operação do RHBS

4.2.1 Etapa Preliminar e Inoculação do Reator

Os estudos com o reator RHBS iniciaram-se com uma etapa preliminar de caracterização do esgoto bruto, que teve duração de 40 dias (20 de Dezembro de 2006 a 30 de Janeiro de 2007).

Na seqüência, o reator foi inoculado (2 de Fevereiro) com lodo ativado proveniente de um Reator em Batelada Seqüenciais (RBS) pertencente a Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) do condomínio Madri, localizado na cidade de Palhoça, SC. Foram adicionados 70L deste lodo no reator RHBS, em seguida, completou-se o volume do reator com esgoto bruto, após 12 horas de aeração, foi feita a sedimentação do lodo e retirada do esgoto, iniciando-se então os estudos com ciclos operacionais.

4.2.2 Ciclo Padrão

Durante toda a pesquisa o RHBS foi operado em regime de ciclos, com fases de enchimento escalonado, reações anóxica e aeróbia, decantação e retirada. Em cada ciclo foram realizados três enchimentos e três fases de reação anóxica e aeróbia, cujos tempos são apresentados na Tabela 4.1, escolhidos nas pesquisas anteriores realizadas por Souto (2007), conforme recomendações de trabalhos anteriores (COSTA, 2005) e da literatura (LIN & JING, 2001). Um esquema de funcionamento dos ciclos operacionais é apresentado na Figura 4.7.

Tabela 4.1 – Síntese dos tempos de cada etapa do ciclo operacional.

Fase	Tempo (min)			Tempo Total (min)
	I	II	III	
Enchimento	6	6	10	22
Anóxica	64	64	60	188
Aeróbia	70	70	70	210
Decantação	40			40
Retirada	20			20
Duração total				480 (8 horas)

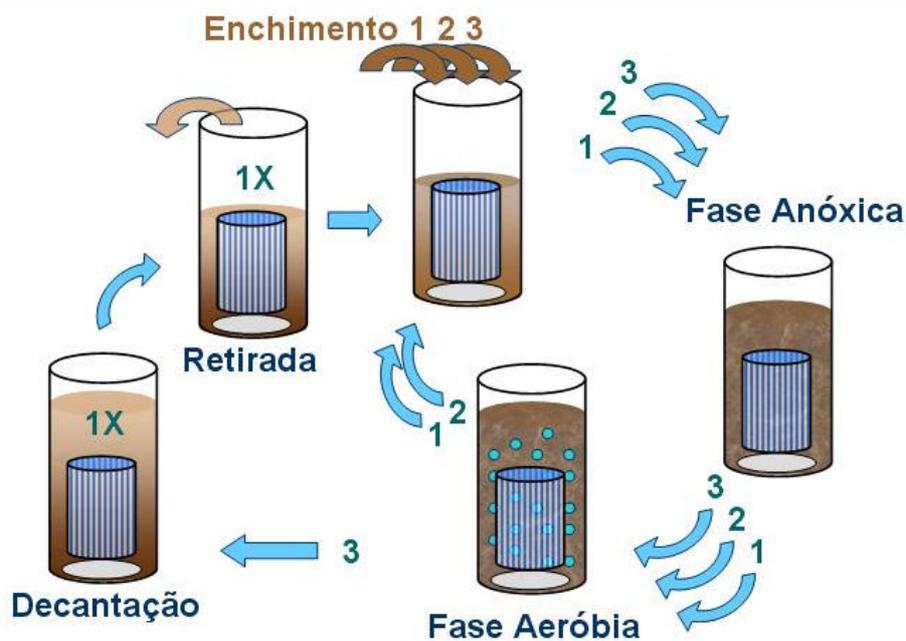


Figura 4.7 – Esquema de funcionamento dos ciclos operacionais.

O funcionamento de um ciclo padrão pode ser descrito como:

- **Fase de Enchimento (F_e):** iniciava-se com o acionamento a bomba de deslocamento positivo bombeando o esgoto bruto do tanque de armazenamento para dentro do reator. Durante cada ciclo eram realizados três (3) enchimentos escalonados, totalizando nove (9) enchimentos por dia. O primeiro enchimento era de 142 L e os dois seguintes eram de 198 L cada, totalizando 1614 L de efluente tratado por dia. O primeiro e o terceiro enchimento eram controlados pelas sondas de nível inferior e superior e o segundo pelo tempo estabelecido.
- **Fase Anóxica (F_{DN}):** era iniciada logo após a fase de enchimento, consistindo em bombas e aeradores desligados. Seu objetivo era a desnitrificação do nitrato remanescente do ciclo anterior e promover a liberação do fósforo por bactérias. Nesta fase, a aeração era ligada durante 4 segundos, a cada 23 minutos, para manter sempre uma mistura homogênea dentro do reator.
- **Fase Aeróbia (F_A):** Iniciava-se com o acionamento do compressor de ar e membranas de aeração, com objetivo de promover a oxidação do carbono, a nitrificação e a remoção de fósforo.

- **Fase de Decantação (Fd):** iniciava-se com o desligamento do compressor de ar após a última aeração de cada ciclo. Nesta fase ocorria a separação do lodo em suspensão do efluente tratado.

- **Fase de Retirada (Fr):** Após o fim da fase de decantação, a bomba de deslocamento positivo para retirada do esgoto tratado era acionada. O volume de esgoto tratado retirado do reator era igual à soma do volume dos três enchimentos realizados em um ciclo. Após a retirada, iniciava-se um novo ciclo.

4.2.3 Estratégias Operacionais Aplicadas ao Reator

O estudo do RHBS foi dividido em estratégias operacionais conforme variação das cargas aplicadas, como detalhado a seguir:

Estratégia A: Esta estratégia teve como objetivo monitorar o desempenho do reator de forma mais completa, verificando sua estabilidade de funcionamento para as características do esgoto bruto e para o tempo de ciclo escolhido para esta pesquisa (8 horas). Esta estratégia iniciou-se em 24 de Fevereiro de 2007 e foi finalizada em 17 de Agosto de 2007, totalizando 175 dias de operação. Neste período foram realizadas 56 coletas para monitoramento do esgoto bruto e do esgoto tratado, e foram monitorados seis (6) ciclos em todas as suas fases.

Estratégia B: Teve como objetivo verificar a capacidade do reator de tratar carga elevada de carbono (DQO, DBO), para isso foi adicionado ao esgoto bruto uma quantidade de acetato de sódio (CH_3COOHNa). Iniciou-se em 20 de Agosto de 2007 e foi finalizada em 6 de Setembro de 2007. Neste período foram realizadas seis (6) coletas para monitoramento do esgoto bruto e do esgoto tratado, e foi realizado o monitoramento completo de um (1) ciclo. Devido a desestabilização da biomassa floculada esta estratégia foi encerrada com apenas 18 dias de operação do reator.

Estratégia C: Esta estratégia teve o objetivo de recuperar e estabilizar a biomassa do reator, que funcionou com ciclos de 6 horas tratando o esgoto bruto da rede coletora, sem carga extra de acetato de sódio. Iniciou-se em 7 de setembro de 2007 e foi finalizada em

18 de outubro, totalizando 42 dias de operação. Neste período foram realizadas 11 coletas para monitoramento do esgoto bruto e esgoto tratado. Também foram realizados ciclos com duração de 8 horas, três (3) vezes por semana, apenas com a fase de aeração, decantação e retirada, com objetivo de promover o crescimento de microorganismos nitrificantes.

Estratégia D: O objetivo desta estratégia foi testar uma carga intermediária de carbono, entre as utilizadas nas estratégias A e B, adicionando ao esgoto bruto uma quantidade de acetato de sódio (CH_3COOHNa) por ciclo. Esta estratégia teve início no dia 24 de outubro de 2007 e foi finalizada no dia 21 de dezembro, totalizando 59 dias de operação. Neste período foram realizadas 14 coletas para monitoramento do esgoto bruto e esgoto tratado, e monitoramento completo de dois (2) ciclos.

4.2.4 Adição de Carbono

Devido às baixas concentrações de DQO (ou DBO) no esgoto urbano utilizado na pesquisa, foi adicionada nas estratégias B e D uma fonte de carbono facilmente biodegradável. Uma solução de acetato de sódio (CH_3COOHNa) era adicionada no tanque de armazenamento diariamente e misturada manualmente. Após o último enchimento do terceiro ciclo, o tanque era totalmente esvaziado, evitando acúmulo de solução e sobrecarga no reator, e abastecido com uma quantidade de esgoto de modo que garantisse o funcionamento do reator durante 24 horas.

Por ciclo foram adicionados 6,0 Kg de acetato (CH_3COOHNa) na estratégia B e 2,0 Kg na estratégia D. Os valores médios das cargas aplicadas, em cada estratégia, estão apresentados na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Síntese das cargas aplicadas em cada estratégia operacional.

Parâmetros	Estratégias			
	A	B	C	D
Tempo da Estratégia (dias)	175	18	42	59
CV _{DQO} (KgDQO/m ³ .dia)	0,39 ± 0,13	1,35 ± 0,30	0,20 ± 0,07	0,71 ± 0,15
CV _{CH₃COOHNa} (KgDQO/m ³ .dia)	-	1,18	-	0,39
CV _{NH₄} (gNH ₄ -N/m ³ .dia)	60 ± 10	42 ± 11	43 ± 10	46 ± 6,1
CV _{PT} (gPO ₄ -P/ m ³ .dia)	70 ± 30	59 ± 4,6	50 ± 7,3	51 ± 10

4.3 Metodologias Analíticas

4.3.1 Análises Físico-químicas

As amostras de esgoto bruto foram coletadas com béquer coletor diretamente na tubulação de entrada do RHBS. As amostras de esgoto ao longo do ciclo foram coletadas também com béqueres coletores diretamente dentro do reator. Todas estas amostras líquidas foram armazenadas em frascos coletores e encaminhadas ao Laboratório Integrado do Meio Ambiente (LIMA) para a realização das análises físico-químicas e microscópicas. A metodologia utilizada nas análises seguiu o recomendado pelo Standard Methods (APHA, 1998). Os procedimentos analíticos utilizados foram os seguintes:

- **Alcalinidade Total (mg/L de CaCO₃):** A alcalinidade foi determinada pelo método da titulação com H₂SO₄ (0,02 N) utilizando o indicador alaranjado de metila até pH de 4,3.
- **pH, Temperatura (T) e Oxigênio Dissolvido (OD):** As medições do pH, Temperatura (T) e Oxigênio Dissolvido (OD) foram realizadas com pHmetro e oxímetro digital da marca ORION – modelo 1230 e sonda multiparâmetros YSI 556.
- **Nitrito (N-NO₂⁻), Nitrato (N-NO₃⁻) e Fosfato (P-PO₄⁻):** Foram determinados através do aparelho DIONEX – DX 120 de cromatografia líquida de troca iônica. As amostras foram coletadas e filtradas em membrana de acetato de celulose (diâmetro dos poros 0,45 µm) da marca Sartorius.

- **Nitrogênio Amoniacal (N-NH₄):** As amostras foram filtradas em membrana de acetato de celulose (0,45 μm) da marca Sartorius. A análise foi determinada utilizando o método colorimétrico de Nessler e a leitura realizada em espectrofotômetro HACH DR/4000.
- **Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK):** Foi determinado pela digestão em meio fortemente ácido em temperatura elevada. A amostra digerida é redissolvida em água destilada e alcalinizada, para em seguida passar por destilação com arraste da amônia e titulação com ácido sulfúrico 0,02 N. O equipamento utilizado para a análise foi o da marca VELP – modelo Scientific UDK 130.
- **Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO₅):** Determinada pelo método manométrico, por um período de incubação de cinco (5) dias a 20 °C, utilizando para leitura o aparelho HACH, modelo TRACK.
- **Demanda Química de Oxigênio (DQO):** A determinação da DQO_T (DQO total) e DQO_F (DQO filtrada) foi realizada pelo método colorimétrico em refluxo fechado, e sua leitura em espectrofotômetro da marca HACH DR/4000, com comprimento de onda $\lambda = 600\text{nm}$. As amostras foram preservadas com ácido sulfúrico, mantendo o pH ≤ 2 e mantidas sob refrigeração para posterior análise. Para as amostras de DQO_F foram utilizados papéis filtro marca Quanty (diâmetro dos poros 25μm).
- **Sólidos Suspensos Totais (SST):** Foram determinados através de filtração à vácuo em filtro de membrana de acetato de celulose (0,45 μm Sartorius) e posterior pesagem do filtro com o resíduo seco em estufa a 105 °C.
- **Sólidos Totais (ST):** Foram determinados pela evaporação em cadinhos de porcelana em chapa quente e em seguida levados para a estufa a 103 – 105 °C durante 1 hora.
- **Sólidos Totais Fixos (STF):** Após a determinação dos ST os cadinhos eram levados para mufla a 550 °C durante 30 min. Em seguida, eram colocados em um dessecador até atingir a temperatura ambiente, para posterior pesagem.

- **Sólidos Totais Voláteis (STV):** Obtido pela diferença entre os ST e os STF.
- **Sólidos Dissolvidos Totais (SDT):** A amostra era filtrada utilizando papel filtro da marca Quanty (diâmetro dos poros 25µm). O filtrado era colocado em cadinhos de porcelana e em seguida levado para a estufa a 103 – 105 °C durante 1 hora.
- **Sólidos Dissolvidos Fixos (SDF):** Após a determinação dos SDT, os cadinhos eram levados para mufla a 550 °C durante 30 min. Em seguida, eram colocados em um dessecador até atingir a temperatura ambiente, para posterior pesagem.
- **Sólidos Dissolvidos Voláteis (SDV):** Obtido pela diferença entre os SDT e os SDF.
- **Sólidos em Suspensão Voláteis (SSV):** Obtido pela diferença entre os STV e os SDV.
- **Microscopia Ótica (MO):** Para verificar a morfologia dos microrganismos presentes no lodo ativado e no biofilme aderido ao material suporte, utilizou-se o microscópio binocular da marca OLYMPUS, modelo BX 40.
- **Análise FISH (*Hibridização fluorescente in situ*)** – Esta técnica é aplicada na detecção de espécies microbianas em amostras ambientais de água e solos, baseando-se na observação de que existem seqüências conhecidas e tão específicas do ácido ribonucléico ribossômico (rRNA) (AMANN, 1995). Esta análise foi realizada com o lodo e o biofilme do reator RHBS, no Laboratório de Bioquímica e Biologia Molecular de Microorganismos (LBBMM), no departamento de Bioquímica da UFSC. Foram utilizadas oito diferentes sondas contendo seqüências específicas que estão descritas com maior detalhamento na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 – Descrição das sondas utilizadas na detecção dos microorganismos presentes no lodo e no biofilme do RHBS pela análise FISH.

Sonda	Especificidade	Seqüência	FA %	Referência
EUB mix (EUB338 I + EUB338 II + EUB338 III)	todas as eubactérias <i>Planctomycetales</i> e <i>verrucomicrobiales</i>	5' – CTG CCT CCC GTA GCA – 3' 5' – CAG CCA CCC GTA GGT GT – 3' 5' – CTG CCA CCC GTA GGT GT – 3'	20	Amann <i>et al.</i> (1990).
Nso190	Todas as beta proteobactérias oxidadoras de amônio	5-CGATCCCCTGCTTTTCTCC-3	55	Mobarry <i>et al.</i> (1996).
NIT3 (alfa) Competitor	<i>Nitrobacter</i> sp	5-CCTGTGCTCCATGCTCCG-3 *5'-CCTGTGCTCCATGCTCCG-3	40	Wagner <i>et al.</i> (1996).
NEU Competitor	A maioria das <i>Nitrosomonas</i> SP haloficas e halotolerantes	5'-CCCCTCTGTGCACTCTA-3' *5'-TTCCATCCCCCTCTGCCG-3'	40	Wagner <i>et al.</i> (1995).
Nmv	<i>Nitrosococcus mobilis</i>	5-TCCTCAGAGACTACTACGCGG-3	35	Juretschko <i>et al.</i> (1998).
Ntspn693	<i>Nitrospina gracilis</i> (delta)	5-TTCCCAATATCAACGCATT-3	20	Juretschko S. (2000).
Ntspa 662	<i>Nitrospira</i> SP (filo <i>Nitrospira</i>)	5'-GGAATCCGCGCTCCTCT-3' *5'-GGAATCCGCTCCTCT-3'	35	Daims <i>et al.</i> (2001).
AMX820	Bactéria anaeróbia oxidadora de amônio, <i>Candidatus 'Brocadia anammoxidans'</i> and <i>Candidatus 'Kuenenia stuttgartiensis'</i>	5'-AAA ACC CCT CTA CTT AGT GCC C-3'	40	Schmid <i>et al.</i> (2001).

Para a obtenção de uma estimativa da abundância de células hibridizadas nas amostras, foi utilizado um sistema subjetivo de análises, enquadrando a biomassa hibridizada em cinco (5) categorias, apresentadas na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 - Categorias quantitativas da biomassa hibridizada

Categoria	Descrição
nenhuma	0% DAPI
raras	Até 5% DAPI
poucas	5 – 30% DAPI
algumas	30 – 60 % DAPI
muitas	60 – 100% DAPI

4.3.2 Monitoramentos dos Ciclos

Em dias de monitoramento dos ciclos no RHBS, além das coletas do esgoto bruto (enchimento 1, 2 e 3) e da saída (retirada) do reator, eram realizadas também coletas em outras fases dos ciclos, conforme mostra a Tabela 4.5.

Tabela 4.5 – Coletas realizadas em dias de monitoramento dos ciclos

Coleta	Tempo do ciclo (min)	Etapa do ciclo
1	0	Antes do enchimento
2	0	Enchimento 1
3	10	Mistura 1
4	65	Final da Fase Anóxica 1
5	110	Meio da Fase Aeróbia 1
6	135	Final da Fase Aeróbia 1
7	140	Enchimento 2
8	160	Mistura 2
9	205	Final da Fase Anóxica 2
10	250	Meio da Fase Aeróbia 2
11	275	Final da Fase Aeróbia 2
12	280	Enchimento 3
13	300	Mistura 3
14	345	Final da Fase Anóxica 3
15	390	Meio da Fase Aeróbia 3
16	415	Final da Fase Aeróbia 3
17	450	Decantação
18	480	Saída

4.4 Testes Respirométricos

Foram realizados ensaios respirométricos ao longo da pesquisa com objetivo de determinar a velocidade específica de respiração celular (QO_2) e a repartição e distribuição da biomassa presente no RHBS.

4.4.1 Determinação da Velocidade Específica de Respiração Celular

A determinação da QO_2 no RHBS foi feita por dois métodos respirométricos: *on-line*, procedimento realizado no próprio reator, e bancada. A análise respirométrica seguiu

a metodologia descrita por Schmidell (2001), sendo adaptada para este tipo de reator (RHBS).

4.4.1.1 Método *On-line* de Determinação da QO_2

Este método utilizou a sonda multi-parâmetros YSI 556, que coletava dados de oxigênio dissolvido (OD) através do tempo. Durante a fase aeróbia, a sonda era instalada na parte superior do reator e programada para coletar dados de OD a cada 5 segundos. Logo após a estabilização do eletrodo, a aeração era interrompida, sendo então medida a queda da concentração de OD, resultante do consumo de oxigênio pelos microorganismos aeróbios existentes no reator, até redução de 2 mg/L de OD, quando a aeração era retomada novamente. O procedimento era finalizado após a estabilização do OD no interior do reator.

4.4.1.2 Método de Bancada de Determinação da QO_2

No mesmo instante em que era realizado o método respirométrico *on-line*, também era coletada uma amostra de 940 mL de esgoto do reator, para o procedimento de bancada. A amostra de biomassa suspensa era transferida para um frasco erlenmeyer modificado com três entradas (Figura 4.8): uma em cima para a sonda multi-parâmetros YSI 556, e duas laterais, sendo uma para aeração e a outra para o pHmetro. As entradas laterais também serviam para adicionar soluções de correção de pH (soluções de NaOH e HCl, ambos a 20%), coletar amostras e permitir a evasão do ar durante o período de aeração. Durante este ensaio, manteve-se a amostra com temperatura (T) entre 20 - 25°C, regulada pelo agitador magnético com controle de temperatura, e o pH entre 7,0 - 7,5, por meio da adição de solução básica (NaOH) ou ácida (HCl). Estas faixas de temperatura e pH foram adotadas como valores semelhantes ao do próprio reator biológico.

Utilizando uma bomba de aquário e um agitador magnético, a amostra era mantida sob aeração e agitação constantes. A sonda era programada para coletar os dados de OD a cada 5 segundos e depois da estabilização do eletrodo a aeração era desligada, mantendo-se apenas uma leve agitação da amostra evitando a sedimentação da biomassa. Após a

redução de 2 mg/L de oxigênio dissolvido, a aeração era retomada novamente e o procedimento era finalizado com a estabilização do OD.

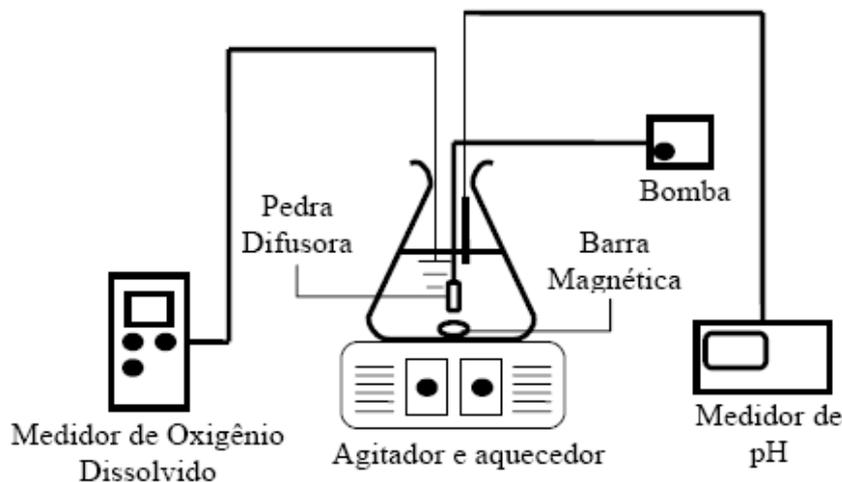


Figura 4.8 - Esquema do sistema experimental utilizado nos ensaios de respirometria de bancada. (Fonte: adaptado de Batista *et al.*, 2005)

4.4.1.3 Determinação da Velocidade Específica de Respiração Celular (QO_2)

A determinação da velocidade específica de consumo de oxigênio pelos microrganismos foi determinada pela respirometria, utilizando as equações 3.3 a 3.6, apresentadas no item 3.5.1.

4.4.2 Determinação da Repartição da Biomassa Ativa

Utilizando métodos respirométricos foi determinada a atividade das populações autótrofa e heterótrofa do lodo e do material suporte, conforme descrito no item 3.5.2. Para isso, o consumo do oxigênio foi calculado em três condições: (1) respiração endógena; (2) consumo de oxigênio durante a nitrificação, sem fonte de carbono, após a adição de cloreto de amônio (NH_4Cl – substrato para as bactérias autotróficas); e (3) respiração exógena com adição de fonte de carbono, após a inibição da nitrificação com Allylthiourea (ATU) - que é um inibidor seletivo do grupo das *Nitrosomonas*. A fonte de carbono utilizada nos testes respirométricos foi a glicose ($C_6H_{12}O_6$ – substrato para as

bactérias heterótrofas). Na Figura 4.9 observa-se uma representação do procedimento respirométrico utilizado para obter a repartição da biomassa ativa.

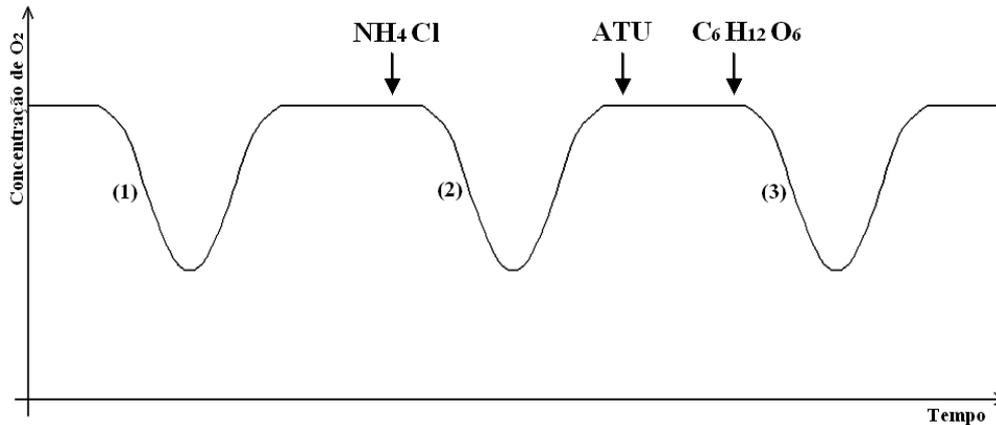


Figura 4.9 - Representação do procedimento respirométrico para repartição da biomassa ativa.

4.4.2.1 Testes Preliminares

Antes de iniciar os testes respirométricos para repartição da biomassa foi necessário efetuar testes preliminares, tanto no lodo quanto no biofilme, a fim de avaliar o comportamento dos microrganismos em função dos substratos adicionados: ATU, glicose e cloreto de amônio.

1º Teste: adição de amônia e ATU na biomassa floculada

Para a realização deste teste, foram utilizados três béqueres com 900 mL de amostra de esgoto coletado diretamente do RHBS. Estas amostras foram aeradas durante 24 horas, por meio da difusão de ar por bombas de aquário, sem adição de substrato exógeno. Com estas três amostras de biomassa floculada na fase endógena, adicionou-se em cada uma 50 mgN/L de solução de NH_4Cl , e em seguida, foi adicionado no segundo e terceiro béquer, respectivamente, 30 mg/L e 50 mg/L de solução de ATU. Durante este teste foram coletadas amostras para a realização de análises de NH_4 , DQO_5 e SST.

2º Teste: adição de DQO na biomassa floculada

Este segundo teste teve por objetivo obter a variação da concentração de DQO filtrada ao longo do tempo, após a adição de um pulso de 100 mgDQO/L de solução de glicose ($C_6H_{12}O_6$). Utilizou-se um béquer com 900 mL amostra de esgoto do RHBS aerado durante 24 horas, alcançando assim sua fase endógena. Adicionou-se então 100 mgDQO/L de solução de $C_6H_{12}O_6$ nesta amostra, e durante o teste foram coletadas, ao longo do tempo, amostras para a realização de análises de NH_4 , DQO_S e SST.

3º Teste: adição de amônia e DQO no biofilme

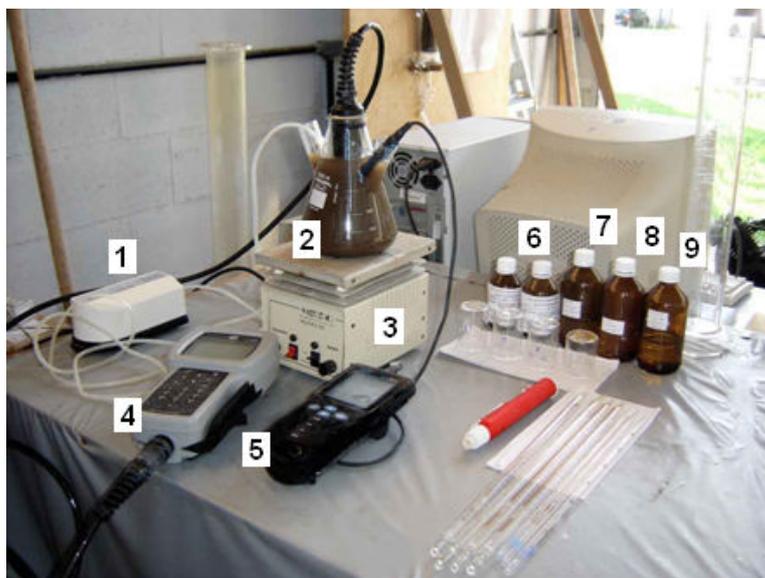
Este teste teve como objetivo avaliar a variação da concentração de amônia e DQO ao longo do tempo para uma amostra de biomassa fixa do RHBS. Para isso foram coletadas duas amostras do suporte colonizado do reator híbrido, que foram em seguida lavadas com água deionizada, e adicionadas cada uma, separadamente, em um béquer com 900 mL de solução de macro e micronutrientes. Cada amostra foi submetida à aeração constante utilizando bombas de aquário. Adicionou-se 50 mgN/L de solução de NH_4Cl em um béquer, e 100 mgDQO/L de solução de glicose ($C_6H_{12}O_6$) no outro. Durante este teste foram coletadas amostras de cada béquer para a realização de análises de NH_4 , DQO_S e SST.

4.4.2.2 Testes Respirométricos na Biomassa Floculada

Para estes testes foram coletados 940 mL de esgoto diretamente do RHBS durante uma fase aeróbia, permanecendo aerada por 24 horas sem substrato. Esta amostra, já na fase endógena, foi transferida para o erlenmeyer e submetida à aeração e agitação constantes. Foram mantidas as condições de temperatura (T) entre 20 – 25°C, ajustada pelo agitador magnético com controle de temperatura, e de pH entre 7,0 - 7,5, por meio da adição de solução básica (NaOH) ou ácida (HCl); condições semelhantes as do reator biológico.

A sonda multi-parâmetro YSI 556 foi instalada na abertura principal do erlenmeyer e programada para coletar dados de OD a cada 5 segundos. Depois da estabilização do

eletrodo da sonda, desligou-se a aeração e manteve-se a agitação magnética para evitar a sedimentação da biomassa. Após a concentração de oxigênio dissolvido cair 2 mg/L, a aeração foi retomada novamente até sua saturação. Então foi adicionado o pulso de amônia (NH₄Cl) e desligou-se a aeração novamente mantendo-se apenas a agitação magnética. Após a queda de 2 mg/L de concentração de oxigênio dissolvido, retomou-se a aeração novamente até sua saturação. Depois foi adicionado o pulso de 40 mL de ATU e aguardou-se a estabilização do OD, para então adicionar na seqüência o pulso de 40 mL de glicose (C₆H₁₂O₆). Como anteriormente, desligou-se a aeração, mantendo-se apenas a agitação, e após a queda de 2 mg/L de concentração de oxigênio dissolvido retomou-se a aeração até sua saturação. Os equipamentos e as vidrarias utilizados nos testes respirométricos no lodo podem ser visualizados na Figura 4.10.



LEGENDA

1. Difusor de ar
2. Erlenmeyer
3. Agitador magnético com controle de temperatura
4. Sonda multi-parâmetro YSI 556
5. phmetro e oxímetro ORION
6. Soluções de NaOH e HCl (20%)
7. Solução de ATU a 30 mg/L
8. Solução de NH₄Cl a 50 mg/NH₄L
9. Solução de C₆H₁₂O₆ a 100 mgDQO/L

Figura 4.10 - Equipamentos e vidrarias utilizados nos testes respirométricos no lodo.

4.4.2.3 Testes Respirométricos na Biomassa Fixa

Neste ensaio coletou-se uma amostra do suporte colonizado diretamente do RHBS e lavou-se cuidadosamente com água deionizada de modo que não houvesse influência de nenhuma substância presente no esgoto do reator. Colocou-se a amostra dentro do erlenmeyer com 940 mL de solução de macro e micronutrientes com aeração e agitação constantes, por meio da bomba de aquário e do agitador magnético. Para que toda a superfície do biofilme estivesse em contato com a solução, foi utilizado um conjunto de

arames que fixaram o suporte, evitando assim seu deslocamento ou seu contato com o erlenmeyer. A temperatura (T) da solução foi mantida entre 20 - 25°C e o pH entre 7,0-7,5, por meio da adição de solução básica (NaOH) ou ácida (HCl).

A sonda multi-parâmetro YSI 556 foi instalada e programada para coletar os dados de concentração de OD a cada 5 segundos. Após a estabilização do eletrodo, iniciou-se o procedimento idêntico ao teste anterior, desligando-se a aeração e retomando após a queda de 2 mg/L de concentração de oxigênio dissolvido e adicionando a amônia (NH₄Cl), ATU e a glicose (C₆H₁₂O₆) em cada etapa do ensaio.

4.4.2.4 Cálculo da Biomassa Ativa

As concentrações da biomassa ativa heterótrofa (BAH) e a biomassa ativa autótrofa (BAA) foram calculadas de acordo com o ASM1 – *Activated Sludge Model* n.1 (HENZE *et al.*, 1987), utilizando as Equações 4.1 e 4.2:

$$X_H = \frac{1}{\mu_{H\max}} \frac{Y_H}{1 - Y_H} (QO_2 X)_{H\max} \quad \text{(Equação 4.1)}$$

$$X_A = \frac{1}{\mu_{A\max}} \frac{Y_A}{4,57 - Y_A} (QO_2 X)_{A\max} \quad \text{(Equação 4.2)}$$

Onde:

X_H = concentração de biomassa heterótrofa (gDQO/L);

X_A = concentração de biomassa autótrofa (gDQO/L);

$\mu_{H\max}$ = taxa de crescimento heterótrofo (d⁻¹);

$\mu_{A\max}$ = taxa de crescimento autótrofo (d⁻¹);

Y_H = taxa de conversão heterótrofa (gDQO/gDQO_{oxidado});

Y_A = taxa de conversão autótrofa (gDQO/gN_{oxidado});

$(QO_2 X)_{H\max}$ = velocidade de consumo de oxigênio da biomassa heterótrofa (medida experimental) (mgO₂/L.h);

$(QO_2X)_{Amax}$ = velocidade de consumo de oxigênio da biomassa autótrofa (mgO₂/L.h).

Os valores de QO_2X_{max} foram obtidos experimentalmente nos gráficos dos testes respirométricos, pela curva de consumo de oxigênio (respirograma). Os parâmetros estequiométricos Y_{AH} e cinéticos μ_{max} utilizados para o cálculo foram obtidos na literatura (HENZE *et al.*, 1987), sendo:

$$Y_H = 0,63 \text{ gDQO/gDQO}_{\text{oxidado}};$$

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

$$\mu_H = 6 \text{ d}^{-1};$$

$$\mu_A = 0,75 \text{ d}^{-1}.$$

Os valores desses parâmetros também foram utilizados para o biofilme, partindo da hipótese de que tanto o lodo quanto o biofilme possuem o mesmo tipo de microrganismos.

4.4.2.5 Repartição e Distribuição da Biomassa

A repartição e a distribuição da biomassa ativa heterótrofa e autótrofa, fixa (no suporte) e em suspensão (no lodo), foram calculadas utilizando as equações definidas por Ochoa *et al.* (2002).

Com a Equação 4.3 foram determinadas a biomassa total heterótrofa (X_H) e a biomassa total autótrofa (X_A). A Equação 4.4 calcula a biomassa ativa total no reator (X_{TR}) e a Equação 4.5 determina a biomassa total fixa (X_{TFX}) e a biomassa total floculada (X_{Tfloc}).

$$X_H = [X_H]_{\text{fixa}} + [X_H]_{\text{floculada}} \quad \text{e} \quad X_A = [X_A]_{\text{fixa}} + [X_A]_{\text{floculada}} \quad \text{(Equação 4.3)}$$

$$X_{TR} = X_H + X_A \quad \text{(Equação 4.4)}$$

$$X_{TFx} = [X_A]_{fixa} + [X_H]_{fixa} \quad \text{e} \quad X_{Tfloc} = [X_A]_{floculada} + [X_H]_{floculada} \quad \text{(Equação 4.5)}$$

Para identificar a distribuição entre biomassa fixa, heterótrofa e autótrofa, e biomassa total (fixa e floculada), utilizaram-se as seguintes frações (f), da Equação 4.6:

$$f_{(HFx/H)} = \frac{[X_H]_{fixa}}{X_H} \quad \text{e} \quad f_{(AFx/A)} = \frac{[X_A]_{fixa}}{X_A} \quad \text{(Equação 4.6)}$$

Sendo que a fração $f_{(HFx/H)}$ indica a fração de heterótrofa fixas sobre o total de heterótrofa existentes no reator, e $f_{(AFx/A)}$ indica a fração de autótrofa fixas sobre o total de autótrofa do reator.

A composição da biomassa, fixa e floculada, foi calculada de acordo com as frações apresentadas na Equação 4.7:

$$f_{(HFx/TFx)} = \frac{[X_H]_{fixa}}{X_{TFx}} \quad \text{e} \quad f_{(AFx/TFx)} = \frac{[X_A]_{fixa}}{X_{TFx}} \quad \text{(Equação 4.7)}$$

Onde $f_{(HFx/TFx)}$ é a fração de biomassa fixa heterótrofa em relação à fração total de biomassa fixa no reator e $f_{(AFx/TFx)}$ é a fração de biomassa fixa autótrofa em relação à fração total de biomassa fixa no reator.

Os mesmos procedimentos de cálculo foram utilizados para as frações de biomassa floculada.

4.6 Cálculos Realizados

4.6.1 Eficiência (E)

A eficiência de remoção, para os parâmetros: DQO, $\text{NH}_4\text{-N}$ (nitrificação), NTK, DBO_5 , P_T , $\text{PO}_4\text{-P}$, ST, SST e SSV, foi calculada pela Equação 4.8.

$$E = \left(\frac{S_0 - S_s}{S_0} \right) * 100 \quad \text{(Equação 4.8)}$$

Onde:

E = Eficiência de Remoção (%)

S_0 = Concentração afluyente do reator (mg/L)

S_s = Concentração efluente final do reator (mg/L)

4.6.2 Eficiência de Desnitrificação (E_{DN})

$$E_{DN} = \left(\frac{((\text{NH}_4 - \text{N})_E - (\text{NH}_4 - \text{N})_S) - (\text{NO}_x - \text{N})_S}{((\text{NH}_4 - \text{N})_E - (\text{NH}_4 - \text{N})_S)} \right) * 100 \quad \text{(Equação 4.9)}$$

Onde:

E_{DN} = Eficiência de desnitrificação (%)

$(\text{NH}_4\text{-N})_E$ = Concentração do amônio afluyente (mg/L)

$(\text{NH}_4\text{-N})_S$ = Concentração remanescente de amônio no efluente (mg/L)

$(\text{NO}_x\text{-N})_S$ = Concentração dos compostos de nitrogênio oxidado (nitrito e nitrato) no final do ciclo (mg/L)

4.6.3 Eficiência de Remoção do Nitrogênio Total

$$E_{NT} = \left(\frac{(NT)_0 - (NT)_F}{(NT)_0} \right) * 100 \quad \text{(Equação 4.10)}$$

Onde:

E_{NT} = Eficiência de remoção do nitrogênio total (%)

NT_0 = Nitrogênio Total no início do ciclo (concentrações no início do ciclo de NH_4-N ou $NTK + NO_2-N + NO_3-N$) (mg/L)

NT_F = Nitrogênio Total no final do ciclo (concentrações no final do ciclo de NH_4-N ou $NTK + NO_2-N + NO_3-N$) (mg/L)

4.6.4 Vazão Diária de Esgoto (Q_d)

$$Q = n_c * V_e \quad \text{(Equação 4.11)}$$

Onde:

Q = Vazão diária de Esgoto (m^3/dia)

n_c = número de ciclos realizados por dia

V_e = volume de enchimento por ciclo (m^3).

4.6.5 Carga Volumétrica Aplicada (CV)

$$CV = \frac{S_o * Q}{1000 * V_r} \quad \text{(Equação 4.12)}$$

Onde:

CV = Carga Volumétrica aplicada por dia ($kgDQO/m^3 \cdot dia$ ou $kgNH_4-N/m^3 \cdot dia$)

S_o = Concentração de DQO_T ou NH_4-N do esgoto bruto (g/m^3)

Q = vazão diária de esgoto (m^3/dia)

V_r = Volume útil do reator (m^3)

4.6.6 Balanço de Nitrogênio

Para o cálculo do balanço do nitrogênio foram utilizadas as equações 4.13 a 4.16:

$$N_{org} = NTK - NH_4-N \quad \text{(Equação 4.13)}$$

$$NT \text{ afluente} = N_{org} + NH_4-N \quad \text{(Equação 4.14)}$$

$$NT \text{ efluente} = N_{org} + NH_4-N + NO_x-N \quad \text{(Equação 4.15)}$$

$$CV_N \text{ removido} = CV_{NT} \text{ afluente} - CV_{NT} \text{ efluente} \quad \text{(Equação 4.16)}$$

No cálculo do NT afluente, os valores de nitrito e nitrato (NO_x-N) foram considerados nulos, pois foram encontrados somente traços destes íons no início dos ciclos.

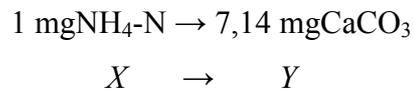
Com a diferença entre a carga volumétrica do NT afluente e do NT efluente por dia, foram feitos os cálculos da carga volumétrica de nitrogênio total removida por dia.

4.6.7 Ajuste de pH

A fim de evitar queda do pH em níveis indesejados para uma eficiente nitrificação (<7,5), devido ao consumo da alcalinidade natural do esgoto, foi adicionado carbonato de cálcio no reator.

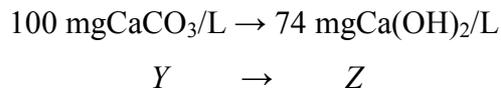
Para os cálculos da quantidade de cal adicionada na massa líquida do reator, foi utilizada a relação de que para cada 1 mg NH_4-N oxidado são necessários 7,14 mg $CaCO_3/L$ (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999). A quantidade de cal variou conforme os valores de pH e alcalinidade medidos no reator, e a adição era realizada no final das fases anóxicas e, quando necessário, também durante as fases aeróbias.

Fazendo a correlação do carbonato de cálcio com a cal, tem-se:



Onde X = quantidade de amônio presente no reator

Y = quantidade de carbonato de cálcio necessário para oxidar X mgNH₄-N



Onde:

Z = Quantidade de cal a ser adicionada no reator.

4.7 Análise Estatística

Foram realizadas análises de estatística descritiva dos resultados do RHBS (média, desvio padrão, mediana, valores máximos, valores mínimos e contagem de valores) e percentil das concentrações de saída em termos de DQO, DBO, NT, NH₄-N, NO_x-N, P_T e PO₄-P com o uso do software Excel[®] 2003. Os valores percentis mostram a porcentagem das concentrações que estão em uma faixa que atenda os valores preconizados pela legislação ambiental (CONAMA 357/2005 ou Santa Catarina Decreto 14.250/81).

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Etapa Preliminar

Esta etapa, com duração de 40 dias, teve como objetivo a caracterização do esgoto bruto, possibilitando a elaboração das estratégias operacionais aplicadas posteriormente no RHBS. Na Tabela 5.1 estão apresentadas as médias dos parâmetros de caracterização do esgoto bruto. Segundo dados relatados por Metcalf & Eddy (2003), os valores de DQO_T (250 mg/L), DBO₅ (110 mg/L) e ST (390 mg/L) obtidos, indicam que o esgoto utilizado na pesquisa tem características de esgoto urbano de baixa concentração, mas em termos de P_T (12 mg/L), NH₄-N (45 mg/L) e NTK (70 mg/L), possui característica de um efluente de alta concentração.

Tabela 5.1 - Características do esgoto bruto utilizado no RHBS.

Variáveis	Média ± Desvio Padrão (n)
pH	6,69 ± 0,29 (14)
OD (mg/L)	0,39 ± 0,25 (14)
T (°C)	25,76 ± 1,63 (14)
DQO _T (mg/L)	240 ± 122 (14)
DQO ₅ (mg/L)	180 ± 74 (14)
DBO ₅ (mg/L)	165 ± 23 (6)
NH ₄ -N (mg/L)	51 ± 8,75 (10)
NTK (mg/L)	56 ± 6,32 (10)
P _T (mg/L)	12 ± 1,84 (10)
ST (mg/L)	433 ± 62 (3)
Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	233 ± 22 (14)

A razão DBO/DQO média durante esta etapa de caracterização foi de 0,7, que, conforme Metcalf & Eddy (2003), indica um esgoto doméstico de fácil tratamento por meios biológicos. Ressalta-se ainda que a fração de nitrogênio amoniacal corresponde a 91% do total dos compostos nitrogenados.

Em pesquisas anteriores, utilizando o mesmo ponto de coleta, o esgoto bruto apresentou DBO/DQO de 0,61 a 0,77 (COSTA, 2005), 0,48 a 0,83 (CAMPOS, 2006) e 0,4 a 0,6 (SOUTO, 2007). Esses autores verificaram variações nas características do

esgoto bruto em função, principalmente, do regime das chuvas, indicando contribuições de águas pluviais na rede coletora.

5.2 Estratégia A

Esta estratégia teve duração de 175 dias, durante este período foram realizadas 56 coletas e monitorados seis (6) ciclos completos ao longo de todas suas fases. Os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações de oxigênio dissolvido (OD), temperatura (T) e pH ao longo da estratégia estão apresentados na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 - Estatística Descritiva do OD, T e pH (Estratégia A).

Fase	Análise	OD (mg/L)	T (°C)	pH
Entrada	Média	0,52	21,25	6,62
	Desvio Pad	0,67	5,14	0,23
	Mediana	0,27	19,60	6,58
	Mínimo	0,01	12,70	6,18
	Máximo	2,88	29,90	7,03
	Nº Dados	50	51	51
	Percentil	-	<25,10 (70%)	-
Anóxica	Média	0,53	22,23	7,31
	Desvio Pad	0,85	4,49	0,40
	Mediana	0,13	21,40	7,31
	Mínimo	0,00	16,00	6,48
	Máximo	4,97	30,60	8,37
	Nº Dados	144	144	144
	Percentil	<0,5 (71%)	-	-
Aeróbia	Média	5,51	22,95	7,56
	Desvio Pad	1,79	4,64	0,39
	Mediana	5,71	22,40	7,49
	Mínimo	1,01	16,20	7,04
	Máximo	8,33	30,60	8,97
	Nº Dados	147	147	147
	Percentil	<2,0 (2,5%)	-	<7,5 (45%)
Saída	Média	2,69	21,20	7,12
	Desvio Pad	1,13	5,28	0,39
	Mediana	2,55	19,80	7,09
	Mínimo	0,03	12,30	6,24
	Máximo	5,64	32,00	7,86
	Nº Dados	55	55	55
	Percentil	-	<25,00 (70%)	-

As médias de oxigênio dissolvido (OD) foram $0,52 \pm 0,67\text{mgO}_2/\text{L}$ para o efluente bruto e $2,69 \pm 1,13\text{mgO}_2/\text{L}$ na saída do reator. Este valor de OD elevado no efluente tratado, com máximo de $5,64\text{mgO}_2/\text{L}$, se deve ao ciclo terminar com a fase de decantação que é precedida pela última fase aeróbia e ausência de uma nova entrada de esgoto bruto, portanto, esta falta de carbono na mistura impede a desnitrificação e uma queda maior do OD. Na Figura 5.1 estão apresentados os resultados de OD obtidos nas diferentes fases dos ciclos monitorados na estratégia A.

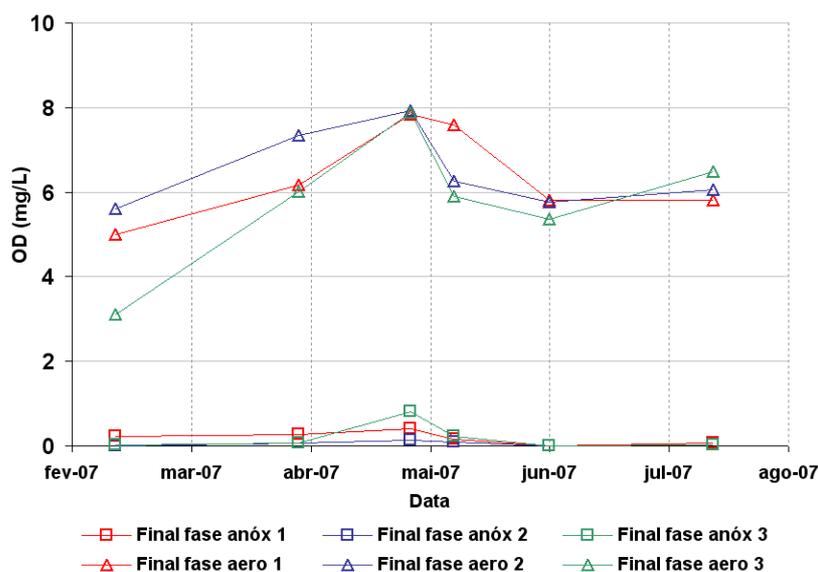


Figura 5.1 – OD no final das fases anóxicas e aeróbias dos 6 ciclos (Estratégia A).

Na mistura, após 10 minutos do início do ciclo, com o fim da agitação causada pela entrada de esgoto, o OD dentro do RHBS apresentou média de $1,84 \pm 1,23\text{mgO}_2/\text{L}$ na primeira fase, $0,45 \pm 0,66\text{mgO}_2/\text{L}$ na segunda fase e $0,70 \pm 0,72\text{mgO}_2/\text{L}$ na terceira fase. No final da fase anóxica, o OD cai para valores próximos à zero, enquanto que no final da fase aeróbia os valores ficaram entre 3 e 8 mg/L, podendo ser verificado na Figura 5.1, cujos dados correspondem aqueles obtidos em 6 ciclos. Então no final das fases anóxicas a concentração de OD teve média de $0,53 \pm 0,83\text{mgO}_2/\text{L}$ e, entre estes valores, 70% ficaram abaixo de 0,5 mg/L, conforme Tabela 5.2, que é o recomendado por Ferreira (2000) como valor ótimo para desnitrificação. Os valores acima de 0,5 mg/L foram causados pela agitação dentro do reator na entrada do efluente bruto.

Durante as fases aeróbias, a concentração de OD apresentou média de $5,51 \pm 1,79\text{mgO}_2/\text{L}$, tendo 97,5% acima de $2\text{mgO}_2/\text{L}$, podendo ser verificado nos dados

apresentados na Figura 5.2. Segundo Surampalli *et al.* (1997), este é o valor mínimo requerido para que ocorra a velocidade máxima de nitrificação.

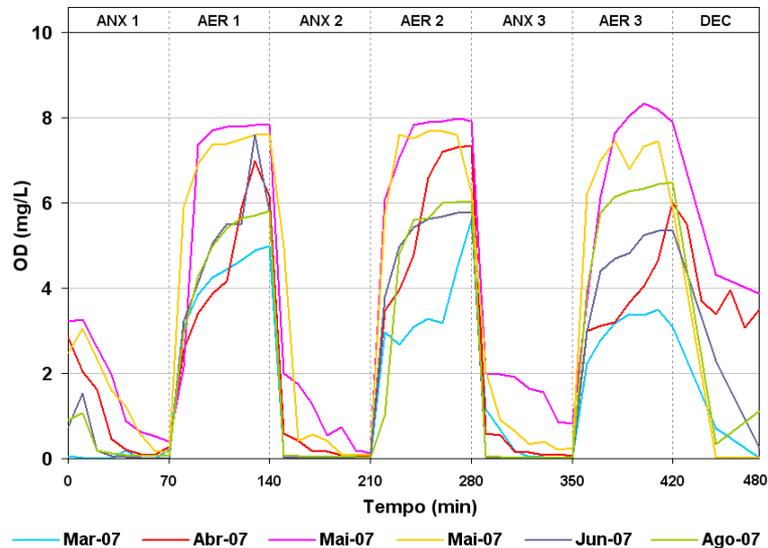


Figura 5.2 – OD ao longo de 6 ciclos (Estratégia A).

As médias de temperatura (T) foram de $21,25 \pm 5,14^{\circ}\text{C}$ no esgoto bruto e $21,20 \pm 5,28^{\circ}\text{C}$ na saída do reator, conforme dados apresentados na Tabela 5.2. Observou-se que durante esta estratégia 70% dos valores apresentaram-se abaixo de 25°C , ficando fora da faixa ideal para tratamento biológico, segundo Jordão & Pessoa (2005).

A temperatura (T) do esgoto ficou acima de 25°C até o final de Abril, com o início do outono a temperatura do efluente diminuiu, ficando abaixo de 25°C até o final da estratégia, conforme dados apresentados na Figura 5.3. A média da temperatura nas fases aeróbicas foi de $22,23 \pm 4,49^{\circ}\text{C}$, ficando fora da faixa ótima de 30 a 35°C para a nitrificação, segundo Henze *et al.* (1995), embora esta atividade biológica possa ocorrer numa faixa entre 4 a 45°C (EPA, 1993). Na fase anóxica, a média da temperatura (T) foi de $22,95 \pm 4,64^{\circ}\text{C}$, estando dentro da faixa ótima de 10 a 30°C para o processo de desnitrificação, de acordo com Henze *et al.* (1995).

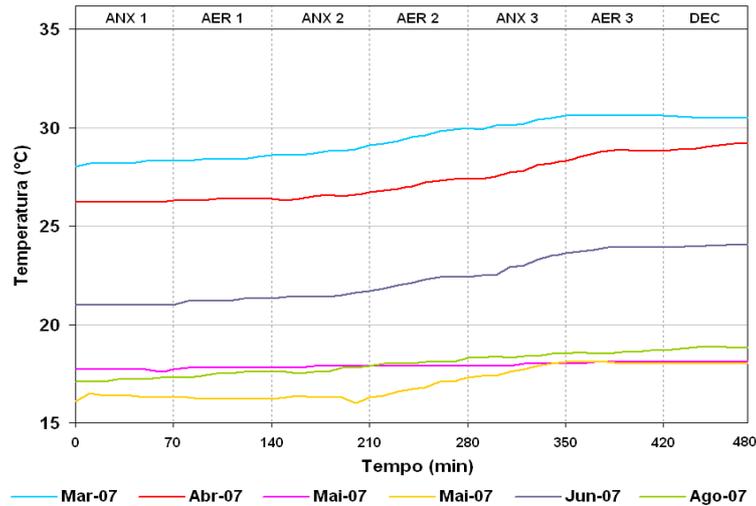


Figura 5.3 – Temperatura (T) ao longo de 6 ciclos (Estratégia A).

O pH no efluente bruto variou pouco, apresentando média de $6,62 \pm 0,23$ (Tabela 5.2). Na mistura, o pH aumentou para um valor médio de $7,19 \pm 0,39$ devido à adição de bicarbonato de cálcio dentro do RHBS. Na Figura 5.4 pode-se observar que, ao longo da fase aeróbia, devido ao consumo da alcalinidade, o pH diminui nesta fase. Ao longo da fase anóxica o pH médio foi de $7,31 \pm 0,40$, encontrando-se dentro da faixa de 7,0 a 8,0. De acordo com Metcalf & Eddy (2003), a velocidade de desnitrificação é pouco influenciada pelo pH, entretanto, este tem um efeito significativo na velocidade de nitrificação, que tem como faixa ótima 7,5 a 8,0. Nas fases aeróbias, o pH no reator apresentou apenas 45% dos valores pouco abaixo de 7,5 (Tabela 5.2), com um mínimo de 7,04 e média de $7,56 \pm 0,39$.

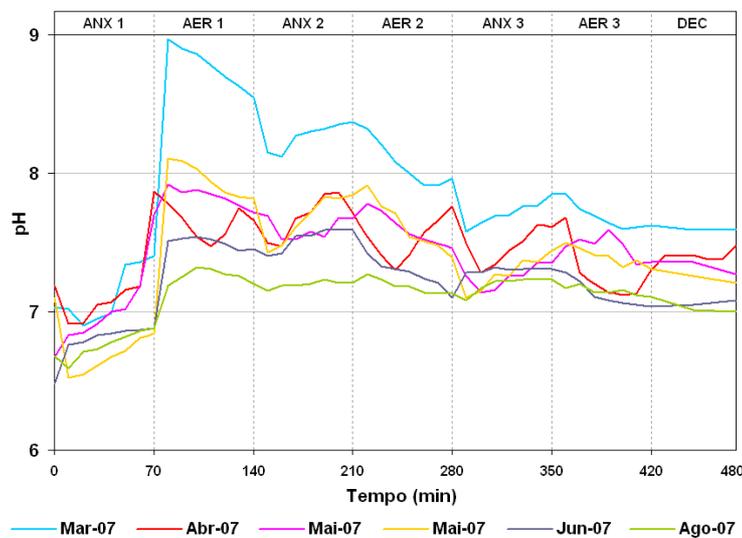


Figura 5.4 – pH ao longo de 6 ciclos (Estratégia A).

5.2.1 Comportamento dos Sólidos

Na Tabela 5.3 estão apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações de ST, SST e SSV, na entrada e saída do reator, assim como no lodo do RHBS, além das respectivas eficiências de remoção.

Tabela 5.3 – Estatística Descritiva do ST, SST, SSV e suas eficiências de remoção (Estratégia A).

Parâmetro	Análise	Fases			Eficiências de remoção (%)
		Entrada	Saída	Lodo	
ST (mg/L)	Média	593	339	2883	41
	Desvio Pad	72	81	625	18
	Mediana	591	337	2831	43
	Mínimo	426	202	2060	3,11
	Máximo	695	490	4572	70
	Nº Dados	42	42	42	42
	Percentil	-	<59 (%)	-	<30 (25%)
SST (mg/L)	Média	175	29	2568	83
	Desvio Pad	54	16	625	7
	Mediana	167	27	2475	83
	Mínimo	93	11	1773	60
	Máximo	358	92	4221	94
	Nº Dados	35	36	36	35
	Percentil	-	<59 (%)	-	<80 (25%)
SSV (mg/L)	Média	120	22	2030	82
	Desvio Pad	26	13	492	11
	Mediana	119	20	1983	83
	Mínimo	72	7	1349	40
	Máximo	187	71	3279	95
	Nº Dados	35	36	36	35
	Percentil	-	<40 (%)	-	<80 (26%)

O esgoto bruto apresentou médias de 593 ± 72 mgST/L, 175 ± 54 mgSST/L e 120 ± 26 mgSSV/L, que segundo Metcalf & Eddy (2003), pode ser classificado como esgoto doméstico entre baixa e média concentração em termos de ST, SST e SSV. O efluente tratado apresentou concentrações médias de 339 ± 81 mgST/L, 30 ± 16 mgSST/L e 22 ± 13 mgSSV/L. Quanto às eficiências de remoção, a média foi de $41 \pm 18\%$ para ST, $83 \pm 7,2\%$ para SST e $82 \pm 11\%$ para SSV, indicando uma boa eficiência na remoção de SST e estabilidade ao longo da estratégia, com apenas 25% de seus valores abaixo de 80% de remoção.

Durante toda esta estratégia a relação SSV/SST ficou entre 0,73 e 0,84, dentro da faixa de 0,7 a 0,85, que caracteriza sistemas de lodo ativado convencional, segundo Von Sperling (2002).

Na Figura 5.5 têm-se o comportamento do ST, SST e SSV no lodo do RHBS, ao longo da Estratégia A. Percebe-se que até o final de Julho os SSV permanecem entre 1500 a 3000 mg/L, que são valores sugeridos pelo EPA (2003). Após o dia 26 de Julho a concentração no lodo aumentou próximo a 4500 mgSST/L, indicando um crescimento da biomassa dentro do reator devido ao esgoto bruto estar mais concentrado neste período. Apesar desse crescimento da biomassa possibilitar maior assimilação do substrato, de acordo com Von Sperling (2002) a concentração de SST acima de certo limite (> 5000 mg/L) necessita de uma decantação mais eficiente e prejudica a transferência de oxigênio a toda biomassa. Durante este período também as eficiências de remoção de DQO foram menores, assim como no efluente tratado os valores de DQO estiveram acima da média, esses parâmetros serão discutidos no item 5.2.2.

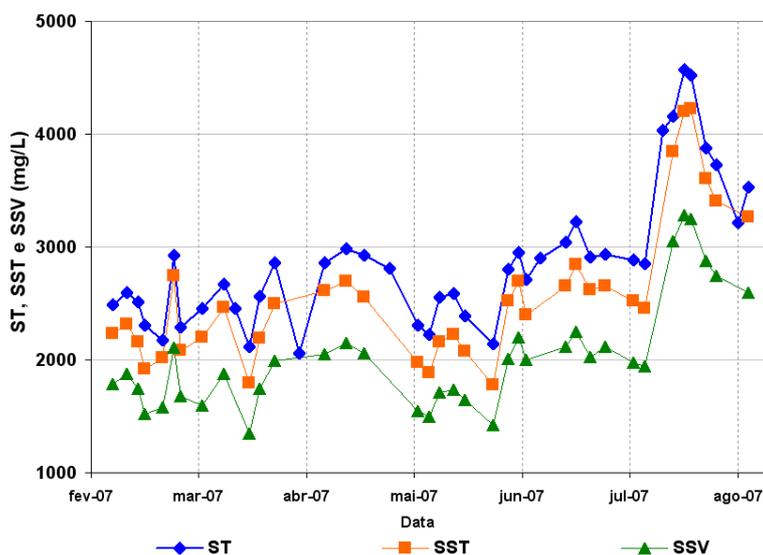


Figura 5.5 – ST, SST e SSV no lodo do RHBS (Estratégia A).

5.2.2 Comportamento da DQO e DBO₅

Na Tabela 5.4 são apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações de DQO total, DQO solúvel e DBO₅, na entrada e saída do reator, assim como as eficiências de remoção para cada parâmetro. Nesta estratégia a carga aplicada no RHBS teve um valor médio de $0,39 \pm 0,13 \text{ KgDQO}_T/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$.

Tabela 5.4 – Estatística Descritiva da DQO_T, DQO_S, DBO₅ e suas eficiências de remoção (Estratégia A).

Parâmetro	Análise	Fases		Eficiências (%)
		Entrada	Saída	
DQO total (mg/L)	Média	352	57	84
	Desvio Pad	119	42	8,8
	Mediana	328	49	85
	Mínimo	142	10	60
	Máximo	724	233	98
	Nº Dados	57	55	55
	Percentil	-	<59 (63%)	<80 (26%)
DQO Solúvel (mg/L)	Média	276	42	84
	Desvio Pad	98	31	9
	Mediana	255	40	86
	Mínimo	121	4	61
	Máximo	580	194	99
	Nº Dados	57	54	54
	Percentil	-	<59 (80%)	<80 (28%)
DBO ₅ (mg/L)	Média	269	17	92
	Desvio Pad	126	11	8
	Mediana	245	16	94
	Mínimo	142	0,20	74
	Máximo	578	41	99,9
	Nº Dados	14	14	14
	Percentil	-	<40 (99%)	<80 (10%)

As concentrações de DQO_T na entrada do reator tiveram uma grande variação ao longo desta estratégia, apresentando-se entre 142 mg/L e 724 mg/L, com média de $352 \pm 119 \text{ mg/L}$, conforme Tabela 5.4. Mesmo com esta oscilação, a DQO_T efluente teve 63% de seus valores inferiores a 60mg/L e uma eficiência média de remoção de $84 \pm 8,8\%$. Esta eficiência de remoção diminui nos últimos dias do mês de Julho, com o aumento considerável da DQO_T do esgoto bruto para valores acima de 600 mg/L, mas logo estes diminuíram e o sistema estabilizou-se, conforme dados apresentados na Figura 5.6.

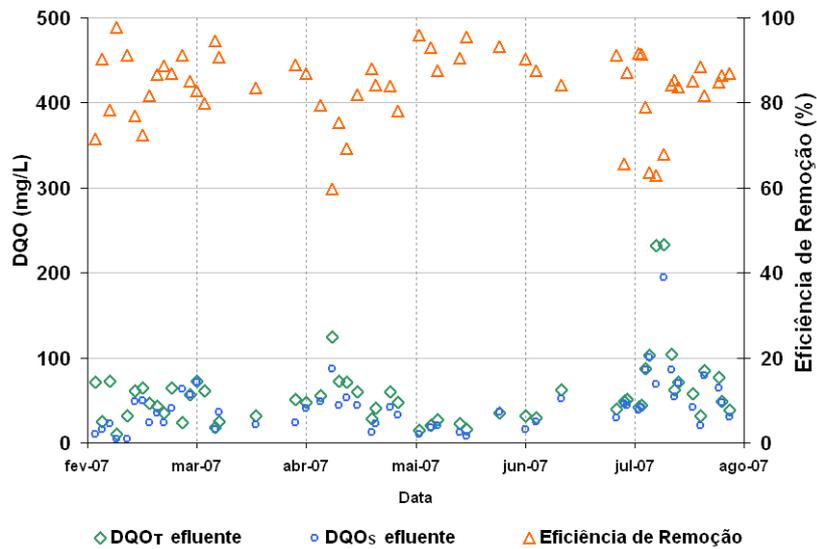


Figura 5.6 – DQO_T e DQO_S na saída do reator e eficiência de remoção (Estratégia A).

Conforme a Tabela 5.4, as concentrações de DBO₅ no esgoto bruto apresentaram média de 269 ± 126 mg/L, possuindo uma razão DBO/DQO média de 0,8, que caracteriza este esgoto urbano como facilmente tratado por meios biológicos (METCALF & EDDY, 2003). O efluente tratado apresentou 99% dos seus valores de DBO₅ abaixo de 40mg/L e uma eficiência de remoção de $92 \pm 7,8\%$, indicando que o RHBS atendeu a Legislação Ambiental do Estado de Santa Catarina (Decreto 14250/81), que exige uma concentração de 60 mg/L ou redução de 80%, em termos de DBO₅.

Na Figura 5.7 apresenta-se a DQO total e solúvel do ciclo realizado no dia 20 de Abril, com objetivo de acompanhar o comportamento da DQO ao longo de um ciclo. O esgoto bruto deste ciclo teve uma DQO_T acima da média (352 ± 119 mg/L) desta estratégia, com valores de enchimento próximos a 500 mg/L. Observou-se que houve uma queda da DQO total e solúvel durante todos os 140 minutos de fase anóxica e aeróbia, chegando ao final da fase aeróbia com DQO_S próxima de 50 mg/L e no final do ciclo com DQO_S de 24 mg/L. As eficiências de remoção de DQO_T e de DQO_S foram de 90% e 87%, respectivamente, indicando que o RHBS teve uma boa eficiência em termos de redução de matéria carbonácea.

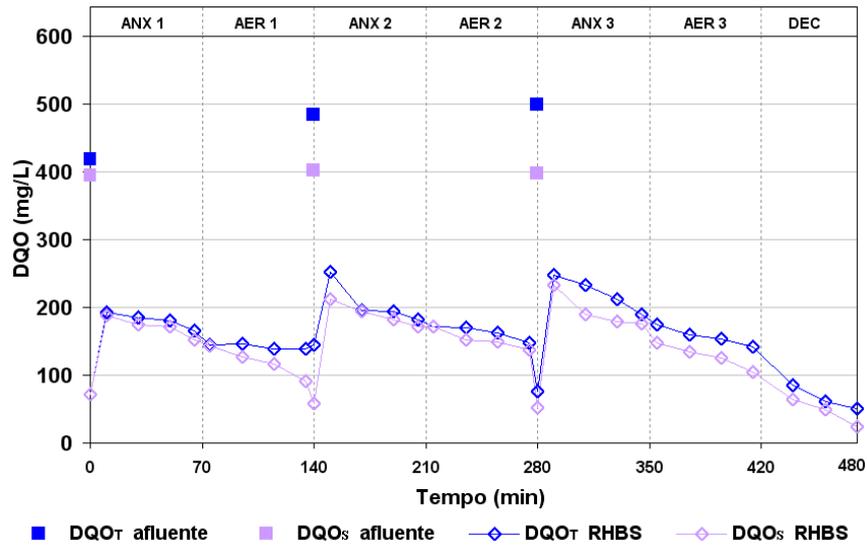


Figura 5.7 – DQO_T e DQO_S ao longo do ciclo do dia 20 de Abril (Estratégia A).

O comportamento da DQO solúvel de todos os ciclos monitorados nesta estratégia está apresentado na Figura 5.8. Observa-se que o reator conseguiu tratar as cargas carbonáceas aplicadas ao longo das fases dos ciclos, produzindo um efluente final com $DQO_S \leq 54 \text{ mg/L}$, atendendo as exigências da legislação ambiental de Santa Catarina em termos de poluição carbonácea.

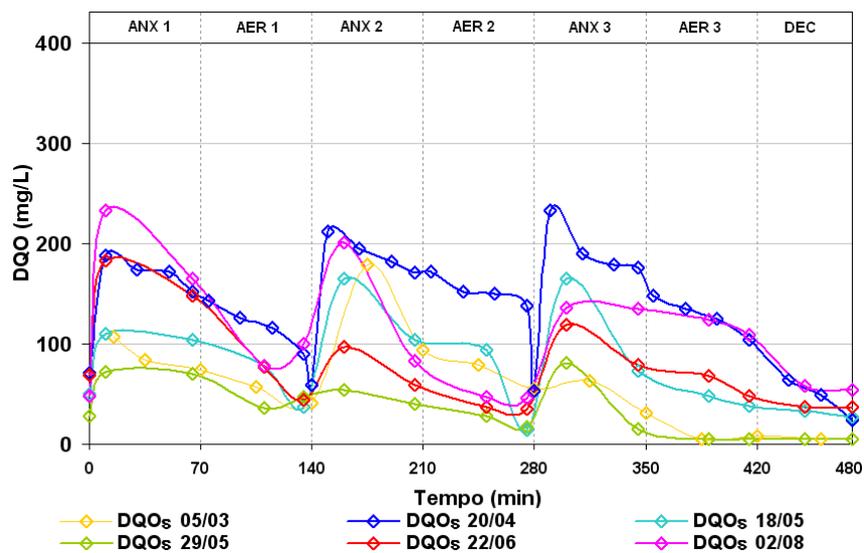


Figura 5.8 – DQO_S ao longo dos ciclos monitorados (Estratégia A).

Na Figura 5.9 são apresentadas as concentrações de DQO_T dos quatro últimos ciclos monitorados nesta estratégia, durante cada etapa do tratamento. Na maioria das etapas, a concentração de DQO_T cai consideravelmente na mistura, onde ocorre a diluição do afluente bruto. Após a mistura, as concentrações caem em todas as etapas até o final da fase aeróbia, onde o efluente apresenta valores próximos a 50 mg/L, nos ciclos monitorados em Maio, e abaixo de 100 mg/L nos ciclos de Junho e Agosto.

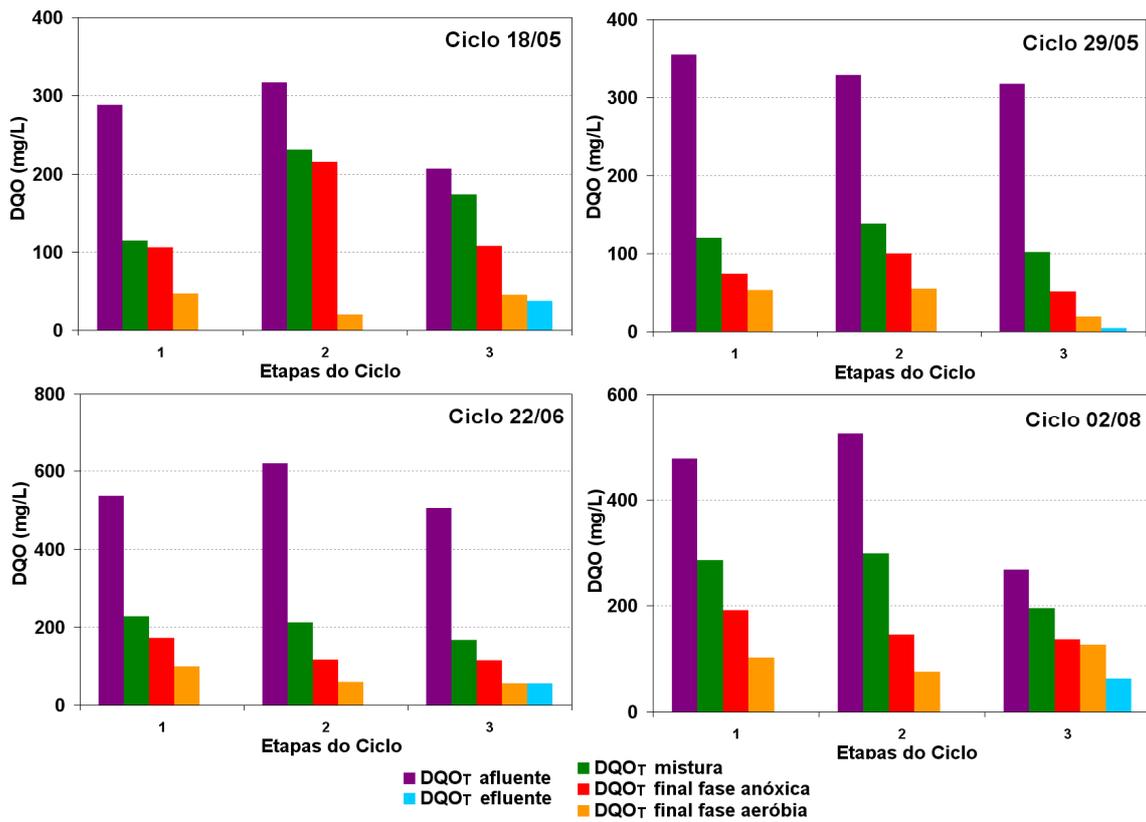


Figura 5.9 – DQO_T nos ciclos dos dias 18 e 29 de Maio, 22 de junho e 02 de agosto (Estratégia A).

5.2.3 Comportamento do Nitrogênio

Na Tabela 5.5 estão apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações do NTK, amônio, nitrito e nitrato, na entrada e saída do reator. Nesta estratégia, a carga de amônio foi de $60 \pm 10 \text{ gNH}_4\text{-N/m}^3 \cdot \text{dia}$.

Tabela 5.5 – Estatística Descritiva do NTK, NH₄-N, NO₂-N e NO₃-N (Estratégia A).

Parâmetro	Análise	Fases	
		Entrada	Saída
NTK (mg/L)	Média	65	14
	Desvio Pad	12	11
	Mediana	68	11
	Mínimo	39	1
	Máximo	85	41
	Nº Dados	54	54
	Percentil	-	<10 (37%)
NH ₄ -N (mg/L)	Média	60	13
	Desvio Pad	12	10
	Mediana	62	11
	Mínimo	24	0,64
	Máximo	79	43
	Nº Dados	57	57
	Percentil	-	<20 (80%)
NO ₂ -N (mg/L)	Média	0,02	1,05
	Desvio Pad	0,09	1,25
	Mediana	0,00	0,63
	Mínimo	0,00	0,00
	Máximo	0,53	6,30
	Nº Dados	51	50
	Percentil	-	<0,097 (24%)
NO ₃ -N (mg/L)	Média	0,24	1,44
	Desvio Pad	0,89	3,05
	Mediana	0,00	0,45
	Mínimo	0,00	0,00
	Máximo	6,35	17,17
	Nº Dados	51	50
	Percentil	-	<0,068 (11%)

As concentrações de NTK no esgoto bruto variaram de 39 mg/L a 85 mg/L e apresentou média de $65 \pm 12 \text{ mg/L}$. Em relação à concentração de NH₄-N, o esgoto bruto variou de 25 mg/L a 79 mg/L, com média de $60 \pm 12 \text{ mg/L}$.

O efluente tratado teve uma concentração média de $14 \pm 11 \text{ mgNTK/L}$ e $13 \pm 10 \text{ mgNH}_4\text{-N/L}$. Sendo que 80% dos valores de NH₄-N ficaram abaixo de 20 mg/L, atendendo a Resolução nº 357/05 do CONAMA; enquanto cerca de 37% dos valores de NTK ficaram abaixo dos 10 mg/L, valor exigido pela legislação ambiental de Santa Catarina para lançamento em estuários, lagoas e lagunas (corpos lânticos).

Na Tabela 5.6 estão os valores da estatística descritiva e o percentil das eficiências de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total.

Tabela 5.6 – Estatística Descritiva da Nitrificação, Desnitrificação e remoção de NT (Estratégia A).

Parâmetro	Análise	Nitrificação (%)	Desnitrificação (%)	Remoção NT (%)
Eficiências	Média	78	94	71
	Desvio Pad	15	6,4	14
	Mediana	83	96	75
	Mínimo	37	71	32
	Máximo	99	100	92
	Nº Dados	57	50	49
	Percentil	<70 (26%)	<80 (4%)	<70 (40%)

A nitrificação (conversão de amônio a NO_3 e NO_2) teve eficiência oscilando entre 37% e 99%, com média de $78 \pm 15\%$. A eficiência da desnitrificação durante esta estratégia apresentou média de $94 \pm 6,4\%$ e em apenas dois (2) ciclos monitorados observou-se eficiência abaixo de 80%. Em relação à remoção de nitrogênio total, a eficiência foi de $71 \pm 14\%$, com 40% dos valores acima de 70% de eficiência. Estes resultados indicam que o RHBS teve um ótimo desempenho nos processos de nitrificação e desnitrificação e remoção do nitrogênio total durante esta estratégia.

As exceções ficaram nos ciclos dos dias 26 e 28 de Fevereiro, 2 e 3 de Março, 20 de Abril, 18 de Maio, 2 de Julho e 3 de Agosto, os quais apresentaram uma eficiência na desnitrificação oscilando entre 70 a 90%, e também um valor elevado de $\text{NO}_2\text{-N}$ ou $\text{NO}_3\text{-N}$ no efluente tratado, indicando problemas com a desnitrificação (Figura 5.10). Este fato se deve a falta de carbono durante a fase anóxica, devido a uma baixa relação DQO/NTK, que teve uma média de 5,3, com 79% dos valores abaixo de 7,0, conforme recomendado por Henze *et al.* (1995) para ocorrência da desnitrificação.

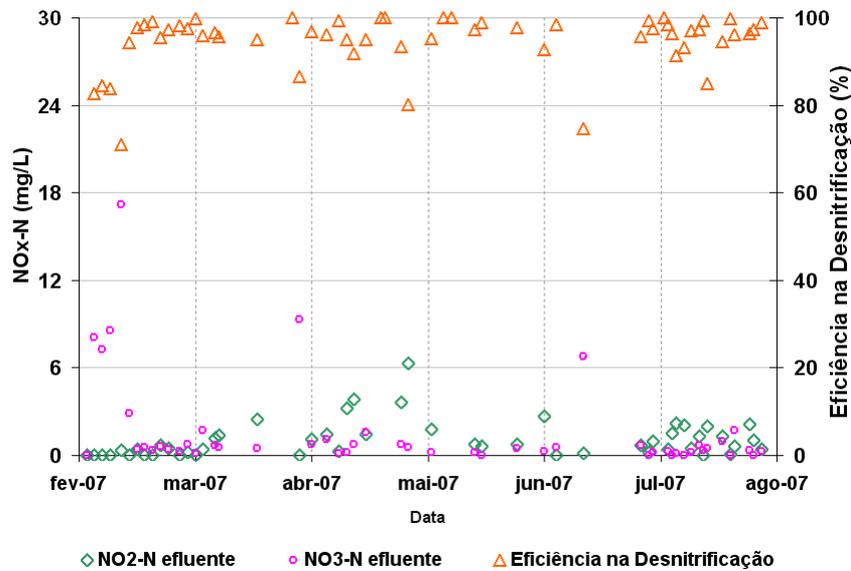


Figura 5.10 – NO₃-N, NO₂-N no efluente tratado e eficiência na desnitrificação (Estratégia A).

Apesar das altas eficiências na remoção de nitrogênio nos demais ciclos desta estratégia, percebe-se pela Figura 5.10 a presença de nitrito no efluente tratado, indicando que o processo de nitrificação não se dá até seu último estágio de oxidação.

Na Figura 5.11 são apresentados os valores de NH₄-N, NO₂-N e NO₃-N obtidos ao longo do ciclo realizado no dia 05 de Março.

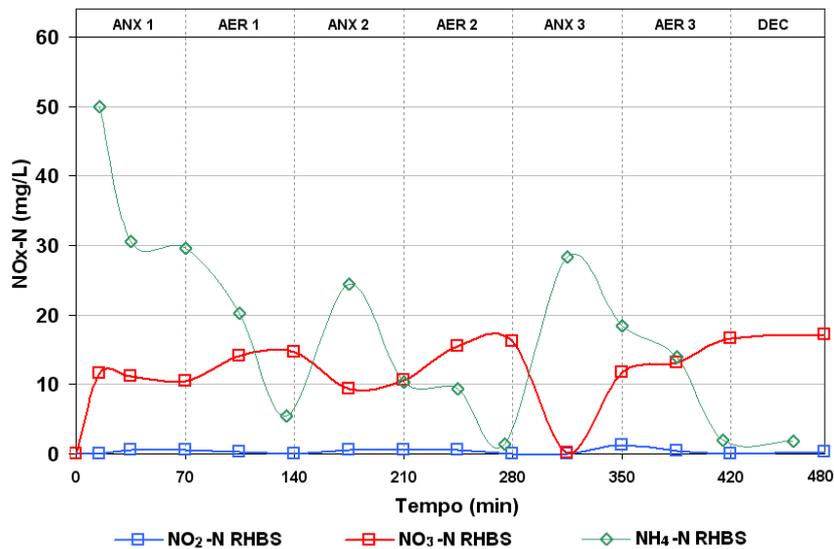


Figura 5.11 – NO₃-N, NO₂-N e NH₄-N ao longo do ciclo do dia 05 de Março (Estratégia A).

Conforme dados da Figura 5.10, a eficiência na desnitrificação (71%) e na remoção de nitrogênio total (32%) ficaram abaixo da média no ciclo monitorado no dia 5 de Março, apresentando concentração elevada de nitrato no efluente tratado (17 mg/L), mostrando que a desnitrificação não foi completada neste ciclo. Na Figura 5.11 observa-se que a nitrificação ocorre ao longo das três (3) fases aeróbias do ciclo, com o aumento do $\text{NO}_3\text{-N}$ e queda de $\text{NH}_4\text{-N}$ simultaneamente, porém o nitrato permanece alto no final.

Na Figura 5.12 apresenta-se o comportamento do nitrogênio ao longo do ciclo do dia 20 de Abril, que possui valores de $\text{NH}_4\text{-N}$ no esgoto afluente acima da média desta estratégia. Observa-se que o RHBS nitrificou e desnitrificou com bastante eficiência neste ciclo, com remoção de amônio total de 99% e eficiência na desnitrificação de 99,5%. O efluente tratado (após decantação) deste ciclo apresentou concentrações de $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ e $\text{NO}_3\text{-N}$ próximas a zero, demonstrando estabilidade do sistema híbrido de tratamento no processo de remoção de nitrogênio.

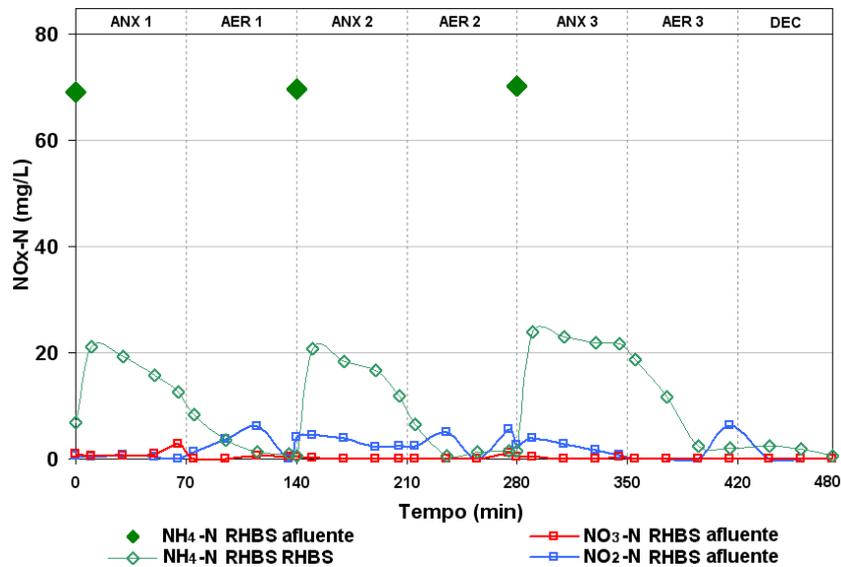


Figura 5.12 – $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ e $\text{NH}_4\text{-N}$ ao longo do ciclo do dia 20 de Abril (Estratégia A).

Na Figura 5.13 são apresentados os valores de pH e alcalinidade medidos ao longo do ciclo monitorado no dia 20 de Abril.

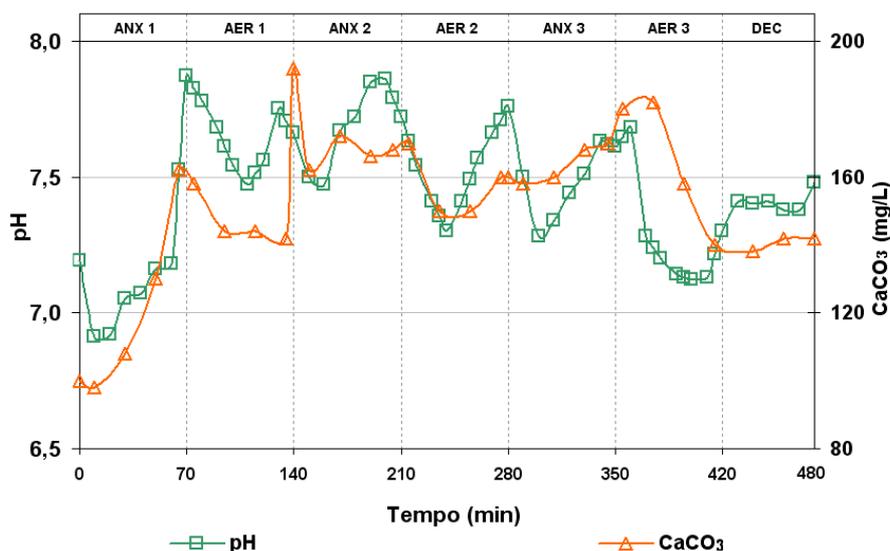


Figura 5.13 – pH e da alcalinidade no ciclo do dia 20 de Abril (Estratégia A).

A alcalinidade foi consumida nas fases aeróbias do ciclo monitorado no dia 20 de Abril, devido à liberação do íon H^+ no processo de nitrificação. Apesar deste consumo, a alcalinidade permaneceu acima de $140\text{mgCaCO}_3/\text{L}$ após a adição de cal, realizada nos primeiros minutos da primeira fase aeróbia, ficando sempre acima do valor mínimo de $70\text{mgCaCO}_3/\text{L}$, valor este recomendado por Von Sperling (2002) para manter a biomassa estável em reator de lodo ativado. Durante as fases anóxicas a alcalinidade foi recuperada através da desnitrificação, indicando mais uma vez a estabilidade do sistema nos processos de nitrificação e desnitrificação. Hoffmann *et al.* (2007) verificaram, em reator RBS, que o processo de desnitrificação pode recuperar cerca de 50% da alcalinidade perdida durante a nitrificação, evitando que o pH caia a valores abaixo do desejado ($< 7,5$) para um eficiente tratamento biológico do esgoto.

Analisando conjuntamente os resultados obtidos para $\text{NH}_4\text{-N}$ apresentados na Figura 5.12 e os valores de pH apresentados na Figura 5.13, do ciclo realizado no dia 20 de Abril, verifica-se que, quando o processo de nitrificação se inicia (queda de $\text{NH}_4\text{-N}$) o pH decresce, formando o característico “vale da amônia”, descrito por Andreottola *et al.* (2001) e observado também por Bortolotto (2004) em reator de leito fluidizado trifásico

aeróbio operando em bateladas seqüenciais. Em seguida, observa-se um aumento do pH, indicando que o processo de nitrificação foi finalizado.

Nos resultados apresentados na Figura 5.13 esse comportamento de “queda” e “aumento” do pH, relacionado com alcalinidade, nas fases aeróbias, segundo Carucci *et al.* (1999), se dá quando todo o processo de nitrificação é completado, neste ponto tem-se valores máximos de CO₂; porém, devido à oxidação completa do carbono orgânico do efluente, os microorganismos heterótrofos produzem menos CO₂, e este então tende a diminuir via “*stripping*” (ver página 52).

5.2.4 Comportamento do Fósforo

Na Tabela 5.7 são apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações do PO₄-P e P_T, assim como suas eficiências de remoção. Nesta estratégia a carga de fósforo foi de 70 ± 30 gPO₄-P/m³.dia.

Tabela 5.7 – Estatística Descritiva do PO₄-P, P_T e suas eficiências de remoção (Estratégia A).

Parâmetro	Análise	Fases		Eficiências (%)
		Entrada	Saída	
PO ₄ -P (mg/L)	Média	22	11	44
	Desvio Pad	8,0	7	31
	Mediana	21	10	48
	Mínimo	9,4	1,7	-56
	Máximo	43	32	87
	Nº Dados	52	50	49
	Percentil	-	<10 (50%)	<30 (24%)
P _T (mg/L)	Média	21	12	45
	Desvio Pad	9,5	7,5	30
	Mediana	20	11	49
	Mínimo	5,7	2,3	-65
	Máximo	46	34	82
	Nº Dados	56	54	54
	Percentil	-	<10 (48%)	<30 (26%)

As concentrações médias de fosfato (PO₄-P) e fósforo total (P_T) no esgoto bruto nesta estratégia foram de, respectivamente, 22 ± 8,0 mg/L e 21 ± 9,5 mg/L, acima dos valores comum característica dos esgotos domésticos que está, geralmente, entre 6,5 e 9,0 mg/L de P_T e 2,0 e 7,0 mg/L de PO₄-P, conforme Araújo (1993). Isto se deve a presença

de estabelecimentos comerciais próximos do ponto de coleta do efluente bruto que fazem uso de detergentes. A concentração média de fosfato solúvel é pouco maior que o fósforo total, isso se deve a diferença entre as metodologias de análise laboratorial realizada para cada um dos parâmetros. Na Figura 5.14 estão apresentadas as eficiências de remoção de $\text{PO}_4\text{-P}$ e P_T , obtidos ao longo dessa estratégia.

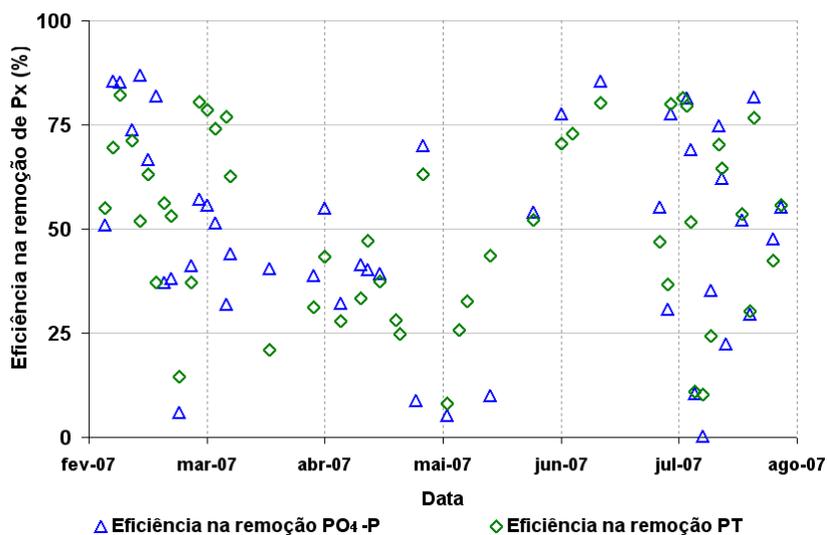


Figura 5.14 – Eficiência na remoção de $\text{PO}_4\text{-P}$ e P_T (Estratégia A).

As eficiências médias de remoção de $\text{PO}_4\text{-P}$ e P_T foram semelhantes, com valores de $44 \pm 31\%$ e $45 \pm 30\%$, respectivamente, apresentando máximos em torno de 85% nos meses de Fevereiro, Março e Junho. Verifica-se na Tabela 5.7 que apenas 24% dos valores ficaram abaixo de 30% de eficiência de remoção de fosfato, enquanto que na remoção de fósforo total apenas 26% dos valores ficaram abaixo de 30% de eficiência, indicando que houve uma remoção efetiva de fósforo ao longo da estratégia.

Alguns ciclos (30 de Abril, 16 de Maio, 6 de Junho e 14 de Agosto) apresentaram eficiências “negativas” de remoção de fosfato e fósforo total, devido suas concentrações no efluente tratado serem maiores que no esgoto bruto. Pode ter havido relargagem de P devido a aumento de NO_2 (baixa desnitrificação) e/ou valores baixos de OD no final desses ciclos. Esse comportamento tem sido relatado por diversos autores em pesquisas sobre desfosfatação biológica (GRADY *et al.*, 1999; JU *et al.*, 2007), com reatores anóxicos/aeróbios (RBS), onde o fenômeno é atribuído à atividade dos organismos fósforo-acumuladores, submetidos a condições de estresse anaeróbio.

As concentrações médias de fosfato ($\text{PO}_4\text{-P}$) e fósforo total (P_T) no esgoto tratado foram de $11 \pm 7,1 \text{ mg/L}$ e $12 \pm 7,5 \text{ mg/L}$, respectivamente, com 50% de seus valores abaixo de 10 mg/L , próximo do exigido pela legislação ambiental de Santa Catarina que exige o valor de 1 mg/L para fósforo total para lançamento de efluentes em corpos lânticos.

O comportamento do $\text{PO}_4\text{-P}$ e da DQO_T em um ciclo padrão pode ser visualizado na Figura 5.15.

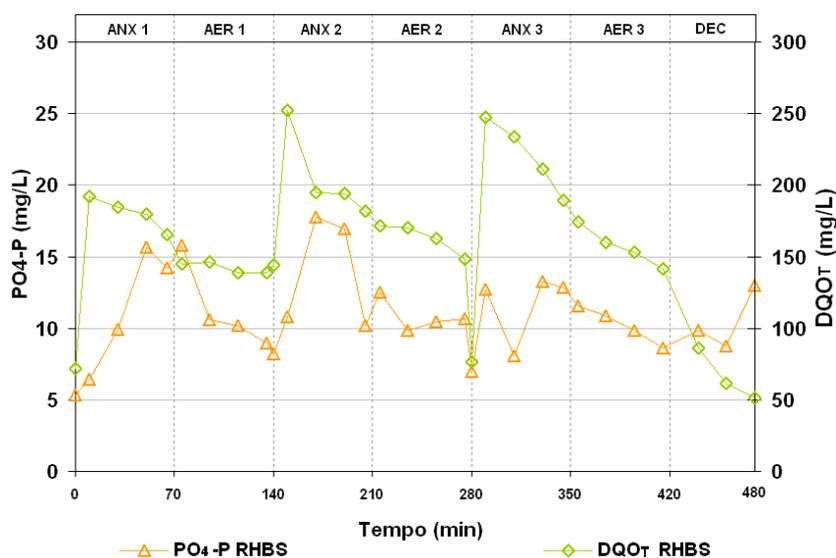


Figura 5.15 – $\text{PO}_4\text{-P}$ e DQO_T no ciclo monitorado no dia 20 de Abril (Estratégia A).

No ciclo do dia 20 de Abril, na fase anóxica a DQO foi consumida e o fosfato apresentou um aumento ao longo dos 70 minutos, indicando uma liberação deste pelas bactérias fósforo-acumuladoras (BFA). Isto pode ser explicado devido às condições de anaerobiose nestas fases, segundo Rubino *et al.* (2003), pois foi observado anteriormente que neste ciclo durante as fases anóxicas a presença de nitrato foi quase nula e a concentração de oxigênio dissolvido foi próxima a zero. Também neste ciclo, observa-se que houve uma queda do fosfato durante as fases aeróbicas, isto ocorreu devido à assimilação do fosfato liberado na fase anóxica pelas bactérias fósforo-acumuladoras (BFA) (METCALF & EDDY, 2003; MARCHETTO *et al.*, 2003; SURAMPALLI *et al.*, 1997). A eficiência de remoção de fosfato foi de 39% e de remoção de fósforo total foi de 31%, isto comprova que houve uma redução efetiva do fósforo neste ciclo.

Souto (2007), trabalhando com este mesmo reator (RHBS) e efluente, obteve eficiência de remoção de $\text{PO}_4\text{-P}$ variando entre 8% e 38%, para cargas aplicadas similares a estratégia A do presente estudo. Enquanto Costa (2005), utilizando reator RBS, obteve eficiência média de remoção de $\text{PO}_4\text{-P}$ de 50%, em ciclos de 6 horas e cargas similares, porém quando o reator não realizou nitrificação, a remoção média de $\text{PO}_4\text{-P}$ elevou-se para 90%, indicando que a biodesfosfatação pode ser limitada pela presença de nitrato, conforme observado também nos estudos de Ju *et al.* (2007) em reator RBS.

5.1.5 Biomassa em suspensão e fixa

Ao longo da estratégia A foram realizadas observações microscópicas com objetivo de caracterizar a microfauna do lodo e do biofilme dentro do reator. Nas fotos da Figura 5.16 observa-se o lodo com floco compacto e bem formado, o que foi comprovado por sua boa sedimentação.

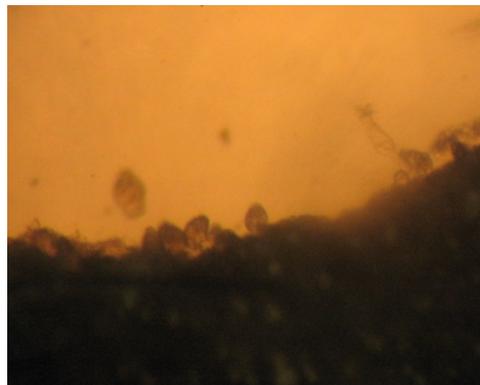


Figura 5.16 – Floco de lodo do RHBS – Lupa 10X (Estratégia A).

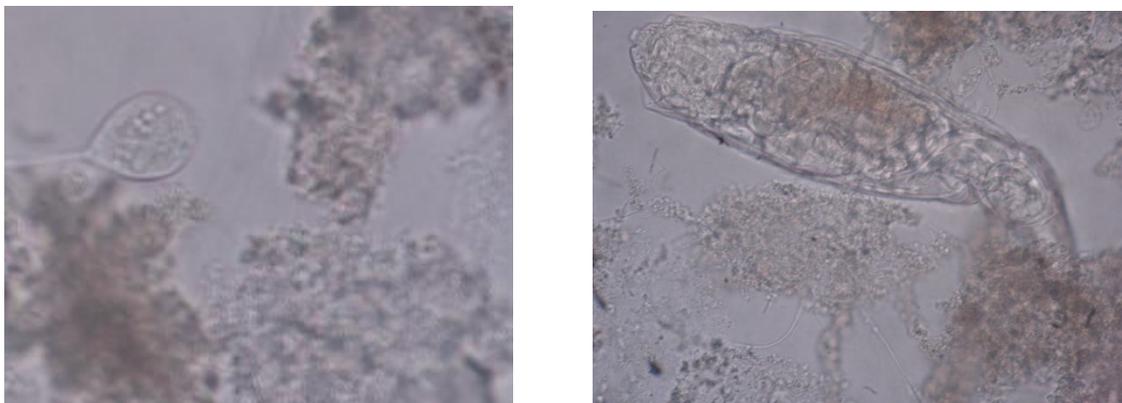


Figura 5.17 – Microorganismos presentes no lodo do RHBS – Microscópio Óptico 100X (Estratégia A).

Na foto da Figuras 5.17 pode ser observado a presença da *Vorticellas* sp nos flocos de lodo ativado, que segundo Branco (1986), são ciliados fixos indicadores de boas condições de tratamento quando não predominantes, pois regulam o número de bactérias e contribuem para a formação do próprio floco e na remoção carbonácea. Verifica-se também a presença de microorganismos indicadores de estabilidade biológica do lodo, com boa remoção de matéria orgânica e ocorrência de nitrificação, entre eles, principalmente, *Arcellas* sp, *Rotíferos* sp e *Aspidisca* sp (CANLER *et al.*, 1999). A predominância de *Arcellas* sp indica um ambiente nitrificante e de boas condições de depuração e a presença da *Aspidisca* sp também indica a ocorrência de nitrificação, de acordo com Figueiredo *et al.* (1997). Também foram feitas observações microscópicas no suporte fixo e observou-se um biofilme denso e com presença de muitas Amebas e Rotíferos em sua superfície, indicando um sistema estável e boas eficiências na oxidação da matéria orgânica e na nitrificação.

Os resultados obtidos com a análise FISH, para amostra de lodo e do biofilme coletadas no dia 25 de maio, três meses após o início da estratégia A, são apresentados na Tabela 5.8. Verifica-se que na amostra analisada 70% das bactérias estão ativas (eubactérias) no lodo e 80% no biofilme do suporte fixo. Em ambos os meios, estas bactérias são 40% oxidadoras de amônio, sendo todas *Nitrosomanas* spp e *Nitrosococcus mobilis*, e 15% no lodo e 5% no biofilme são as oxidadoras de nitrito, do tipo *Nitrobacter* spp. Além destas bactérias, foram identificadas também as betaproteobactérias, que são oxidadoras de amônio. Percebe-se com a presença destes organismos autotróficos que as condições de pH, OD e idade do lodo, foram muito boas no reator, já que promove o crescimento destes microorganismos essenciais a oxidação da amônia em nitrito e nitrato. Além disso, percebem-se características semelhantes tanto no lodo quanto no biofilme aderido ao suporte fixo, resultando numa estabilidade da biomassa ativa no sistema híbrido.

Tabela 5.8 – Resultados da análise FISH do lodo e do biofilme, coletados na estratégia A.

Amostra (Sonda)	Lodo (25/05/07)	Biofilme (25/05/07)
Caracterização geral da amostra	Amostra heterogênea, com flocos irregulares de diversos tamanhos. Presença de colônias, e células dispersas, sendo estas cocos, bacilos, diplobacilos e muitos filamentos curtos e longos. Presença de pouco material extracelular.	Amostra heterogênea com flocos irregulares. Presença de filamentos curtos e longos, pequenas colônias, células na sua maioria bacilares e cocos. Presença de muito material extracelular.
EUB mix (todas as eubactérias)	Presença de células dispersas- Algumas ($\cong 70\%$ DAPI)	Presença de células dispersas- Algumas ($\cong 80\%$ DAPI)
ARC (Archaea)	Pequenas colônias e células isoladas - Algumas ($\cong 50\%$ DAPI)	Pequenas colônias - Algumas ($\cong 60\%$ DAPI)
EURY499 (grupos Methanosarina, Methanosaeta, Methanomicrobiales)	Pequenas colônias- Poucas ($\cong 20\%$ DAPI)	Pequenas colônias e células isoladas - Poucas ($\cong 20\%$ DAPI)
DSV 407 (Bactérias Sulfato Redutoras – <i>Desulfovibionaceae</i>)	Pequenas colônias e células dispersas - Poucas ($\cong 10\%$ DAPI)	Pequenas colônias e células dispersas - Poucas ($\cong 15\%$ DAPI)
AMX 820 anaerobic ammonium-oxidizing bacteria, Candidatus ' <i>Brocadia anammonoxidans</i> ' and Candidatus ' <i>Kuenenia stuttgartiensis</i> '	Não detectado ($\cong 0\%$ DAPI)	Não detectado ($\cong 0\%$ DAPI)
NEU (a maioria das <i>Nitrosomanas</i> + <i>Nitrosococcus mobilis</i>)	Pequenas colônias e células isoladas - Algumas ($\cong 40\%$ DAPI)	Pequenas colônias e células isoladas - Algumas ($\cong 40\%$ DAPI)
Nso190 (Betaproteobactérias oxidadoras de amônia)	Pequenas colônias e células isoladas - Poucas ($\cong 20\%$ DAPI)	Pequenas colônias e células isoladas - Algumas ($\cong 30\%$ DAPI)
NIT3 (<i>Nitrobacter</i> spp)	Pequenas colônias e células isoladas - Poucas ($\cong 15\%$ DAPI)	Raras colônias ($\cong 5\%$ DAPI)

Além das eubactérias, também foi encontrada presença de arqueobactérias em pequenas colônias tanto no lodo (50%) quanto no biofilme do suporte (60%). Entre elas observa-se a presença de 20% de metanogênicas, produtoras de metano, todas do grupo das *Methanosarina*, *Methanosaeta* e *Methanomicrobiales*, indicando zonas de anaerobiose no interior do lodo e do biofilme, em conformidade com os resultados de Ju *et al.* (2007)

A análise FISH também revelou a presença de muito material extracelular no suporte fixo, que é característica da formação de biofilme, funcionando como uma interface que se adere à superfície abiótica (COSTA, 1989).

5.3 Estratégia B

Esta estratégia foi iniciada dia 20 de Agosto de 2007 e foi finalizada dia 6 de Setembro de 2007, durante este período foram realizadas cinco (5) coletas e monitorado um (1) ciclo completo. Na Tabela 5.9 apresentam-se os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações de oxigênio dissolvido (OD), temperatura (T) e pH ao longo da estratégia.

Tabela 5.9 – Estatística Descritiva do OD, T e pH (Estratégia B).

Fase	Análise	Parâmetro		
		OD (mg/L)	T (°C)	pH
Entrada	Média	0,55	18,98	6,69
	Desvio Pad	0,22	1,64	0,20
	Mediana	0,56	19,20	6,72
	Mínimo	0,18	16,80	6,45
	Máximo	0,78	21,00	6,99
	Nº Dados	6	6	6
	Percentil	<0,8 (99%)	-	-
Fase Anóxica	Média	0,12	21,80	7,19
	Desvio Pad	0,13	0,92	0,33
	Mediana	0,04	21,40	7,31
	Mínimo	0,02	21,00	6,48
	Máximo	0,47	23,60	7,59
	Nº Dados	22	22	22
	Percentil	<0,4 (99%)	-	<7,02 (35%)
Fase Aeróbia	Média	0,16	22,43	7,30
	Desvio Pad	0,17	1,12	0,18
	Mediana	0,04	22,30	7,29
	Mínimo	0,02	21,20	7,04
	Máximo	0,62	23,90	7,54
	Nº Dados	21	21	21
	Percentil	<0,4 (90%)	-	<7,49 (80%)
Saída	Média	1,40	17,72	7,14
	Desvio Pad	0,38	3,58	0,19
	Mediana	1,36	17,85	7,06
	Mínimo	0,91	13,60	7,00
	Máximo	1,89	22,20	7,51
	Nº Dados	6	6	6
	Percentil	<1,88 (99%)	<22 (99%)	-

Os valores médios de oxigênio dissolvido (OD) foram $0,55 \pm 0,22\text{mgO}_2/\text{L}$ no efluente bruto, enquanto o esgoto na saída do reator foram $1,40 \pm 0,38\text{mgO}_2/\text{L}$, com máximo de $1,89\text{mgO}_2/\text{L}$. Na mistura, após os 10 minutos do início do ciclo, e na fase

anóxica, o OD dentro do RHBS apresentou valores próximos à zero, com 99% abaixo de 0,4 mg/L (Tabela 5.9), que é o recomendado por Ferreira (2000) como valor ótimo para desnitrificação. Os valores acima de 0,5 mg/L foram causados pela agitação na entrada do efluente bruto.

Os valores médios de temperatura (T) foram de $18,98 \pm 1,64^{\circ}\text{C}$ no esgoto bruto e $17,72 \pm 3,58^{\circ}\text{C}$ na saída do reator (Tabela 5.9). Durante esta estratégia a temperatura ou abaixo da faixa ideal para tratamento biológico, conforme relatado Jordão & Pessoa (2005). Na fase aeróbia, a temperatura média foi de $22,43 \pm 1,12^{\circ}\text{C}$, ficando fora da faixa ótima de 30 a 35°C (HENZE *et al.*, 1995) para a nitrificação. Entretanto na fase anóxica, a média da temperatura foi de $22,43 \pm 1,12^{\circ}\text{C}$ e ficou dentro da faixa ótima de 10 a 30°C (HENZE *et al.*, 1995) para o processo de desnitrificação. O pH médio no efluente bruto foi $6,69 \pm 0,20$, valor maior que na estratégia anterior devido ao acetato de sódio. Na fase anóxica, a média do pH foi $7,19 \pm 0,33$, encontrando-se dentro da faixa ótima de 7,0 a 8,0 (METCALF & EDDY, 2003). Entretanto, nas fases aeróbias o pH no reator manteve 80% dos seus valores fora da faixa ótima de 7,5 a 8,0 de acordo com Metcalf & Eddy (2003). Durante esta estratégia, a adição de cal hidratada foi suspensa devido à adição de acetato de sódio que elevou o pH do efluente bruto, evitando assim um aumento prejudicial aos microorganismos do reator.

5.3.1 Comportamento dos Sólidos

Na Tabela 5.10 são apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações de ST, SST e SSV, na entrada e saída do reator, assim como no lodo do RHBS, além das respectivas eficiências para cada parâmetro.

Tabela 5.10 – Estatística Descritiva do ST, SST, SSV e suas eficiências de remoção (Estratégia B).

Parâmetro	Análise	Fases			Eficiências de remoção (%)
		Entrada	Saída	Lodo	
ST (mg/L)	Média	1296	908	5497	29
	Desvio Pad	120	58	1242	11
	Mediana	1337	903	5674	34
	Mínimo	1126	846	3820	13
	Máximo	1386	982	6820	36
	Nº Dados	4	4	4	4
SST (mg/L)	Média	452	389	5045	14
	Desvio Pad	154	144	1265	6
	Mediana	450	368	5246	15
	Mínimo	311	257	3331	6
	Máximo	599	561	6359	21
	Nº Dados	4	4	4	4
SSV (mg/L)	Média	440	375	3986	15
	Desvio Pad	157	145	982	7,3
	Mediana	435	353	4162	16
	Mínimo	302	244	2641	6,5
	Máximo	587	549	4978	22
	Nº Dados	4	4	4	4

O esgoto bruto durante esta estratégia apresentou concentrações médias de 1296 ± 120 mgST/L, 452 ± 154 mgSST/L e 440 ± 157 mgSSV/L, que conforme Metcalf & Eddy (2003), pode ser classificado como esgoto doméstico de alta concentração em termos de ST, SST e SSV. Estas concentrações mais elevadas que na estratégia anterior se deve a adição de acetato de sódio no efluente bruto, acarretando em grande crescimento da biomassa, devido à disponibilidade de alimento facilmente biodegradável. O efluente tratado apresentou concentrações médias de 908 ± 58 mgST/L, 389 ± 144 mgSST/L e 375 ± 145 mgSSV/L, valores estes também acima dos encontrados na estratégia anterior. Quanto às eficiências de remoção a média foi de $29 \pm 11\%$ para ST, $14 \pm 6,2\%$ para SST e $15 \pm 7,3\%$ para SSV, indicando baixa eficiência na remoção dos sólidos em geral.

Durante toda esta estratégia, a relação SSV/SST ficou entre 0,92 e 0,98, acima da faixa de 0,7 a 0,85, que caracteriza sistemas de lodo ativado convencional de acordo com Von Sperling *et al.* (2002). Para Henze *et al.* (1995), quanto maior esta relação, maior a fração de matéria orgânica nos SST, característica de deficiência no processo de degradação biológica.

Na Figura 5.18 observa-se o comportamento do ST, SST e SSV no lodo do RHBS, ao longo da estratégia B.

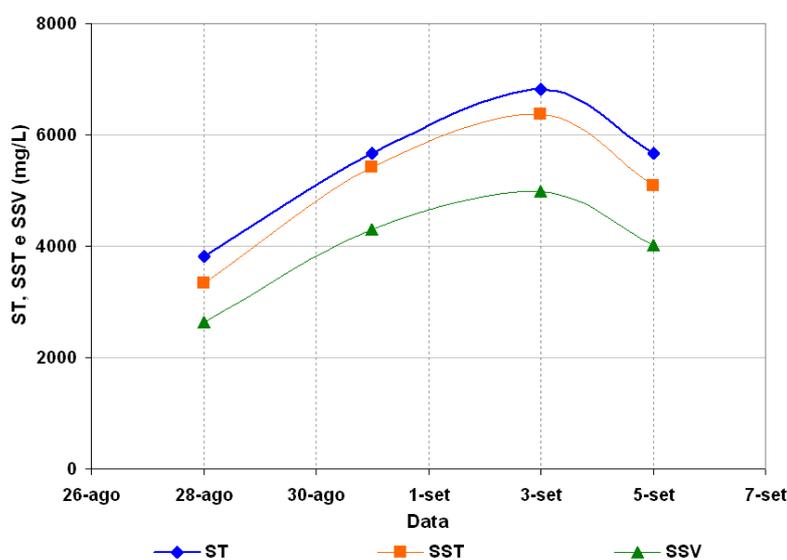


Figura 5.18 – ST, SST e SSV no RHBS (Estratégia B).

Ao longo do período experimental da Estratégia B houve um aumento além do limite de 5000 mgSST/L, considerado por Von Sperling *et al.* (2002) como concentração máxima sem prejudicar o processo de lodo ativado. Como consequência deste crescimento da biomassa, os resultados obtidos para o OD mostraram que a oxigenação do reator funcionou de forma ineficiente. Além disso, a decantação também não foi eficaz, apresentando um esgoto na saída do reator com valores de SST típicos de um efluente ainda não tratado.

5.3.2 Comportamento da DQO e DBO₅

Na Tabela 5.11 são apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações de DQO total, DQO solúvel e DBO₅, na entrada e saída do reator, assim como as respectivas eficiências de remoção. Nesta estratégia foi aplicada uma carga extra de 1,18 Kg.DQO/m³.dia de acetato de sódio ao esgoto bruto, totalizando uma carga média de 1,35 ± 0,30 Kg.DQO_T/m³.dia (mistura esgoto bruto + acetato de sódio).

Tabela 5.11 – Estatística Descritiva da DQO_T, DQO_S, DBO₅ e suas eficiências de remoção (Estratégia B).

Parâmetro	Análise	Fases		Eficiências (%)
		Entrada	Saída	
DQO total (mg/L)	Média	1234	232	80
	Desvio Pad	278	80	9,1
	Mediana	1149	251	82
	Mínimo	943	135	64
	Máximo	1622	368	89
	Nº Dados	6	6	6,
	Percentil	-	-	<80 (41%)
DQO solúvel (mg/L)	Média	1058	191	812
	Desvio Pad	160	55	6,4
	Mediana	1012	198	82
	Mínimo	881	116	72
	Máximo	1302	269	89
	Nº Dados	6	6	6
	Percentil	-	-	<80 (35%)
DBO ₅ (mg/L)	Média	915	42	95
	Desvio Pad	89	28	3,5
	Mínimo	852	22	93
	Máximo	978	62	98
	Nº Dados	2	2	2

Nesta estratégia as concentrações de DQO_T na entrada do reator foram maiores devido à adição de acetato de sódio no efluente bruto, variando entre 943 mg/L e 1.622 mg/L e um valor médio de 1.234 ± 278 mg/L. Houve também um aumento nos valores de DQO_S, apresentando uma média de 1.058 ± 160 mg/L. Mesmo com o aumento da quantidade de carbono nesta etapa e a insuficiência de oxigênio dissolvido no reator para degradação de todo o substrato, o reator RHBS apresentou eficiência de remoção de DQO_T de 80 ± 9,1% e de DQO_S de 82 ± 6,4%. Ele foi eficiente no tratamento de uma carga de choque de matéria carbonácea, com 59% dos valores de DQO_T e 65% dos valores de DQO_S acima de 80% de remoção.

As concentrações de DBO_5 no efluente bruto tiveram média de 915 ± 89 mg/L. A razão DBO/DQO média foi de 0,7 que é característica de esgoto facilmente tratado por meios biológicos (Metcalf & Eddy, 2003). O efluente tratado apresentou DBO_5 entre 22 mg/L e 62 mg/L e eficiência de remoção de $95 \pm 3,5\%$, indicando que o RHBS atendeu os padrões de lançamento determinados pela Legislação Ambiental Estado de Santa Catarina (Decreto 14250/81), que exige uma concentração de 60 mg/L ou redução de 80%, em termos de DBO_5 .

Na Figura 5.19 ilustra-se o comportamento de DQO total e filtrada durante o ciclo padrão monitorado no final do período dessa estratégia, quando o reator apresentava-se com deficiência de oxigênio para o processo de degradação biológica.

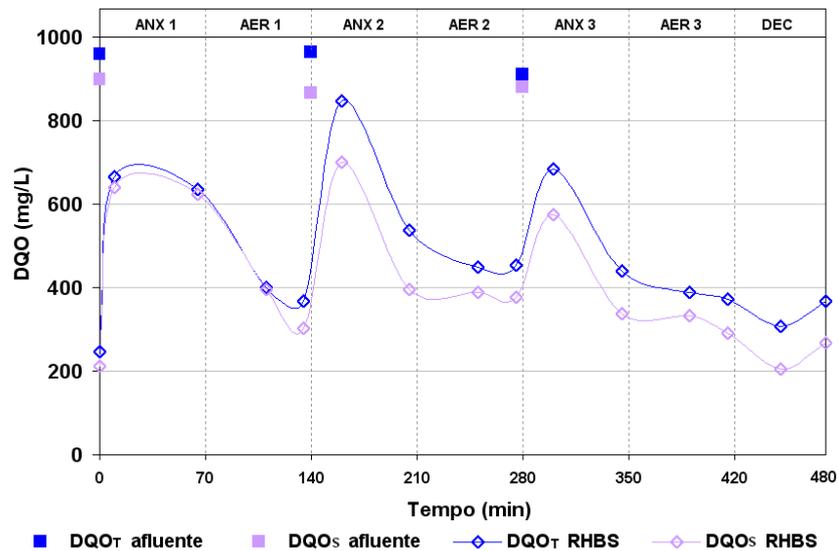


Figura 5.19 - DQO_T e DQO_S ao longo do ciclo monitorado no dia 06 de Setembro (Estratégia B).

A DQO_T , no ciclo realizado no dia 06 de Setembro, esteve acima de 900 mg/L nos três enchimentos. Após a mistura e até o final das fases aeróbias, a média foi de 397 ± 48 mg/L, apontando uma degradação insuficiente de toda a matéria orgânica oferecida aos microorganismos. Depois da decantação, o efluente tratado apresentou uma DQO_T de 367 mg/L, com eficiência de remoção de 61%. As concentrações da DQO_S acompanharam as DQO_T , com eficiência de remoção similar de 69%.

5.3.3 Comportamento do Nitrogênio

Na Tabela 5.12 são apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações do NTK, amônio, nitrito e nitrato, na entrada e saída do reator. Nesta estratégia a carga de amônio foi de $42 \pm 11 \text{ gNH}_4\text{-N/m}^3 \cdot \text{dia}$.

Tabela 5.12 – Estatística Descritiva do NTK, NH₄-N, NO₂-N e NO₃-N (Estratégia B).

Parâmetro	Análise	Fases	
		Entrada	Saída
NTK (mg/L)	Média	54	19
	Desvio Pad	14	3,4
	Mediana	50	19
	Mínimo	38	15
	Máximo	77	23
	Nº Dados	6	6
NH ₄ -N (mg/L)	Média	39	14
	Desvio Pad	10	3,4
	Mediana	39	14
	Mínimo	23	9,9
	Máximo	54	19
	Nº Dados	6	6
	Percentil	-	<18 (99%)
NO ₂ -N (mg/L)	Média	0,00	0,68
	Desvio Pad	0,00	0,62
	Mediana	0,00	0,45
	Mínimo	0,00	0,04
	Máximo	0,00	1,62
	Nº Dados	6	6
NO ₃ -N (mg/L)	Média	0,10	0,86
	Desvio Pad	0,15	1,03
	Mediana	0,00	0,49
	Mínimo	0,00	0,00
	Máximo	0,31	2,59
	Nº Dados	6	6

As concentrações de NTK no efluente bruto variaram de 38 mg/L a 77 mg/L, com média de $54 \pm 14 \text{ mg/L}$. Em relação à concentração de NH₄-N no esgoto bruto, esta variou entre de 23 mg/L e 54 mg/L, com média de $35 \pm 10 \text{ mg/L}$, menor que na estratégia anterior. O efluente tratado apresentou uma concentração média de $19 \pm 3,4 \text{ mgNTK/L}$ e $14 \pm 3,4 \text{ mgNH}_4\text{-N/L}$. As concentrações de NH₄-N do efluente tratado estiveram abaixo de 20 mg/L, atendendo a Resolução nº357/05 do CONAMA. Entretanto, os valores de NT ficaram acima dos 10 mg/L exigidos pela legislação ambiental de Santa Catarina para lançamentos de efluentes em ambientes lênticos.

Na Tabela 5.13 estão os valores da estatística descritiva e o percentil das eficiências de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total (NT).

Tabela 5.13 - Estatística Descritiva da Nitrificação, Desnitrificação e remoção de NT (Estratégia B).

Parâmetro	Análise	Nitrificação (%)	Desnitrificação (%)	Remoção NT (%)
Eficiências	Média	61	93	59
	Desvio Pad	18	3,6	13
	Mediana	66	94	63
	Mínimo	29	89	40
	Máximo	77	98	76
	Nº Dados	6	6	6
	Percentil	<70 (55%)	<90 (20%)	<60 (35%)

A conversão de amônio a $\text{NO}_2\text{-N}$ e $\text{NO}_3\text{-N}$ (nitrificação) teve um percentual oscilando de 29% a 77%, com média de $61 \pm 18\%$, menor que na estratégia anterior. Entretanto, a eficiência da desnitrificação apresentou uma média de $93 \pm 3,6\%$, semelhante à da estratégia A. A remoção de nitrogênio total teve médias de $59 \pm 13\%$, com 65% dos valores acima de 60% de eficiência. Estes resultados indicam que o RHBS operou com desempenho satisfatório no processo de remoção do nitrogênio total durante a estratégia, sendo menos eficiente e menos estável comparado à estratégia anterior.

Os resultados obtidos para $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ e $\text{NO}_3\text{-N}$, durante um ciclo padrão, estão apresentados na Figura 5.20.

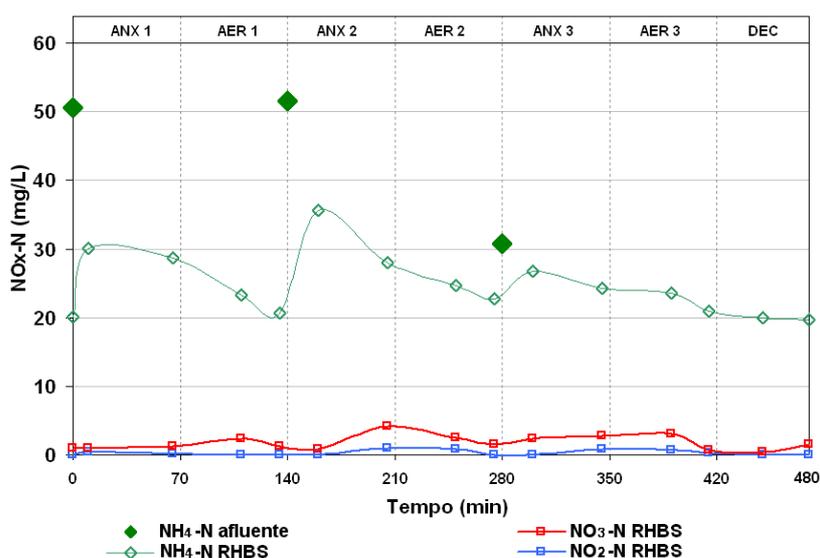


Figura 5.20 – $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ e $\text{NO}_2\text{-N}$ ao longo do ciclo monitorado no dia 06 de setembro (Estratégia B).

Verifica-se que o amônio ficou próximo de 20 mg/L no final das fases aeróbias e no efluente tratado, indicando uma limitação na degradação deste composto. Observa-se também produção de NO₂-N ou NO₃-N ao longo do ciclo e concentração de NO₃-N em torno de 2 mg/L no efluente tratado. Apesar da alta relação de DQO/NTK, com uma média de 25, que propicia condições de remoção completa do nitrato (RITTMANN & McCARTY, 2001). O excesso de carbono não oxidado, devido a aeração ineficiente, causou uma inibição na atividade microbiana das nitrificantes.

Na Figura 5.21 estão apresentados os resultados de pH e OD obtidos ao longo do ciclo monitorado.

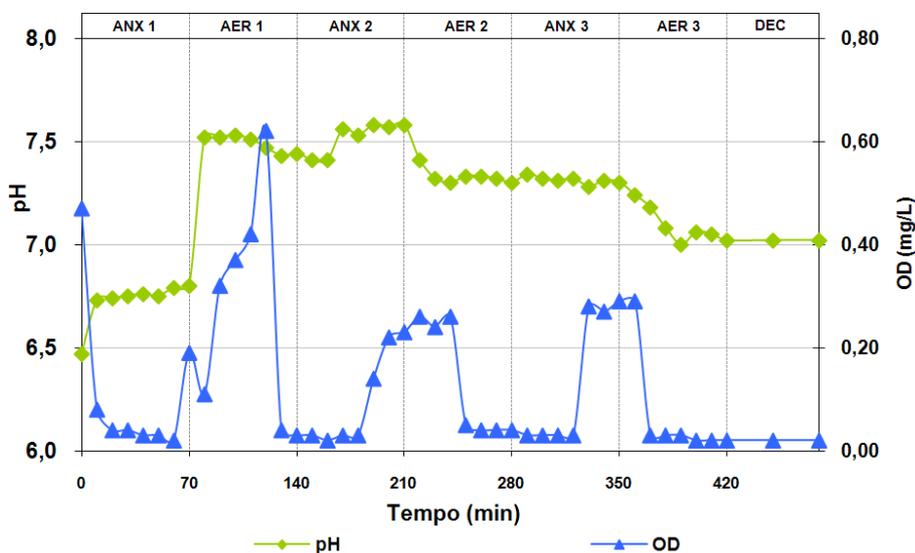


Figura 5.21 – pH e OD ao longo do ciclo monitorado no dia 06 de setembro (Estratégia B).

Durante as fases aeróbias a concentração média de OD foi de $0,16 \pm 0,17 \text{ mgO}_2/\text{L}$, com 99% abaixo de $0,6 \text{ mgO}_2/\text{L}$, valor este inferior ao mínimo recomendado por Surampalli *et al.* (1997) de $2 \text{ mgO}_2/\text{L}$ para ocorrência da nitrificação. Esse comportamento se deve ao aumento da carga com adição de acetato de sódio no efluente bruto durante esta estratégia, que foi rapidamente biodegradado. Houve um consumo elevado de oxigênio dissolvido pelas bactérias e os valores de OD reduziram-se para $0,05 \text{ mg/L}$ ao final das fases aeróbias. O oxigênio oferecido pela aeração instalada no RHBS não foi suficiente para completar o processo de degradação de todo o substrato.

Quanto ao pH, durante o ciclo padrão monitorado no dia 6 de Setembro, observa-se pela Figura 5.21, redução durante as fases aeróbias e aumento e estabilização durante as

fases anóxicas, comportamento relacionado aos processos de nitrificação (vale da amônia) e desnitrificação (recuperação de alcalinidade). Comparando com os resultados da Estratégia A (Figura 5.13), no ciclo 6 de Setembro, não houve aumento do pH ao final das fases aeróbias, fora do comportamento característico de nitrificação completo quando há perdas por volatilização do CO₂ produzido, segundo Carucci *et al.* (1999). Os resultados apresentados na Figura 5.22, para o pH e a alcalinidade, confirmam que durante o ciclo, a alcalinidade foi pouco consumida nas fases aeróbias, apontando instabilidade no processo de nitrificação. Esta alcalinidade manteve um comportamento, ao longo de todo o ciclo, menos variante comparado com a estratégia anterior e permaneceu acima de 140mgCaCO₃/L, sem a adição de cal.

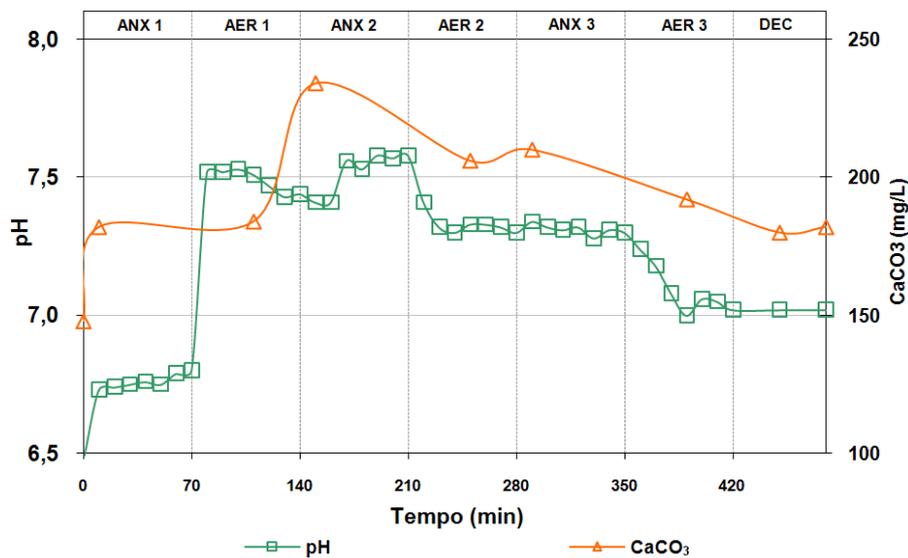


Figura 5.22 – pH e alcalinidade ao longo do ciclo monitorado no dia 06 de setembro (Estratégia B).

5.3.4 Comportamento do Fósforo

Na Tabela 5.14 são apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações do PO₄-P e P_T, assim como suas respectivas eficiências de remoção, obtidas na estratégia B. A carga de fósforo aplicada foi de 59 ± 4,6 gPO₄-P/m³.dia.

Tabela 5.14 – Estatística Descritiva do PO₄-P, P_T e eficiências de remoção (Estratégia B).

Parâmetro	Análise	Fases		Eficiências (%)
		Entrada	Saída	
PO ₄ -P (mg/L)	Média	18	7,1	60
	Desvio Pad	1,4	2,1	11
	Mediana	18	7,6	59
	Mínimo	16	3,4	46
	Máximo	20	9,3	79
	Nº Dados	6	6	6
	Percentil	-	-	<60 (57%)
P _T (mg/L)	Média	14	4,4	67
	Desvio Pad	3,4	0,96	6,6
	Mediana	13	4,5	69
	Mínimo	10	2,9	56
	Máximo	19	5,7	75
	Nº Dados	6	6	6
	Percentil	-	-	<60 (9%)

As concentrações médias de fosfato (PO₄-P) e fósforo total (PT) no esgoto bruto foram de 18 ± 1,4 mg/L e 14 ± 3,4 mg/L, respectivamente, acima da faixa comum característica dos esgotos domésticos, relatado por Araújo (1993) e Metcalf & Eddy (2003), entre outros. Assim como na estratégia anterior, a concentração média de fosfato solúvel também foi pouco maior que a de fósforo total, isso se deve a diferença entre as metodologias de análise laboratorial utilizados para cada um dos parâmetros.

As eficiências médias de remoção de PO₄-P e P_T foram de 60 ± 11% e 67 ± 6,6%, respectivamente, superiores a eficiência de remoção obtidas na estratégia A. Destas, 57% ficaram abaixo de 60% na remoção de fosfato, enquanto que na remoção de fósforo total apenas 9% dos valores tiveram eficiência abaixo de 60%, indicando que houve uma boa remoção de fósforo total.

As concentrações médias de fosfato (PO₄-P) e fósforo total (P_T) no esgoto tratado foram de 7,1 ± 2,1 mg/L e 4,4 ± 0,96 mg/L, respectivamente; com valores mínimos em torno de 3 mg/L, próximos ao exigido pela legislação ambiental de Santa Catarina (1,0 mg/L) para lançamento em ambientes lênticos, sensível à eutrofização.

Observa-se na Figura 5.23, no ciclo do dia 6 de Setembro, o comportamento do fosfato e da DQO_T ao longo do tempo.

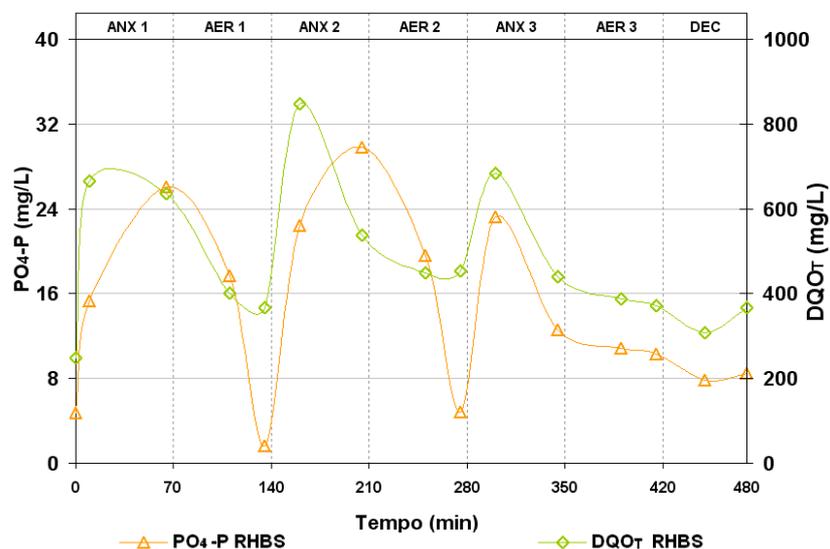


Figura 5.23 – PO₄-P e DQO_T ao longo do ciclo do dia 06 de setembro (Estratégia B).

Assim como na estratégia anterior, verifica-se nos 70 minutos da fase anóxica que houve aumento do fosfato, verificou-se por bactérias fósforo-acumuladoras (BFA) que efetuam sua liberação quando submetidas a estresse em ambiente com pouco ou nenhum OD, consumindo a DQO para armazenar energia (GRADY *et al.*, 1999). Durante as fases aeróbicas observa-se a queda do fosfato, indicando assimilação pelas bactérias (MARCHETTO *et al.*, 2003; SURAMPALLI *et al.*, 1997), apesar das baixas concentrações de oxigênio dissolvido nesta estratégia.

A eficiência de remoção de fosfato foi de 60 % e de remoção de fósforo total (P_T) foi de 67%, indicando uma eficiência maior que na estratégia anterior. Isto pode ser explicado devido às condições de anaerobiose nas fases anóxicas e a alta relação de DQO/NTK (HENZE *et al.*, 1995), decorrente da adição de substrato carbonáceo, apesar da presença de nitrato na fase aeróbia, que tem efeito de reduzir a assimilação do fósforo pelas bactérias, conforme observado nos estudos de Costa (2005) e relatado também por outros autores (HENZE, 1995; JU *et al.*, 2007).

5.3.5 Biomassa suspensa e fixa

Ao longo da estratégia B foram realizadas observações microscópicas com objetivo de caracterizar a microfauna do lodo e do biofilme nesse período. Nos últimos dias desta estratégia, verificou-se no lodo flocos fracos e mal estruturados, assim como muitos flocos destruídos (Figura 5.24). Além disso, o efluente do RHBS apresentava turbidez e espuma no sobrenadante, devido à perda de biomassa do reator o aumento de carga no efluente bruto e conseqüentes valores baixos de oxigênio dissolvido, provocaram um desequilíbrio na microfauna do lodo. Observou-se menor diversidade e quantidade de microorganismos presentes no lodo em relação à estratégia A. Quanto ao biofilme fixo no material suporte, as observações microscópicas revelaram mudanças na sua composição, este apresentou-se pouco denso e mal estruturado, com algumas *Vorticella sp* e pouco material extra celular.

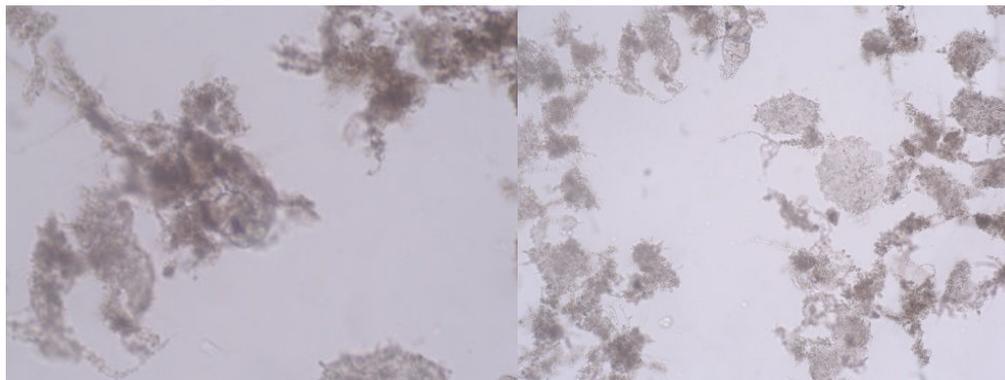


Figura 5.24 – Floco de lodo do RHBS – Microscópio Óptico 50X (Estratégia B).

Na Tabela 5.15 apresentam-se resultados obtidos com a análise FISH, para amostras de lodo e do biofilme coletadas no dia 28 de agosto, oitavo dia de operação. Nas amostras analisadas, 70% das bactérias estão ativas (eubactérias) no lodo e 80% no biofilme do suporte fixo, semelhantes à da estratégia A. No lodo, estas bactérias são 60% oxidadoras de amônio, sendo todas *Nitrosomanas spp* e *Nitrosococcus mobilis*, e 30% no biofilme. Além destas bactérias oxidadoras de amônio (BOA), foram identificadas também as betaproteobactérias. As bactérias oxidadoras de nitrito (BON), do tipo *Nitrobacter spp* apareceram em 20% no lodo e 15% no biofilme.

Tabela 5.15 – Resultados da análise FISH do lodo e do biofilme, coletados na estratégia B.

Amostra (Sonda)	Lodo (29/08/07)	Biofilme (29/08/07)
Caracterização geral da amostra	Amostra heterogênea, com flocos irregulares de diversos tamanhos. Presença de colônias, e células dispersas, sendo estas cocos, bacilos, diplobacilos e muitos filamentos curtos e longos. Presença de muito material extracelular.	Amostra heterogênea com flocos irregulares. Presença de poucos filamentos curtos, pequenas colônias, células na sua maioria bacilares e cocos. Presença de pouco material extracelular.
EUB mix (todas as eubactérias)	Presença de células dispersas- Algumas ($\cong 70\%$ DAPI)	Presença de células dispersas- Algumas ($>80\%$ DAPI)
ARC (Archaea)	Não detectado ($\cong 0\%$ DAPI)	Raras colônias ($\cong 5\%$ DAPI)
EURY499 (grupos Methanosarina, Methanosaeta, Methanomicrobiales)	Não detectado ($\cong 0\%$ DAPI)	Não detectado ($\cong 0\%$ DAPI)
DSV 407 (Bactérias Sulfato Redutoras – <i>Desulfovibionaceae</i>)	Pequenas colônias e células isoladas – Algumas ($\cong 40\%$ DAPI)	Raras colônias ($\cong 3\%$ DAPI)
AMX 820 anaerobic ammonium-oxidizing bacteria, Candidatus ' <i>Brocadia anammoxidans</i> ' and Candidatus ' <i>Kuenenia stuttgartiensis</i> '	Não detectado ($\cong 0\%$ DAPI)	Não detectado ($\cong 0\%$ DAPI)
NEU (a maioria das <i>Nitrosomanas</i> + <i>Nitrosococcus mobilis</i>)	Pequenas colônias e células isoladas – Algumas ($\cong 60\%$ DAPI)	Pequenas colônias e células isoladas – Algumas ($\cong 30\%$ DAPI)
Nso190 (Betaproteobactérias oxidadoras de amônia)	Pequenas colônias e células isoladas - Poucas ($\cong 30\%$ DAPI)	Pequenas colônias e células isoladas - Algumas ($\cong 20\%$ DAPI)
NIT3 (<i>Nitrobacter</i> spp)	Pequenas colônias e células isoladas – Poucas ($\cong 20\%$ DAPI)	Pequenas colônias e células isoladas – Poucas ($\cong 15\%$ DAPI)

Utilizando um reator RBS, em escala real, com ciclos de 12 horas, sem fase de reação anóxica, Thans (2008) obteve resultados com as sondas NEU (30% DAPI), Nso 190 (20% DAPI) e NIT3 (10% DAPI) que mostram que o lodo apresentava cerca de 30% de bactérias oxidadoras de $\text{NH}_4\text{-N}$ a $\text{NO}_2\text{-N}$ (nitrobacter), indicando que o reator estava realizando o processo de nitrificação.

No presente estudo, a presença de organismos nitrificantes foi maior no lodo que no biofilme em comparação à estratégia A. O aumento de carga na entrada do reator promoveu o crescimento destes microorganismos no lodo, porém devido às condições de baixa concentração de OD, o lodo passou a perder biomassa ao longo da estratégia. Isto pode ser confirmado também pela queda de eficiência de remoção de matéria orgânica e

nitrogenada nesta fase e pelo aumento das concentrações de SST no efluente do RHBS. Além disso, por meio do FISH, observou-se a presença de muito material extracelular na amostra de lodo e pouco na amostra de biofilme, devido à destruição dos flocos e enfraquecimento da biomassa fixa. Nos estudos de Campos (2006), em reator de leito fluidizado, a análise FISH mostrou mudanças na população microbiana quando o reator apresentou problemas operacionais e queda de desempenho, frente aos processos de nitrificação e desnitrificação.

5.4 Estratégia C

Iniciada em 7 de setembro de 2007 e finalizada em 18 de outubro, esta estratégia teve como objetivo a recuperação e estabilização da biomassa no reator em decorrência da desestabilização biológica ocasionada durante a estratégia B. Durante este período foram realizadas 11 coletas de amostras com monitoramento do esgoto bruto e esgoto tratado. Os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações de oxigênio dissolvido (OD), temperatura (T) e pH ao longo desta estratégia estão apresentados na Tabela 5.16.

Tabela 5.16 – Estatística Descritiva do OD, T e pH (Estratégia C).

Fase	Análise	Parâmetro		
		OD (mg/L)	T (°C)	pH
Entrada	Média	0,70	21,76	6,64
	Desvio Pad	0,28	2,25	0,32
	Mediana	0,60	21,20	6,71
	Mínimo	0,42	18,50	6,15
	Máximo	1,25	25,10	7,15
	Nº Dados	11	11	11
Saída	Média	3,01	21,70	7,12
	Desvio Pad	1,12	2,51	0,37
	Mediana	3,20	22,50	7,20
	Mínimo	1,08	17,50	6,66
	Máximo	5,37	25,60	7,73
	Nº Dados	11	11	11

O valor médio de oxigênio dissolvido (OD) do efluente bruto foi $0,70 \pm 0,28\text{mgO}_2/\text{L}$, e na saída do reator foi de $3,01 \pm 1,12\text{mgO}_2/\text{L}$, semelhante à estratégia A. Este OD elevado no efluente tratado, assim como na estratégia A, com máximo de $5,37\text{mgO}_2/\text{L}$, se deve também ao ciclo terminar com a fase de decantação que é precedida

da última fase aeróbia e ausência de uma nova entrada de esgoto bruto, indicando que o reator voltou às condições de aeração antes da adição do substrato carbonáceo.

Os valores médios de temperatura (T) foram de $21,76 \pm 2,25^{\circ}\text{C}$ no esgoto bruto e $21,70 \pm 2,51^{\circ}\text{C}$ na saída do reator, abaixo da faixa ideal para tratamento biológico, segundo Jordão & Pessôa (2005). Estes valores se devem as baixas temperaturas correspondentes ao inverno local, com temperaturas variando entre 15 a 25°C , como pode ser observado na Figura 1 no Anexo A (ALLMETSAT, 2007).

O pH no efluente bruto variou pouco, apresentando média de $6,64 \pm 0,32$, assim como no efluente tratado, que teve média de $7,12 \pm 0,37$, valores semelhantes àqueles das estratégias anteriores. Devido à ausência de acetato de sódio no efluente bruto, o pH do reator foi corrigido novamente com cal hidratada, a fim de mantê-lo dentro da faixa de 7,5 a 8,0, que de acordo com Rittmann & McCarty (2001) tem efeito significativo no aumento da velocidade de nitrificação.

5.4.1 Comportamento dos Sólidos

Na Tabela 5.17 são apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações de ST, SST e SSV, na entrada e saída do reator, assim como no lodo do RHBS, além das respectivas eficiências.

O efluente bruto apresentou concentrações médias de 396 ± 63 mgST/L, $102 \pm 9,3$ mgSST/L e $80 \pm 5,1$ mgSSV/L, que segundo Metcalf & Eddy (2003), pode ser classificado como esgoto doméstico de baixa concentração em termos de sólidos. Estes valores baixos na entrada do reator se devem ao período chuvoso na região, diluindo o efluente bruto; segundo a *Allmetsat* (2007), a precipitação nos meses de Setembro e Outubro ficaram em torno de 125 mm, como apresentado na Figura 2 no Anexo A. O efluente tratado apresentou concentrações médias de 234 ± 58 mgST/L, 35 ± 11 mgSST/L e $25 \pm 8,6$ mgSSV/L, abaixo dos valores encontrados na estratégia anterior. Quanto às eficiências de remoção, a média foi de $45,20 \pm 21,93\%$ para ST, $79,61 \pm 43,04\%$ para SST e $68,89 \pm 10,87\%$ para SSV, indicando uma eficiência maior na remoção dos sólidos em geral. Nesta estratégia, a relação SSV/SST ficou entre 0,68 e 0,89, próximas da faixa de 0,7 a 0,85, que caracteriza sistemas de lodos ativados convencionais de acordo com Von Sperling *et al.* (2002).

Tabela 5.17 – Estatística Descritiva do ST, SST, SSV e suas eficiências de remoção (Estratégia C).

Parâmetro	Análise	Fases			Eficiências de remoção (%)
		Entrada	Saída	Lodo	
ST (mg/L)	Média	396	224	2054	45
	Desvio Pad	63	58	664	22
	Mediana	410	226	1780	50
	Mínimo	320	132	1384	10
	Máximo	458	310	3064	67
	Nº Dados	8	8	8	8
SST (mg/L)	Média	102	35	1867	80
	Desvio Pad	9	11	622	43
	Mediana	101	31	1610	72
	Mínimo	91	25	1253	41
	Máximo	120	59	2880	182
	Nº Dados	8	8	8	8
SSV (mg/L)	Média	81	25	1449	69
	Desvio Pad	5,1	8,6	455	11
	Mediana	80	22	1267	72
	Mínimo	72	18	1011	44
	Máximo	89	45	2213	78
	Nº Dados	8	8	8	8

Na Figura 5.25 observam-se os comportamentos dos ST, SST e SSV no lodo do RHBS, ao longo da estratégia C.

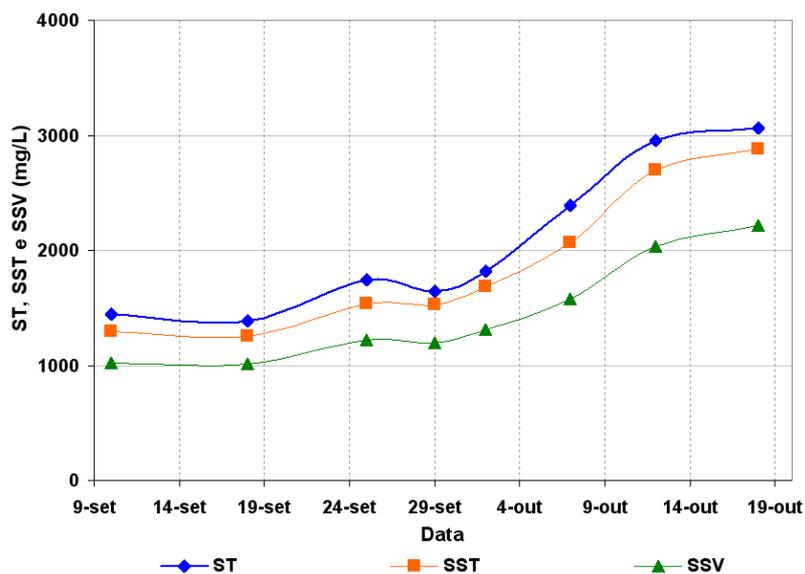


Figura 5.25 – ST, SST e SSV no RHBS (Estratégia C).

Durante o mês de Setembro, os sólidos suspensos voláteis ficaram abaixo da faixa recomendado por Von Sperling *et al.* (2002) para lodo ativado convencional, que é de

1500 a 3500 mgSSV/L. Estas baixas concentrações de SSV são consequência da desestabilização da biomassa dentro do reator, devido ao aumento de carga do efluente bruto, durante a Estratégia B, provocando a saída do lodo para fora do reator. A partir de novembro, o reator retomou a normalidade, apresentando concentrações de SSV entre 1500 e 2100 mg/L.

5.4.2 Comportamento da DQO e DBO₅

Na Tabela 5.18 estão apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações de DQO_T, DQO_S e DBO₅, na entrada e saída do reator, assim como as respectivas eficiências de remoção. Nesta estratégia não foi adicionada nenhuma carga extra de carbono, com objetivo de recuperar o equilíbrio biológico do RHBS; a carga média aplicada foi de $0,20 \pm 0,07$ Kg.DQO_T/m³.dia.

Tabela 5.18 – Estatística Descritiva da DQO_T, DQO_S, DBO₅ e suas eficiências de remoção (Estratégia C).

Parâmetro	Análise	Fases		Eficiências (%)
		Entrada	Saída	
DQO total (mg/L)	Média	186	79	58
	Desvio Pad	60	37	12
	Mediana	203	80	60
	Mínimo	73	24	41
	Máximo	257	132	84
	Nº Dados	11	11	11
	Percentil	-	<59 (%)	<80 (98%)
DQO filtr. (mg/L)	Média	160	62	61
	Desvio Pad	58	26	14
	Mediana	162	68	58
	Mínimo	61	15	34
	Máximo	269	92	82
	Nº Dados	11	11	11
	Percentil	-	<59 (%)	<80 (97%)
DBO ₅ (mg/L)	Média	150	23	88
	Desvio Pad	59	21	8
	Mediana	152	13	91
	Mínimo	70	6,2	78
	Máximo	208	55	97
	Nº Dados	5	5	5
	Percentil	-	<40 (83%)	<54 (99%)

As concentrações de DQO_T na entrada do reator estiveram entre 73 mg/L e 257 mg/L, com média de 186 ± 60 mg/L, conforme Tabela 5.18. O valor médio de DQO_T ficou abaixo daqueles obtidos nas estratégias A e B, isso se deve ao período chuvoso na região

que ocasionou a diluição do efluente urbano, já que este efluente é coletado diretamente de um poço de visita que recebe águas de chuva. Resultados similares foram obtidos por Campos (2006), que utilizou o mesmo ponto de captação de esgoto, e verificou queda na concentração de DQO resultante da diluição do esgoto bruto nos períodos chuvosos. A DQO_S apresentou resultados próximos aos de DQO_T com média de 160 ± 58 mg/L.

As concentrações médias de DBO₅ no esgoto bruto foram 150 ± 59 mg/L. A razão média de DBO/DQO foi maior que nas estratégias anteriores, com valor de 0,9 que caracteriza este esgoto urbano como facilmente tratado por meios biológicos (METCALF & EDDY, 2003). O efluente tratado apresentou 99 % dos resultados abaixo de 54 mg/L, a eficiência de remoção foi de 88 ± 8,3%, indicando que o RHBS atendeu a Legislação Ambiental do Estado de Santa Catarina (Decreto 14250/81) para esse parâmetro.

Na Figura 5.26 visualizam-se a DQO_T afluente e efluente do RHBS durante esta estratégia e sua eficiência na remoção desse parâmetro ao longo do tempo da Estratégia C.

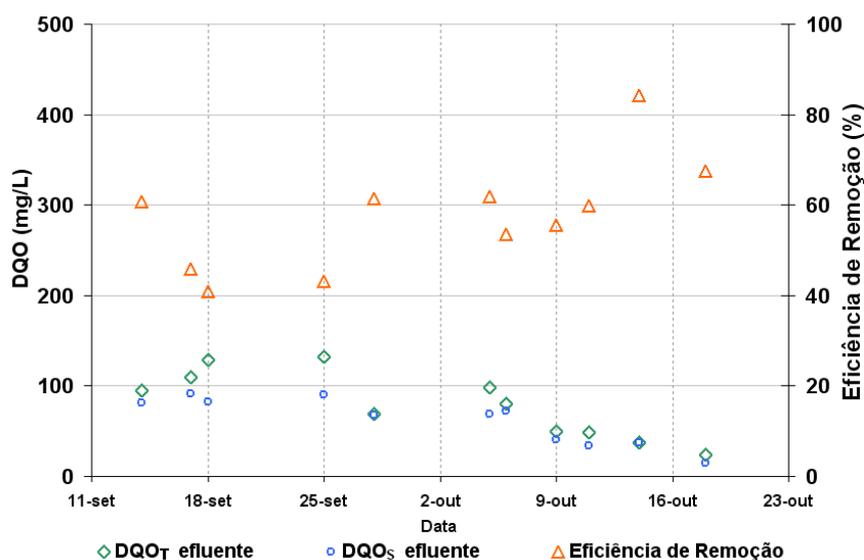


Figura 5.26 – DQO_T e DQO_S e eficiência de remoção (Estratégia C).

Durante a Estratégia C a DQO_T efluente foi menor, isso se deve a recuperação da biomassa no reator, que conseguiu realizar eficientemente a remoção da matéria orgânica do afluente. Nos últimos quatro (4) dias da estratégia, o reator apresentou uma DQO_T abaixo de 50 mg/L, mesmo com a DQO_T de entrada variando entre 73 e 234 mg/L, indicando uma estabilidade do reator quanto a remoção de substrato carbonáceo e alcançando o objetivo desta estratégia.

5.4.3 Comportamento do Nitrogênio

Na Tabela 5.19 estão apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações do NTK, amônio, nitrito e nitrato, na entrada e saída do reator. Nesta estratégia a carga de amônio foi de $43 \pm 10 \text{ gNH}_4\text{-N/m}^3 \cdot \text{dia}$.

Tabela 5.19 – Estatística Descritiva do NTK e $\text{NH}_4\text{-N}$ (Estratégia C).

Parâmetro	Análise	Fases	
		Entrada	Saída
NTK (mg/L)	Média	54	30
	Desvio Pad	9,4	8,6
	Mediana	54	32
	Mínimo	32	12
	Máximo	68	38
	Nº Dados	11	11
	Percentil	-	-
$\text{NH}_4\text{-N}$ (mg/L)	Média	40	20
	Desvio Pad	9,1	6,4
	Mediana	38	20
	Mínimo	27	10
	Máximo	53	30
	Nº Dados	11	11
	Percentil	-	<20 (47%)

As concentrações de NTK no esgoto bruto variaram de 32 mg/L a 68 mg/L, com uma concentração média de $54 \pm 9,4 \text{ mg/L}$. Em relação à concentração de $\text{NH}_4\text{-N}$, o esgoto bruto variou de 27 mg/L a 53 mg/L, com média de $40 \pm 9,1 \text{ mg/L}$. Estes valores indicam que houve uma menor quantidade de amônio no efluente de entrada do reator devido à diluição causada pelo período chuvoso durante esta estratégia, que assim como observado para a matéria carbonácea (DQO e DBO) e sólidos.

Apenas 47% dos resultados de $\text{NH}_4\text{-N}$ do efluente tratado apresentaram-se abaixo de 20 mg/L, atendendo a Resolução nº357/05 do CONAMA. Enquanto que nenhum dos valores de NT ficou abaixo dos 10 mg/L, que é o exigido pela legislação ambiental de Santa Catarina para lançamento em estuários, lagoas e lagunas. O efluente tratado teve uma concentração média de $30 \pm 8,6 \text{ mgNTK/L}$ e $20 \pm 6,4 \text{ mgNH}_4\text{-N/L}$, acima daquelas obtidas nas estratégias anteriores.

Os valores da estatística descritiva e o percentil das eficiências de nitrificação, desnitrificação e nitrogênio total (NT) estão apresentados na Tabela 5.20.

Tabela 5.20 – Estatística Descritiva da Nitrificação, Desnitrificação e remoção de NT (Estratégia C).

Parâmetro	Análise	Nitrificação (%)	Desnitrificação (%)	Remoção NT (%)
Eficiências	Média	47	73	36
	Desvio Pad	21	25	14
	Mediana	48	86	39
	Mínimo	11	23	16
	Máximo	78	95	67
	N° Dados	11	11	11
	Percentil	<50 (56%)	<80 (4%)	<50 (92%)

O amônio teve sua eficiência de conversão a nitrito e nitrato (nitrificação) oscilando de 11% a 78%, com média de $47 \pm 21\%$. A eficiência da desnitrificação durante esta estratégia apresentou média de $73 \pm 25\%$. Em relação à remoção de nitrogênio total, a eficiência foi de $36 \pm 14\%$, com 92% dos valores abaixo de 50% de eficiência. Estes resultados revelam que o desempenho do reator durante esta estratégia não foi tão eficiente e estável para o nitrogênio comparado às estratégias anteriores.

Na Figura 5.27 estão apresentados os resultados obtidos para $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ e $\text{NO}_3\text{-N}$ do efluente e as eficiências na nitrificação, durante a Estratégia C.

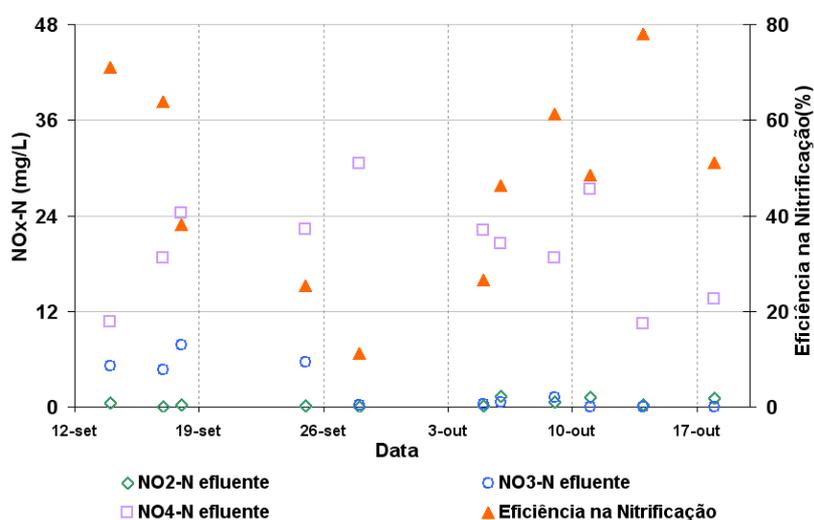


Figura 5.27 – $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ e $\text{NO}_3\text{-N}$ do efluente e eficiência na nitrificação (Estratégia C).

No mês de Setembro o $\text{NH}_4\text{-N}$ apresentou concentrações acima de 20 mg/L na saída do reator e eficiências baixas na remoção deste composto, revelando uma nitrificação menos eficiente que nas estratégias anteriores. Além dos valores altos de amônio, observa-se a presença de nitrato na saída do reator, indicando uma desnitrificação

também menos eficiente que nas estratégias A e B. Estes resultados são consequência do impacto causado pela carga de choque na estratégia anterior, que desestabilizou a microbiota do RHBS. Com a recuperação da biomassa do reator, no mês de Outubro percebe-se uma melhora na eficiência de remoção do NH₄-N e baixas concentrações de nitrito e nitrato no esgoto efluente do RHBS, indicando uma melhora dos processos de nitrificação e desnitrificação.

Esta estratégia alcança seu objetivo com a estabilização da atividade microbiana dentro do reator, comprovado pela melhora das eficiências dos últimos dias, mesmo com as condições desfavoráveis para a desnitrificação devido à razão de DQO/NTK, que teve média de 3,4, inferior a 7,0, recomendado por Henze *et al.* (1995).

5.4.4 Comportamento do Fósforo

Na Tabela 5.21 estão apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações do PO₄-P e P_T, assim como suas eficiências de remoção. Nesta estratégia a carga de fósforo foi de 50 ± 7,3 gPO₄-P/m³.dia.

Tabela 5.21 – Estatística Descritiva do PO₄-P, P_T e suas eficiências (Estratégia C).

Parâmetro	Análise	Fases		Eficiências (%)
		Entrada	Saída	
PO ₄ -P (mg/L)	Média	15	10	30
	Desvio Pad	2,2	5,1	37
	Mediana	16	12	27
	Mínimo	9,2	3,2	-28
	Máximo	18	21	77
	Nº Dados	11	11	11
	Percentil	-	<10 (44%)	<30 (51%)
P _T (mg/L)	Média	18	9,3	47
	Desvio Pad	3,2	4,1	26
	Mediana	19	8,4	55
	Mínimo	10	4,3	-2,8
	Máximo	22	18	81
	Nº Dados	11	11	11
	Percentil	-	<10 (93%)	<30 (24%)

As concentrações médias de fosfato (PO₄-P) e fósforo total (P_T) no esgoto bruto foram de 15 ± 2,2 mg/L e 18 ± 3,2 mg/L, respectivamente. Estes valores médios estão próximos daqueles encontrados na estratégia anterior (B), apesar da diluição do efluente causada pelo período chuvoso na região onde esse foi coletado.

As eficiências médias de remoção de $\text{PO}_4\text{-P}$ e P_T foram de $30 \pm 37\%$ e 47 ± 26 , respectivamente, semelhantes aos valores médios de eficiência obtidos na estratégia A. As concentrações médias de fosfato ($\text{PO}_4\text{-P}$) e fósforo total (P_T) no esgoto tratado foram de $10 \pm 5,1$ mg/L e $9,3 \pm 4,1$ mg/L, respectivamente, com 93% dos valores de fósforo total abaixo de 10 mg/L. Apesar de haver remoção efetiva de fósforo nesta estratégia, a legislação ambiental de Santa Catarina não foi atendida para lançamento de efluente em ambiente sensíveis ($\text{P}_T < 1$ mg/L).

Observa-se na Figura 5.28 o comportamento do fósforo total afluente e efluente do reator e a remoção do mesmo longo do tempo.

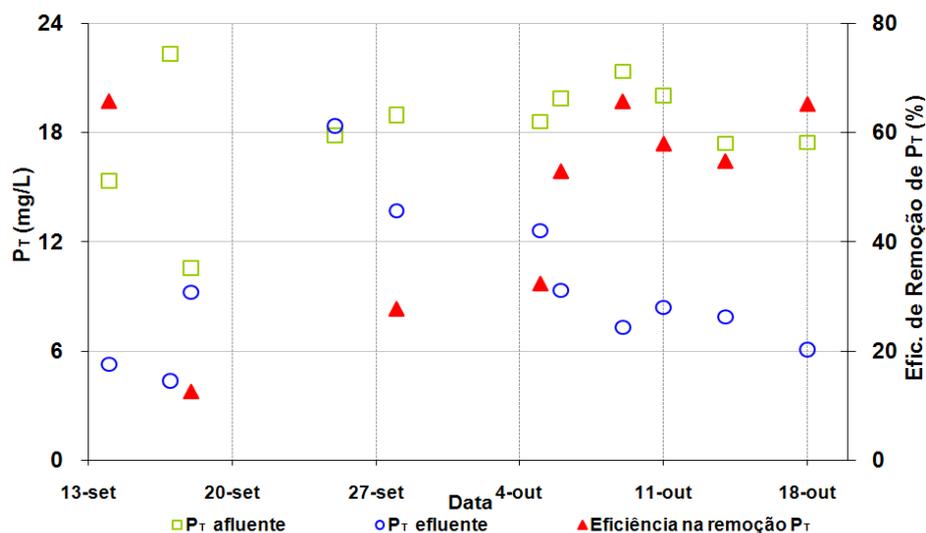


Figura 5.28 – P_T afluente, efluente e eficiência de remoção (Estratégia C).

Durante a estratégia C o P_T na entrada do reator manteve-se próximo a 18 mg/L, enquanto que no efluente tratado variou bastante, principalmente no mês de setembro, não apresentando eficiência no dia 25 de Setembro. Estes resultados são conseqüências da desestabilização da biomassa após as condições impostas na estratégia B. Após início do mês de Outubro, os resultados de eficiência melhoram, ficando em torno de 60%, indicando a estabilização da atividade microbológica no RHBS, com valores de P_T inferiores a 10 mg/L no efluente tratado. Assim como a melhora na eficiência de remoção de DQO e $\text{NH}_4\text{-N}$, as eficiências de remoção de fósforo confirmam a recuperação da biomassa no RHBS atingindo o objetivo desta estratégia.

5.4.5 Biomassa em suspensão e fixa

Na estratégia C foram realizadas observações microscópicas do lodo e do biofilme. A microscopia óptica no final desta estratégia revelou o aparecimento de microorganismos indicadores de estabilidade biológica do lodo, entre eles, principalmente *Arcellas sp*, *Rotíferos sp* e *Aspidisca sp*. Além disso, nas fotos da Figura 5.29 percebe-se que os flocos voltaram ao aspecto bem estruturado como na estratégia A, juntamente com o aumento das eficiências de remoção de DQO, DBO₅ e ocorrência de nitrificação no RHBS.

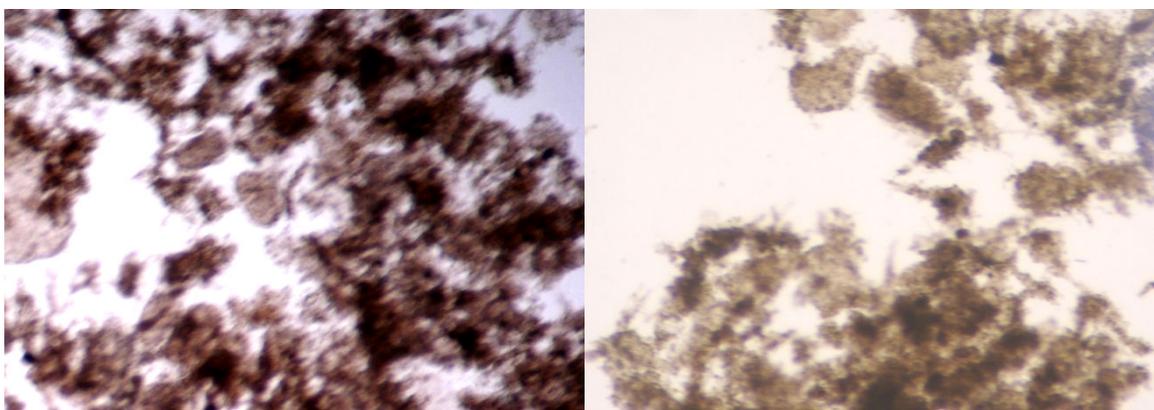


Figura 5.29 – Floco de lodo do RHBS – Microscópio Óptico 50X (Estratégia C).

5.5 Estratégia D

Esta estratégia teve início em 24 de Outubro de 2007 e foi finalizada em 21 de Dezembro de 2007, durante este período foram realizados 14 coletas e monitorados dois (2) ciclos completos ao longo de todas suas fases. O objetivo desta estratégia foi o estudo do comportamento do RHBS com a aplicação de uma carga extra de carbono, menor que a aplicada na estratégia B. Os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações de oxigênio dissolvido (OD), temperatura (T) e pH ao longo da estratégia estão apresentados na Tabela 5.22.

Tabela 5.22 – Estatística Descritiva do OD, T e pH (Estratégia D).

Fase	Análise	Parâmetro		
		OD (mg/L)	T (°C)	pH
Entrada	Média	0,90	25,51	6,64
	Desvio Pad	0,47	2,54	0,21
	Mediana	0,90	25,90	6,68
	Mínimo	0,31	20,60	6,14
	Máximo	2,06	31,70	6,90
	Nº Dados	15	15	15
	Percentil	-	<25 (44%)	-
Fase Anóxica	Média	0,25	25,49	7,26
	Desvio Pad	0,60	0,74	0,43
	Mediana	0,02	25,30	7,26
	Mínimo	0,00	24,30	6,57
	Máximo	2,72	26,90	8,08
	Nº Dados	44	44	44
	Percentil	<0,5 (88%)	-	-
Fase Aeróbia	Média	3,96	25,92	7,37
	Desvio Pad	1,11	0,85	0,44
	Mediana	4,21	25,85	7,19
	Mínimo	1,21	24,50	6,93
	Máximo	5,68	27,40	8,58
	Nº Dados	42	42	42
	Percentil	<2,0 (6%)	-	<7,5 (77%)
Saída	Média	2,82	23,95	7,02
	Desvio Pad	0,81	2,30	0,37
	Mediana	2,88	23,50	7,09
	Mínimo	1,25	20,30	6,14
	Máximo	3,99	28,80	7,61
	Nº Dados	15	15	15
	Percentil	-	<25 (68%)	-

As concentrações médias de oxigênio dissolvido (OD) do efluente bruto foram de $0,90 \pm 0,47 \text{mgO}_2/\text{L}$, e na saída do reator de $2,82 \pm 0,81 \text{mgO}_2/\text{L}$. Na Figura 5.30 observa-se o comportamento do OD ao longo do tempo nos ciclos do dia 24 de Novembro e 14 de Dezembro de 2007.

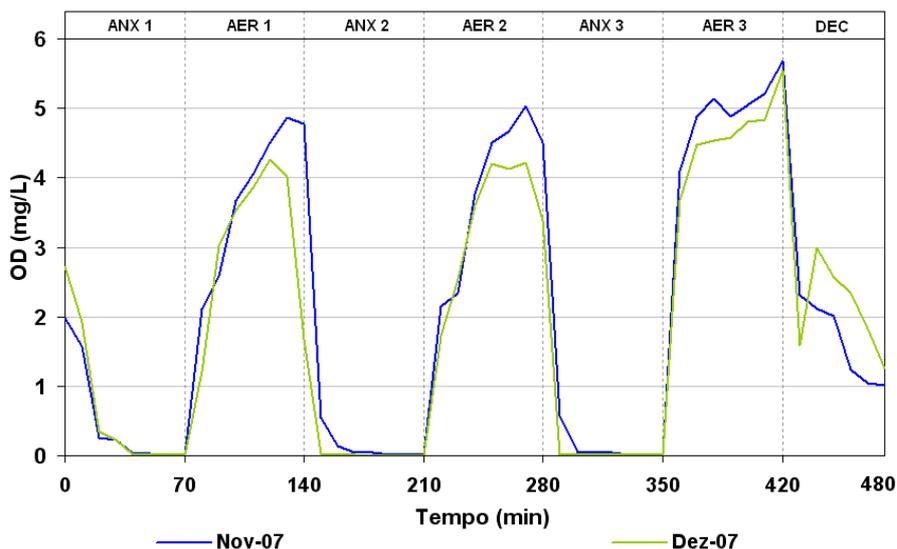


Figura 5.30 – OD ao longo dos ciclos monitorados (Estratégia D).

Após a mistura, os valores de oxigênio dissolvido caem próximos de zero. Durante as fases anóxicas, a concentração de OD foi em média de $0,25 \pm 0,60 \text{mgO}_2/\text{L}$ e 88% dos seus valores ficaram abaixo de $0,5 \text{mg/L}$, conforme Tabela 5.22, que é o valor recomendado por Ferreira (2000) como ótimo para desnitrificação. Os valores de OD acima de $0,5 \text{mg/L}$ correspondem aos momentos de agitação causados pela entrada do efluente bruto dentro do reator. Durante as fases aeróbias, a concentração de OD apresentou média de $3,96 \pm 1,11 \text{mgO}_2/\text{L}$, tendo apenas 6% de seus valores abaixo de $2 \text{mgO}_2/\text{L}$, que segundo Surampalli *et al.* (1997) é o mínimo requerido para que ocorra a velocidade máxima de nitrificação.

Observa-se na Tabela 5.22 que a temperatura média foi de $25,51 \pm 2,54^\circ\text{C}$ e $23,95 \pm 2,30^\circ\text{C}$ no esgoto bruto e na saída do RHBS, respectivamente. Durante esta estratégia, 56% dos valores ficaram acima de 25°C , os restantes 44% ficaram abaixo da faixa ideal de temperatura (T) para tratamento biológico (JORDÃO & PESSÔA, 2005). Estes valores foram maiores que nas outras estratégias devido ao período de clima quente (verão) no qual esta estratégia foi realizada; como pode ser verificado na Figura 1 do Anexo A, as

temperaturas do mês de Novembro e Dezembro ficaram entre 20 e 25°C, para o ano de 2007 (ALLMETSAT, 2007). A média da temperatura (T) nas fases aeróbias foi de $25,92 \pm 0,85^\circ\text{C}$, ficando mais próxima da faixa ótima de 30 a 35°C para a nitrificação que nas outras estratégias. Na fase anóxica, a temperatura (T) média foi de $25,49 \pm 0,74^\circ\text{C}$, maior que nas outras estratégias, e dentro da faixa ótima de 10 a 30°C para eficiente desnitrificação, segundo Henze *et al.* (1995).

O pH no efluente bruto apresentou média de $6,64 \pm 0,21$, próximo aos valores das outras estratégias. Ao longo da fase anóxica o pH médio foi de $7,26 \pm 0,43$, encontrando-se dentro da faixa ótima de 7,0 a 8,0 segundo Metcalf & Eddy (2003) para desnitrificação. Entretanto na fase aeróbia, o pH médio foi de $7,37 \pm 0,44$, com 77% dos seus valores pouco abaixo de 7,5, próximos da faixa ótima de nitrificação (entre 7,5 e 8,0) segundo os mesmos autores. Os resultados de temperatura (T) e pH medidos ao longo dos ciclos padrão, monitorados durante a estratégia D, são apresentados na Figura 5.31.

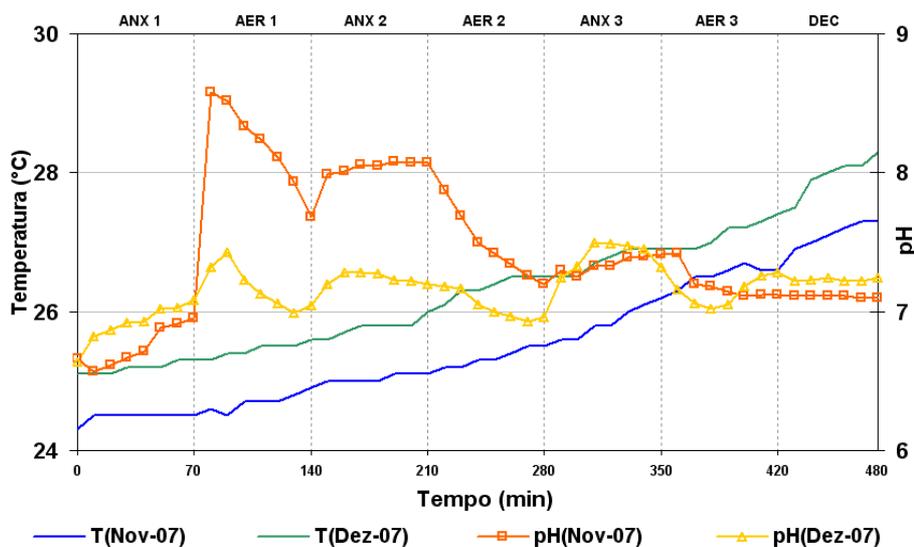


Figura 5.31 – Temperatura (T) e pH ao longo dos ciclos monitorados (Estratégia D).

No ciclo de Novembro, o pH teve seu valor maior que 8,0 no início da primeira fase aeróbia, logo após a adição de cal hidratada, ao longo das fases aeróbias os valores alcalinidade foram diminuindo. Este comportamento foi observado também no ciclo de Dezembro, porém com menores valores de pH (7,3-7,5) característico de consumo de alcalinidade (vale da amônia) decorrente do processo de nitrificação, como observado nas

estratégias anteriores e citado na literatura (ANDREOTTOLA *et al.*, 2001; CARUCCI *et al.*, 1999).

5.5.1 Comportamento dos Sólidos

Na Tabela 5.23 são apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações de ST, SST e SSV, na entrada e saída do reator, assim como no lodo do RHBS, além das respectivas eficiências.

Tabela 5.23 – Estatística Descritiva do ST, SST, SSV e suas eficiências (Estratégia D).

Parâmetro	Análise	Fases			Eficiências de remoção (%)
		Entrada	Saída	Lodo	
ST (mg/L)	Média	908	596	3812	39
	Desvio Pad	73	47	975	12
	Mediana	895	596	3954	36
	Mínimo	801	509	2526	20
	Máximo	1002	692	5090	59
	Nº Dados	12	12	12	12
	Percentil	-	<59 (%)	-	<30 (25%)
SST (mg/L)	Média	141	31	3551	78
	Desvio Pad	29	10	881	5,8
	Mediana	136	29	3717	77
	Mínimo	104	14	2327	68
	Máximo	203	51	4609	88
	Nº Dados	12	12	12	12
	Percentil	-	<59 (%)	-	<80 (25%)
SSV (mg/L)	Média	115	23	2820	78
	Desvio Pad	25	7,6	726	5,1
	Mediana	105	20	2964	78
	Mínimo	87	8	1798	71
	Máximo	174	37	3698	86
	Nº Dados	12	12	12	12
	Percentil	-	<40 (%)	-	<80 (26%)

O esgoto bruto apresentou médias de 908 ± 73 mgST/L, 141 ± 29 mgSST/L e 115 ± 25 mgSSV/L, que segundo Metcalf & Eddy (2003), pode ser classificado como esgoto doméstico de alta concentração em termos de ST. O efluente tratado apresentou concentrações médias de 596 ± 47 mgST/L, 31 ± 10 mgSST/L e $23 \pm 7,6$ mgSSV/L. Quanto as eficiências de remoção, a média foi de $39 \pm 12\%$ para ST, $78 \pm 5,8\%$ para SST e $78 \pm 5,1\%$ para SSV, indicando uma boa eficiência na remoção de SST e SSV e estabilidade durante esta estratégia. A relação SSV/SST nesta estratégia variou entre 0,72

e 0,89, próximas à faixa de 0,7 a 0,85, que caracteriza sistemas de lodo ativado convencional (Von SPERLING *et al.*, 2002).

Na Figura 5.32 estão apresentados os resultados dos ST, SST e SSV do lodo do RHBS, ao longo da estratégia D.

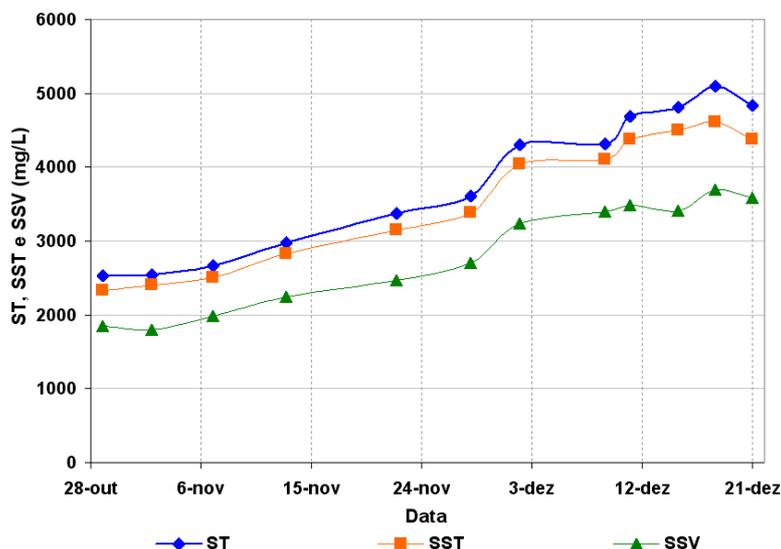


Figura 5.32 – Comportamento ST, SST e SSV no RHBS (Estratégia D).

As concentrações de SSV do lodo aumentaram no reator durante toda a estratégia, no mês de Dezembro atingiram 3500 mgSSV/L, estando dentro da faixa de valores típicos de SSV para lodo ativado convencional (Von SPERLING *et al.*, 2002), em consequência da recuperação da biomassa na estratégia C e também da adição de uma carga extra de carbono no substrato afluente.

5.5.2 Comportamento da DQO e DBO₅

Na Tabela 5.24 são apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações de DQO total, DQO solúvel e BDO₅, na entrada e saída do reator, assim como as respectivas eficiências de remoção. Nesta estratégia foi aplicada uma carga extra de carbono de 0,39 Kg.DQO/m³.dia na entrada do RHBS, resultando numa carga média de 0,71 ± 0,15 Kg.DQO_T/m³.dia.

Tabela 5.24 – Estatística Descritiva da DQO_T, DQO_S, DBO₅ e suas eficiências.

Parâmetro	Análise	Fases		Eficiências (%)
		Entrada	Saída	
DQO total (mg/L)	Média	649	121	80
	Desvio Pad	139	38	7,5
	Mediana	614	117	80
	Mínimo	466	56	69
	Máximo	937	195	90
	Nº Dados	15	15	15
	Percentil	-	<59 (1%)	<80 (44%)
DQO filtr. (mg/L)	Média	549	99	81
	Desvio Pad	131	38	9,7
	Mediana	518	100	84
	Mínimo	356	45	59
	Máximo	797	173	91
	Nº Dados	15	15	15
	Percentil	-	<59 (80%)	<80 (30%)
DBO ₅ (mg/L)	Média	462	35	92
	Desvio Pad	32	15	3,8
	Mediana	450	32	93
	Mínimo	424	21	86
	Máximo	502	60	96
	Nº Dados	5	5	5
	Percentil	-	<59 (99%)	<90 (15%)

As concentrações de DQO_T no efluente bruto variaram entre 466 mg/L e 937 mg/L, com média de 649 ± 139 mg/L. Devido a quantidade de acetato de sódio aplicado ao substrato nesta estratégia, a DQO_T manteve-se com valores acima dos encontrados na estratégia A, porém em quantidade suficiente para ser oxidada sem causar a desestabilização da biomassa do reator, como aconteceu na estratégia B. Conhecendo a limitação do reator quanto à oferta de oxigênio dissolvido, nesta estratégia foi possível o aumento da DQO ao longo de todo o período. Como o acetato de sódio era inteiramente solúvel no efluente, os valores de DQO_S ficam próximos da DQO_T, apresentando média de 549 ± 131 mg/L. As eficiências médias de remoção de DQO_T e a DQO_S foram semelhantes de $80 \pm 7,5$ % e $81 \pm 9,7$ %, respectivamente. O pequeno desvio padrão mostra a estabilidade na remoção de DQO ao longo de toda a estratégia.

As concentrações de DBO₅ do esgoto na entrada do reator foram em média de 462 ± 32 mg/L, revelando uma razão DBO/DQO média de 0,7 que caracteriza este efluente como facilmente tratado por meios biológicos (METCALF & EDDY, 2003). O efluente tratado apresentou 99% dos seus valores de DBO₅ abaixo de 59 mg/L e uma eficiência de $92 \pm 3,8$ %, indicando que o RHBS manteve-se mais estável e eficiente que nas outras

estratégias, além de atender a Legislação Ambiental do Estado de Santa Catarina (Decreto 14250/81), para lançamento em corpos d'água.

Os resultados da DQO total de ciclos padrão, realizados nos dias 24 de Novembro e 14 de Dezembro, estão apresentados na Figura 5.33.

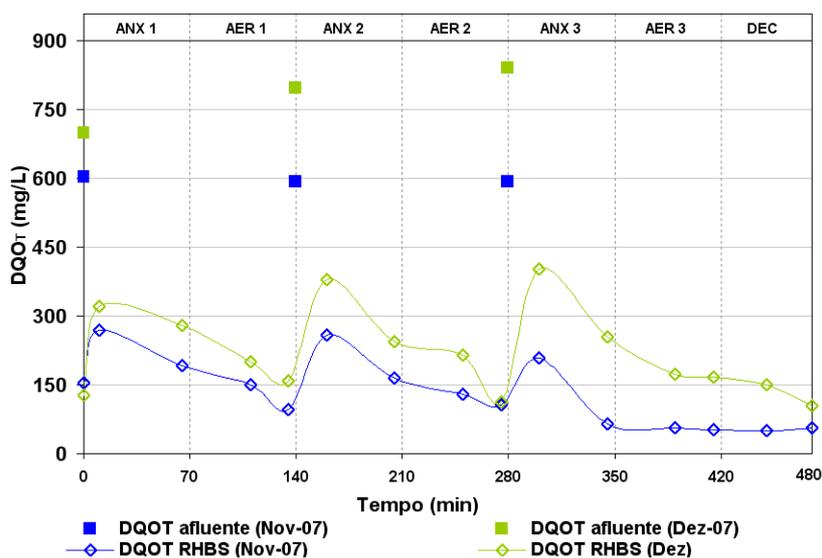


Figura 5.33 – DQO_T af luente e ao longo dos ciclos monitorados (Estratégia D).

O efluente de entrada no reator do dia 24 de Novembro teve uma DQO_T variando pouco entre os três (3) enchimentos, com média de $594 \pm 5,9$ mg/L, enquanto que no ciclo do dia 14 de Dezembro o efluente teve valores maiores e com maior variação, apresentando média de 778 ± 72 mg/L.

No ciclo do dia 24 de Novembro, após 10 minutos de iniciada a entrada, a DQO_T da mistura dos três enchimentos apresentou valores médios de 245 ± 31 mg/L e até o final das fases aeróbias a DQO_T caiu 85 ± 29 mg/L. Após a decantação, o efluente deste ciclo apresentou uma DQO_T de 56 mg/L. A eficiência de remoção de DQO_T foi de 91% e os valores de DQO_S durante estes dois ciclos, assim como a eficiência na sua remoção, foram muito semelhantes aos da DQO_T, o que indica que o efluente foi basicamente composto de DQO solúvel. Na Figura 5.34 estão apresentados os resultados da DQO_T af luente (esgoto bruto) e efluente (final do ciclo), assim como as respectivas eficiências de remoção, obtidas ao longo da estratégia D.

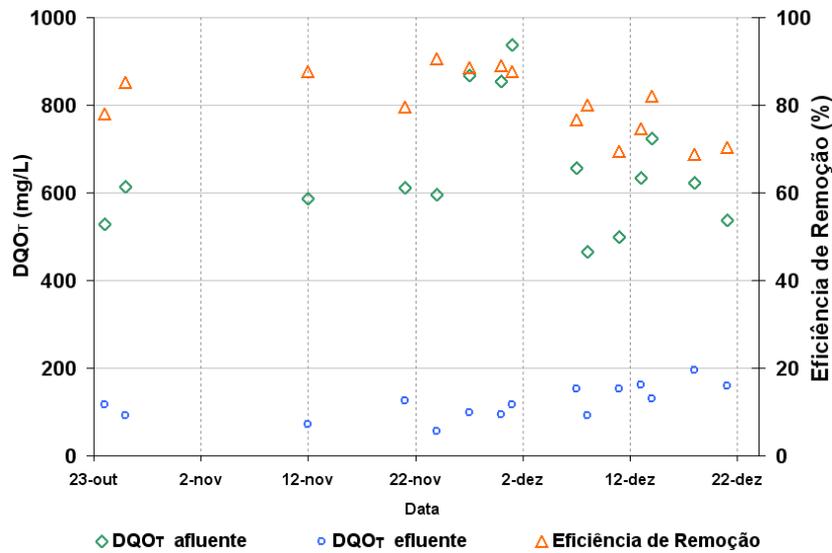


Figura 5.34 – DQO_T afluyente, efluente e eficiência de remoção (Estratégia D).

Os resultados obtidos nessa estratégia permitem concluir que a biomassa do reator foi capaz de degradar de forma estável a matéria carbonácea oferecida. Esta estabilidade fica evidente ao longo de toda a estratégia, que teve grande variação da DQO_T no afluyente do RHBS (Figura 5.34). Percebe-se que, mesmo com valores altos na entrada, o reator manteve-se eficiente, confirmando que o RHBS quando bem operado é uma boa tecnologia para remoção de altas cargas. Estes resultados de eficiência, assim como os de oxigênio dissolvido (discutidos no início do item 5.5), comprovam que a aeração do reator foi suficiente para completar o processo de oxidação do carbono ao longo de toda estratégia.

5.5.3 Comportamento do Nitrogênio

Na Tabela 5.25 estão apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações do NTK, amônio, nitrito e nitrato, na entrada e saída do reator. Nesta estratégia a carga de amônio foi de $46 \pm 6,1 \text{ gNH}_4\text{-N/m}^3\text{.dia}$.

Tabela 5.25 – Estatística Descritiva do NTK, NH₄-N, NO₂-N e NO₃-N (Estratégia D).

Parâmetro	Análise	Fases	
		Entrada	Saída
NTK (mg/L)	Média	46	6,5
	Desvio Pad	5,7	5,2
	Mediana	45	4,5
	Mínimo	36	1,2
	Máximo	54	17
	Nº Dados	14	15
	Percentil	-	<10 (70%)
NH ₄ -N (mg/L)	Média	42	5,4
	Desvio Pad	5,6	4,6
	Mediana	40	3,3
	Mínimo	33	0,46
	Máximo	53	14
	Nº Dados	15	15
	Percentil	-	<11 (99%)
NO ₂ -N (mg/L)	Média	0,06	0,36
	Desvio Pad	0,17	0,45
	Mediana	0,00	0,10
	Mínimo	0,00	0,00
	Máximo	0,62	1,3
	Nº Dados	15	15
	Percentil	-	<1,2 (99%)
NO ₃ -N (mg/L)	Média	0,30	7,3
	Desvio Pad	0,44	5,6
	Mediana	0,00	7,2
	Mínimo	0,00	0,29
	Máximo	1,2	18
	Nº Dados	15	15
	Percentil	-	<9,7 (72%)

As concentrações de NTK no esgoto bruto variaram de 36 mg/L a 54 mg/L, com média de $46 \pm 5,7$ mg/L. A concentração de NH₄-N no esgoto bruto variou de 33 mg/L a 53 mg/L, com média de $42 \pm 5,6$ mg/L. As médias de NTK e NH₄-N encontradas no efluente bruto desta estratégia foram mais baixas que as encontradas nas anteriores. No efluente tratado 70% dos valores de NTK ficaram abaixo de 10 mg/L, valor este exigido pela legislação ambiental de Santa Catarina para o lançamento em corpos de água contribuintes de lagoas, lagunas e estuários. Verificou-se também que 99% dos valores de NH₄-N foram menores que 11 mg/L no efluente de saída do reator, atendendo a Resolução nº357/05 do CONAMA.

Na Tabela 5.26 estão apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das eficiências de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio total (NT).

Tabela 5.26 – Estatística Descritiva da Nitrificação, Desnitrificação e remoção de NT (Estratégia D).

Parâmetro	Análise	Nitrificação (%)	Desnitrificação (%)	Remoção NT (%)
Eficiências	Média	87	80	69
	Desvio Pad	11	13	6,5
	Mediana	92	80	72
	Mínimo	63	59	58
	Máximo	99	96	81
	Nº Dados	15	15	14
Percentil		<70 (6%)	<70 (19%)	<70 (37%)

A nitrificação teve eficiência média de $87 \pm 11\%$, com apenas 6% dos seus valores abaixo de 70%. A eficiência média da desnitrificação durante esta estratégia foi de $80 \pm 13\%$ e apenas 19% dos valores ficaram abaixo de 70% de eficiência. Em relação à remoção de nitrogênio total a eficiência foi de $69 \pm 6,5\%$, com apenas 37% dos valores abaixo de 70% de eficiência.

Na Figura 5.35 estão apresentados os resultados dos compostos de nitrogênio ($\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ e $\text{NO}_3\text{-N}$) presentes no efluente e as eficiências de nitrificação e desnitrificação.

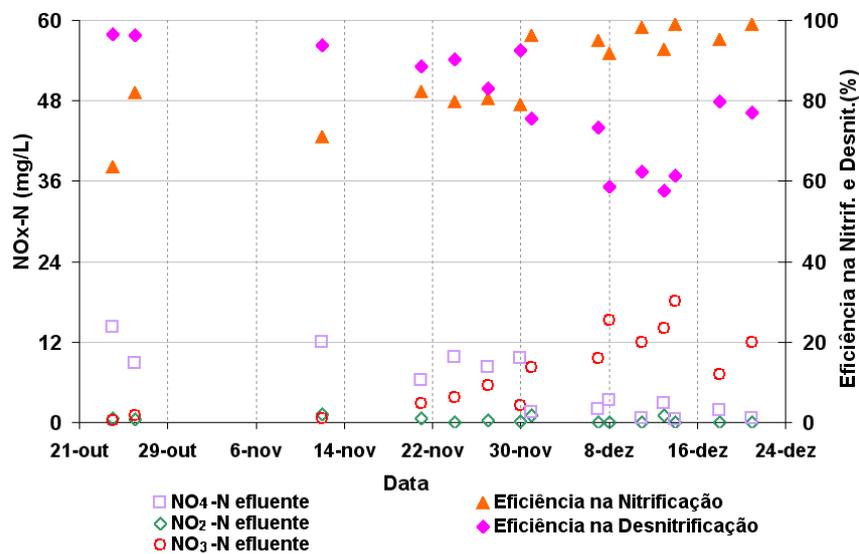


Figura 5.35 – $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ e $\text{NO}_3\text{-N}$ efluente e eficiências de nitrificação e desnitrificação (Estratégia D).

Ao longo da estratégia D, o efluente tratado apresentou valores de $\text{NH}_4\text{-N}$ abaixo de 20 mg/L e nitrificação acima de 80% durante quase toda estratégia. A partir do dia 21 de Novembro, verificam-se valores crescentes de $\text{NO}_3\text{-N}$ no efluente tratado. Após o dia 7 de Dezembro, os valores de $\text{NO}_3\text{-N}$ aumentam e os de $\text{NH}_4\text{-N}$ caem para próximo a zero,

indicando que a nitrificação ocorreu de forma mais completa, com valores de eficiência de nitrificação acima de 90%, assim como também foi o período de menor eficiência de desnitrificação dessa estratégia, com concentrações de $\text{NO}_3\text{-N}$ maiores que nas outras estratégias. A relação DQOs/NTK, que foi de 12 ± 3 durante esta estratégia, favoreceu o processo de nitrificação, pois a DQO solúvel é fator limitante na remoção de nitrogênio e, segundo Isaacs & Henze (1995, citado por SPERANDIO, 1998), a relação C/N ideal é de 3,5 a 4,5g DQO/g N removido.

Na Figura 5.36 estão apresentados os resultados obtidos para o $\text{NH}_4\text{-N}$ ao longo dos dois ciclos padrão monitorados durante a estratégia D.

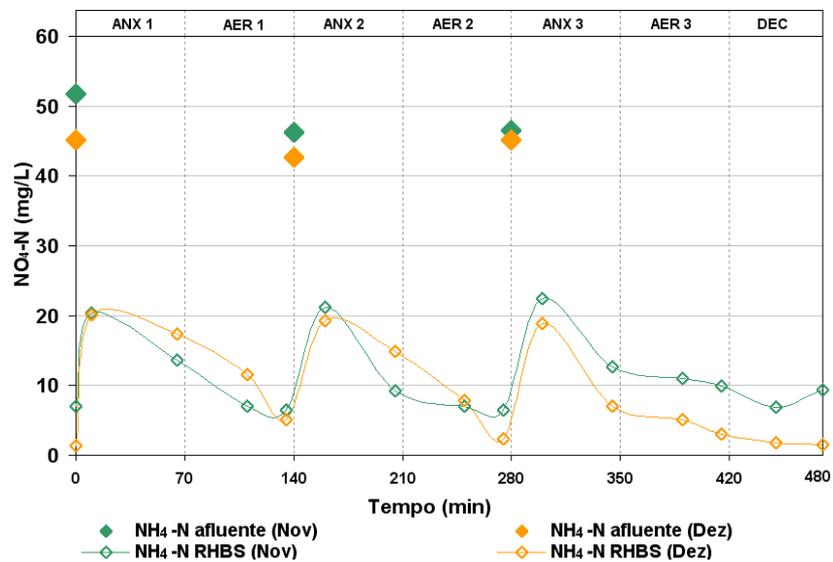


Figura 5.36 – $\text{NH}_4\text{-N}$ durante os ciclos dos dias 24 Novembro e 14 de Dezembro (Estratégia D).

Em ambos os ciclos dos dias 24 de Novembro e 14 de Dezembro, o amônio foi reduzido de forma eficiente até concentrações abaixo de 10 mg/L, porém na saída do ciclo de Dezembro chegou a valores próximos à zero, o que comprova que a nitrificação foi mais eficiente neste ciclo que no anterior.

Na Figura 5.37 estão apresentados valores de nitrito e nitrato dos dois ciclos monitorados nesta estratégia.

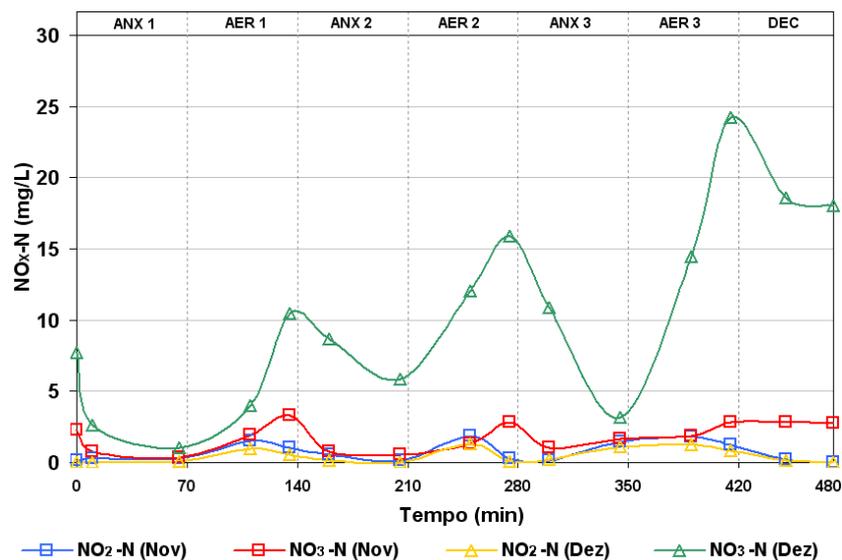


Figura 5.37 – $\text{NO}_2\text{-N}$ e $\text{NO}_3\text{-N}$ durante os ciclos dos dias 24 de Novembro e 14 de Dezembro (Estratégia D).

No mês de Novembro os valores de nitrito e nitrato aparecem na fase aeróbia e caem da fase anóxica, indicando a ocorrência de nitrificação e desnitrificação, entretanto os resultados de amônio ainda são próximos a 10 mg/L e a eficiência de nitrificação foi de 80%, indicando uma nitrificação parcial do amônio presente no reator. Enquanto que no mês de Dezembro, a nitrificação foi de 99% e os valores de nitrato aparecem de forma expressiva nas fases aeróbias, chegando ao máximo de 24 mg/L no final da terceira fase aeróbia, resultado de um acúmulo de nitrato no reator e uma desnitrificação não tão eficiente de 61%. Na Figura 5.38 estão apresentados valores de pH e alcalinidade dos dois ciclos monitorados nesta estratégia.

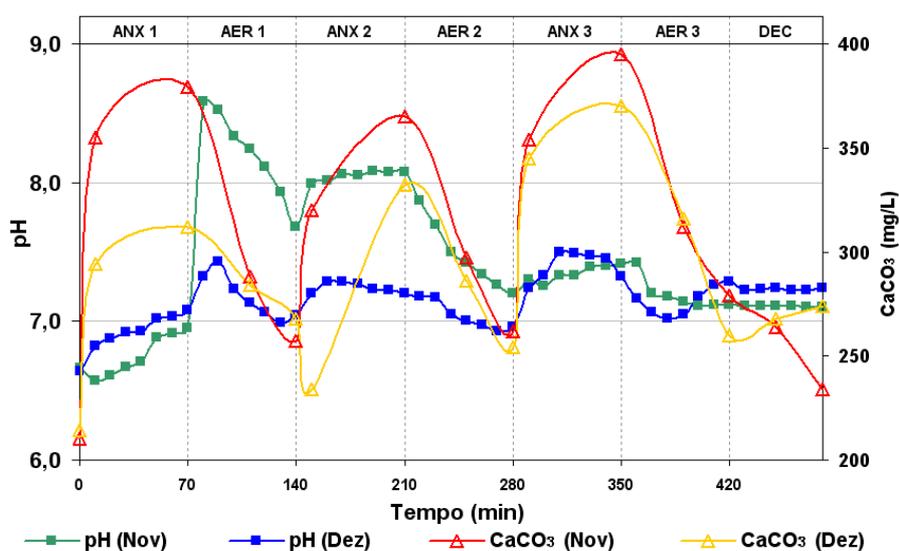


Figura 5.38 – Alcalinidade e pH ao longo dos ciclos dos dias 24 de Novembro e 14 de Dezembro (Estratégia D).

Durante os ciclos monitorados nesta estratégia a alcalinidade foi consumida nas fases aeróbias, devido à liberação do íon H^+ no processo de nitrificação (ANDREOTTOLA *et al.*, 2001), principalmente no ciclo do mês de Dezembro onde a nitrificação foi mais intensa. Apesar deste consumo, a alcalinidade permaneceu acima de $140\text{mgCaCO}_3/\text{L}$ (Figura 5.38) após a adição de cal, realizada nos primeiros minutos da primeira fase aeróbia, ficando sempre acima do mínimo de $70\text{mgCaCO}_3/\text{L}$, recomendado por Von Sperling (2002). Na Figura 5.36 observar-se também que durante as fases anóxicas a alcalinidade foi recuperada através da desnitrificação (Van HAANDEL & MARAIS, 1999; HOFFMANN *et al.*, 2007), indicando mais uma vez a estabilidade do sistema nos processos de nitrificação e desnitrificação.

5.5.4 Comportamento do Fósforo

Na Tabela 5.27 estão apresentados os valores da estatística descritiva e o percentil das concentrações do $\text{PO}_4\text{-P}$ e P_T , assim como suas eficiências de remoção. Nesta estratégia a carga de fósforo foi de $51 \pm 10 \text{ gPO}_4\text{-P}/\text{m}^3\cdot\text{dia}$.

Tabela 5.27 – Estatística Descritiva do $\text{PO}_4\text{-P}$, P_T e eficiências de remoção (Estratégia D).

Parâmetro	Análise	Fases		Eficiências (%)
		Entrada	Saída	
$\text{PO}_4\text{-P}$ (mg/L)	Média	15	8,0	46
	Desvio Pad	3,2	5,1	35
	Mediana	16	6,8	50
	Mínimo	10	2,1	-20
	Máximo	23	17	90
	Nº Dados	15	15	15
	Percentil	-	<10 (67%)	<30 (33%)
P_T (mg/L)	Média	18	8,9	50
	Desvio Pad	1,8	4,7	26
	Mediana	18	7,8	45
	Mínimo	14	3,2	0,11
	Máximo	19	17	83
	Nº Dados	13	13	13
	Percentil	-	<10 (56%)	<30 (22%)

As concentrações médias de fósforo ($\text{PO}_4\text{-P}$) e fósforo total (P_T) no esgoto bruto nesta estratégia foram, respectivamente, de $15 \pm 3,2 \text{ mg/L}$ e $18 \pm 1,8 \text{ mg/L}$. Valores acima da faixa comum característica dos esgotos domésticos, assim como nas outras estratégias, porém com menor desvio padrão. As concentrações médias de $\text{PO}_4\text{-P}$ e P_T no esgoto

tratado foram de $8,0 \pm 5,1$ mg/L e $8,9 \pm 4,7$ mg/L, respectivamente, apresentando valores baixos como na estratégia B. Entre esses, 67% ficaram abaixo de 10 mg/L para os resultados de fosfato e 56% abaixo de 10 mg/L para o fósforo total, próximo ao exigido pela legislação ambiental de Santa Catarina (1 mg/L de fósforo total) para lançamento de efluente em ambiente lânticos.

Na Figura 5.39 estão apresentadas as concentrações afluentes e efluentes e respectivas eficiências de remoção de P_T obtidas durante a estratégia D.

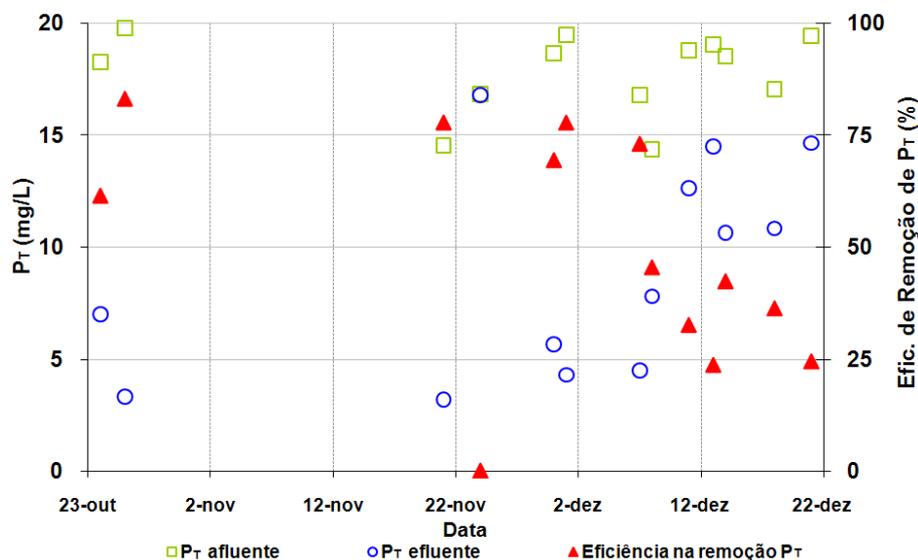


Figura 5.39 – P_T afluente, efluente e eficiência de remoção (Estratégia D).

As eficiências médias de remoção de $PO_4\text{-P}$ e P_T ficaram próximas, com valores de $48 \pm 36\%$ e $52 \pm 27\%$, respectivamente. Apenas 33% dos valores ficaram abaixo de 30% de eficiência de remoção de fosfato, e na remoção de fósforo total apenas 22% dos valores ficaram abaixo de 30% de eficiência (Tabela 5.27). O ciclo do dia 24 de Novembro apresentou eficiência “negativa” de remoção de fosfato e eficiência próxima a zero na remoção de fósforo total (Figura 5.39). Houve também uma queda na eficiência no mês de Dezembro, devido à nitrificação intensa nesse período que ocasionou a presença de nitrato no reator. Isso se explica devido à utilização do carbono orgânico para reduzir o nitrato, diminuindo a disponibilidade deste para os organismos acumuladores de fósforo (COMEAU *et al.*, 1986; SATOH *et al.*, 1994; HENZE, 1995). Resultados similares foram obtidos nos estudos de Costa (2005), em reator RBS, que foi observado inibição da remoção de fósforo quando havia acúmulo de nitrato no reator.

Os resultados obtidos para os dois ciclos monitorados durante a estratégia D, referentes ao $\text{PO}_4\text{-P}$ e P_T , estão apresentados na Figura 5.40.

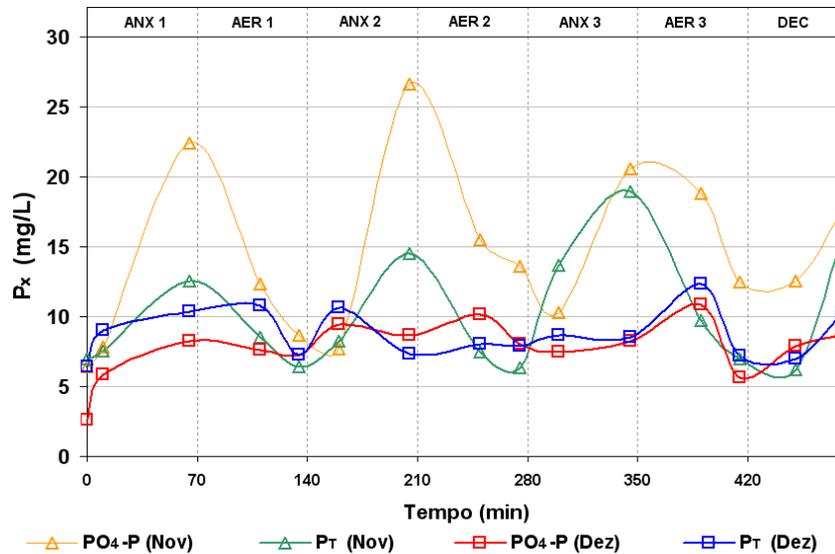


Figura 5.40 – $\text{PO}_4\text{-P}$ e P_T durante os ciclos dos dias 24 de Novembro e 14 de Dezembro (Estratégia D).

Durante o ciclo realizado em Novembro, o comportamento do fosfato e do fósforo total foi bastante semelhante ao da estratégia B, entretanto, no ciclo de Dezembro o comportamento destes parâmetros mudou. Isso pode ser explicado pelas quantidades de nitrato presentes em maior quantidade em Dezembro, devido à intensa atividade da biomassa nitrificante, observado também por Costa (2005). No mês de Novembro, nas fases anóxicas o fósforo teve um aumento na concentração, resultado da liberação do fosfato pelas bactérias, devido às condições de anaerobiose e baixas concentrações de nitrato em acordo com os relatos de Henze (1995). Nas fases aeróbicas observa-se uma queda do fósforo devido à assimilação do fosfato.

5.5.5 Biomassa em suspensão e fixa

Na estratégia D foram realizadas observações microscópicas com objetivo de avaliar a microfauna do lodo e do biofilme dentro do reator. Observou-se no lodo flocos compactos e bem formados, resultado da recuperação do equilíbrio biológico do sistema ocorrido na estratégia C. Estas constatações foram confirmadas pelo sobrenadante com baixa turbidez (límpido) e com baixas concentrações de SST na saída do reator.

Nas fotos da Figura 5.41, visualizam-se microorganismos no lodo observado no final desta estratégia, período que houve aumento da biomassa dentro do reator e melhores eficiências de remoção, uma predominância de *Arcellas sp*, que são um indicativo de ambiente bastante nitrificante e boas condições de depuração (CANLER *et al.*, 1999). Entretanto, foram verificados alguns cistos de *Arcellas sp* e *Vorticellas sp* com sua célula em forma de “sino”, de forma fechada, indicando a presença de carga tóxica (HOFFMANN *et al.*, 2001)., que são microorganismos indicadores de estabilidade biológica, de boas condições de depuração e de ocorrência de nitrificação.

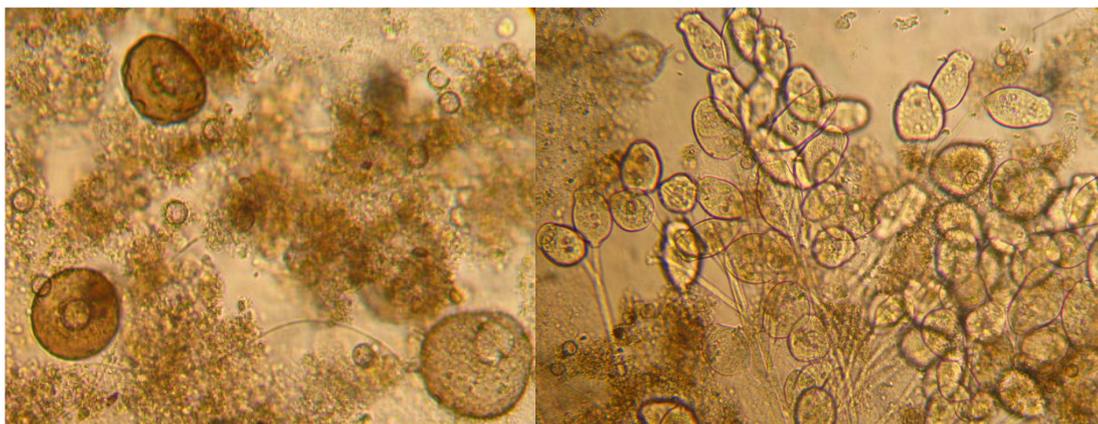


Figura 5.41 – *Arcellas sp* e *Vorticellas sp*, respectivamente, presentes no lodo do RHBS – Microscópio Óptico 100X (Estratégia D).

5.6 Resumo das quatro estratégias operacionais no RHBS

O RHBS foi operado durante 294 dias divididos em 4 estratégias com diferentes cargas operacionais. As cargas aplicadas (CV_{DQO} , CV_{NH_4} e CV_{PT}) e as eficiências de remoção (SST, DQO_T , PO_4-P) e eficiências de desnitrificação e nitrificação são apresentadas na Tabela 5.28.

Tabela 5.28 – Cargas aplicadas e eficiências de remoção ao longo das quatro estratégias.

Estratégias		A	B	C	D
Tempo (dias)		175	18	42	59
Cargas Aplicadas	CV_{DQO} (KgDQO/m ³ .dia)	0,39 ± 0,13	1,35 ± 0,30	0,20 ± 0,07	0,71 ± 0,15
	CV_{NH_4} (gNH ₄ -N/m ³ .dia)	60 ± 10	42 ± 11	43 ± 10	46 ± 6,1
	CV_{PT} (gPO ₄ -P/ m ³ .dia)	70 ± 30	59 ± 4,6	50 ± 7,3	51 ± 10
Eficiências	SST (%)	83 ± 7 (35)	14 ± 6 (4)	80 ± 43 (8)	78 ± 5,8 (12)
	DQO_T (%)	84 ± 8,8 (55)	80 ± 9,1 (6)	58 ± 12 (11)	80 ± 7,5 (15)
	PO_4-P (%)	44 ± 31 (49)	60 ± 11 (6)	30 ± 37 (11)	46 ± 35 (15)
	DN (%)	94 ± 6,4 (50)	93 ± 3,6 (6)	73 ± 25 (11)	80 ± 13 (15)
	N (%)	78 ± 15 (57)	61 ± 18 (6)	47 ± 21 (11)	87 ± 11 (15)

Conforme os dados da Tabela 5.28, observa-se maiores eficiências nas estratégias A e D, onde o reator apresentou estabilidade da biomassa no sistema híbrido. Entretanto, a eficiência na remoção de PO_4-P foi maior na estratégia B que nas demais estratégias, devido à alta relação de DQO/NTK e condições de anaerobiose nas fases anóxicas, permitindo boas condições de remoção biológica do fósforo. Percebe-se também que na estratégia C as cargas e eficiências foram menores que nas demais estratégias, isto porque esta estratégia compreendeu o tempo de recuperação da biomassa do reator, devido à desestabilização ocasionada na estratégia B.

5.7 Respirometria

5.7.1 Testes Respirométricos Simples

Os testes respirométricos simples tiveram objetivo determinar a velocidade de respiração celular (QO_2X) e a velocidade específica de respiração (QO_2) dos microorganismos presentes do RHBS, utilizando o procedimento realizado no próprio reator (*on-line*) e o de bancada. Eles foram realizados durante as três fases aeradas do ciclo, sendo que em cada respirograma obtido foi feito o ajuste da melhor reta e através do coeficiente angular da mesma obteve-se o valor de QO_2X , conforme descrito no item 4.4.1 dos Materiais e Métodos. Estes testes respirométricos foram realizados apenas nas duas primeiras estratégias operacionais (A e B) devido a indisponibilidade de corpo técnico especializado.

Na Estratégia A foram feitos testes respirométricos nos dias 27 de Julho (respirogramas das Figuras 1 a 6 no Apêndice A) e 01 de Agosto (respirogramas das Figuras 7 a 12 no Apêndice A). Durante a Estratégia B foi realizado um teste respirométrico no dia 14 de setembro (respirogramas das Figuras 13 a 17 no Apêndice A). Na primeira fase aerada do ciclo do dia 14 de setembro a concentração de oxigênio no reator estava em torno de 0,20 mg/L não permitindo assim a realização do teste respirométrico *on-line*.

Nas Tabelas 5.29, 5.30 e 5.31 estão os resultados obtidos durante os testes respirométricos simples (bancada e *on-line*).

Tabela 5.29 - Resultados da média de NH_4-N , DQO_5 e SST durante os testes respirométricos simples.

Estratégia	Dia	Fase Aerada	NH_4-N (mg/L)	DQO_F (mg/L)	SST (mg/L)
A	27/07/07	1 ^a	10,5	43,7	3796
		2 ^a	5,5	53,3	3212
		3 ^a	8,8	55,6	2932
A	01/08/07	1 ^a	5,9	69,8	3452
		2 ^a	4,7	89,3	3596
		3 ^a	10,7	62,7	2784
B	14/09/07	1 ^a	22,0	143,4	2260
		2 ^a	22,5	238,5	2240
		3 ^a	30,1	186,3	2460

Tabela 5.30 - Resultados de QO_2X dos testes respirométricos simples *on-line*.

Estratégia	Dia	Fase Aerada	QO_2X ($mgO_2/L.h$)
A	27/07/07	1 ^a	17,9
		2 ^a	18,6
		3 ^a	19,7
A	01/08/07	1 ^a	27,8
		2 ^a	29,6
		3 ^a	30,0
B	14/09/07	1 ^a	-
		2 ^a	13,2
		3 ^a	12,0

Tabela 5.31 - Resultados de QO_2X e QO_2 dos testes respirométricos simples de bancada.

Estratégia	Dia	Fase Aerada	QO_2X ($mgO_2/L.h$)	X (gSST/L)	QO_2 ($mgO_2/gSST.h$)
A	27/07/07	1 ^a	20	3,8	5,4
		2 ^a	21	3,2	6,6
		3 ^a	19	2,9	6,4
A	01/08/07	1 ^a	33	3,4	9,6
		2 ^a	33	3,6	9,2
		3 ^a	31	2,8	11,0
B	14/09/07	1 ^a	24	2,3	10,5
		2 ^a	22	2,2	10,0
		3 ^a	29	2,5	11,6

Na Tabela 5.30 observa-se que as velocidades de respiração celular (QO_2X) obtidas nos testes respirométricos *on-line* variaram entre 12 e 30 $mgO_2/L.h$, e na Tabela 5.31 esses valores obtidos nos testes de bancada ficaram entre 19 e 33 $mgO_2/L.h$, estando dentro da faixa normalmente encontrada em sistemas de lodo ativado, que é de 10 a 40 $mgO_2/L.h$ (Van HAANDEL & CATUNDA, 1982). Já as velocidades específicas de respiração (QO_2), para os testes de bancada, variaram entre 5,4 a 11,6 $mgO_2/gSST.h$ (Tabela 5.31). O valor de QO_2 é obtido quando se conhece a concentração celular (X). Entretanto, nos testes respirométricos *on-line*, não foi possível determinar o valor de X no interior do reator por uma simples análise de sólidos em laboratório, já que existe biomassa aderida ao material suporte.

Nos testes respirométricos dos dias 27 de Julho e 1 de Agosto, durante a estratégia A, observou-se que apesar das amostras terem apresentado concentrações celulares semelhantes (Tabela 5.31), as velocidades de respiração celular (QO_2X) e as velocidades

específicas de respiração (QO_2) no dia 1 de Agosto foram relativamente maiores que no dia 27 de Julho, o que demonstra uma maior atividade das bactérias no dia 1 de Agosto. No teste respirométrico do dia 14 de Setembro, durante estratégia B, obteve-se os maiores valores referentes à velocidade específica de respiração (QO_2) em virtude de se ter uma maior disponibilidade de alimento (Tabela 5.29), tendo em vista que durante essa estratégia houve adição da carga orgânica suplementar de acetato de sódio no reator.

Couto (2007), utilizando esse mesmo reator (RHBS) para tratar esgoto doméstico com cargas variando entre 0,14 a 0,51 kgDQO/m³.dia e 0,02 a 0,06 kgNH₄-N/m³.dia, obteve nos testes respirométricos de bancada, velocidade de respiração celular variando entre 19,8 e 90,6 mgO₂/L.h, e velocidade específica de respiração variando entre 7,8 e 25,2 mgO₂/gSST.h.

Em geral, as velocidades de respiração celular (QO_2X) obtidas nos testes em bancada foram maiores do que nos testes *on-line*. Isso é devido ao fato de que em bancada têm-se condições experimentais controladas de temperatura (T), pH, agitação e aeração. Outro fator que pode ter influenciado nesses resultados e que deve ser levado em conta, é que o procedimento *on-line* requer o desligamento dos aeradores do reator que, conseqüentemente, ocasiona a suspensão da agitação que mantém a mistura completa do lodo. Conforme Van Haandel & Marais (1999), a interrupção da agitação resultará em sedimentação do lodo, havendo acumulação do mesmo no fundo e rarefação perto da superfície. Como o teste respirométrico depende da concentração do lodo, sem agitação o resultado do teste dependerá da posição do eletrodo de OD no reator.

Essa diferença entre a velocidade de respiração celular obtida nos testes em bancada e *on-line* foi relativamente pequena durante a Estratégia A, e bem acentuada durante a Estratégia B. Além disso, verificam-se nos resultados apresentados na Tabela 5.29 que as concentrações médias de NH₄-N e DQO durante a Estratégia A foram inferiores àquelas obtidas nos da Estratégia B. Estes resultados e o fato de que na primeira fase aerada do ciclo do dia 14 de setembro (Estratégia B) a concentração de oxigênio no reator estava em torno de 0,20 mg/L, indicam que o sistema operacional do reator não foi capaz de atender a demanda provocada pela adição da carga carbonácea suplementar, o que ocasionou um desequilíbrio da atividade microbiana. Se a carga carbonácea for muito elevada, o oxigênio poderá ser utilizado numa velocidade maior do que aquela em que ele pode ser recomposto, o que comprova que a oxigenação do reator foi insuficiente para os

processos de tratamento biológico, produzindo queda na concentração celular (SST) e consequentemente na velocidade de respiração microbiana.

Após essa constatação, a adição da carga carbonácea complementar foi interrompida a fim de recuperar o equilíbrio biológico do RHBS. Segundo Schmidell (2001), o emprego de elevadas cargas de alimentação só será efetivo caso se tenha sistemas bem dimensionados de transferência de oxigênio, ou seja, podem-se ter situações em que a capacidade de transferência de oxigênio é que ditará as condições de operação.

5.7.2 Testes Preliminares no Lodo e no Biofilme

Os testes preliminares tiveram por objetivo determinar a resposta dos microrganismos, presentes tanto no lodo quanto no biofilme, aos substratos adicionados (ATU, glicose e cloreto de amônia), conforme procedimentos descritos no item 4.4.2.1 dos Materiais e Métodos.

5.7.2.1 Teste 1: pulsos de amônia e ATU no lodo

Este teste teve por objetivo conhecer o consumo de amônia ao longo do tempo, pelo lodo submetido a diferentes concentrações de solução de ATU capazes de inibir a nitrificação.

Os resultados desse teste são apresentados na Figura 5.42, mostrando a variação da concentração de amônia ao longo do tempo, após adição de um pulso de 50 mgN/L de solução de NH_4Cl no lodo. A concentração celular do lodo (SST) durante o teste foi de 3313 mg/L.

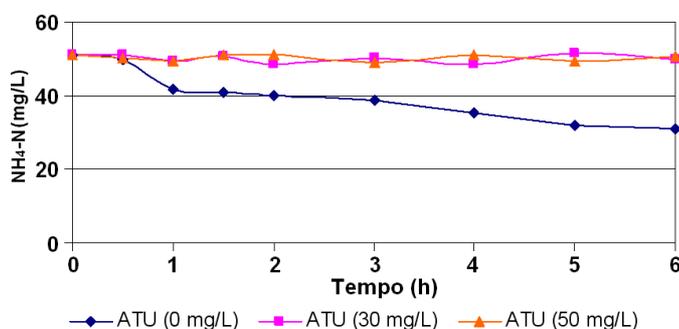


Figura 5.42 - $\text{NH}_4\text{-N}$ ao longo do tempo, após adição de um pulso de 50 mgN/L de NH_4Cl no lodo (Teste 1).

Pela Figura 5.42, verifica-se que, sem a solução de ATU (0 mg/L), o lodo do RHBS consumiu em torno de 20 mg/L de amônia em um tempo de 6 horas. Já aplicando concentrações de 30 e 50 mg/L de ATU, percebe-se que a concentração de amônia permaneceu praticamente constante durante todo o teste. Com isso, pode-se concluir que ambas as concentrações de ATU testadas (30 e 50 mg/L) foram suficientes para inibir a nitrificação durante o período do teste. Utilizou-se então nos testes respirométricos completos (Item 5.6.3) um pulso de 30 mg/L de solução de ATU.

Os resultados obtidos para as concentrações de DQO_s durante o Teste 1 são visualizados na Figura 5.43, onde verifica-se que não houve variação dessas concentrações entre as amostras de lodo submetidas a diferentes condições de adição de ATU.

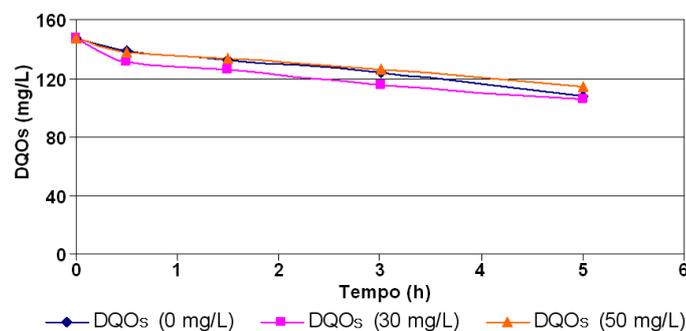


Figura 5.43 – DQO_s no lodo do tempo, após adição de um pulso de 50 mgN/L de NH₄Cl no lodo (Teste 1).

5.7.2.2 Teste 2: pulso de DQO no lodo

O segundo teste realizado com o lodo teve por objetivo obter a variação da concentração de DQO solúvel ao longo do tempo, após a adição de um pulso de 100 mgDQO/L de solução de glicose (C₆H₁₂O₆). Os resultados obtidos estão na Figura 5.44, a concentração celular do lodo (SST) durante o teste foi de 3724 mg/L.

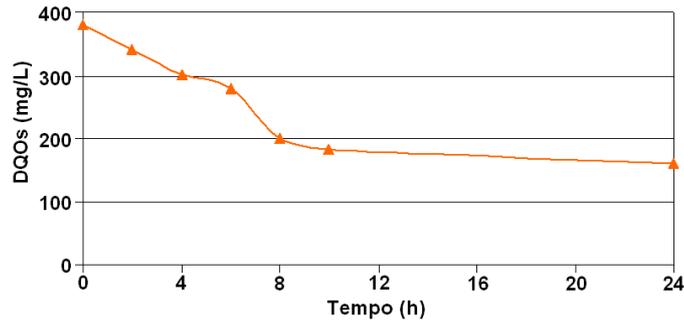


Figura 5.44 – DQOs ao longo do tempo, após adição de um pulso de 100 mg/L de $C_6H_{12}O_6$ no lodo (Teste 2).

Observa-se que o lodo consumiu cerca de 200 mgDQO/L durante as 24h do teste, sendo que a maior parte desse consumo foi verificada nas primeiras 10 horas.

5.7.2.3 Teste 3: pulso de amônia no biofilme

O terceiro teste foi realizado no biofilme e teve por objetivo obter a variação da concentração de amônia ao longo do tempo, após a adição de um pulso de 50 mgN/L de solução de NH_4Cl . A concentração celular no suporte (SST) durante o teste foi de 16,8 mg/L. Os resultados obtidos estão apresentados na Figura 5.45.

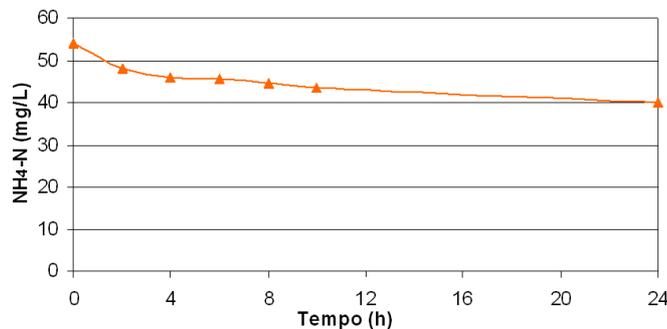


Figura 5.45 - NH_4-N ao longo do tempo, após adição de um pulso de 50 mgN/L de NH_4Cl no biofilme (Teste 3).

Observa-se na Figura 5.45 que o biofilme consumiu cerca de 14mgN/L durante as 24h do teste, sendo que primeiras seis horas o biofilme consumiu aproximadamente 9 mgN/L, menos da metade do valor consumido pelo lodo durante o mesmo período (Teste 1). Entretanto, a concentração celular do biofilme durante o teste era aproximadamente 200 vezes inferior a concentração do lodo durante o Teste 1.

5.7.2.4 Teste 4: pulso de DQO no biofilme

O último teste foi realizado no biofilme e teve por objetivo obter a variação da concentração de DQO solúvel ao longo do tempo, após a adição de um pulso de 100 mgDQO/L de solução de glicose ($C_6H_{12}O_6$). A concentração celular no suporte (SST) durante o teste foi de 19,7 mg/L, os resultados estão apresentados na A Figura 5.46.

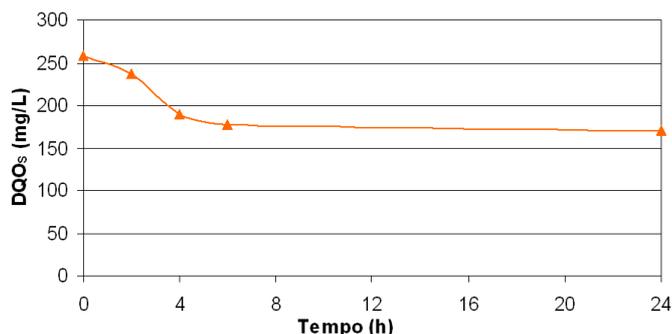


Figura 5.46 - DQO_s ao longo do tempo, após adição de um pulso de 100 mg/L de $C_6H_{12}O_6$ no biofilme (Teste 4).

O biofilme consumiu cerca de 90 mgDQO/L durante as 24h do teste, sendo que a maior parte desse consumo foi verificada nas primeiras 6 horas. Com estes resultados foi possível concluir que os microrganismos presentes no lodo e no suporte foram capazes de degradar os pulsos de glicose e de cloreto de amônia, e que uma concentração de ATU superior a 30mg/L conseguiram inibir a nitrificação.

5.7.3 Testes Respirométricos Completos

Nos testes respirométricos completos obteve-se a velocidade de consumo de oxigênio dissolvido (QO_2X) em três condições: respiração endógena, com consumo de OD pelas bactérias para a sua manutenção; nitrificação, com a oxidação de amônia para nitrato, após adição de um pulso de 50 mgN/L de solução de cloreto de amônio (substrato específico para as bactérias autótrofas); e respiração exógena, com a oxidação do material orgânico para produtos minerais, após inibição da nitrificação com adição de 30 mg/L de ATU e posterior adição de um pulso de 100 mgDQO/L de solução de glicose (substrato para as bactérias heterótrofas).

Estes testes foram feitos tanto no biofilme do suporte fixo como no lodo do RHBS, durante as estratégias B (4 e 5 de Setembro) e C (17 e 18 de Setembro). O teste respirométrico no suporte era realizado imediatamente após a coleta, e no lodo era feito 24 horas após a coleta. Nas Figuras 5.47 e 5.49 são apresentados os respirogramas obtidos para o biofilme nos dias 4 e 17 de Setembro, respectivamente, e nas Figuras 5.48 e 5.50 têm-se os respirogramas obtidos para o lodo nos dias 5 e 18 de Setembro, respectivamente.

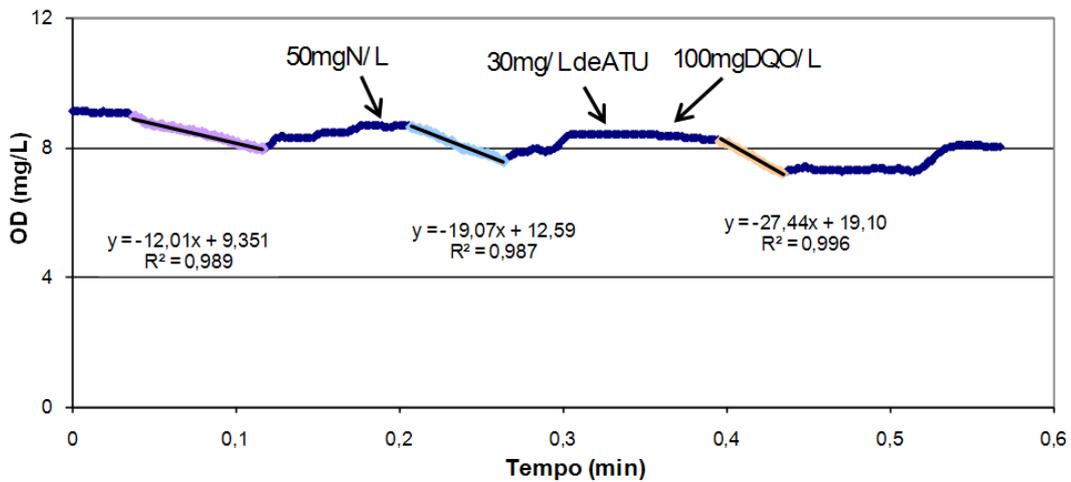


Figura 5.47 - Respirograma obtido no teste respirométrico com biofilme no dia 4 de Setembro (Estratégia B).

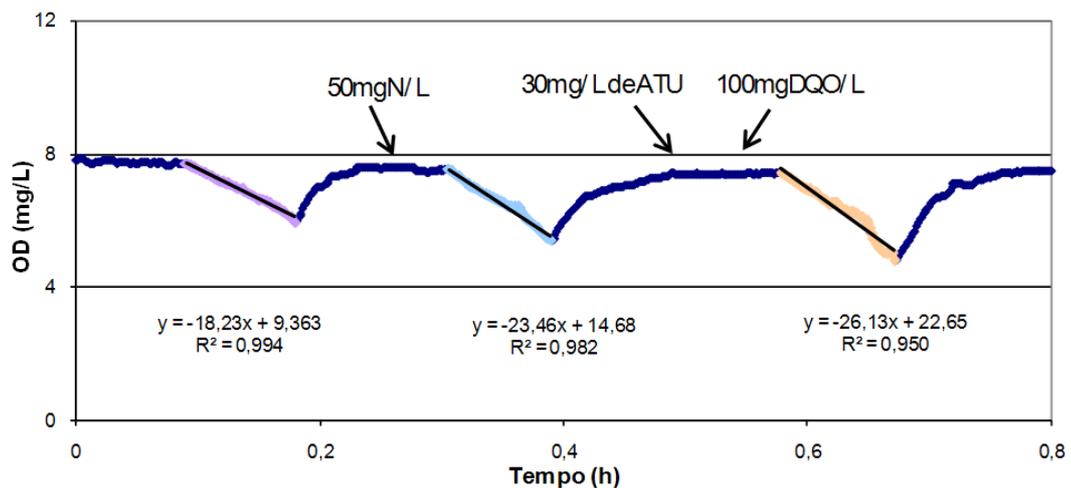


Figura 5.48 - Respirograma obtido no teste respirométrico com lodo no dia 5 de setembro (Estratégia B).

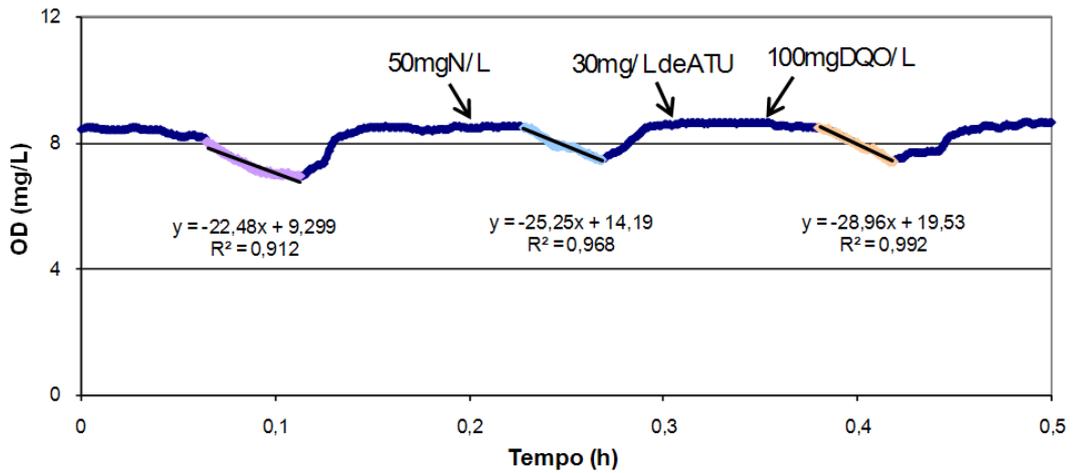


Figura 5.49 - Respirograma obtido no teste respirométrico com biofilme no dia 17 de Outubro (Estratégia C).

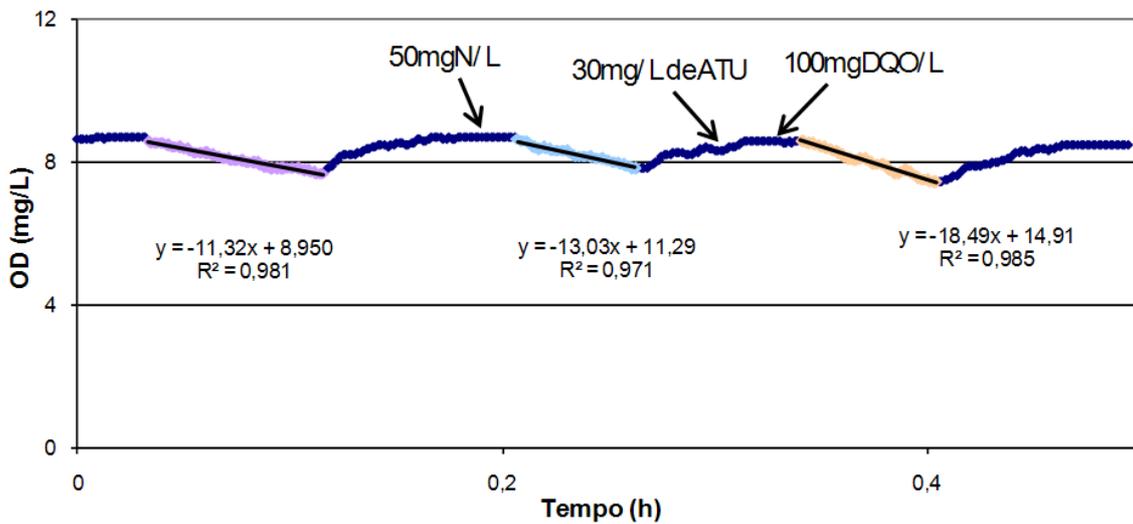


Figura 5.50 - Respirograma obtido no teste respirométrico com lodo no dia 18 de Outubro (Estratégia C).

Na Tabela 5.32 estão os resultados de $\text{NH}_4\text{-N}$, DQO e SST, antes das adições dos pulsos nos testes respirométricos completos, ou seja, durante a fase endógena onde a disponibilidade de substrato é baixa. Os resultados obtidos durante os testes respirométricos realizados com biofilme e com lodo estão apresentados na Tabela 5.33.

Tabela 5.32 - Resultados da média de NH₄-N, DQO₅ e SST, antes das adições dos pulsos nos testes respirométricos completos.

Estratégia	Testes Respirométricos	NH ₄ -N (mg/L)	DQO ₅ (mg/L)	SST (mg/L)
B	Biofilme 04/09/07	1,30	110	20
	Lodo 05/09/07	3,72	-	2580
C	Biofilme 17/09/07	0,36	61	17
	Lodo 18/09/07	5,90	211	2670

Tabela 5.33 - Resultados de QO₂X e QO₂ dos testes respirométricos completos.

Estratégia	Testes Respirométricos	QO ₂ X (mgO ₂ /L.h)	X (gSST/L)	QO ₂ (mgO ₂ /gSST.h)	
B	Biofilme 04/09/07	Endógena	12,0	0,020	600
		Nitrificação	7,1	0,020	355
		Exógena	15,4	0,020	770
B	Lodo 05/09/07	Endógena	18,2	2,6	7,0
		Nitrificação	5,2	2,6	2,0
		Exógena	7,9	2,6	3,0
C	Biofilme 17/09/07	Endógena	22,5	0,017	1323
		Nitrificação	2,8	0,017	165
		Exógena	6,5	0,017	382
C	Lodo 18/09/07	Endógena	11,3	2,7	4,2
		Nitrificação	1,7	2,7	0,6
		Exógena	7,2	2,7	2,7

Na Tabela 5.33 o valor da velocidade de consumo de OD determinado durante a respiração endógena (QO₂X_{end}) foi subtraído dos valores obtidos posteriormente (QO₂X_A e QO₂X_H), a fim de obter o consumo de oxigênio necessário para metabolizar o substrato adicionado. Percebe-se também que, mesmo com concentrações celulares bem inferiores, no teste respirométrico com biofilme os valores de velocidade específica de respiração (QO₂) foram muito maiores comparados com os obtidos no lodo, indicando que a maior parte da biomassa ativa do reator encontra-se no suporte. Esses resultados ressaltam uma das vantagens dos reatores de biofilme, que possuem uma biomassa sempre mais ativa quando comparados aos reatores de biomassa em suspensão convencionais (COSTA, 1989). As bactérias nitrificantes predominam na camada mais superficial do biofilme enquanto as bactérias desnitrificantes predominam nas camadas mais profundas, segundo Masuda *et al*, (1991). A coexistência da atividade metabólica anóxica e aeróbia dentro do mesmo ecossistema de biomassa é uma das vantagens dos processos de biofilmes como

ressaltam Odegaard *et al.* (1994), possibilitando assim diferentes reações metabólicas importantes para degradação de diferentes poluentes encontrados nos esgotos. Wolff (2005), pesquisando reatores híbridos, constatou que a fração de microrganismos autótrofos fixos é muito maior que a fração de autótrofos floculados em relação à biomassa ativa total. Isto ocorre porque os organismos autótrofos nitrificantes são de lento crescimento e a imobilização da biomassa em biofilmes é um método eficiente para reter estes organismos, já que a competição por substrato entre os microrganismos autótrofos e heterótrofos é menor no interior do biofilme (LAZAROVA *et al.*, 1998).

Na Tabela 5.33 nota-se também que a velocidade de consumo de OD durante a nitrificação variou de 1,7 a 7,1 mgO₂/L.h, com os maiores valores observados para o biofilme. Medeiros *et al.* (2005) utilizando testes respirométricos em amostras de lodo em excesso gerado no sistema de tratamento da CETREL, Empresa de Proteção Ambiental (BA), obtiveram uma velocidade de consumo de OD durante o processo de nitrificação em torno de 10,8 mgO₂/L.h, após adição de 5 mgN/L de solução de NH₄Cl.

Comparando-se as velocidades de consumo de OD (QO₂X) durante a nitrificação nos dois testes respirométricos realizados com o biofilme nos dias 4 (Estratégia B) e 17 (Estratégia C) de Setembro, verifica-se que, apesar da concentração celular (X) do biofilme ser praticamente igual nos dois testes, no dia 17 de Setembro a QO₂X da nitrificação foi menor do que no dia 04 de Setembro. Isto pode ser explicado devido à instabilidade biológica presente no RHBS durante o início da estratégia C, apresentando um afluente com concentrações de NH₄-N acima de 20 mg/L e uma nitrificação menos eficiente que nas estratégias A e B.

No teste do dia 17 de Setembro, devido à instabilidade biológica no reator, a eficiência de remoção de DQO e amônia também foram menores. No início da Estratégia C foram medidas baixas concentrações de OD durante algumas fases aeróbias do reator (em torno de 0,3 mg/L). Segundo Jordão & Pessôa (2005), em concentrações baixas de OD (menores do que 0,5 mg/L) é possível que a nitrificação deixe de ocorrer, sendo que o recomendado é manter a concentração em torno de 2,0 mg/L. Estas mesmas constatações foram observadas nos testes respirométricos feitos com o lodo, quando a QO₂X da nitrificação foi maior na Estratégia B. Isso indica que o processo de nitrificação foi afetado, tanto no lodo quanto no biofilme, após a adição de carga carbonácea suplementar no reator.

Durante a respiração exógena, a velocidade de consumo de OD variou entre 6,5 a 15,4 mgO₂/L.h. Costa *et al.* (2002), utilizando amostras de lodo ativado de um sistema do tipo *Bardenpho*, obtiveram uma QO₂X durante a respiração exógena igual a 38,7 mgO₂/L.h, após adição de 170 mgDQO/L de solução de acetato de sódio.

O processo de oxidação da matéria orgânica (respiração exógena) não foi afetado no lodo após a adição de carga orgânica suplementar, uma vez que o valor de QO₂X obtido no teste do dia 05 (7,9 mgO₂/L.h) é próximo do valor obtido no teste do dia 18 (7,2mgO₂/L.h). Entretanto, essas mesmas constatações não foram observadas no suporte, uma vez que o valor de QO₂X exógeno foi menor no teste do dia 17 do que no teste do dia 04, o que demonstra que o processo de oxidação da matéria orgânica foi mais afetado no biofilme.

5.7.4 Composição da Biomassa Ativa

Com os resultados das taxas de consumo de oxigênio no lodo e no biofilme, foi possível calcular a composição – autotrófica ou heterotrófica - e distribuição - fixa ou floculada - da biomassa ativa utilizando as equações apresentadas nos itens 4.4.2.4 e 4.4.2.5. Os resultados podem ser visualizados na Tabela 5.34.

Tabela 5.34 - Valores médios da composição e distribuição da biomassa ativa do RHBS.

Estratégia	Testes Respirométricos	Composição	Distribuição
B	04/09 e 05/09	12% Autótrofa	58% fixa 42% floculada
		88% Heterótrofa	66% fixa 34% floculada
C	17/09 e 18/09	8% Autótrofa	62% fixa 34% floculada
		92% Heterótrofa	47% fixa 53% floculada

Durante a estratégia B a biomassa ativa do RHBS era formada predominantemente por organismos heterótrofos (88%), sendo que entre os dois testes houve um aumento da biomassa heterótrofa (92%), e conseqüentemente diminuição da biomassa autótrofa total (de 12% para 8%) e, principalmente, autótrofa floculada (de 42% para 34%), devido à adição de carga no reator.

A biomassa autótrofa estava principalmente fixa no suporte (58%-62%). Este resultado está de acordo com o observado por Ochoa *et al.* (2002) trabalhando com reator híbrido de lodo ativado com leito móvel, utilizando um suporte de plástico reciclado; por Oyanedel *et al.* (2002), trabalhando com reator híbrido *airlift*, com material suporte plástico rugoso; e Wolff *et al.* (2003a), trabalhando com dois reatores híbridos de leito móvel agitado, sendo que cada reator foi preenchido com um tipo de suporte (suporte plástico reciclado e suporte de polietileno).

As porcentagens da composição da biomassa ativa no RHBS são apresentadas na Figura 5.51.

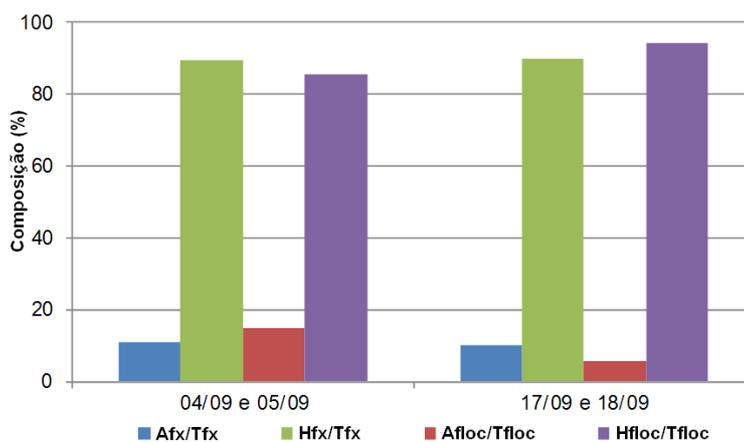


Figura 5.51 - Composição da biomassa ativa, autótrofa e heterótrofa, fixa e floculada do RHBS.

A fração de microrganismos autótrofos fixos em relação à biomassa total fixa, é pouco menor que a fração de autótrofos floculados em relação à biomassa total floculada ($A_{fx}/T_{fx} < A_{floc}/T_{floc}$), na estratégia B (dias 04 e 05 de setembro). Já a fração de heterótrofos fixos com relação à biomassa total fixa (H_{fx}/T_{fx}) é pouco maior do que a fração de heterótrofos floculados em relação à biomassa total floculada ($H_{fx}/T_{fx} > H_{floc}/T_{floc}$), neste mesmo teste. Entretanto, no segundo teste respirométrico, durante a estratégia C, observa-se o contrário, a fração de autótrofos floculados em relação à biomassa total floculada é pouco menor que a fração de microrganismos autótrofos fixos em relação à biomassa total fixa ($A_{floc}/T_{floc} < A_{fx}/T_{fx}$). Enquanto que a fração de heterótrofos fixos com relação à biomassa total fixa é pouco menor que a fração de heterótrofos floculados em relação à biomassa total floculada ($H_{fx}/T_{fx} < H_{floc}/T_{floc}$).

Estes fatos ocorrem porque os organismos autótrofos nitrificantes são de lento crescimento, sendo que a imobilização da biomassa em biofilme é um método eficiente para reter os organismos de lento crescimento, já que a competição por espaço e substrato

entre os microrganismos autótrofos e heterótrofos é menor. Entretanto, os microrganismos heterótrofos, que são de rápido crescimento, podem crescer tanto no biofilme quanto nos flocos em suspensão (LAZAROVA *et al.*, 1998; WOLFF *et al.*, 2003a). Nestas condições, a matéria orgânica é principalmente metabolizada pelos microrganismos em suspensão (heterótrofos), enquanto que a amônia é principalmente oxidada pelos organismos nitrificantes presentes no biofilme (autótrofos) (OYANEDEL *et al.*, 2002).

6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Neste trabalho foi realizado o estudo do comportamento de um reator híbrido operado em bateladas seqüenciais (RHBS), no tratamento de esgoto urbano, testando-se diferentes cargas carbonáceas (0,20 a 1,35 kgDQO/m³.dia); nitrogenadas (42 a 60 gNH₄-N/m³.dia); e de fósforo (50 a 70 gPO₄-P/m³.dia). Exceto nos períodos quando o reator apresentou problemas operacionais, devido à baixa oxigenação para suprir as necessidades das cargas aplicadas (final da estratégia B e início da Estratégia C), as eficiências médias obtidas foram de:

- ~80% de remoção de SST e DQO
- 90 a 95% remoção de DBO₅
- 60 a 87% de Nitrificação
- 80 a 90% de Desnitrificação
- ~70% de remoção de Nitrogênio Total
- ~50% de remoção de Fósforo Total e /ou ortofosfatos

O reator mostrou-se capaz de realizar o tratamento de efluente urbano em uma única unidade operacional, compacta e com operação simplificada e estável. O efluente final apresentou-se, em média, com as seguintes características:

- pH: ~7,10 ; 30 mgSST/L; 20 a 40 mgDBO₅/L; 60 a 120 mgDQO/L; 5 a 15 mgNH₄-N/L; ≤1,0 mgNO₂-N/L; 1 a 10 mgNO₃-N/L; 4 a 10 mgP_T/L.

Os parâmetros de controle do funcionamento do reator, como temperatura (T), pH e OD foram importantes para o desenvolvimento dos processos biológicos, acompanhando as faixas pré-estabelecidas na literatura utilizada.

O RHBS tratou eficazmente as cargas aplicadas carbonácea (DBO, DQO) e de nutrientes (N, P), atendendo ao especificado na Legislação de Santa Catarina (Decreto 14250/81) para emissão de efluentes líquidos em corpos d'água interiores quanto aos parâmetros pH (entre 6 e 9) e DBO₅ (≤ 60 mg/L), e com concentrações próximas ao exigido por essa Legislação, para lançamento em corpos de águas contribuintes de lagoas, lagunas e estuários, para os parâmetros Nitrogênio Total (≤ 10 mg/L) e Fósforo Total (≤ 1

mg/L); assim como, atendeu ao padrão de lançamento de efluentes especificado pela Resolução CONAMA 357/05, quanto ao parâmetro Amônia Total (≤ 20 mg/L).

Em condições de funcionamento normal (boa oxigenação), o lodo do reator apresentou-se formado por flocos compactos e bem estruturados, com boa sedimentação, devido a presença da *Vorticellas* sp, *Arcellas* sp, *Rotíferos* sp e *Aspidisca* SP; por sua vez, o biofilme apresentou-se denso e com presença de muitas Amebas e Rotíferos em sua superfície. Esses são organismos necessários para a remoção biológica da matéria orgânica e ocorrência de nitrificação-desnitrificação e biodesfosfatação, indicando um sistema estável e boas condições para depuração.

A biomassa fixa apresentou maior atividade que a biomassa em suspensão. Os testes respirométricos completos revelaram que no lodo a velocidade específica de respiração (QO_2) (4 a 7 mgO₂/gSST.h) esteve dentro da faixa normalmente encontrada para lodos ativados, enquanto no biofilme os valores de (QO_2) foram mais de cem vezes superiores (600 a 1300 mgO₂/gSST.h). Essa biomassa ativa do reator RHBS era composta, predominantemente, por microrganismos heterótrofos (~90%), sendo que destes, 50 a 60% estavam fixos no biofilme e 35 a 50% estavam em suspensão. A biomassa autótrofa estava principalmente fixa no suporte (58%-62%).

A análise FISH, confirmando os resultados da respirometria, mostrou que 70% das bactérias estavam ativas (eubactérias) no lodo e 80% no biofilme do suporte fixo. Em ambos os meios, estas bactérias eram 40-60% oxidadoras de amônio (*Nitrosomanas* spp e *Nitrosococcus mobilis*); cerca de 15-20% no lodo e 5-15% no biofilme eram de oxidadoras de nitrito (*Nitrobacter* spp).

A maior distribuição da biomassa ativa no biofilme reforça a importância do material suporte para o processo de tratamento e indica o reator híbrido como uma ótima tecnologia para ampliação e/ou reabilitação de ETE's existentes.

Os resultados obtidos permitiram também as seguintes constatações:

Quanto à remoção carbonácea:

Quando foi aplicada sobrecarga, houve queda na eficiência de tratamento em função da baixa disponibilidade de oxigênio fornecido pelo sistema de aeração. Porém, o reator conseguiu recuperar a biomassa ativa em curto espaço de tempo.

Quanto à remoção dos compostos de nitrogênio:

O funcionamento do reator em bateladas, com enchimento escalonado, foi determinante para a ocorrência de nitrificação-desnitrificação. Durante as fases de reação aeróbia houve nitrificação, observou-se consumo da alcalinidade com conseqüente queda de pH e o característico “vale da amônia”. Durante as fases anóxicas houve recuperação da alcalinidade e ocorrência de desnitrificação.

Quanto à remoção dos compostos de fósforo:

O RHBS foi capaz de tratar eficazmente as cargas aplicadas de fósforo ($\text{PO}_4\text{-P}$), superiores à média geralmente encontrada nos esgotos domésticos brasileiros. As fases de reação anóxicas-aeróbias contribuíram para seu desempenho no processo de biodesfosfatação.

Quanto ao lodo em suspensão e biofilme:

Nos períodos onde houve problemas de oxigenação, os flocos foram parcialmente destruídos, ficando mal estruturados. Houve perda de biomassa em suspensão do reator. O biofilme manteve-se relativamente estável, sem perdas, porém, com menor quantidade de material extracelular. Nessas condições, os microrganismos responderam com uma maior velocidade específica de respiração, porém, a falta de oxigênio provocou desequilíbrio da massa bacteriana, com conseqüente queda na concentração celular.

Recomendações:

No sentido de ampliar os conhecimentos e aplicação do reator RHBS, recomenda-se a realização de novos estudos versando sobre:

- ✓ a hidrodinâmica do reator, visando reduzir possíveis dificuldades operacionais, como por exemplo deficiência em oxigênio dissolvido;
- ✓ a identificação mais aprimorada, via biologia molecular, dos microrganismos responsáveis pela depuração biológica, visando otimizar o processo biológico, principalmente na remoção de fósforo;
- ✓ os custos para implantação e operação deste tipo de reator, visando sua aplicação em escala real.

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AISSE, M.M., LOBATO, M.B., BONA, A., GARBOSSA, L.H.P., JURGENSEN, D., ALÉM SOBRINHO, P. Avaliação do sistema reator UASB e filtro biológico aerado submerso para o tratamento de esgoto sanitário. **In: 21.º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**, Anais. Rio de Janeiro: Abes, 2001.

ALLEMAND, J. E. e IRVINE, R.L. Storage-induced denitrification using sequencing batch reactor operation. **Water Research**, v. 14, p. 1483-1488, 1980.

ALLMETSAT. **Clima: Florianópolis, Santa Catarina, Brasil.**
<http://pt.allmetsat.com/clima/brasil.php?code=83897> - acessado em 10/07/2008

AMANN, R.I. **In situ identification of microorganisms by whole cell hybridization with rRNA-targeted nucleic acid probes.** In: A.D.L. Akkermans, J.D. van Elsas and F.J. de Bruijn, Editors, *Molecular Microbial Ecology Manual*, Kluwer Academic Publications, London, p. MMEM-3.3.6/1–MMEM-3.3.6/15, 1995.

ANDREOTTOLA, G.; FOLADORI, P.; RAGAZZI, M. On-line control of a SBR system for nitrogen removal from industrial wastewater, **Water Science & Technology** 43 (3), p. 93–100, 2001.

ANDREOTOLLA, G.; OLIVEIRA, E. L.; FOLADORI, *et al.* Método Respirométrico para o monitoramento de processos biológicos. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.10, n.1, p. 4-23, 2005.

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

ARAÚJO, A L.C. **Comportamento de formas de fósforo em Sistemas de Lagoas de Estabilização em Escava Pilotado sob Diferentes Configurações Tratando Esgotos Domésticos.** Dissertação de Mestrado, UFPB. Campina Grande, 1993.

ARTAN, N.; ORHON, D. Mechanism and design of sequencing batch reactors for nutrient removal. In: **IWA Publishing**. 99 p. Scientific and Technical Report, n. 19, 2005.

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.

BARROS, J.N., ZDRADEK, C.P., REGINATTO, V., SCHMIDELL, W., SOARES, H.M. Emprego da respirometria no estudo da influência da concentração do substrato na velocidade de nitrificação. In: **SINAFERM2003 – XIV Simpósio Nacional de Fermentações**. Florianópolis, SC, 2003.

BARTHEL, L. **Estudo de Biofilme Desenvolvido em Reator de Leito Fluidizado Trifásico Aeróbico no Tratamento de Efluentes Têxteis**. Florianópolis, 77 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental), 1998.

BATISTA, J. A.; SANTOS, F. N.; BARROS JR., L. M.; SCHMIDELL, W.; MACEDO, G. R. Uso da Respirometria na Avaliação da Toxicidade do Fenol em um Lodo doméstico. In: **VI Congresso Brasileiro de Engenharia Química em Iniciação Científica**, Campinas, Brasil: UNICAMP, jul., 2005.

BERGAMASCO, R. **O uso de partículas poliméricas para adesão microbiana em tratamento biológico de resíduos**. Dissertação de Mestrado, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, 1996.

BISHOP, P.L. Biofilm structure and kinetics. **Water Science and Technology**, v 36, n.1, p 287-294, 1997.

BORTOLLOTTO, A. F. **Estratégias para a nitrificação em reator de leito fluidizado seqüencial em batelada**. Florianópolis, 127p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, 2004.

BOUSSIDAN, Y. **Agir aujourd’hui pour les générations de demain**. Disponível em http://www.berest.fr/pdf/STEP-FA_Chauumont.pdf - acessado em 05/07/2008

BRANCO, S. M. **Hidrobiologia aplicada à engenharia sanitária**. 3ª Edição. São Paulo, CETESB. 620 p., 1986.

BRANDÃO, H.L., **Transferência de massa no processo de biodegradação de efluentes líquidos em reatores de biofilmes**. Florianópolis, 2002. 192p. Tese de Doutorado (Doutorado em Engenharia Química) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química, UFSC.

CAMPOS, R. H. **Estudo da remoção de carbono e nitrogênio de efluentes urbanos em um reator de leito fluidizado operado em bateladas seqüenciais.** Florianópolis, 2006. 215 p. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina.

CAMPOS, R. H. **Utilização de reator de leito fluidizado trifásico aeróbio em sistema de tratamento combinado de águas residuárias.** Florianópolis, 2001. 117 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina.

CANLER, J.P., PERRET, J.M., DUCHERE, P., COTTEUX, E. **Aide ou diagnostic des stations d'épuration par l'observation microscopique des boues activées.** Edition CEMAGREF, 155 p., 1999.

CARUCCI, A.; CHIAVOLA, A.; MAJONE, M.; ROLLE, E. Treatment of tannery wastewater in a sequencing batch reactor. **Water Science & Technology**, v. 40 n.1, p. 253 – 259, 1999.

CARVALLO, L.; CARRERA, J.; CHAMY, R. Nitrifying activity monitoring and kinetic parameters determination in a biofilm airlift reactor by respirometry. **Biotechnology Letters**, v 24, p. 2063–2066, 2002.

CECH, J. S.; CHUDOBA, J.; GRAU, P. Determination of kinetic constants of activated sludge microorganisms. **Water Science & Technology**, v. 17, p. 259-272, 1984.

CHEN, Y.; RANDALL, A.A.; McCue, T. The efficiency of enhanced biological phosphorus removal from real wastewater affected by different ratios of acetic to propionic acid. **Water Research**, [London], v. 38, n. 1, p. 27-36, 2003.

CHEMNICHARO, C.A.L., von SPERLING, M., da SILVA, P.C., FRANCI, G.R. (1996) **Tratamento de Efluentes de Curtumes Através de Filtros Anaeróbios Seguidos por Biofiltros Aerados.** DESA – Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG.

CHEMNICHARO C. A. L. **Reatores Anaeróbios – princípios do tratamento biológico de águas residuárias.** Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, volume 5 , 2000.

COELHO, M.A.Z.; RUSSO, C.; ARAÚJO, B. Optimization of a sequencing batch reactor for biological nitrogen removal. **Water research**, v.34, n.10, pp. 2809-2817, 2000.

COMEAU, Y.; HALL, K. J.; HANCOCK, R. E. W.; OLDHAM, W. K. Biochemical model for enhanced biological phosphorus removal **Water research**, 20, 1511-1521, 1986.

COSTA, R.H.R. **Etude du Contrôle du Biofilm Developpé dans un Lit Fluidisé Triphasique en Epuration Carbonée Aérobie**. 256p. Tese (Doctorat Institut National des Sciences Appliquées (INSA)). Toulouse, France, 1989.

COSTA, A. G.; FERREIRA, A. F.; GUIMARÃES, P.; CATUNDA, S. Y. C.; Van HAANDEL, A. Respirometria aplicada no sistema de lodo ativado. Influência de interrupções da oxigenação sobre a viabilidade e atividade de lodo ativado. In: **21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental - ABES**, 2002.

COSTA, T. B. **Desempenho de reator em batelada seqüencial (RBS) com enchimento escalonado no tratamento de esgoto sanitário doméstico**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

DE LUCCA, S.J.; FACCIN, M. Avaliação preliminar de reator seqüencial de batelada. XVI Congresso Brasileiro Engenharia Sanitária e Ambiental, **Anais..... ABES**. Goiânia, GO, v. 2, tomo I, p.113-128, 1991.

DENNIS, R.W.; IRVINE, R. L. Effect of fill: react ratio on sequencing batch biological reactors. **Journal of Water Pollution Control Federation**, v. 51, n. 2, p.255-263, 1979.

DYTCZAK, M. A; LONDRY, K. L; OLESZKIEWICZ, J. A. Nitrifying Genera in Activated Sludge May Influence Nitrification Rates. **Water Environment Research**, Volume 80, Number 5, pp. 388-396(9), 2008.

EPA, United States Environmental Protection Agency. **Manual Nitrogen Control**. Technomic Publishing, Washington, USA, 311p, 1993.

ERDAL, U. G; ERDAL, Z. K; RANDALL, C. W. The Mechanism of Enhanced Biological Phosphorus Removal Washout and Temperature Relationships. **Water Environment Research**, Volume 78, Number 7, pp. 710-715(6), 2006.

FERNANDES, J. G. S.; Van HAANDEL, A.; CAVALCANTI, P. F. F.; COURA, L. R. Utilização da respirometria no controle operacional de sistemas aeróbios de tratamento de águas residuárias – a experiência da CETREL. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**. Vol. 6, nº 3, 2001.

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

FIGUEIREDO, M. G.; DOMINGUES, V. B. R. Microbiologia de Lodos Ativados. Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental - **CETESB**. São Paulo, 48 p., 1997.

FILTRATION & SEPARATION, 2006. **Water treatment: Paris plant gets Veolia Water's Biostyr treatment**. <http://www.veoliawater.com>, 2006.

GEBARA, F. Activated Sludge Biofilm Wastewater Treatment System. **Water Research**, Florida, v. 33, n. 1, p.230-238, 1999.

GEETS, J.; BOON, N.; VERSTRAETE, W. Strategies of aerobic ammonia-oxidizing bacteria for coping with nutrient and oxygen fluctuations. **FEMS Microbiol Ecol.**, 58, 1–13, 2006.

GONÇALVES, R.F.; CHERNICARO, C.A.L.; ANDRADE NETO, C.O.; SOBRINHO, P.A.; KATO, M.T.; COSTA, R.H.R.; AISSE, M.M; ZAIAT, M. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Capítulo 4 – Pós-Tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. **PROSAB 2**, p.171-278, 2001.

GONÇALVES, R.F. **Aspectos teóricos e práticos do tratamento de esgoto sanitário em biofiltros aerados com leito granular submerso**. Seminário Internacional sobre Tendências do Tratamento Simplificado de Águas Residuárias e Industriais. Belo Horizonte/MG, 1996.

GORSKAA, J. S.; GERNAEY, K.; DEMUYNCK, C.; VANROLLEGHEM, P.; VERSTRAETE, W. Nitrification monitoring in activated sludge by oxygen uptake rate (OUR) measurements. **Water Research**, Volume 30, Issue 5, Pages 1228-1236, 1996.

GRADY, C. P. L.; DAIGGER, G. T.; LIM, H. C. **Biological wastewater treatment**. 2 ed. New York. Marcel Dekker, 1999.

GRANDO ALVES, K.C. **Tratamento de efluentes têxteis usando reator de leito fluidizado trifásico aeróbio com pré ou pós ozonização**. Florianópolis, 2000. 90 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental).

HAMILTON, W. A. Biofilms: microbial interactions and metabolic activities. **Symp. Soc. Gen. Microbiol.** 41: 361–385, 1987.

HENZE, M.; HARREMOES, P.; JANSEN, J.C.; ARVIN, E. **Wastewater Treatment: Biological and Chemical Processes**. Springer Verlag, Second Edition. Heidelberg, 1995.

HENZE, M.; GRADY, C.P.L.; GUJER, W.; MARAIS, G.V.R.; MATSUO, T. Activated sludge Model N° 1. **IAWPRC Scientific and Technical Reports N° 1**. London UK, 1987.

HIRAKAWA, C., PIVELI, R.P., ALEM SOBRINHO, P. Biofiltro aerado submerso aplicado ao pós-tratamento de efluentes de reator UASB – Estudo em escala piloto com esgoto sanitário. **Anais do XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES, João Pessoa – PB, 2001.**

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

HOFFMANN, H. Caracterização do Funcionamento de ETE do Tipo Lodo Ativado via Imagem Microscópica – Estudo na Região da Grande Florianópolis. In: XI Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental – SILUBESA, **Anais...** ABES, Natal, RN, 2004. CD ROM.

HOFFMANN, Heike ; COSTA, Tatiana Barbosa da ; WOLFF, Delmira Beatriz ; PLATZER, C ; COSTA, R. H. R. . The Potential of denitrification for the Stabilization of Activated Sludge Processes Affected by Low Alkalinity Problems. **Brazilian Archives of Biology and Technology**, v. 50, p. 329-337, 2007.

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: 5/07/2008.

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.

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.

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.

JEON, C.O.; LEE, D.S.; PARK, J.M. Enhanced biological phosphorus removal in an anaerobic/aerobic sequencing batch reactor: Characteristics of carbon metabolism, **Water Env. Res.**, 73(3), 295, (2001a).

JEON, C.O.; LEE, D.S.; PARK, J.M. Enhanced biological phosphorus removal in an anaerobic/aerobic sequencing batch reactor: Effect of pH, **Water Env. Res.**, 73(3), 301, (2001b).

JORDÃO, E. P. & PESSÔA, C. A. **Tratamento de Esgotos Domésticos**. 4ª. Ed. Rio de Janeiro: ABES, 932 p., 2005.

JU, L.-K.; HUANG, L.; TRIVEDI, H. Simultaneous nitrification, denitrification and phosphorus removal in single-tank low-dissolved-oxygen systems under cyclic aeration. **Water Environ. Res.** 79, 2007.

KAMIYAMA, H. Lodo ativado por batelada (LAB): os princípios, as modalidades operacionais e suas vantagens. IN: XVI CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. **Anais**. ABES, p.441-447. Goiânia, 1991.

KATSOGIANNIS, A.N.; KORNAROS, M.; LYBERATOS, G. Enhanced nitrogen removal in SBRs bypassing nitrate generation accomplished by multiple aerobic/aoxic phase pairs. **Water Science & Technology**, v. 47, n° 11, pp.53-59, 2002.

KETCHUM JR., L.H., BREYFOGLE, R. E. e MANNING JR.,J.F. A comparison of biological and chemical phosphorus removals in continuous and sequencing batch reactors. **Journal of Water Pollution Control Federation**, v.59, n.1, p.13-18, 1987.

KINDAICHI, T., TSUKASA, I., OKABE, S. "Ecophysiological interaction between nitrifying bacteria and heterotrophic bacteria in biofilms as determined by microautoradiography-fluorescence In situ Hybridization" **Applied and Environmental Microbiology** 70: 1641-1650, 2004.

LAMEGO NETO, L. G. **Estratégias operacionais em reator de leito fluidizado sequencial em batelada (RLFSB) para tratamento de efluentes**. Trabalho de Conclusão de Curso (Engenharia Sanitária e Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis (SC), 2004.

LAZAROVA, V.; MANEM, J. Advances in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control. **Water Science and Technology**, v.29 n°10-11, p.319-327, 1994.

LAZAROVA, V.; BELLAHCEN, D.; RYBACKI, D.; RITTMANN, B. AND MANEM, J. Population dynamics and biofilm composition in a new three-fase circulating bed reactor. **Water Science and Technology**, v. 37, (4-5) p. 149-158, 1998.

LEVIN, G.V.; SHAPIRO, J. Metbolic uptake of phosphorus by wastewter organisms. **Journal of Water Pollution Control Federation**, 37 str.800, 1965.

LI, B.; IRVIN, S.; BAKER, K. The variation of nitrifying population sizes with DO and HRT in a sequencing batch reactor (SBR). **Proceedings of the IWA World Water Congress and Exhibition**, Beijing, China, Sept. 10-14; International Water Association: London, United Kingdom, 2006.

LIN, Y.-F.; JING, S.-R. Characterization of denitrification and nitrification in a step-feed alternating anoxic-oxic sequencing batch reactor. **Wat. Environ. Res.**, 73(5), 526–533, 2001.

LUZ, E.L. **Tratamento de esgoto em reatores por bateladas controlados por sistema de telegestão e suporte operacional informatizado**. (Dissertação). Florianópolis: Universidade Federal de Santa Catarina – ENS/UFSC, 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.

MARSILI-LIBELLI, S.; TABANI, F. Accuracy analysis of a respirometer for activated sludge dynamic modelling. **Water Research**, v. 36. p.1181-1192, 2002.

MARTINS, C.L. **Comportamento de reator de leito fluidizado trifásico aeróbico utilizando diferentes materiais suporte**. Florianópolis, 2003. 156 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina.

MASUDA, S; WATANABE, Y; ISHIGURO, M. Biofilm properties and simultaneous nitrification and denitrification in aerobic rotating biological contactores. **Water Science and Technology**, v.23, n.7-9, p.1355-1363, 1991.

MEDEIROS, D.; CYBIS, L. F.; SANTOS, A. V. Remoção de matéria orgânica e nitrogênio em sistemas de lodos ativados de fluxo contínuo e em batelada: Comparação entre eficiência, sedimentabilidade e composição da microfauna. In: XXIII Congresso de Engenharia Sanitária e Ambiental, **Anais...** ABES, Campo Grande, 2005. CD ROM.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: Treatment and reuse**. 4ª Ed. Mc Graw Hill, Inc. New York, 1819 p., 2003.

MÜLLER, N. Implementing biofilm carries into activated sludge process-15 years of experience. **Water Science and Technology**, v.37,nº9, p. 167-174, 1998.

NG, W.J. Sequencing Batch Reactor (SBR) Treatment of wastewaters. **Environmental Sanitation Reviews**, v. 28, p. 1-54, 1989.

NIELSEN, P.H., JAHN, A.; PALMGREN, R. Conceptual model for production and composition of exopolymers in biofilms. **Water Science & Technology**, v. 36, n.1, p.229, 1997.

OEHMEN, A.; ZENG, R. J.; KELLER, J.; YUAN, Z. Modeling the Aerobic Metabolism of Polyphosphate-Accumulating Organisms Enriched with Propionate as a Carbon Source. **Water Environment Research**, Volume 79, Number 13, pp. 2477-2486(10), 2007.

OCHOA, J. C.; COLPRIM, J.; PALACIOS, B. PAUL, E. and CHATELLIER, P. Active heterotrophic and autotrophic biomass distribution between fixed and suspended systems in a hybrid biological reactor. **Water Science and Technology**, v. 46, n. 1-2, p.397-404, 2002.

ØDEGAARD, H. RUSTEN, B.; WESTRUM, T. A new moving bed biofilm reactor applications and results. **Water Science and Technology**, v.29, nº10-11, p. 157-165, 1994.

ØDEGAARD, H., GISVD, B., STRICKLAND, J. The influence of carrier size and shape in the moving bed biofilm process. **Water Science and Technology**, v. 41 nº4-5 p. 383-391, 2000.

OKABE, S.; OOZAWA, Y.; HIRATA, K.; WATANABE, Y. Relationship between population dynamics of nitrifiers in biofilms and reactor performance at various C:N ratios. **Water Research**, v. 30, n. 7, p.1563-1572, 1996.

OYANEDEL, V.; GARRIDO, J.M.; COLPRIM, J.; LAZAROVA, V. AND MENDEZ, R. Comparison and modelling of the growth of heterotrophs and nitrifiers in biofilm and hybrid airlift reactors. **International Specialised Conference on Biofilm Monitoring**, Edição eletrônica. Porto- Portugal , p. 241-244. 2002.

PARK, H.-D.; NOGUERA, D.R., Evaluating the effect of dissolved oxygen on ammonia-oxidizing bacterial communities in activated sludge, **Water Res.** 38, 14–15, p. 3275–3286, 2004.

PEREIRA-RAMIREZ, O.; QUADRO, M. S.; ANTUNES, R. M.; KOETZ, P. R. Influência da carga orgânica aplicada no pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura por contactores biológicos rotatórios e reator anóxico. **R. bras. Agrociência**, v. 9, n. 4, p. 413-420, out-dez, 2003.

RINGLACE BIOMEDIA. Disponível em <http://www.ringlace.com>- acessado em 03/07/2008

RITTMANN, B.E.; McCARTY, P. L. **Environmental Biotechnology: Principles and Applications**. McGraw-Hill, New York, 2001.

RODGERS, M.; ZHAN, X.-M.; GALLAGHER, B. A pilot plant study using a vertically moving biofilm process to treat municipal wastewater. **Bioresource Technology**, Volume 89, Issue 2, P. 139-143 , 2003.

RODGERS, M.; LAMBE, A.; XIAO, L. Carbon and nitrogen removal using a novel horizontal flow biofilm system. **Process Biochemistry**, v.41, n. 11, p.2270 – 2275, 2006.

ROGALLA, F., ROUDON, G., SIBONY, J.; BLONDEAU, F. Minimising nuisances by covering compact sewage plants - **Water Sci. & Technol.**, vol. 25, no 4/5, p. 363 – 374, 1992.

RUBINO, F. F.; ARAÚJO, O. Q. F.; COELHO, M. A. Z. Remoção biológica de nutrientes em reator batelada seqüencial. **2º Congresso Brasileiro de P&D em Petróleo e Gás**. Rio de Janeiro, RJ, 2003.

SALES, R. **Cinética de degradação de efluente têxtil por biofilme em leito fluidizado trifásico aeróbio**. Dissertação de mestrado.UFSC, Florianópolis, 52 p, 1999.

SANTOS, A. S. P. **Avaliação de desempenho de um filtro biológico percolador em diferentes meios suporte plásticos**. Dissertação – Universidade Federal do Rio de Janeiro. COPPE/UFRJ M. Sc., Engenharia Civil, 2005.

SATOH, H.; NAKAMURA, Y.; ONO, H.; OKABE, S. Effect of oxygen concentration on nitrification and denitrification in single activated sludge flocs. **Biotechnol. Bioeng.**, 83, 604-607, 1994.

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

SIEGEL M. H. ; ROBINSON C. W. Applications of airlift gas-liquid-solid reactors in biotechnology. **Chemical Engineering Sienc.**, vol. 47, nº 13-14 (2 p. 1/2), p. 3215-3229, 1992.

SILVA FILHO, E. B.; CAVALCANTI, P. F. F.; Van HAANDEL, A. **Respirometria aplicada na caracterização da matéria orgânica da águas residuárias**. In: **22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental - ABES**, Joinville SC, 2003.

SILVERSTEIN, J.; SCHROEDER, E.D. Performance of SBR activated sludge processes with nitrification/denitrification. **Journal of Water Pollution Control Federation**, v.54, n.4, p.377- 384, 1983.

SOARES, S. R. A.; MACHADO, A. F.; OLIVEIRA, D. R.; 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 - ABES**, 2002.

SOBRINHO, P.A.; SAMUDIO, E.M.M. **Estudo sobre remoção biológica de fósforo de esgoto sanitário, através do processo de lodos ativados operado em bateladas**. **XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental**. ABES: Porto Alegre, RS., 2000.

SOUSA, J. T. & FORESTI, E. **Avaliação de reator seqüencial em batelada (SBR) no pós-tratamento de efluentes de reator UASB**. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**, ABES – RJ, v.6, nos. 1 e 2, p. 9-16, 2001.

SOUTO, V. S. **Utilização de Reatores Híbridos de Fluxo Contínuo e em Bateladas Sequenciais para remoção conjunta de Carbono e Nitrogênio de Esgoto Urbano.** Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós Graduação em Engenharia Ambiental, 2007.

SPANJERS, H.; KLAPWIJK, A. On-Line Meter for Respiration Rate and Short-Term Biochemical Oxygen Demand in the Control of the Activated Sludge Process. IN: Instrumentation, Control and Automation of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems. **Proceedings of the 5th IAWPRC Workshop.** Yokohama and Kyoto, Japan. 26 July - 3 August 1990.

SPANJERS, H., VANROLLEGHEM, P.A., OLSSON. G., DOLD, P.L. Respirometry in control of the activated sludge process: principles. **IWA Scientific and Technical Report** n. 7, 1998.

SPERANDIO, M. **Developement d'une procedure de compartimentation d'une eau residuaire urbaine et application a la modelisation dynamique de procedes a boues activées.** These doctorat, INSA-Toulouse, France, 231 p., 1998.

SURAMPALLI, R.Y; TYAGI, R.D; SCHEIBLE, O.K; HEIDMAN, J.A. Nitrification, Denitrification and Phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, v. 34, p.151-157, 1997.

TAVARES, C.R.G. **Tratamento Aeróbio de Efluentes em Bio-reatores de Leito Fluidizado Trifásico.** Tese de doutorado. COPE/UFRJ. Rio de Janeiro, 1992.

THANS, F. C. **Controle operacional de reator em bateladas sequenciais (RBS): ajustes na concentração de oxigênio dissolvido visando a remoção de nutriente.** Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós Graduação em Engenharia Ambiental, 2008.

Van HAANDEL, A. C. & CATUNDA, P. F. C. Determinação da taxa de consumo de oxigênio em sistemas de tratamento de esgoto. **Revista Engenharia Sanitária.** 21, 4, pp.481-488, 1982.

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

VIANA, P. Z. **Biorreator Com Membrana Aplicado Ao Tratamento De Esgotos Domésticos: Avaliação Do Desempenho De Módulos De Membranas Com Circulação Externa**. Tese - Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, 2004.

Von SPERLING, M. **Lodos Ativados**. Vol. 4. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. 2ª edição ampliada. 428 p., 2002.

Von SPERLING, M. **Princípios Básicos de Tratamento de Esgotos**. Vol. 2. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – UFMG. 6ª impressão, 211p., 2006.

WANNER, O.; REICHERT, P.A. Multispecies biofilm model. **Bioengineering**, v.28, mar., p.314-328, 1986.

WANNER, J.; KUCMAN, K.; GRAU, P. Activated sludge process combined with biofilm cultivation. **Water Research**, v.22 n°2, p. 207-215, 1988.

WHANG, L.-M.; PARK, J.K. Competition between Polyphosphate- and Glycogen-Accumulating Organisms in Enhanced-Biological-Phosphorus-Removal Systems: Effects of Temperature and Sludge Age. *Water Environ. Res.* **78** (1), p. 4–11, 2006.

WOLFF, D. B. **Estudo da tratabilidade de um efluente têxtil por biomassa fixa através de um reator de leito fluidizado trifásico aeróbio**. Florianópolis, 1997, 90 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina, UFSC.

WOLFF, D. B. **Remoção biológica de carbono e nitrogênio de esgoto urbano em reatores híbridos utilizando dois materiais suporte flotantes**. Tese de Doutorado UFSC. Programa de Pós-graduação em Engenharia Ambiental. Florianópolis – SC, 2005.

WOLFF, D. B.; CHAVEZ, J. C. O.; PAUL, E.; COSTA, R. H. R. Estudo da Biomassa Heterotrófica e Autotrófica Ativa Desenvolvida em Reatores Híbridos no Tratamento de Esgoto Urbano. In: **SINAFERM2003 – XIV Simpósio Nacional de Fermentações**. Florianópolis, SC, (2003a).

WOLFF, D. B.; CHAVEZ, J. C. O.; PAUL, E.; COSTA, R. H. R. Tratamento de esgoto sanitário por reatores híbridos. In: **22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES**. Joinville, SC, (2003b).

APÊNDICE A – Resultados das análises laboratoriais.

Tabela 1 – Resultados de pH, OD, T e Alcalinidade, na entrada e saída do reator.

Data (dia/mês)	Entrada				Saída			
	pH	OD (mg/L)	T (°C)	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	pH	OD (mg/L)	T (°C)	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)
Estratégia A								
24/2	6,39	0,59	27,7	210	6,64	1,90	29,9	44
26/2	6,49	0,29	28,3	190	7,52	3,72	28,3	190
28/2	6,52	0,19	29,4	232	7,74	3,67	32,0	182
2/3	6,42	0,07	25,2	320	7,86	2,29	25,2	270
5/3	6,22	0,05	29,9	176	7,59	2,36	26,3	244
7/3	6,85	0,05	28,5	204	7,83	2,65	28,0	210
9/3	6,79	0,03	29,1	220	6,63	3,82	25,6	254
11/3	6,35	0,04	26,1	220	7,23	3,43	26,1	250
13/3	6,94	0,01	25,1	240	7,64	3,43	25,1	212
15/3	6,64	0,01	27,8	166	7,46	3,33	26,7	200
17/3	6,18	0,99	24,4	178	7,80	2,83	25,2	230
20/3	6,34	1,39	25,3	152	7,78	4,44	27,2	236
22/3	6,32	0,77	26,3	170	7,22	3,88	25,0	170
24/3	6,49	0,07	27,6	204	7,32	3,70	27,5	186
26/3	6,69	0,01	26,9	202	7,69	2,46	25,5	240
29/3	6,87	0,16	28,7	176	7,55	2,82	28,4	146
30/3	6,66	0,06	28,5	200	7,14	1,90	31,0	150
9/4	6,68	0,21	23,7	180	6,53	2,61	23,9	80
18/4	6,58	0,57	24,5	162	6,91	2,54	29,3	80
20/4	6,91	0,19	26,2	150	7,48	3,50	29,2	142
23/4	7,03	0,01	23,6	214	6,88	3,02	25,0	84
27/4	6,84	0,17	19,6	166	7,52	4,51	19,6	90
30/4	6,94	0,01	20,7	240	7,40	1,06	19,8	170
2/5	6,79	2,88	24,1	178	6,86	5,64	24,1	80
4/5	6,78	0,01	21,9	210	6,93	3,71	22,0	70
7/5	6,52	0,01	22,8	220	6,83	4,57	24,2	90
11/5	6,58	0,51	18,2	220	6,60	3,43	18,5	40
12/5	-	-	-	200	-	-	-	60
16/5	6,92	2,85	21,2	110	6,99	3,48	20,0	90
18/5	-	-	-	112	7,27	3,88	18,1	108
24/5	6,53	1,90	16,0	116	6,67	2,55	17,0	90
27/5	6,43	0,49	15,8	130	6,24	2,33	15,1	78
29/5	-	-	-	148	7,21	0,03	18,0	174
4/6	6,95	0,17	12,7	160	6,81	2,99	13,9	82
6/6	6,81	1,06	19,1	188	7,22	3,67	18,8	156
15/6	6,59	0,07	18,4	240	6,76	1,59	16,9	70
22/6	6,76	0,18	21,0	190	7,08	0,25	24,1	182
25/6	6,32	0,07	15,6	206	7,34	1,95	14,5	150
2/7	6,41	0,13	15,4	240	7,52	1,84	15,2	120
17/7	6,55	0,11	18,6	180	6,70	1,91	17,3	80
19/7	6,28	1,96	14,9	232	7,19	4,66	15,0	90
20/7	6,77	1,41	16,7	222	6,84	3,23	15,8	120
23/7	6,98	0,40	16,4	176	6,51	3,55	16,4	100
24/7	6,88	-	14,9	212	7,18	1,90	16,4	150
25/7	6,81	0,62	15,4	230	7,00	1,90	15,2	132
26/7	6,92	0,48	13,3	180	7,43	1,34	12,3	96

28/7	6,92	0,73	16,3	202	7,22	1,25	13,6	132
30/7	7,01	0,54	14,2	230	7,30	2,55	14,0	118
1/8	6,62	0,27	16,4	300	6,88	2,68	15,6	110
2/8	6,59	0,18	17,1	286	7,00	1,12	24,1	244
3/8	6,47	0,75	17,4	400	6,80	1,92	17,3	202
7/8	6,48	0,82	17,6	348	6,63	1,90	17,4	108
9/8	6,53	0,27	17,9	338	7,01	1,21	17,5	140
10/8	6,42	0,51	18,9	338	7,09	1,42	19,1	256
14/8	6,55	0,40	19,6	384	7,00	2,54	20,0	176
15/8	6,40	0,26	18,8	440	6,69	2,11	19,0	124
17/8	6,36	0,32	18,2	348	7,06	2,51	19,2	170
Estratégia B								
28/8	6,68	0,57	16,8	764	7,02	1,89	13,6	856
1/9	6,78	0,74	17,4	752	7,05	1,78	14,5	804
3/9	6,45	0,54	18,8	706	7,06	1,31	15,6	748
4/9	6,99	0,78	19,6	856	7,51	0,91	20,3	710
5/9	6,48	0,47	20,3	230	7,17	1,41	22,2	548
6/9	6,76	0,18	21,0	236	7,00	1,12	20,1	244
Estratégia C								
14/9	6,68	0,90	22,7	286	7,73	1,08	22,8	374
17/9	6,83	1,25	20,4	314	7,32	2,32	20,1	290
18/9	6,21	0,55	21,2	252	7,21	2,10	19,8	270
25/9	6,75	0,42	19,2	258	6,75	2,41	17,5	204
28/9	6,84	0,61	18,5	290	7,71	3,64	19,0	312
5/10	6,44	0,43	20,6	268	7,26	3,60	20,3	206
6/10	6,71	0,45	20,3	242	6,84	5,37	24,4	204
9/10	6,34	0,60	24,8	304	6,66	3,60	25,6	264
11/10	6,15	0,91	25,1	302	6,87	3,20	23,1	248
14/10	6,94	0,57	22,3	232	6,77	2,40	22,5	152
18/10	7,15	1,03	24,3	290	7,20	3,40	23,6	130
Estratégia D								
24/10	6,84	0,71	20,6	274	7,61	1,90	21,7	162
26/10	6,14	0,34	23,8	242	7,03	2,88	22,3	152
12/11	6,45	0,61	26,9	282	6,88	3,56	25,6	176
21/11	6,59	0,90	31,7	270	7,35	3,29	20,3	204
24/11	6,57	0,37	24,7	370	7,10	1,25	27,3	214
27/11	6,78	1,07	27,6	268	6,48	3,40	23,5	118
30/11	6,90	0,94	26,8	336	7,32	2,50	22,1	152
1/12	6,68	1,01	25,9	380	7,09	1,65	24,8	200
7/12	6,47	1,21	27,0	440	6,89	3,99	28,8	54
8/12	6,59	0,77	25,9	252	6,14	3,97	25,9	30
11/12	6,81	2,06	24,4	200	6,89	3,10	22,3	172
13/12	6,45	1,59	26,0	298	6,79	2,35	23,4	120
14/12	6,83	1,03	24,3	346	7,12	2,70	25,1	226
18/12	6,86	0,31	22,3	432	7,37	2,50	22,2	250
21/12	6,69	0,60	24,8	408	7,18	3,24	24,0	200

Tabela 2 – Concentrações de ST, SST e SSV, na entrada, saída e lodo do reator.

Data (dia/mês)	Lodo			Entrada			Saída			Remoção		
	ST (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	ST (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	ST (mg/L)	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	ST (%)	SST (%)	SSV (%)
Estratégia A												
23/2	2489	2235	1781	592	177	132	396	71	58	33	60	56
27/2	2597	2310	1879	695	183	136	372	17	14	46	91	90
2/3	2511	2155	1745	639	-	-	266	54	41	58	-	-
4/3	2303	1918	1522	652	173	129	276	35	20	58	80	84
9/3	2172	2013	1579	590	195	149	332	11	7	44	94	95
12/3	2927	2740	2110	554	167	124	350	13	8	37	92	94
14/3	2289	2085	1679	662	150	113	218	21	16	67	86	86
20/3	2456	2200	1597	686	141	111	242	14	10	65	90	91
26/3	2668	2459	1879	578	121	91	416	25	18	28	79	80
29/3	2456	-	-	582	-	-	456	-	-	22	-	-
2/4	2112	1797	1349	518	131	94	470	12	7	9	91	93
5/4	2562	2193	1746	450	93	72	436	18	14	3	81	81
9/4	2860	2492	1988	426	105	81	348	23	17	18	78	79
16/4	2060			430	-	-	320	-	-	26	-	-
23/4	2862	2611	2046	617	120	78	312	23	17	49	81	78
29/4	2986	2697	2147	654	170	129	308	31	23	53	82	82
4/5	2922	2553	2055	562	161	116	482	27	21	14	83	82
11/5	2809	-	-	570	-	-	386	-	-	32	-	-
19/5	2306	1978	1548	664	150	115	380	32	24	43	79	79
22/5	2220	1887	1500	656	178	119	394	27	20	40	85	83
25/5	2552	2158	1710	630	172	120	276	35	27	56	80	78
29/5	2589	2222	1733	626	211	154	314	32	25	50	85	84
1/6	2389	2074	1644	634	147	114	206	17	14	68	88	88
9/6	2142	1773	1420	562	203	160	320	25	20	43	88	88
13/6	2802	2523	2006	544	156	119	366	30	19	33	81	84
16/6	2950	2692	2198	558	145	98	256	31	23	54	79	77
18/6	2710	2394	2003	586	207	158	310	20	15	47	90	91
22/6	2904	-	-	626	-	-	300	-	-	52	-	-
29/6	3040	2651	2113	580	164	120	246	33	26	58	80	78
2/7	3222	2845	2246	658	136	88	284	29	22	57	79	75
6/7	2910	2616	2027	496	185	144	446	34	24	10	82	83
10/7	2936	2650	2119	484	205	166	360	18	10	26	91	94
18/7	2888	2519	1978	676	229	187	204	15	17	70	93	91
21/7	2854	2455	1945	554	138	106	202	24	16	64	83	85
26/7	4036	-	-	568	-	-	342	-	-	40	-	-
29/7	4159	3847	3046	578	257	124	387	25	17	33	90	86
1/8	4572	4201	3279	664	358	119	490	92	71	26	74	40
3/8	4518	4221	3246	604	325	86	416	37	28	31	89	67
7/8	3878	3605	2879	470	152	127	430	34	24	9	78	81
10/8	3728	3402	2744	674	195	113	424	27	20	37	86	82
16/8	3218	-	-	662	-	-	246	-	-	63	-	-
19/8	3528	3262	2597	680	134	102	250	42	31	63	69	70
Estratégia B												
28/8	3820	3331	2641	3820	3331	2641	3820	3331	2641	3820	3331	2641
31/8	5674	5415	4303	5674	5415	4303	5674	5415	4303	5674	5415	4303
3/9	6820	6359	4978	6820	6359	4978	6820	6359	4978	6820	6359	4978

5/9	5674	5077	4022	5674	5077	4022	5674	5077	4022	5674	5077	4022
Estratégia C												
10/9	1444	1298	1022	454	100	80	248	59	45	45	41	44
18/9	1384	1253	1011	448	104	85	222	31	23	50	70	73
25/9	1740	1539	1223	320	92	72	274	36	21	14	61	71
29/9	1640	1524	1197	344	99	77	310	26	20	10	74	74
2/10	1820	1682	1312	450	109	89	230	28	22	49	74	75
7/10	2388	2064	1579	372	91	81	121	-	18	67	182	78
12/10	2956	2695	2035	320	103	79	132	41	28	59	60	65
18/10	3064	2880	2213	458	120	82	154	31	23	66	74	72
Estratégia D												
29/10	2526	2327	1845	915	123	100	612	24	18	33	80	82
2/11	2544	2409	1798	978	134	97	606	35	27	38	74	72
7/11	2668	2501	1988	875	163	125	571	25	20	35	85	84
13/11	2978	2832	2245	851	129	104	592	30	21	30	77	80
22/11	3376	3151	2469	808	104	87	600	27	20	26	74	77
28/11	3602	3389	2699	866	138	105	692	32	30	20	77	71
2/12	4306	4045	3230	801	106	88	505	14	13	37	87	85
9/12	4314	4109	3397	866	156	122	557	49	32	36	69	74
11/12	4690	4372	3487	977	165	139	469	41	37	52	75	73
15/12	4810	4495	3411	968	159	138	451	36	29	53	77	79
18/12	5090	4609	3698	1002	118	105	409	28	23	59	76	78
21/12	4840	4380	3577	992	203	174	484	24	24	51	88	86

Tabela 3 – Concentrações de DBO₅, na entrada, saída e lodo do reator, e as eficiências de remoção.

Data	Lodo	Entrada	Saída	Remoção
(dia/mês)	DBO ₅	DBO ₅	DBO ₅	
	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(%)
Estratégia A				
9/3	225	142	35,3	75
16/3	259	249	12	95
24/3	326	179	16	91
23/4	197	206	5	98
29/4	247	154	11	93
9/5	301	274	9	97
18/5	480	158	41,2	74
1/6	359	241	23,4	90
13/6	203	334	20,6	94
29/6	391	317	19,8	94
12/7	497	259	21	92
26/7	1092	194	0,2	100
1/8	908	578	14,4	98
22/8	849	479	16	97
Estratégia B				
28/8	1092	978	22,2	98
5/9	1148	852	62	93
Estratégia C				
10/9	205	206	55,4	73
17/9	154	208	32,2	85
25/9	374	116	6,2	95
2/10	32	70	13,2	81
19/10	448	152	8,2	95
Estratégia D				
27/10	916	502	21	96
28/10	1158	487	29,2	94
29/10	879	446	32	93
30/11	968	424	60	86
7/12	1022	450	34	92

Tabela 4 – Resultados de DQO total, DQO solúvel e CV_{DQOT} , na entrada e saída do reator, e as eficiências de remoção de DQO total, DQO solúvel e $CV_{remoção}$.

Data (dia/mês)	Entrada			Saída			Remoção Carbonácea		
	DQO _T (mg/L)	DQO _S (mg/L)	CV_{DQOT} (KgDQO/ m ³ dia)	DQO _T (mg/L)	DQO _S (mg/L)	CV_{DQOT} (KgDQO/ m ³ dia)	DQO _T (%)	DQO _S (%)	$CV_{remoção}$ (KgDQO/ m ³ dia)
Estratégia A									
24/2	248	157	0,27	71	10	0,08	71	94	0,19
26/2	252	201	0,28	25	16	0,03	90	92	0,25
28/2	337	251	0,37	73	23	0,08	78	91	0,29
2/3	454	326	0,50	10	4	0,01	98	99	0,49
5/3	357	321	0,39	31	5	0,03	91	99	0,36
7/3	263	239	0,29	61	48	0,07	77	80	0,22
9/3	236	193	0,26	65	50	0,07	72	74	0,19
11/3	253	231	0,28	46	23	0,05	82	90	0,23
13/3	322	285	0,35	43	35	0,05	87	88	0,31
15/3	310	142	0,34	35	24	0,04	89	83	0,30
17/3	489	167	0,54	65	41	0,07	87	76	0,46
20/3	264	194	0,29	24	63	0,03	91	68	0,26
22/3	379	340	0,42	57	57	0,06	85	83	0,35
24/3	423	304	0,46	73	71	0,08	83	77	0,38
26/3	306	232	0,33	62	-	0,07	80	-	0,27
29/3	328	262	0,36	18	15	0,02	95	94	0,34
30/3	263	172	0,29	24	36	0,03	91	79	0,26
9/4	195	174	0,21	32	21	0,04	84	88	0,18
18/4	251	205	0,28	-	-	-	-	-	-
20/4	467	398	0,51	51	24	0,06	89	94	0,46
23/4	363	208	0,40	47	41	0,05	87	80	0,35
27/4	269	233	0,29	56	49	0,06	79	79	0,23
30/4	310	301	0,34	125	88	0,14	60	71	0,20
2/5	292	252	0,32	72	44	0,08	75	82	0,24
4/5	231	201	0,25	71	53	0,08	69	73	0,17
7/5	330	319	0,36	60	45	0,07	82	86	0,30
11/5	240	238	0,26	29	12	0,03	88	95	0,23
12/5	254	202	0,28	41	22	0,04	84	89	0,23
16/5	370	322	0,41	59	41	0,07	84	87	0,34
18/5	216	197	0,24	47	33	0,05	78	84	0,18
24/5	365	150	0,40	15	10	0,02	96	93	0,38
27/5	291	206	0,32	21	18	0,02	93	91	0,30
29/5	220	159	0,24	28	21	0,03	87	87	0,21
4/6	236	259	0,26	22	12	0,02	91	95	0,23
6/6	358	301	0,39	16	8	0,02	95	97	0,37
15/6	533	415	0,58	36	36	0,04	93	91	0,55
22/6	326	254	0,36	31	15	0,03	90	94	0,32
25/6	236	194	0,26	29	25	0,03	88	87	0,23
2/7	392	331	0,43	62	52	0,07	84	84	0,36
17/7	460	402	0,50	40	29	0,04	91	93	0,46
19/7	142	121	0,16	49	47	0,05	66	61	0,10
20/7	399	296	0,44	51	44	0,06	87	85	0,38
23/7	499	183	0,55	42	39	0,05	92	79	0,50
24/7	520	306	0,57	44	42	0,05	91	86	0,52
25/7	413	374	0,45	87	86	0,10	79	77	0,36
26/7	282	267	0,31	103	100	0,11	63	62	0,20

28/7	626	580	0,69	232	69	0,25	63	88	0,43
30/7	724	550	0,79	233	194	0,25	68	65	0,54
1/8	654	350	0,72	104	86	0,11	84	75	0,60
2/8	424	343	0,46	63	54	0,07	85	84	0,40
3/8	440	407	0,48	71	70	0,08	84	83	0,40
7/8	382	296	0,42	57	41	0,06	85	86	0,36
9/8	270	250	0,30	31	21	0,03	88	92	0,26
10/8	465	424	0,51	85	79	0,09	82	81	0,42
14/8	505	478	0,55	77	64	0,08	85	87	0,47
15/8	362	330	0,40	49	48	0,05	86	85	0,34
17/8	295	255	0,32	39	31	0,04	87	88	0,28
Estratégia B									
28/8	1201	1007	1,32	243	219	0,27	80	78	1,05
1/9	1524	1302	1,67	252	211	0,28	83	84	1,39
3/9	1097	1017	1,20	135	116	0,15	88	89	1,05
4/9	1622	1197	1,78	176	147	0,19	89	88	1,58
5/9	1017	945	1,11	218	184	0,24	79	81	0,88
6/9	943	881	1,03	368	269	0,40	61	70	0,63
Estratégia C									
14/9	242	195	0,27	95	81	0,10	61	59	0,16
17/9	203	139	0,22	110	92	0,12	46	34	0,10
18/9	217	185	0,24	128	83	0,14	41	55	0,10
25/9	232	194	0,25	132	90	0,14	43	54	0,11
28/9	178	132	0,19	69	68	0,08	61	49	0,12
5/10	257	269	0,28	98	68	0,11	62	75	0,17
6/10	173	162	0,19	80	73	0,09	53	55	0,10
9/10	112	97	0,12	50	40	0,05	56	58	0,07
11/10	121	124	0,13	49	34	0,05	60	73	0,08
14/10	234	207	0,26	37	37	0,04	84	82	0,22
18/10	73	61	0,08	24	15	0,03	68	75	0,05
Estratégia D									
24/10	528	488	0,58	117	101	0,13	78	79	0,45
26/10	614	581	0,67	92	53	0,10	85	91	0,57
12/11	586	402	0,64	72	61	0,08	88	85	0,56
21/11	610	592	0,67	125	90	0,14	79	85	0,53
24/11	595	479	0,65	56	45	0,06	91	91	0,59
27/11	867	766	0,95	100	86	0,11	89	89	0,84
30/11	854	661	0,94	93	82	0,10	89	88	0,83
1/12	937	797	1,03	116	106	0,13	88	87	0,90
7/12	657	612	0,72	153	110	0,17	77	82	0,55
8/12	466	394	0,51	93	62	0,10	80	84	0,41
11/12	499	447	0,55	152	115	0,17	70	74	0,38
13/12	633	518	0,69	161	161	0,18	75	69	0,52
14/12	724	641	0,79	130	100	0,14	82	84	0,65
18/12	624	502	0,68	195	173	0,21	69	66	0,47
21/12	537	356	0,59	159	147	0,17	70	59	0,41

Tabela 5 – Concentrações de NH₄-N, NO₂-N, NO₃-N, NTK, NT e N_{org}, na entrada e saída do reator, e as eficiências de remoção de NH₄-N, NTK, NT e Desnitrificação.

Data (dia/mês)	Entrada						Saída						Remoção de N				
	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	NTK (mg/L)	NT (mg/L)	N _{org} (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	NO ₂ -N (mg/L)	NO ₃ -N (mg/L)	NTK (mg/L)	NT (mg/L)	N _{org} (mg/L)	NH ₄ -N (%)	NTK (%)	NT (%)	N _{org} (%)	Desn (%)
Estratégia																	
24/2	56	-	-	-	-	-	2,5	-	-	-	-	95	-	-	-	-	
26/2	60	0,00	0,21	76	75,60	15,28	14	0,00	8,11	14	22,47	0,77	77	81	70	95	83
28/2	60	0,00	0,00	71	70,56	10,99	12	0,00	7,29	13	20,53	0,80	79	81	71	93	85
2/3	64	0,00	0,32	69	69,44	5,01	12	0,00	8,54	13	21,58	0,97	81	81	69	81	84
5/3	62	0,00	0,00	64	64,40	2,09	1,8	0,34	17,17	26	43,67	24,33	97	59	32		71
7/3	64	0,00	0,00	71	71,12	7,23	14	0,00	2,87	15	17,43	0,83	79	80	75	89	94
9/3	68	0,00	0,00	72	72,24	3,92	32	0,38	0,44	32	32,75	0,39	54	56	55	90	98
11/3	72	0,00	0,00	76	76,16	4,43	38	0,00	0,57	40	40,89	2,15	47	47	46	51	98
13/3	69	0,00	0,00	79	78,96	10,41	37	0,00	0,32	41	41,20	3,71	46	48	48	64	99
15/3	53	0,00	0,00	76	75,60	22,18	26	0,67	0,59	29	30,38	2,71	51	61	60	88	95
17/3	50	0,35	0,00	58	58,24	7,83	20	0,46	0,38	22	22,68	1,40	59	63	61	82	97
20/3	45	0,00	0,00	51	50,80	5,67	28	0,00	0,30	29	28,86	0,14	37	44	43	98	98
22/3	68	0,00	0,00	71	71,12	3,05	30	0,20	0,78	28	28,98	-1,50	57	61	59	149	97
24/3	71	0,00	0,14	77	76,72	5,32	17	0,00	0,13	35	35,41	18,59	77	54	54	-	100
26/3	71	0,00	0,00	76	75,60	5,05	17	0,42	1,75	29	30,80	11,57	76	62	59	-	96
29/3	65	0,00	0,00	70	69,64	4,86	11	1,16	0,66	18	20,30	7,81	84	73	71	-	97
30/3	65	0,00	0,00	71	71,12	5,98	22	1,38	0,54	30	31,60	7,88	67	58	56	-	96
9/4	66	0,00	0,12	70	70,00	3,61	6,8	2,45	0,49	10	13,05	3,28	90	86	81	9	95
18/4	73	-	-	40	72,62	-	4,9	-	-	5,6	-	0,75	93	86	-	-	100
20/4	70	0,13	0,30	74	73,98	4,16	0,6	0,00	9,33	1,9	11,20	1,23	99	97	85	70	87
23/4	61	0,00	0,00	53	61,31	-	3,6	1,11	0,78	3,9	5,81	0,35	94	93	91	-	97
27/4	69	0,00	0,00	53	68,65	-	5,7	1,43	1,08	7,3	9,79	1,60	92	86	86	-	96
30/4	63	0,00	6,35	68	68,32	5,47	6,9	0,26	0,17	7,8	8,27	0,95	89	89	88	83	99
2/5	74	0,00	0,00	73	73,76	-	5,8	3,21	0,23	10	13,56	4,36	92	86	82	-	95
4/5	66	0,00	0,00	71	71,12	5,60	8,8	3,86	0,77	13	17,43	3,95	86	82	75	29	92
7/5	69	0,00	0,32	68	68,98	-	8,7	1,42	1,57	10	13,26	1,59	87	85	81	-	95
11/5	69	0,00	0,35	79	78,96	10,27	2,4	-	-	8,1	-	5,77	97	90	-	44	100
12/5	45	0,00	0,20	-	-	-	7,3	-	-	10	-	2,77	84	-	-	-	100

16/5	79	0,00	0,00	83	82,88	3,88	11	3,64	0,78	12	16,18	0,53	86	86	80	86	93
18/5	47	0,00	0,00	61	61,04	14,08	13	6,30	0,54	16	23,08	3,56	73	73	62	75	80
24/5	49	0,53	0,00	65	64,96	16,32	8,0	1,77	0,22	13	15,35	5,35	84	79	76	67	95
27/5	66	-	-	71	70,56	4,50	5,3	-	-	-	-	-	92	-	-	-	100
29/5	58	-	-	63	63,16	5,18	4,6	-	-	11	-	6,61	92	82	-	-	100
4/6	48	0,00	0,00	52	52,16	4,60	14	0,78	0,18	15	15,52	0,86	71	72	70	81	97
6/6	73	0,00	0,00	79	78,96	5,71	24	0,59	0,00	25	25,95	1,05	67	68	67	82	99
15/6	55	0,00	0,00	68	68,32	13,36	3,5	0,78	0,45	3,9	5,15	0,46	94	94	92	97	98
22/6	51	0,00	0,04	57	57,20	6,21	11	2,70	0,29	13	15,87	2,34	79	77	72	62	93
25/6	67	-	-	76	75,60	8,75	32	0,00	0,55	34	34,71	2,50	53	55	54	71	98
2/7	50	0,00	0,19	73	72,72	22,76	23	0,11	6,79	24	30,98	1,25	54	67	57	95	75
17/7	40	0,00	0,25	-	-	-	8,8	0,69	0,66	-	-	-	78	-	-	-	96
19/7	34	0,00	0,09	38	38,24	4,66	2,9	0,24	0,00	3,4	3,60	0,50	91	91	91	89	99
20/7	57	0,00	0,13	62	61,60	5,10	12	0,97	0,21	12	13,49	0,56	79	80	78	89	97
23/7	48	0,00	0,72	55	54,96	6,95	16	-	-	20	20,16	4,07	66	63	63	41	100
24/7	50	0,00	0,11	62	61,60	11,93	7,8	0,40	0,31	8,4	9,11	0,60	84	86	85	95	98
25/7	48	0,00	0,00	54	54,32	6,17	8,0	1,49	0,00	9,3	10,77	1,30	83	83	80	79	96
26/7	35	0,00	0,00	45	45,36	10,73	7,5	2,20	0,14	9,2	11,49	1,69	78	80	75	84	91
28/7	46	0,00	0,10	48	48,16	2,46	16	2,04	0,00	18	19,96	1,58	64	63	59	36	93
30/7	42	0,00	0,57	53	53,20	11,12	18	0,51	0,21	20	20,32	1,23	56	63	62	89	97
1/8	78	0,00	0,25	85	84,56	6,26	5,6	1,29	0,66	11	13,15	5,59	93	87	84	11	97
2/8	63	0,00	0,00	68	68,32	5,69	11	0,00	0,36	17	17,16	6,28	83	75	75	-	99
3/8	24	0,00	0,00	39	38,64	14,58	7,6	2,01	0,45	9,0	11,42	1,33	68	77	70	91	85
7/8	48	0,00	0,16	55	55,44	7,19	7,7	1,27	0,97	10	11,76	1,85	84	83	79	74	94
9/8	48	0,00	0,04	51	50,96	2,94	6,9	0,06	0,00	8,4	8,46	1,50	86	84	83	49	100
10/8	66	0,00	0,32	74	73,92	8,31	5,6	0,59	1,69	10	12,68	4,76	91	86	83	43	96
14/8	78	0,00	0,08	83	83,44	5,07	8,7	2,14	0,36	9,0	11,46	0,26	89	89	86	95	96
15/8	51	0,00	0,28	62	61,60	10,90	11	1,04	0,03	13	14,51	2,48	78	78	76	77	97
17/8	59	0,00	0,57	64	63,84	4,91	7,0	0,38	0,25	9,0	9,59	1,98	88	86	85	60	99
Estratégia B																	
28/8	40	0,00	0,27	77	77,28	37,13	11	0,50	0,36	17	18,22	6,72	73,51	78	76	82	97
1/9	37	0,00	0,31	49	48,65	11,44	10	1,62	0,00	16	17,86	6,37	73,47	67	63	44	94
3/9	33	0,00	0,00	42	42,32	9,73	15	0,40	0,00	15	15,52	-	53,27	64	63	100	98
4/9	23	0,00	0,00	39	38,54	15,38	17	0,04	0,63	22	23,07	5,88	28,68	42	40	62	90
5/9	54	0,00	0,00	63	63,28	9,05	13	1,26	1,59	20	22,93	7,50	76,80	68	64	17	93
6/9	44	0,00	0,00	52	51,71	7,41	19	0,25	2,59	24	26,36	4,92	58,03	55	49	34	89

Estratégia C																	
14/9	37	0,00	0,00	54	54,32	17,34	11	0,45	5,15	27	32,48	16,18	71,07	51	40	6,7	79
17/9	52	0,58	0,00	61	61,32	9,67	19	0,03	4,64	34	38,82	15,46	63,80	44	37	-	86
18/9	39	0,00	0,00	54	53,76	14,51	24	0,24	7,74	37	44,93	12,65	38,06	31	16	13	47
25/9	30	0,00	0,00	68	67,76	37,94	22	0,17	5,63	35	41,07	13,01	25,32	48	39	66	23
28/9	34	0,00	0,00	49	48,65	14,32	30	0,06	0,26	35	35,68	4,88	11,21	27	27	66	92
5/10	30	0,04	0,25	53	52,50	22,35	22	0,07	0,35	32	32,14	9,55	26,45	40	39	57	95
6/10	38	0,00	0,00	51	51,05	12,90	21	1,32	0,59	38	39,99	17,57	46,24	25	22	-	89
9/10	48	0,00	0,00	63	63,25	15,15	19	0,59	1,24	32	34,30	13,81	61,19	49	46	8,8	94
11/10	53	0,00	0,02	60	60,30	7,33	27	1,16	0,00	30	30,84	2,37	48,44	51	49	68	95
14/10	48	0,00	0,00	51	51,22	3,57	10	0,30	0,00	12	12,06	1,29	78,03	77	76	64	99
18/10	28	0,00	0,00	32	32,15	4,59	13	1,11	0,00	16	16,79	2,19	51,05	51	48	52	92
Estratégia D																	
24/10	39	0,00	0,00	43	42,57	3,65	14	0,58	0,29	17	17,83	2,75	63,49	60	58	25	96
26/10	49	0,00	0,00	53	52,64	3,96	8,8	0,48	1,01	8,6	10,09	-	81,94	84	81	100	96
12/11	42	0,00	1,17	46	45,66	4,07	12	1,26	0,60	13	15,13	1,30	71,19	71	67	68	94
21/11	36	0,00	0,99	39	38,59	2,98	6,3	0,58	2,80	7,3	10,66	0,95	82,22	81	72	68	88
24/11	48	0,62	0,07	52	52,08	3,90	10	0,03	3,72	12	15,58	2,11	79,80	77	70	46	90
27/11	42	0,00	0,00	-	-	-	8,2	0,25	5,49	10	16,06	2,12	80,52	-	-	-	83
30/11	45	0,23	0,55	49	48,79	3,32	10	0,10	2,59	11	14,08	1,84	78,98	77	71	45	93
1/12	40	0,00	0,00	43	42,88	3,27	1,5	1,03	8,25	2,0	11,30	0,51	96,19	95	74	84	76
7/12	38	0,00	0,00	44	44,17	6,36	1,9	0,00	9,55	2,0	11,53	0,08	94,97	96	74	99	73
8/12	40	0,00	0,00	49	48,62	8,46	3,3	0,00	15,24	4,5	19,72	1,19	91,81	91	59	86	59
11/12	33	0,02	0,96	36	35,84	3,06	0,6	0,05	12,04	1,5	13,60	0,93	98,20	96	62	70	62
13/12	38	0,00	0,74	42	42,32	3,83	2,8	1,09	14,03	2,9	17,97	0,08	92,78	93	58	98	58
14/12	47	0,00	0,00	52	51,68	4,47	0,5	0,00	18,05	1,5	19,53	1,02	99,03	97	62	77	61
18/12	38	0,00	0,00	40	39,89	2,27	1,8	0,00	7,25	2,8	10,09	1,04	95,22	93	75	54	80
21/12	53	0,00	0,00	54	54,26	1,28	0,5	0,00	12,02	1,2	13,18	0,62	98,98	98	76	52	77

Tabela 6 – Resultados de CV_{NH_4-N} e CV_{NT} , na entrada e saída do reator, e CV_{rem} .

Data	Entrada		Saída		Remoção de N	
	CV_{NH_4-N} (KgNH ₄ - N/m ³ dia)	CV_{NT} (KgNT/m ³ dia)	CV_{NH_4-N} (KgNH ₄ - N/m ³ dia)	CV_{NT} (KgNT/m ³ dia)	$CV_{NH_4-N_{rem}}$ (KgNH ₄ - N/m ³ dia)	$CV_{NT_{rem}}$ (KgNH ₄ - N/m ³ dia)
Estratégia A						
24/2	61,79	-	2,78	-	59,00	-
26/2	66,10	83,07	14,89	24,62	51,21	41,48
28/2	65,27	77,31	13,64	22,49	51,64	42,78
2/3	70,60	76,44	13,23	23,65	57,37	46,95
5/3	68,27	70,56	2,01	47,85	66,27	20,42
7/3	70,01	77,93	15,05	19,10	54,96	50,91
9/3	74,86	79,16	34,55	35,88	40,31	38,98
11/3	78,60	83,45	41,82	44,80	36,77	33,80
13/3	75,11	86,52	40,73	45,14	34,38	29,97
15/3	58,53	82,84	28,94	33,29	29,59	25,24
17/3	55,24	64,20	22,39	24,85	32,85	30,39
20/3	49,45	55,66	31,14	31,62	18,31	17,83
22/3	74,59	77,93	32,32	31,75	42,26	42,84
24/3	78,23	84,22	18,28	38,80	59,95	39,43
26/3	77,30	82,84	18,71	33,75	58,59	43,55
29/3	70,98	76,31	11,69	22,24	59,29	48,74
30/3	71,38	77,93	23,88	34,62	47,49	36,75
9/4	72,74	76,83	7,49	14,30	65,25	58,44
18/4	79,58	43,57	5,31	-	74,26	79,58
20/4	76,50	81,53	0,70	12,27	75,80	64,23
23/4	67,18	57,68	3,91	6,36	63,27	60,82
27/4	75,22	58,29	6,23	10,73	69,00	64,49
30/4	68,87	81,81	7,55	9,06	61,32	59,81
2/5	80,82	79,77	6,31	14,85	74,51	65,97
4/5	71,79	77,93	9,69	19,09	62,10	52,70
7/5	75,58	75,21	9,51	14,53	66,07	61,05
11/5	75,26	86,91	2,57	-	72,69	75,26
12/5	49,44	0,00	8,01	-	41,43	-
16/5	86,56	90,81	12,30	17,73	74,26	68,83
18/5	51,45	66,88	13,89	25,28	37,56	26,17
24/5	53,30	71,76	8,78	16,82	44,52	36,48
27/5	72,39	77,31	5,84	-	66,55	72,39
29/5	63,53	69,21	5,03	-	58,50	63,53
4/6	52,11	57,15	15,01	17,01	37,10	35,11
6/6	80,26	86,52	26,64	28,44	53,62	51,83
15/6	60,22	74,86	3,79	5,64	56,43	54,58
22/6	55,87	62,72	11,55	17,39	44,32	38,48
25/6	73,25	82,84	34,69	38,04	38,56	35,22
2/7	54,75	79,89	25,02	33,94	29,72	20,80
17/7	44,03	0,00	9,66	0,00	34,38	-
19/7	36,79	42,00	3,13	3,94	33,66	32,85
20/7	61,91	67,64	12,89	14,79	49,02	47,13
23/7	52,61	61,01	17,63	22,09	34,98	30,52
24/7	54,42	67,62	8,55	9,98	45,87	44,45
25/7	52,76	59,52	8,75	11,80	44,02	40,96
26/7	37,95	49,70	8,18	12,59	29,77	25,36
28/7	50,07	52,88	17,90	21,87	32,17	28,20
30/7	46,11	58,91	20,13	22,27	25,97	23,84
1/8	85,80	92,92	6,15	14,41	79,65	71,39

2/8	68,62	74,86	11,53	18,80	57,09	49,82
3/8	26,37	42,34	8,36	12,52	18,01	13,85
7/8	52,87	60,93	8,40	12,88	44,47	39,99
9/8	52,62	55,88	7,56	9,27	45,06	43,35
10/8	71,89	81,35	6,18	13,89	65,71	57,99
14/8	85,87	91,51	9,53	12,55	76,34	73,32
15/8	55,55	67,81	12,01	15,89	43,54	39,66
17/8	64,57	70,58	7,65	10,51	56,92	54,06
Estratégia B						
28/8	43,99	84,97	11,66	19,96	32,34	24,03
1/9	40,77	53,65	10,81	19,57	29,96	21,20
3/9	35,71	46,37	16,69	17,00	19,02	18,71
4/9	25,38	42,23	18,10	25,27	7,28	0,11
5/9	59,42	69,34	13,78	25,12	45,64	34,30
6/9	48,55	56,66	20,38	28,88	28,17	19,67
Estratégia C						
14/9	40,52	59,52	11,72	35,59	28,80	4,93
17/9	56,59	67,83	20,49	42,54	36,11	14,05
18/9	43,01	58,91	26,64	49,24	16,37	-6,23
25/9	32,68	74,25	24,40	45,00	8,28	-12,32
28/9	37,62	53,31	33,40	39,09	4,22	-1,47
5/10	33,04	57,84	24,30	35,22	8,74	-2,18
6/10	41,80	55,94	22,47	43,82	19,33	-2,02
9/10	52,70	69,30	20,46	37,59	32,25	15,12
11/10	58,04	66,09	29,92	33,79	28,12	24,25
14/10	52,21	56,12	11,47	13,21	40,74	39,00
18/10	30,20	35,23	14,78	18,39	15,42	11,81
Estratégia D						
24/10	42,65	46,64	15,57	19,53	27,08	23,11
26/10	53,34	57,68	9,63	11,06	43,71	42,28
12/11	45,57	51,31	13,13	16,58	32,44	28,99
21/11	39,02	43,36	6,94	11,68	32,08	27,34
24/11	52,79	57,82	10,66	17,08	42,13	35,71
27/11	46,12	0,00	8,98	17,59	37,13	28,53
30/11	49,82	54,31	10,48	15,43	39,35	34,39
1/12	43,40	46,98	1,65	12,38	41,75	31,02
7/12	41,43	48,40	2,08	12,64	39,35	28,79
8/12	44,00	53,27	3,60	21,61	40,40	22,39
11/12	35,92	40,34	0,65	14,90	35,27	21,01
13/12	42,17	47,18	3,05	19,69	39,13	22,48
14/12	51,73	56,63	0,50	21,40	51,23	30,33
18/12	41,22	43,71	1,97	11,06	39,25	30,17
21/12	58,05	59,45	0,59	14,44	57,46	43,61

Tabela 7 – Resultados de PO₄-P, P_T, CV_{PO4-P} e CV_{PT} na entrada e saída do reator, eficiências de remoção de PO₄-P e P_T, e CVrem de PO₄-P e P_T.

Data	Entrada				Saída				Remoção			
	PO ₄ -P	P _T	CV _{PO4-P}	CV _{PT}	PO ₄ -P	P _T	CV _{PO4-P}	CV _{PT}	PO ₄ -P	P _T	CV _{PO4-Prem}	CV _{PTrem}
dia/mês	(mg/L)	(mg/L)	(KgPO ₄ -P/ m3.dia)	(KgPT/ m3.dia)	(mg/L)	(mg/L)	(KgPO ₄ -P/ m3.dia)	(KgPT/ m3.dia)	(%)	(%)	(KgPO ₄ -P/ m3.dia)	(KgPT/ m3.dia)
Estratégia A												
24/2	-	8,67	-	0,03	-	-	-	-	-	-	-	-
26/2	9,37	7,30	0,03	0,02	4,60	3,28	0,02	0,01	50,88	55,07	0,02	0,01
28/2	31,79	10,04	0,10	0,03	4,64	3,06	0,02	0,01	85,40	69,57	0,09	0,02
2/3	20,21	13,16	0,07	0,04	2,98	2,35	0,01	0,01	85,25	82,16	0,06	0,04
5/3	12,87	19,67	0,04	0,06	3,36	5,66	0,01	0,02	73,89	71,24	0,03	0,05
7/3	19,79	6,77	0,07	0,02	2,57	3,26	0,01	0,01	86,99	51,84	0,06	0,01
9/3	20,67	14,34	0,07	0,05	6,90	5,30	0,02	0,02	66,62	63,04	0,05	0,03
11/3	24,67	8,94	0,08	0,03	4,48	5,61	0,01	0,02	81,84	37,23	0,07	0,01
13/3	16,85	9,78	0,06	0,03	10,60	4,29	0,03	0,01	37,07	56,10	0,02	0,02
15/3	12,56	8,43	0,04	0,03	7,79	3,96	0,03	0,01	37,98	53,05	0,02	0,01
17/3	9,47	5,69	0,03	0,02	8,90	4,86	0,03	0,02	5,97	14,58	0,00	0,00
20/3	10,55	7,01	0,03	0,02	6,21	4,41	0,02	0,01	41,11	37,18	0,01	0,01
22/3	13,26	18,75	0,04	0,06	5,67	3,65	0,02	0,01	57,24	80,54	0,02	0,05
24/3	15,29	19,89	0,05	0,07	6,77	4,28	0,02	0,01	55,72	78,50	0,03	0,05
26/3	14,50	13,89	0,05	0,05	7,03	3,60	0,02	0,01	51,52	74,04	0,02	0,03
29/3	14,49	21,21	0,05	0,07	9,87	4,91	0,03	0,02	31,86	76,86	0,02	0,05
30/3	19,93	18,33	0,07	0,06	11,15	6,86	0,04	0,02	44,05	62,58	0,03	0,04
9/4	16,40	12,90	0,05	0,04	9,77	10,20	0,03	0,03	40,43	20,91	0,02	0,01
18/4	-	10,93	-	0,04	-	-	-	-	-	-	0,00	0,04
20/4	20,85	19,11	0,07	0,06	12,75	13,16	0,04	0,04	38,85	31,16	0,03	0,02
23/4	20,54	19,12	0,07	0,06	9,26	10,82	0,03	0,04	54,92	43,42	0,04	0,03
27/4	17,50	16,92	0,06	0,06	11,86	12,22	0,04	0,04	32,21	27,78	0,02	0,02
30/4	20,57	20,95	0,07	0,07	32,07	34,51	0,11	0,11	-55,91	-64,71	-0,04	-0,04
2/5	21,05	24,62	0,07	0,08	12,32	16,41	0,04	0,05	41,46	33,36	0,03	0,03
4/5	27,44	31,16	0,09	0,10	16,41	16,47	0,05	0,05	40,20	47,15	0,04	0,05

7/5	28,50	26,92	0,09	0,09	17,28	16,87	0,06	0,06	39,37	37,35	0,04	0,03
11/5	23,56	27,34	0,08	0,09	-	19,69	-	0,06	-	27,99	0,08	0,03
12/5	23,23	25,65	0,08	0,08	-	19,32	-	0,06	-	24,67	0,08	0,02
16/5	14,92	15,40	0,05	0,05	13,59	15,76	0,04	0,05	8,88	-2,29	0,00	0,00
18/5	29,46	31,50	0,10	0,10	8,84	11,65	0,03	0,04	69,99	63,02	0,07	0,07
24/5	14,94	20,42	0,05	0,07	14,14	18,77	0,05	0,06	5,32	8,09	0,00	0,01
27/5	-	18,37	-	0,06	-	13,66	-	0,04	-	25,63	0,00	0,02
29/5	-	20,79	-	0,07	-	14,02	-	0,05	-	32,57	0,00	0,02
4/6	18,52	26,03	0,06	0,09	16,65	14,68	0,05	0,05	10,10	43,61	0,01	0,04
6/6	16,50	20,78	0,05	0,07	19,27	21,14	0,06	0,07	-16,82	-1,75	-0,01	0,00
15/6	25,05	27,46	0,08	0,09	11,48	13,14	0,04	0,04	54,16	52,15	0,04	0,05
22/6	24,16	27,37	0,08	0,09	5,41	8,11	0,02	0,03	77,61	70,36	0,06	0,06
25/6	-	14,20	-	0,05	1,71	3,85	0,01	0,01	-	72,90	-0,01	0,03
2/7	23,46	25,11	0,08	0,08	3,41	4,98	0,01	0,02	85,46	80,17	0,07	0,07
17/7	22,80	22,60	0,07	0,07	10,19	12,01	0,03	0,04	55,30	46,85	0,04	0,03
19/7	33,31	36,32	0,11	0,12	23,04	22,97	0,08	0,08	30,83	36,77	0,03	0,04
20/7	32,97	38,65	0,11	0,13	7,38	7,69	0,02	0,03	77,62	80,10	0,08	0,10
23/7	33,43	32,98	0,11	0,11	-	6,10	-	0,02	-	81,50	0,11	0,09
24/7	24,82	30,91	0,08	0,10	4,59	6,34	0,02	0,02	81,52	79,50	0,07	0,08
25/7	35,66	38,65	0,12	0,13	11,02	18,64	0,04	0,06	69,10	51,78	0,08	0,07
26/7	25,20	27,52	0,08	0,09	22,58	24,51	0,07	0,08	10,40	10,92	0,01	0,01
28/7	27,69	28,55	0,09	0,09	27,60	25,64	0,09	0,08	0,33	10,21	0,00	0,01
30/7	31,35	33,90	0,10	0,11	20,28	25,70	0,07	0,08	35,30	24,20	0,04	0,03
1/8	42,73	45,63	0,14	0,15	10,83	13,54	0,04	0,04	74,65	70,33	0,10	0,11
2/8	43,17	44,90	0,14	0,15	16,37	15,89	0,05	0,05	62,08	64,60	0,09	0,10
3/8	36,52	-	0,12	-	28,33	-	0,09	-	22,42	-	0,03	0,00
7/8	15,70	17,21	0,05	0,06	7,53	7,99	0,02	0,03	52,03	53,57	0,03	0,03
9/8	16,55	19,36	0,05	0,06	11,65	13,52	0,04	0,04	29,62	30,17	0,02	0,02
10/8	18,64	19,98	0,06	0,07	3,44	4,67	0,01	0,02	81,57	76,61	0,05	0,05
14/8	16,46	18,23	0,05	0,06	21,03	24,93	0,07	0,08	-27,78	-36,70	-0,02	-0,02
15/8	25,37	26,05	0,08	0,09	13,29	15,02	0,04	0,05	47,61	42,33	0,04	0,04
17/8	15,22	17,64	0,05	0,06	6,83	7,81	0,02	0,03	55,17	55,74	0,03	0,03
Estratégia B												
28/8	16,28	15,70	0,05	0,05	3,43	5,70	0,01	0,02	78,96	63,70	0,04	0,03
1/9	17,07	10,55	0,06	0,03	6,33	4,60	0,02	0,02	62,94	56,41	0,04	0,02

3/9	18,33	14,50	0,06	0,05	7,28	4,51	0,02	0,01	60,28	68,91	0,04	0,03
4/9	17,27	12,16	0,06	0,04	9,34	3,75	0,03	0,01	45,90	69,20	0,03	0,03
5/9	18,50	10,37	0,06	0,03	7,95	2,89	0,03	0,01	57,06	72,12	0,03	0,02
6/9	20,28	19,20	0,07	0,06	8,49	4,79	0,03	0,02	58,14	75,05	0,04	0,05
Estratégia C												
14/9	14,45	15,37	0,05	0,05	3,25	5,25	0,01	0,02	77,54	65,83	0,04	0,03
17/9	18,11	22,31	0,06	0,07	6,02	4,32	0,02	0,01	66,79	80,63	0,04	0,06
18/9	9,23	10,55	0,03	0,03	11,78	9,23	0,04	0,03	-27,63	12,59	-0,01	0,00
25/9	16,52	17,87	0,05	0,06	21,01	18,37	0,07	0,06	-27,15	-2,76	-0,01	0,00
28/9	16,12	18,97	0,05	0,06	6,29	13,69	0,02	0,05	61,01	27,80	0,03	0,02
5/10	15,08	18,63	0,05	0,06	14,73	12,59	0,05	0,04	2,32	32,44	0,00	0,02
6/10	16,23	19,84	0,05	0,07	11,84	9,33	0,04	0,03	27,08	52,98	0,01	0,03
9/10	15,64	21,34	0,05	0,07	8,49	7,30	0,03	0,02	45,72	65,80	0,02	0,05
11/10	15,78	20,01	0,05	0,07	11,85	8,40	0,04	0,03	24,94	58,03	0,01	0,04
14/10	14,67	17,43	0,05	0,06	5,19	7,87	0,02	0,03	64,66	54,83	0,03	0,03
18/10	14,90	17,45	0,05	0,06	12,12	6,05	0,04	0,02	18,68	65,30	0,01	0,04
Estratégia D												
24/10	14,08	18,24	0,05	0,06	8,47	7,02	0,03	0,02	39,90	61,50	0,02	0,04
26/10	10,39	19,77	0,03	0,06	2,43	3,34	0,01	0,01	76,61	83,13	0,03	0,05
12/11	15,41	-	0,05	-	3,49	-	0,01	0,00	77,38	-	0,04	0,00
21/11	23,43	14,51	0,08	0,05	2,36	3,21	0,01	0,01	89,93	77,85	0,07	0,04
24/11	14,81	16,82	0,05	0,06	17,53	16,80	0,06	0,06	-18,36	0,11	-0,01	0,00
27/11	16,49	-	0,05	-	6,14	-	0,02	0,00	62,80	-	0,03	0,00
30/11	16,78	18,63	0,06	0,06	4,80	5,70	0,02	0,02	71,42	69,42	0,04	0,04
1/12	13,94	19,47	0,05	0,06	2,07	4,32	0,01	0,01	85,15	77,80	0,04	0,05
7/12	15,72	16,79	0,05	0,06	3,90	4,52	0,01	0,01	75,22	73,08	0,04	0,04
8/12	10,32	14,34	0,03	0,05	6,84	7,82	0,02	0,03	33,77	45,49	0,01	0,02
11/12	16,13	18,77	0,05	0,06	12,48	12,65	0,04	0,04	22,66	32,64	0,01	0,02
13/12	12,54	19,02	0,04	0,06	15,10	14,51	0,05	0,05	-20,37	23,71	-0,01	0,01
14/12	17,55	18,50	0,06	0,06	8,72	10,66	0,03	0,04	50,31	42,39	0,03	0,03
18/12	16,97	17,03	0,06	0,06	12,97	10,85	0,04	0,04	23,57	36,33	0,01	0,02
21/12	17,16	19,41	0,06	0,06	13,44	14,66	0,04	0,05	21,71	24,50	0,01	0,02

Tabela 8 – Concentrações de DQO_T, DQO_F, NH₄-N, NO₂-N, NO₃-N, NTK, NT, N_{org}, PO₄-P e P_T ao longo de cada ciclo do reator.

Ciclo		DQO		Nitrogênio						Fósforo		
Fase	Tempo	DQO _T	DQO _F	NH ₄ -N	NO ₂ -N	NO ₃ -N	NTK	NT	N _{org}	PO ₄ -P	P _T	
	(min)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	
24/02/07 (Estratégia A)												
Bruto	E1	0	248	157	67	0,00	0,05	71	71,32	4,24	17,69	8,7
	E2	140	271	193	60	-	-	61	-	0,91	-	8,7
	E3	280	251	168	64	-	-	67	-	3,88	-	8,7
Reator	M	15	112	82	54	0,49	8,25	63	72,21	9,14	15,59	9,9
	½DN1	35	112	66	54	1,56	3,79	60	65,08	5,96	23,70	10,2
	FDN1	70	108	51	52	1,14	6,74	56	63,88	3,55	10,44	11,3
	½N1	105	93	51	20	0,60	12,59	34	46,79	13,20	3,79	9,0
	FN1	140	57	27	12	1,03	12,64	21	34,20	8,89	0,00	8,3
	½DN2	175	98	54	32	2,65	9,32	45	56,77	12,76	6,85	6,8
	FDN2	210	73	26	29	1,62	8,71	37	47,66	8,51	10,45	6,9
	½N2	245	56	16	19	0,43	16,17	28	44,60	8,56	4,63	5,8
	FN2	280	42	11	5	0,00	14,14	11	25,34	6,28	0,00	6,9
	½DN3	315	81	60	21	0,00	13,29	35	48,76	14,36	4,45	6,8
	FDN3	350	56	40	18	0,00	12,98	30	42,85	11,41	6,05	6,3
	½N3	385	44	35	3	0,00	13,36	24	37,63	21,76	4,33	15,2
	FN3	420	38	30	1	0,00	13,98	19	32,65	17,84	0,00	12,1
S	460	23	20	2	0,00	20,17	6	25,77	3,55	3,56	5,6	
05/03/07 (Estratégia A)												
Bruto	E1	0	357	321	61	0,00	0,00	75	74,67	13,91	19,76	19,7
	E2	140	376	352	58	-	-	71	-	13,43	-	19,7
	E3	280	355	319	57	-	-	69	-	11,82	-	19,7
Reator	M	15	122	107	50	0,00	11,52	55	66,96	5,51	4,45	5,7
	½DN1	35	96	84	31	0,50	11,22	42	53,72	11,40	2,84	5,8
	FDN1	70	94	74	30	0,52	10,47	35	46,27	5,71	0,00	6,3
	½N1	105	74	57	20	0,22	14,10	23	37,28	2,72	1,17	4,1
	FN1	140	51	41	5	0,00	14,65	10	24,17	4,08	0,00	4,8
	½DN2	175	205	179	24	0,60	9,37	28	37,97	3,60	0,00	5,4
	FDN2	210	111	94	10	0,61	10,57	16	27,42	5,95	0,00	6,1
	½N2	245	88	79	9	0,53	15,43	13	29,40	4,16	4,06	7,4
	FN2	280	62	55	1	0,00	16,19	3	19,55	1,95	0,00	7,2
	½DN3	315	117	63	28	0,00	0,14	31	31,50	2,99	19,16	5,6
	FDN3	350	98	31	18	1,20	11,78	22	34,82	3,39	0,00	7,0
	½N3	385	51	5	14	0,43	13,06	15	28,05	0,55	2,01	7,1
	FN3	420	43	8	2	0,00	16,66	7	23,94	5,29	0,00	6,4
S	460	31	5	2	0,34	17,17	6	23,67	4,34	3,36	5,7	
20/04/07 (Estratégia A)												
Bruto	E1	0	418	395	69	0,00	0,00	76	75,70	6,66	18,80	16,0
	E2	140	484	402	70	1,18	0,19	73	73,96	2,94	21,96	10,0
	E3	280	499	396	70	0,00	0,11	74	73,74	3,37	21,80	6,9
Parte I	0	0	72	71	7	0,47	0,84	9	10,64	2,56	5,31	3,8
	M	10	192	188	21	0,42	0,61	30	30,90	8,72	6,41	5,6
	30	30	184	174	19	0,66	0,61	26	27,40	6,95	9,92	5,3
	50	50	180	172	16	0,29	0,91	24	25,47	8,52	15,66	10,8
	65	65	165	152	13	0,00	2,76	26	28,89	13,46	14,19	5,5
	75	75	145	143	8	1,31	0,00	17	18,11	8,53	15,77	6,4
	95	95	146	126	4	3,65	0,00	15	18,58	11,41	10,61	5,2
	115	115	139	116	1	6,05	0,50	15	21,48	13,70	10,21	7,7
	135	135	139	90	1	0,00	0,38	7	7,85	6,55	8,97	7,4
	0	140	144	59	1	4,14	0,38	2	6,39	1,37	8,18	7,8
M	150	252	212	21	4,43	0,17	28	32,60	7,29	10,83	6,7	

Parte 2	30	170	195	195	18	3,85	0,00	26	29,98	7,80	17,78	6,7
	50	190	194	182	17	2,18	0,00	26	28,31	9,53	16,95	7,1
	65	205	182	171	12	2,38	0,00	24	26,65	12,34	10,21	5,6
	75	215	172	172	6	2,45	0,00	21	22,98	14,10	12,50	5,7
	95	235	170	152	0	4,95	0,00	15	19,88	14,47	9,83	7,0
	115	255	163	150	1	0,00	0,00	9	9,33	8,09	10,45	7,1
Parte 3	135	275	148	138	2	5,63	1,08	6	12,31	4,10	10,69	8,0
	0	280	77	53	1	2,52	0,45	2	4,84	0,47	7,00	4,4
	M	290	247	233	24	3,85	0,39	34	37,84	9,64	12,74	7,4
	30	310	234	190	23	2,79	0,00	30	32,66	6,91	8,04	5,0
	50	330	211	179	22	1,60	0,00	30	31,47	8,02	13,28	5,8
	65	345	189	176	22	0,68	0,46	28	29,14	6,24	12,82	7,5
	75	355	174	148	19	0,00	0,00	26	26,13	7,47	11,57	14,2
	95	375	160	135	12	0,00	0,00	22	22,40	10,76	10,89	8,5
Final	115	395	153	125	2	0,00	0,00	13	13,07	10,64	9,87	7,6
	135	415	142	104	2	6,33	0,00	11	17,53	9,16	8,63	6,3
	d1	440	86	64	2	0,00	0,00	6	5,60	3,11	9,87	7,5
d2	460	62	49	2	0,00	0,00	6	5,60	3,73	8,78	5,1	
S	480	51	24	1	0,00	0,00	2	1,87	1,23	12,95	3,2	
18/05/07 (Estratégia A)												
Bruto	E1	0	288	247	59	0,00	0,00	61	61,04	1,71	18,62	9,7
	E2	140	316	322	57	0,00	0,00	64	64,40	7,79	17,91	11,8
	E3	280	207	214	58	0,00	0,00	61	61,04	3,49	51,85	14,2
Reator	0	0	60	50	13	4,36	0,45	18	22,73	4,46	16,64	7,8
	M1	10	115	110	26	9,58	1,13	27	38,15	1,76	18,01	8,9
	FDN1	65	106	104	24	1,56	0,00	32	33,48	8,36	13,95	9,0
	½N1	110	100	78	17	2,15	0,00	20	21,75	3,02	14,12	8,3
	FN1	135	47	37	10	4,01	0,51	18	23,00	8,01	11,69	7,7
	M2	160	231	165	25	7,25	0,80	25	32,69	-	14,62	10,6
	FDN2	205	215	104	23	2,41	0,00	23	25,37	0,31	15,28	8,0
	½N2	250	142	94	18	4,65	0,33	20	24,58	1,24	23,26	9,5
	FN2	275	20	14	12	5,68	0,35	19	25,07	6,81	20,67	8,6
	M3	300	173	165	28	0,29	0,00	36	36,13	8,04	26,63	10,5
	FDN3	345	108	73	25	4,03	0,28	24	28,39	-	16,18	8,4
	½N3	390	53	48	19	4,13	0,00	20	24,29	0,84	25,45	8,5
	FN3	415	45	38	10	0,00	0,00	18	17,92	7,69	23,57	8,2
	D	450	43	33	10	6,53	0,49	18	24,94	8,36	22,69	6,3
	S	480	37	27	9	6,30	0,54	16	23,08	7,12	20,00	6,8
29/05/07 (Estratégia A)												
Bruto	E1	0	355	339	60	0,00	0,00	62	61,60	1,14	25,43	18,6
	E2	140	328	314	58	0,00	0,00	59	58,80	1,07	27,79	14,9
	E3	280	317	299	57	0,00	0,00	60	60,32	3,00	17,02	12,8
Reator	0	0	36	28	14	4,53	0,46	15	19,55	0,48	25,43	8,1
	M1	10	120	72	27	2,69	0,25	34	36,54	6,93	23,81	13,3
	FDN1	65	74	70	24	1,31	0,00	28	28,96	3,23	20,91	8,2
	½N1	110	56	36	20	3,04	0,00	25	27,54	4,85	19,29	12,0
	FN1	135	53	47	15	5,25	0,43	18	23,18	2,08	18,84	9,3
	M2	160	138	54	38	5,73	0,24	38	44,05	0,23	23,67	12,9
	FDN2	205	100	40	27	1,93	0,00	36	37,77	8,71	16,19	9,3
	½N2	250	76	28	17	5,10	0,00	28	33,10	10,87	20,65	8,9
	FN2	275	55	17	15	4,78	0,54	22	27,72	7,69	18,29	9,9
	M3	300	102	81	37	5,18	0,24	37	42,75	-	21,59	14,4
	FDN3	345	52	15	25	1,05	0,00	33	33,72	7,19	20,11	8,5
	½N3	390	17	5	22	3,75	0,00	27	30,82	5,19	18,22	7,9
	FN3	415	19	5	17	4,94	0,00	23	28,27	5,95	18,10	8,7
	D	450	12	5	18	5,27	0,50	18	23,50	0,07	17,22	6,2
	S	480	6	5	16	4,97	0,00	22	27,37	6,22	22,29	6,0

22/06/07 (Estratégia A)												
Bruto	E1	0	536	508	56	0,00	0,13	60	60,61	4,11	19,27	19,7
	E2	140	619	523	60	0,00	0,00	62	62,16	2,27	29,39	18,3
	E3	280	505	414	54	0,00	0,00	53	53,20	-	23,84	19,7
Reator	0	0	75	69	5	3,45	0,00	7	10,17	2,22	7,41	7,6
	M1	10	227	183	37	1,82	0,15	42	43,97	4,76	11,63	15,6
	FDN1	65	171	148	30	0,00	14,68	39	53,68	8,75	4,05	8,5
	½N1	110	133	77	14	-	-	24	24,00	9,64	5,48	11,5
	FN1	135	99	44	8	0,00	13,97	7	21,25	-	6,62	7,2
	M2	160	212	97	39	1,01	0,00	41	41,51	1,59	18,65	14,1
	FDN2	205	116	59	29	0,00	0,00	31	30,50	1,95	16,24	9,7
	½N2	250	47	37	13	3,09	0,00	8	11,49	-	5,14	10,6
	FN2	275	59	35	7	7,29	0,31	8	15,44	1,30	4,61	8,5
	M3	300	166	119	43	1,77	0,00	46	47,27	2,03	15,77	16,4
	FDN3	345	114	79	29	0,00	0,00	27	27,00	-	24,79	9,7
	½N3	390	102	68	18	0,98	13,11	11	25,29	-	5,15	7,5
	FN3	415	55	48	9	0,00	15,29	8	23,69	-	8,93	8,6
	D	450	59	37	7	6,38	0,27	7	13,37	0,20	7,06	5,5
S	480	55	37	5	2,70	0,29	5	7,99	0,27	5,41	4,1	
02/08/07 (Estratégia A)												
Bruto	E1	0	478	328	75	0,00	0,00	81	80,64	5,54	6,97	14,6
	E2	140	524	462	71	0,00	0,00	77	76,72	5,86	5,83	16,4
	E3	280	268	240	31	0,00	0,00	48	47,60	16,44	13,20	13,7
Reator	0	0	116	48	13	0,74	0,13	12	13,19	-	4,77	6,6
	M1	10	286	233	32	2,57	0,00	41	43,07	8,86	15,30	12,4
	FDN1	65	192	165	28	5,70	0,00	36	41,70	8,15	6,03	6,8
	½N1	110	101	78	19	0,00	0,14	26	25,64	6,66	27,69	7,5
	FN1	135	102	100	14	4,53	0,00	11	15,73	-	1,68	5,7
	M2	160	299	201	34	0,00	0,00	46	45,50	11,12	22,37	13,0
	FDN2	205	146	83	24	1,87	0,00	32	33,87	7,82	9,82	8,9
	½N2	250	70	47	18	3,64	0,30	25	28,58	6,96	19,55	8,9
	FN2	275	75	46	11	2,12	0,00	13	15,56	2,85	4,80	6,3
	M3	300	196	136	21	0,00	0,00	31	31,00	9,91	23,22	11,3
	FDN3	345	137	135	22	1,93	0,29	29	30,72	6,84	12,54	8,4
	½N3	390	152	124	15	1,07	0,00	17	18,43	2,38	10,85	8,0
	FN3	415	126	109	15	3,80	0,36	18	22,08	3,16	10,34	8,2
	D	450	107	58	13	4,04	0,28	15	19,44	2,06	7,82	6,3
S	480	63	54	11	0,00	0,00	13	12,50	1,09	16,37	5,9	
06/09/07 (Estratégia B)												
Bruto	E1	0	957	898	51	0,00	0,00	58	57,68	7,06	0,00	16,5
	E2	140	963	865	51	0,00	0,00	55	54,88	3,39	0,00	17,0
	E3	280	908	879	31	0,00	0,00	43	42,56	11,76	0,00	18,2
Reator	0	0	248	212	20	0,00	1,03	24	25,11	4,00	4,77	6,3
	M1	10	666	640	30	0,40	0,96	43	43,92	12,55	15,30	14,2
	FDN1	65	636	623	29	0,17	1,23	34	35,00	4,87	26,03	9,7
	½N1	110	401	396	23	0,00	2,41	30	32,65	7,02	17,69	9,1
	FN1	135	367	302	21	0,00	1,19	26	27,51	5,61	1,68	7,0
	M2	160	846	701	36	0,00	0,89	49	49,61	13,15	22,37	15,6
	FDN2	205	537	395	28	1,00	4,20	34	39,36	6,14	29,82	10,2
	½N2	250	449	387	25	0,82	2,50	29	31,88	3,85	19,55	12,5
	FN2	275	453	376	23	0,00	1,56	28	29,56	5,23	4,80	10,0
	M3	300	683	573	27	0,00	2,35	35	37,63	8,58	23,22	15,3
	FDN3	345	440	336	24	0,79	2,81	32	35,52	7,64	12,54	8,8
	½N3	390	388	332	23	0,68	3,00	30	33,92	6,74	10,85	13,7
	FN3	415	371	291	21	0,32	0,64	26	27,28	5,41	10,34	7,6
	D	450	307	204	20	0,00	0,36	23	23,32	3,03	7,82	6,9
S	480	368	269	20	0,00	1,48	22	23,88	2,75	8,49	7,7	

24/11/07 (Estratégia D)												
Bruto	E1	0	601	483	52	0,00	0,00	54	54,32	2,64	16,06	14,3
	E2	140	591	494	46	0,00	0,00	53	52,64	6,34	14,49	18,5
	E3	280	591	460	47	0,45	0,07	49	49,80	2,74	13,89	17,7
Reator	0	0	153	142	7	0,16	2,26	13	15,86	6,37	6,38	7,0
	M1	10	268	196	20	0,26	0,74	36	36,84	15,54	7,83	12,5
	FDN1	65	192	166	14	0,29	0,31	30	30,84	16,59	22,39	7,5
	½N1	110	150	142	7	1,55	1,90	12	15,21	4,69	12,29	8,5
	FN1	135	96	92	7	1,03	3,29	10	13,84	3,01	8,68	6,4
	M2	160	259	245	21	0,52	0,76	34	34,88	12,46	7,68	14,5
	FDN2	205	165	147	9	0,16	0,58	13	14,18	4,27	26,61	8,2
	½N2	250	129	117	7	1,84	1,28	11	14,32	4,13	15,48	7,5
	FN2	275	107	84	7	0,25	2,85	10	12,62	3,01	13,62	6,3
	M3	300	209	193	22	0,13	1,06	32	33,11	9,52	10,26	13,7
	FDN3	345	65	56	13	1,45	1,65	21	23,82	8,05	20,59	9,0
	½N3	390	57	49	11	1,77	1,87	15	18,20	3,57	18,78	9,7
	FN3	415	52	51	10	1,26	2,85	11	15,31	1,26	12,43	7,0
	D	450	49	44	7	0,22	2,79	9	11,97	2,10	12,56	6,2
	S	480	56	45	9	0,03	2,74	8	10,61	-	17,53	5,7
14/12/07 (Estratégia D)												
Bruto	E1	0	699	687	45	0,00	0,27	59	59,63	14,17	19,88	18,8
	E2	140	796	738	43	0,00	0,05	56	56,05	13,38	13,56	20,5
	E3	280	840	790	45	0,00	0,18	58	58,42	13,09	19,47	18,0
Reator	0	0	126	113	1	0,00	7,69	6	13,29	4,27	2,59	6,4
	M1	10	320	308	20	0,00	2,58	32	35,06	12,41	5,87	14,4
	FDN1	65	279	249	17	0,06	1,06	24	25,20	6,74	8,26	9,0
	½N1	110	200	180	12	0,95	4,02	18	23,45	6,93	7,59	10,8
	FN1	135	159	153	5	0,58	10,46	9	20,00	3,86	7,25	7,2
	M2	160	380	334	19	0,17	8,66	28	36,83	8,80	9,44	18,3
	FDN2	205	244	230	15	0,00	5,88	26	31,64	10,90	8,64	9,7
	½N2	250	215	181	8	1,29	12,06	15	28,47	7,25	10,11	10,1
	FN2	275	112	102	2	0,06	15,93	6	21,59	3,30	8,01	7,9
	M3	300	402	382	19	0,24	10,89	27	38,01	7,98	7,49	13,5
	FDN3	345	253	199	7	1,10	3,15	12	16,01	4,71	8,26	8,7
	½N3	390	172	165	5	1,24	14,43	10	25,19	4,42	10,87	9,3
	FN3	415	166	165	3	0,84	24,21	10	35,13	7,00	5,61	7,2
	D	450	151	146	2	0,15	18,58	2	20,41	-	7,88	7,0
	S	480	104	98	1	0,00	18,05	1	18,61	-	8,72	6,0

Tabela 9 – Resultados de OD, pH, T e CaCO₃ ao longo de cada ciclo do reator.

Estratégia A	Parâmetros					
Ciclo 24/02/07	Tempo	Hora	OD	pH	T	CaCO ₃
Fase	(min)	(h:min)	(mg/L)	-	(°C)	(mg/L)
1º Enchimento	0	10:13	0,22	5,86	28,0	212
1º Anóxico	10	10:23	0,19	6,47	27,9	106
	20	10:33	0,17	6,47	28,0	-
	30	10:43	0,09	6,58	28,0	110
	40	10:53	0,07	6,63	28,0	-
	50	11:03	0,09	7,57	28,0	-
	60	11:13	0,05	7,64	28,1	-
Fim Anóxico	70	11:23	0,06	7,64	28,1	130
1º Aeróbio	80	11:33	5,15	7,32	28,1	-
	90	11:43	5,25	7,40	28,1	-
	100	11:53	3,24	7,20	28,2	-
	110	12:03	2,65	7,35	28,3	110
	120	12:13	2,69	7,24	28,5	-
	130	12:23	2,71	7,39	28,5	-
Fim Aeróbio	140	12:33	2,95	7,27	28,5	110
2º Enchimento	150	12:43	0,10	7,21	28,5	-
2º Anóxico	160	12:53	0,10	7,24	28,5	-
	170	13:03	0,06	7,35	28,6	-
	180	13:13	0,06	7,38	28,6	120
	190	13:23	0,03	7,44	28,7	-
	200	13:33	0,02	7,47	28,8	-
Fim Anóxico	210	13:43	0,03	7,45	28,9	120
2º Aeróbio	220	13:53	3,10	7,39	29,0	-
	230	14:03	3,07	7,20	29,1	-
	240	14:13	3,20	7,05	29,1	-
	250	14:23	3,76	7,02	29,4	90
	260	14:33	5,87	7,12	29,5	-
	270	14:43	7,52	7,18	29,6	-
Fim Aeróbio	280	14:53	5,20	7,10	29,5	100
3º Enchimento	290	15:03	0,09	6,99	29,5	-
3º Anóxico	300	15:13	0,04	6,95	29,7	-
	310	15:23	0,02	6,98	29,7	-
	320	15:33	0,02	6,96	29,8	110
	330	15:43	0,01	7,01	29,9	-
	340	15:53	0,01	7,01	29,9	-
Fim Anóxico	350	16:03	0,01	6,88	29,8	110
3º Aeróbio	360	16:13	3,34	7,04	29,9	-
	370	16:23	3,03	6,91	29,9	-
	380	16:33	3,20	6,82	29,9	-
	390	16:43	7,20	7,02	29,9	90
	400	16:53	7,64	7,18	29,9	-
	410	17:03	7,80	7,38	29,9	-
Fim Aeróbio	420	17:13	7,81	7,41	29,9	92
Decantação	450	17:43	5,63	7,42	29,4	-
Retirada	480	18:13	3,70	7,51	29,4	90

Estratégia A	Parâmetros					
Ciclo 05/03/07	Tempo	Hora	OD	pH	T	CaCO₃
Fase	(min)	(h:min)	(mg/L)	-	(°C)	(mg/L)
1° Enchimento	0	09:28	0,07	7,03	28,0	172
1° Anóxico	10	09:38	0,02	7,02	28,2	164
	20	09:48	0,01	6,90	28,2	-
	30	09:58	0,01	6,95	28,2	172
	40	10:08	0,19	6,99	28,2	-
	50	10:18	0,01	7,34	28,3	-
	60	10:28	0,01	7,36	28,3	-
Fim Anóxico	70	10:38	0,22	7,40	28,3	180
1° Aeróbio	80	10:48	3,09	8,97	28,3	-
	90	10:58	3,85	8,90	28,4	-
	100	11:08	4,25	8,86	28,4	-
	110	11:18	4,44	8,78	28,4	220
	120	11:28	4,65	8,70	28,4	-
	130	11:38	4,88	8,63	28,5	-
Fim Aeróbio	140	11:48	5,00	8,55	28,6	222
2° Enchimento	150	11:58	0,09	8,15	28,6	-
2° Anóxico	160	12:08	0,02	8,12	28,6	-
	170	12:18	0,01	8,27	28,7	-
	180	12:28	0,01	8,30	28,8	240
	190	12:38	0,01	8,32	28,8	-
	200	12:48	0,01	8,35	28,9	-
Fim Anóxico	210	12:58	0,01	8,37	29,1	260
2° Aeróbio	220	13:08	2,96	8,32	29,2	-
	230	13:18	2,67	8,21	29,3	-
	240	13:28	3,10	8,08	29,5	-
	250	13:38	3,29	8,00	29,6	240
	260	13:48	3,17	7,91	29,8	-
	270	13:58	4,46	7,91	29,9	-
Fim Aeróbio	280	14:08	5,60	7,96	30,0	250
3° Enchimento	290	14:18	1,16	7,58	29,9	-
3° Anóxico	300	14:28	0,67	7,64	30,1	-
	310	14:38	0,18	7,69	30,1	-
	320	14:48	0,05	7,70	30,2	240
	330	14:58	0,04	7,76	30,4	-
	340	15:08	0,03	7,77	30,5	-
Fim Anóxico	350	15:18	0,02	7,85	30,6	-
3° Aeróbio	360	15:28	2,23	7,85	30,6	-
	370	15:38	2,78	7,74	30,6	-
	380	15:48	3,17	7,69	30,6	-
	390	15:58	3,40	7,64	30,6	-
	400	16:08	3,36	7,60	30,6	-
	410	16:18	3,50	7,61	30,6	-
Fim Aeróbio	420	16:28	3,10	7,62	30,6	-
Decantação	450	16:48	0,72	7,59	30,5	-
Retirada	480	17:18	0,03	7,59	30,5	-

Estratégia A	Parâmetros						
Ciclo 20/04/07	Tempo	Hora	OD	pH	T	CaCO₃ (Reator)	CaCO₃ (Bruto)
Fase	(min)	(h:min)	(mg/L)	-	(°C)	(mg/L)	(mg/L)
1º Enchimento	0	08:37	2,85	7,19	26,2	100	150
1º Anóxico	10	08:47	2,05	6,91	26,2	98	-
	20	08:57	1,63	6,92	26,2	-	-
	30	09:07	0,46	7,05	26,2	108	-
	40	09:17	0,22	7,07	26,2	-	-
	50	09:27	0,11	7,16	26,2	130	-
	60	09:37	0,09	7,18	26,2	-	-
	65	09:42	0,19	7,53	26,25	162	-
Fim Anóxico	70	09:47	0,28	7,87	26,3	-	-
	75	09:52	1,42	7,83	26,30	158	-
1º Aeróbio	80	09:57	2,55	7,78	26,3	-	-
	90	10:07	3,42	7,68	26,3	-	-
	95	10:12	3,65	7,61	26,35	144	-
	100	10:17	3,88	7,54	26,4	-	-
	110	10:27	4,16	7,47	26,4	-	-
	115	10:32	5,02	7,52	26,40	144	-
	120	10:37	5,88	7,56	26,4	-	-
	130	10:47	6,98	7,75	26,4	-	-
	135	10:52	6,58	7,71	26,40	142	-
Fim Aeróbio	140	10:57	6,17	7,66	26,4	192	-
2º Enchimento	150	11:07	0,58	7,50	26,3	162	146
2º Anóxico	160	11:17	0,42	7,47	26,4	-	-
	170	11:27	0,17	7,67	26,5	172	-
	180	11:37	0,16	7,72	26,6	-	-
	190	11:47	0,08	7,85	26,5	166	-
	200	11:57	0,07	7,86	26,6	-	-
	205	12:02	0,07	7,79	26,65	168	-
Fim Anóxico	210	12:07	0,07	7,72	26,7	-	-
	215	12:12	1,78	7,63	26,75	170	-
2º Aeróbio	220	12:17	3,48	7,54	26,8	-	-
	230	12:27	3,95	7,41	26,9	-	-
	235	12:32	4,37	7,36	26,95	150	-
	240	12:37	4,78	7,30	27,0	-	-
	250	12:47	6,60	7,41	27,2	-	-
	255	12:52	6,90	7,49	27,25	150	-
	260	12:57	7,19	7,57	27,3	-	-
	270	13:07	7,30	7,66	27,4	-	-
	275	13:12	7,33	7,71	27,40	160	-
Fim Aeróbio	280	13:17	7,35	7,76	27,4	160	-
3º Enchimento	290	13:27	0,58	7,50	27,4	158	190
3º Anóxico	300	13:37	0,55	7,28	27,5	-	-
	310	13:47	0,17	7,34	27,7	160	-
	320	13:57	0,14	7,44	27,8	-	-
	330	14:07	0,09	7,51	28,1	168	-
	340	14:17	0,08	7,63	28,2	-	-
	345	14:22	0,08	7,62	28,25	170	-
Fim Anóxico	350	14:27	0,07	7,61	28,3	-	-
	355	14:32	1,54	7,65	28,40	180	-
3º Aeróbio	360	14:37	3,00	7,68	28,5	-	-
	370	14:47	3,12	7,28	28,7	-	-
	375	14:52	3,16	7,24	28,75	182	-
	380	14:57	3,20	7,20	28,8	-	-
	390	15:07	3,66	7,14	28,9	-	-
	395	15:12	3,85	7,13	28,85	158	-
	400	15:17	4,04	7,12	28,8	-	-
	410	15:27	4,65	7,13	28,8	-	-
	415	15:32	5,33	7,22	28,80	140	-
Fim Aeróbio	420	15:37	6,01	7,30	28,8	-	-
	430	15:47	5,50	7,41	28,9	-	-
	440	15:57	3,71	7,40	28,9	138	-
Decantação	450	16:07	3,38	7,41	29,0	-	-
	460	16:17	3,96	7,38	29,1	142	-
	470	16:27	3,07	7,38	29,2	-	-
Retirada	480	16:37	3,50	7,48	29,2	142	-

Estratégia A	Parâmetros						
Ciclo 18/05/07	Tempo	Hora	OD	pH	T	CaCO₃ (Reator)	CaCO₃ (Bruto)
Fase	(min)	(h:min)	(mg/L)	-	(°C)	(mg/L)	(mg/L)
1° Enchimento	0	08:50	3,22	6,67	17,7	110	228
1° Anóxico	10	09:00	3,27	6,83	17,7	136	-
	20	09:10	2,61	6,85	17,7	-	-
	30	09:20	1,97	6,91	17,7	-	-
	40	09:30	0,89	7,00	17,7	-	-
	50	09:40	0,64	7,02	17,7	-	-
	60	09:50	0,53	7,19	17,6	-	-
	65	09:55	0,47	7,45	17,65	136	-
Fim Anóxico	70	10:00	0,41	7,70	17,7	-	-
1° Aeróbio	80	10:10	2,14	7,92	17,8	-	-
	90	10:20	7,36	7,86	17,8	-	-
	100	10:30	7,70	7,88	17,8	-	-
	110	10:40	7,80	7,85	17,8	146	-
	120	10:50	7,78	7,82	17,8	-	-
	130	11:00	7,83	7,77	17,8	-	-
	135	11:05	7,83	7,75	17,80	142	-
Fim Aeróbio	140	11:10	7,83	7,72	17,8	-	-
2° Enchimento	150	11:20	2,00	7,69	17,8	168	216
2° Anóxico	160	11:30	1,75	7,52	17,8	-	-
	170	11:40	1,26	7,52	17,9	-	-
	180	11:50	0,55	7,58	17,9	-	-
	190	12:00	0,74	7,54	17,9	-	-
	200	12:10	0,20	7,68	17,9	-	-
	205	12:15	0,17	7,68	17,90	150	-
Fim Anóxico	210	12:20	0,13	7,67	17,9	-	-
2° Aeróbio	220	12:30	6,08	7,78	17,9	-	-
	230	12:40	7,06	7,73	17,9	-	-
	240	12:50	7,84	7,64	17,9	-	-
	250	13:00	7,90	7,56	17,9	150	-
	260	13:10	7,91	7,52	17,9	-	-
	270	13:20	7,98	7,49	17,9	-	-
	275	13:25	7,95	7,48	17,90	160	-
Fim Aeróbio	280	13:30	7,92	7,46	17,9	-	-
3° Enchimento	290	13:40	2,00	7,26	17,9	180	220
3° Anóxico	300	13:50	1,98	7,14	17,9	-	-
	310	14:00	1,91	7,16	17,9	-	-
	320	14:10	1,65	7,26	18,0	-	-
	330	14:20	1,56	7,26	18,0	-	-
	340	14:30	0,86	7,36	18,0	-	-
	345	14:35	0,84	7,36	18,00	170	-
Fim Anóxico	350	14:40	0,82	7,35	18,0	-	-
3° Aeróbio	360	14:50	3,70	7,47	18,0	-	-
	370	15:00	6,12	7,52	18,1	-	-
	380	15:10	7,64	7,49	18,1	-	-
	390	15:20	8,04	7,59	18,1	166	-
	400	15:30	8,33	7,49	18,1	-	-
	410	15:40	8,20	7,34	18,1	-	-
	415	15:45	8,05	7,35	18,10	148	-
Fim Aeróbio	420	15:50	7,89	7,36	18,1	-	-
Decantação	450	16:20	4,32	7,36	18,1	152	-
Retirada	480	16:50	3,88	7,27	18,1	148	-

Estratégia A	Parâmetros						
Ciclo 29/05/07	Tempo	Hora	OD	pH	T	CaCO₃ (Reator)	CaCO₃ (Bruto)
Fase	(min)	(h:min)	(mg/L)	-	(°C)	(mg/L)	(mg/L)
1° Enchimento	0	08:45	2,48	7,10	16,1	98	196
1° Anóxico	10	08:55	3,06	6,52	16,5	114	-
	20	09:05	2,34	6,55	16,4	-	-
	30	09:15	1,59	6,61	16,4	-	-
	40	09:25	1,22	6,67	16,4	-	-
	50	09:35	0,56	6,72	16,3	-	-
	60	09:45	0,19	6,81	16,3	-	-
	65	09:50	0,17	6,83	16,30	110	-
Fim Anóxico	70	09:55	0,15	6,84	16,3	-	-
1° Aeróbio	80	10:05	5,90	8,11	16,3	-	-
	90	10:15	6,93	8,09	16,2	-	-
	100	10:25	7,36	8,03	16,2	-	-
	110	10:35	7,38	7,94	16,2	130	-
	120	10:45	7,49	7,86	16,2	-	-
	130	10:55	7,59	7,83	16,2	-	-
	135	11:00	7,59	7,83	16,20	136	-
Fim Aeróbio	140	11:05	7,59	7,82	16,2	-	-
2° Enchimento	150	11:15	4,97	7,43	16,3	178	216
2° Anóxico	160	11:25	0,43	7,48	16,4	-	-
	170	11:35	0,56	7,61	16,3	-	-
	180	11:45	0,43	7,72	16,3	-	-
	190	11:55	0,11	7,83	16,3	-	-
	200	12:05	0,08	7,82	16,0	-	-
	205	12:10	0,08	7,83	16,15	168	-
Fim Anóxico	210	12:15	0,08	7,84	16,3	-	-
2° Aeróbio	220	12:25	5,72	7,91	16,4	-	-
	230	12:35	7,61	7,76	16,6	-	-
	240	12:45	7,51	7,71	16,7	-	-
	250	12:55	7,69	7,54	16,8	158	-
	260	13:05	7,68	7,51	17,1	-	-
	270	13:15	7,61	7,48	17,1	-	-
	275	13:20	6,94	7,44	17,20	164	-
Fim Aeróbio	280	13:25	6,26	7,39	17,3	-	-
3° Enchimento	290	13:35	2,04	7,10	17,4	180	212
3° Anóxico	300	13:45	0,90	7,15	17,4	-	-
	310	13:55	0,66	7,27	17,6	-	-
	320	14:05	0,33	7,26	17,7	-	-
	330	14:15	0,39	7,37	17,9	-	-
	340	14:25	0,22	7,36	18,0	-	-
	345	14:30	0,23	7,40	18,05	180	-
Fim Anóxico	350	14:35	0,23	7,44	18,1	-	-
3° Aeróbio	360	14:45	6,22	7,50	18,1	-	-
	370	14:55	7,00	7,46	18,1	-	-
	380	15:05	7,45	7,41	18,1	-	-
	390	15:15	6,80	7,40	18,0	170	-
	400	15:25	7,33	7,32	18,0	-	-
	410	15:35	7,45	7,37	18,0	-	-
	415	15:40	6,67	7,34	18,00	188	-
Fim Aeróbio	420	15:45	5,89	7,31	18,0	-	-
Decantação	450	16:15	0,03	7,26	18,0	176	-
Retirada	480	16:45	0,03	7,21	18,0	174	-

Estratégia A	Parâmetros						
Ciclo 22/06/07	Tempo	Hora	OD	pH	T	CaCO₃ (Reator)	CaCO₃ (Bruto)
Fase	(min)	(h:min)	(mg/L)	-	(°C)	(mg/L)	(mg/L)
1° Enchimento	0	08:32	0,73	6,48	21,0	130	225
1° Anóxico	10	08:42	1,53	6,76	21,0	177	-
	20	08:52	0,18	6,78	21,0	-	-
	30	09:02	0,06	6,83	21,0	-	-
	40	09:12	0,05	6,84	21,0	-	-
	50	09:22	0,02	6,86	21,0	-	-
	60	09:32	0,01	6,87	21,0	-	-
	65	09:37	0,01	6,88	21,00	182	-
Fim Anóxico	70	09:42	0,01	6,88	21,0	-	-
1° Aeróbio	80	09:52	3,23	7,51	21,2	-	-
	90	10:02	4,12	7,53	21,2	-	-
	100	10:12	5,05	7,54	21,2	-	-
	110	10:22	5,52	7,52	21,2	181	-
	120	10:32	5,50	7,49	21,3	-	-
	130	10:42	7,59	7,44	21,3	-	-
	135	10:47	6,70	7,45	21,30	197	-
Fim Aeróbio	140	10:52	5,81	7,45	21,3	-	-
2° Enchimento	150	11:02	0,05	7,40	21,4	224	262
2° Anóxico	160	11:12	0,03	7,42	21,4	-	-
	170	11:22	0,02	7,55	21,4	-	-
	180	11:32	0,01	7,55	21,4	-	-
	190	11:42	0,01	7,59	21,5	-	-
	200	11:52	0,00	7,59	21,6	-	-
	205	11:57	0,00	7,59	21,65	214	-
Fim Anóxico	210	12:02	0,00	7,59	21,7	-	-
2° Aeróbio	220	12:12	3,78	7,42	21,8	-	-
	230	12:22	4,97	7,33	22,0	-	-
	240	12:32	5,43	7,31	22,1	-	-
	250	12:42	5,62	7,29	22,3	195	-
	260	12:52	5,69	7,24	22,4	-	-
	270	13:02	5,76	7,21	22,4	-	-
	275	13:07	5,77	7,16	22,40	164	-
Fim Aeróbio	280	13:12	5,77	7,10	22,4	-	-
3° Enchimento	290	13:22	0,04	7,28	22,5	222	257
3° Anóxico	300	13:32	0,03	7,28	22,5	-	-
	310	13:42	0,01	7,32	22,9	-	-
	320	13:52	0,02	7,30	23,0	-	-
	330	14:02	0,01	7,31	23,3	-	-
	340	14:12	0,01	7,31	23,5	-	-
	345	14:17	0,01	7,31	23,55	189	-
Fim Anóxico	350	14:22	0,01	7,31	23,6	-	-
3° Aeróbio	360	14:32	2,96	7,28	23,7	-	-
	370	14:42	4,40	7,22	23,8	-	-
	380	14:52	4,69	7,11	23,9	-	-
	390	15:02	4,82	7,08	23,9	175	-
	400	15:12	5,24	7,06	23,9	-	-
	410	15:22	5,34	7,05	23,9	-	-
	415	15:27	5,36	7,05	23,90	164	-
Fim Aeróbio	420	15:32	5,37	7,04	23,9	-	-
Decantação	450	16:02	2,30	7,05	24,0	170	-
Retirada	480	16:32	0,25	7,08	24,1	173	-

Estratégia A	Parâmetros						
Ciclo 02/08/07	Tempo	Hora	OD	pH	T	CaCO₃ (Reator)	CaCO₃ (Bruto)
Fase	(min)	(h:min)	(mg/L)	-	(°C)	(mg/L)	(mg/L)
1° Enchimento	0	09:30	0,90	6,68	17,1	192	286
1° Anóxico	10	09:40	1,08	6,59	17,1	216	-
	20	09:50	0,18	6,71	17,1	-	-
	30	10:00	0,12	6,73	17,2	-	-
	40	10:10	0,08	6,78	17,2	-	-
	50	10:20	0,07	6,82	17,2	-	-
	60	10:30	0,07	6,86	17,3	-	-
Fim Anóxico	70	10:40	0,07	6,88	17,3	224	-
1° Aeróbio	80	10:50	2,95	7,19	17,3	-	-
	90	11:00	4,27	7,25	17,4	-	-
	100	11:10	4,99	7,32	17,5	-	-
	110	11:20	5,41	7,31	17,5	240	-
	120	11:30	5,65	7,27	17,6	-	-
	130	11:40	5,71	7,26	17,6	-	-
Fim Aeróbio	140	11:50	5,82	7,20	17,6	238	-
2° Enchimento	150	12:00	0,08	7,15	17,6	284	352
2° Anóxico	160	12:10	0,07	7,19	17,5	-	-
	170	12:20	0,05	7,19	17,6	-	-
	180	12:30	0,05	7,20	17,6	-	-
	190	12:40	0,04	7,23	17,8	-	-
	200	12:50	0,04	7,21	17,8	-	-
Fim Anóxico	210	13:00	0,03	7,21	17,9	252	-
2° Aeróbio	220	13:10	1,01	7,27	18,0	-	-
	230	13:20	4,80	7,23	18,0	-	-
	240	13:30	5,59	7,18	18,0	-	-
	250	13:40	5,65	7,18	18,1	240	-
	260	13:50	6,00	7,14	18,1	-	-
	270	14:00	6,03	7,13	18,1	-	-
Fim Aeróbio	280	14:10	6,05	7,13	18,3	230	-
3° Enchimento	290	14:20	0,05	7,08	18,3	270	290
3° Anóxico	300	14:30	0,04	7,17	18,4	-	-
	310	14:40	0,03	7,22	18,3	-	-
	320	14:50	0,03	7,22	18,4	-	-
	330	15:00	0,03	7,23	18,4	-	-
	340	15:10	0,02	7,23	18,5	-	-
Fim Anóxico	350	15:20	0,02	7,23	18,5	272	-
3° Aeróbio	360	15:30	3,95	7,17	18,6	-	-
	370	15:40	5,77	7,20	18,5	-	-
	380	15:50	6,15	7,14	18,5	-	-
	390	16:00	6,28	7,14	18,6	272	-
	400	16:10	6,33	7,16	18,6	-	-
	410	16:20	6,44	7,12	18,7	-	-
Fim Aeróbio	420	16:30	6,48	7,11	18,7	246	-
Decantação	450	16:40	0,33	7,01	18,9	238	-
Retirada	480	16:50	1,12	7,00	18,8	244	-

Estratégia B	Parâmetros						
Ciclo 06/09/07	Tempo	Hora	OD	pH	T	CaCO₃ (Reator)	CaCO₃ (Bruto)
Fase	(min)	(h:min)	(mg/L)	-	(°C)	(mg/L)	(mg/L)
1° Enchimento	0	08:35	0,47	6,47	18,2	148	236
1° Anóxico	10	08:45	0,08	6,73	18,2	182	-
	20	08:55	0,04	6,74	18,3	-	-
	30	09:05	0,04	6,75	18,3	-	-
	40	09:15	0,03	6,76	18,3	-	-
	50	09:25	0,03	6,75	18,3	-	-
	60	09:35	0,02	6,79	18,3	-	-
Fim Anóxico	70	09:45	0,19	6,80	18,3	-	-
1° Aeróbio	80	09:55	0,11	7,52	18,4	-	-
	90	10:05	0,32	7,52	18,4	-	-
	100	10:15	0,37	7,53	18,4	-	-
	110	10:25	0,42	7,51	18,4	184	-
	120	10:35	0,62	7,47	18,5	-	-
	130	10:45	0,04	7,43	18,5	-	-
Fim Aeróbio	140	10:55	0,03	7,44	18,6	-	-
2° Enchimento	150	11:05	0,03	7,41	18,6	234	252
2° Anóxico	160	11:15	0,02	7,41	18,6	-	-
	170	11:25	0,03	7,56	18,6	-	-
	180	11:35	0,03	7,53	18,7	-	-
	190	11:45	0,14	7,58	18,7	-	-
	200	11:55	0,22	7,57	18,7	-	-
Fim Anóxico	210	12:05	0,23	7,58	18,8	-	-
2° Aeróbio	220	12:15	0,26	7,41	18,9	-	-
	230	12:25	0,24	7,32	19,0	-	-
	240	12:35	0,26	7,30	19,1	-	-
	250	12:45	0,05	7,33	19,3	206	-
	260	12:55	0,04	7,33	19,4	-	-
	270	13:05	0,04	7,32	19,4	-	-
Fim Aeróbio	280	13:15	0,04	7,30	19,4	-	-
3° Enchimento	290	13:25	0,03	7,34	19,5	210	248
3° Anóxico	300	13:35	0,03	7,32	19,5	-	-
	310	13:45	0,03	7,31	19,7	-	-
	320	13:55	0,03	7,32	19,9	-	-
	330	14:05	0,28	7,28	20,0	-	-
	340	14:15	0,27	7,31	20,2	-	-
Fim Anóxico	350	14:25	0,29	7,30	20,5	-	-
3° Aeróbio	360	14:35	0,29	7,24	20,7	-	-
	370	14:45	0,03	7,18	20,8	-	-
	380	14:55	0,03	7,08	21,1	-	-
	390	15:05	0,03	7,00	21,4	192	-
	400	15:15	0,02	7,06	21,7	-	-
	410	15:25	0,02	7,05	21,7	-	-
Fim Aeróbio	420	15:35	0,02	7,02	22,0	-	-
Decantação	450	16:05	0,02	7,02	22,0	180	-
Retirada	480	16:35	0,02	7,02	22,1	182	-

Estratégia D	Parâmetros						
Ciclo 24/11/07	Tempo	Hora	OD	pH	T	CaCO₃ (Reator)	CaCO₃ (Bruto)
Fase	(min)	(h:min)	(mg/L)	-	(°C)	(mg/L)	(mg/L)
1° Enchimento	0	09:07	2,72	6,66	24,3	164	370
1° Anóxico	10	09:17	1,92	6,57	24,5	180	-
	20	09:27	0,35	6,61	24,5	-	-
	30	09:37	0,22	6,67	24,5	-	-
	40	09:47	0,02	6,71	24,5	-	-
	50	09:57	0,02	6,88	24,5	-	-
	60	10:07	0,01	6,91	24,5	-	-
Fim Anóxico	70	10:17	0,02	6,95	24,5	210	-
1° Aeróbio	80	10:27	1,21	8,58	24,6	-	-
	90	10:37	3,03	8,52	24,5	-	-
	100	10:47	3,54	8,33	24,7	-	-
	110	10:57	3,86	8,24	24,7	206	-
	120	11:07	4,26	8,11	24,7	-	-
	130	11:17	4,02	7,93	24,8	-	-
Fim Aeróbio	140	11:27	1,68	7,68	24,9	218	-
2° Enchimento	150	11:37	0,03	7,99	25,0	234	350
2° Anóxico	160	11:47	0,01	8,01	25,0	-	-
	170	11:57	0,01	8,06	25,0	-	-
	180	12:07	0,00	8,05	25,0	-	-
	190	12:17	0,00	8,08	25,1	-	-
	200	12:27	0,00	8,07	25,1	-	-
Fim Anóxico	210	12:37	0,00	8,07	25,1	270	-
2° Aeróbio	220	12:47	1,73	7,87	25,2	-	-
	230	12:57	2,54	7,69	25,2	-	-
	240	13:07	3,60	7,50	25,3	-	-
	250	13:17	4,20	7,42	25,3	224	-
	260	13:27	4,13	7,34	25,4	-	-
	270	13:37	4,22	7,26	25,5	-	-
Fim Aeróbio	280	13:47	3,38	7,20	25,5	234	-
3° Enchimento	290	13:57	0,02	7,30	25,6	196	272
3° Anóxico	300	14:07	0,01	7,25	25,6	-	-
	310	14:17	0,01	7,33	25,8	-	-
	320	14:27	0,01	7,33	25,8	-	-
	330	14:37	0,01	7,39	26,0	-	-
	340	14:47	0,01	7,40	26,1	-	-
Fim Anóxico	350	14:57	0,01	7,41	26,2	284	-
3° Aeróbio	360	15:07	3,67	7,42	26,3	-	-
	370	15:17	4,47	7,20	26,5	-	-
	380	15:27	4,53	7,18	26,5	-	-
	390	15:37	4,58	7,14	26,6	236	-
	400	15:47	4,81	7,11	26,7	-	-
	410	15:57	4,83	7,12	26,6	-	-
Fim Aeróbio	420	16:07	5,54	7,12	26,6	232	-
Decantação	430	16:17	1,58	7,11	26,9	-	-
	440	16:27	3,00	7,11	27,0	-	-
	450	16:37	2,57	7,11	27,1	228	-
	460	16:47	2,35	7,11	27,2	-	-
	470	16:57	1,83	7,10	27,3	-	-
Retirada	480	17:07	1,25	7,10	27,3	214	-

Estratégia D	Parâmetros						
Ciclo 14/12/07	Tempo	Hora	OD	pH	T	CaCO₃ (Reator)	CaCO₃ (Bruto)
Fase	(min)	(h:min)	(mg/L)	-	(°C)	(mg/L)	(mg/L)
1° Enchimento	0	09:00	1,98	6,64	25,1	214	500
1° Anóxico	10	09:10	1,57	6,82	25,1	294	-
	20	09:20	0,25	6,87	25,1	-	-
	30	09:30	0,22	6,92	25,2	-	-
	40	09:40	0,03	6,93	25,2	-	-
	50	09:50	0,03	7,02	25,2	-	-
	60	10:00	0,02	7,03	25,3	-	-
Fim Anóxico	70	10:10	0,01	7,08	25,3	312	-
1° Aeróbio	80	10:20	2,11	7,32	25,3	-	-
	90	10:30	2,58	7,43	25,4	-	-
	100	10:40	3,68	7,23	25,4	-	-
	110	10:50	4,05	7,13	25,5	284	-
	120	11:00	4,51	7,06	25,5	-	-
	130	11:10	4,87	6,99	25,5	-	-
Fim Aeróbio	140	11:20	4,77	7,04	25,6	268	-
2° Enchimento	150	11:30	0,54	7,20	25,6	234	480
2° Anóxico	160	11:40	0,14	7,28	25,7	-	-
	170	11:50	0,05	7,28	25,8	-	-
	180	12:00	0,04	7,27	25,8	-	-
	190	12:10	0,02	7,23	25,8	-	-
	200	12:20	0,02	7,22	25,8	-	-
Fim Anóxico	210	12:30	0,02	7,20	26,0	332	-
2° Aeróbio	220	12:40	2,14	7,18	26,1	-	-
	230	12:50	2,35	7,17	26,3	-	-
	240	13:00	3,77	7,05	26,3	-	-
	250	13:10	4,51	7,00	26,4	286	-
	260	13:20	4,67	6,97	26,5	-	-
	270	13:30	5,04	6,93	26,5	-	-
Fim Aeróbio	280	13:40	4,51	6,96	26,5	254	-
3° Enchimento	290	13:50	0,57	7,24	26,5	370	410
3° Anóxico	300	14:00	0,05	7,33	26,5	-	-
	310	14:10	0,05	7,50	26,7	-	-
	320	14:20	0,04	7,49	26,8	-	-
	330	14:30	0,02	7,47	26,9	-	-
	340	14:40	0,01	7,45	26,9	-	-
Fim Anóxico	350	14:50	0,01	7,32	26,9	320	-
3° Aeróbio	360	15:00	4,10	7,16	26,9	-	-
	370	15:10	4,88	7,06	26,9	-	-
	380	15:20	5,14	7,02	27,0	-	-
	390	15:30	4,88	7,05	27,2	316	-
	400	15:40	5,05	7,18	27,2	-	-
	410	15:50	5,22	7,26	27,3	-	-
Fim Aeróbio	420	16:00	5,68	7,28	27,4	260	-
Decantação	430	16:10	2,31	7,22	27,5	-	-
	440	16:20	2,11	7,23	27,9	-	-
	450	16:30	2,01	7,24	28,0	268	-
	460	16:40	1,24	7,22	28,1	-	-
	470	16:50	1,05	7,22	28,1	-	-
Retirada	480	17:00	1,02	7,24	28,3	274	-

Apêndice B – Respirogramas

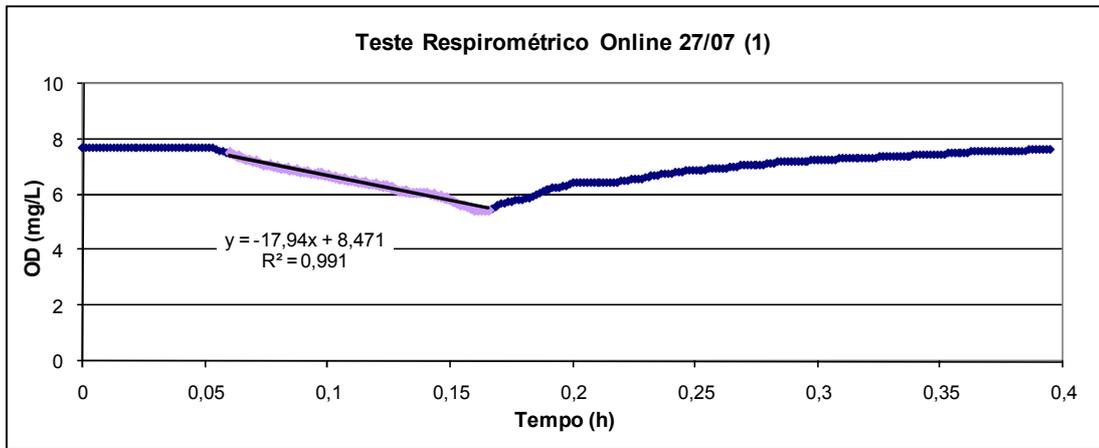


Figura 1. Respirograma obtido no teste respirométrico online da primeira fase aerada do ciclo do dia 27/07/07 (Estratégia A).

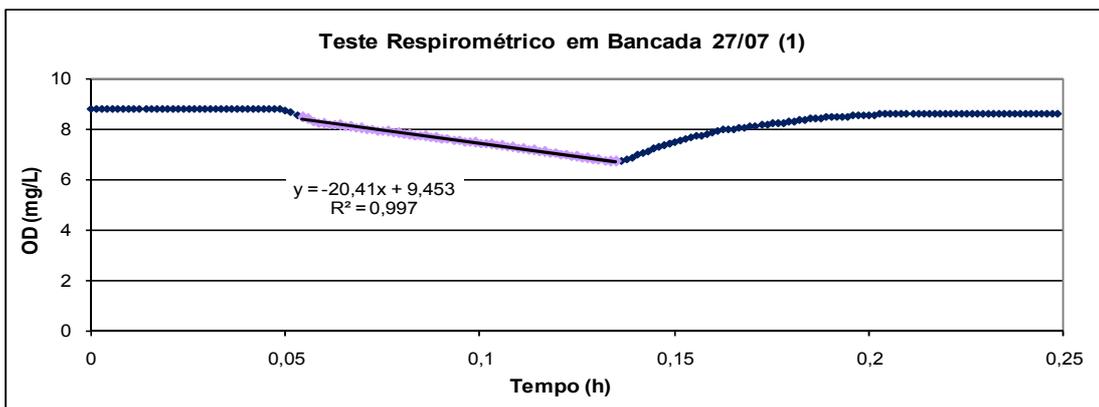


Figura 2. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da primeira fase aerada do ciclo do dia 27/07/07 (Estratégia A).

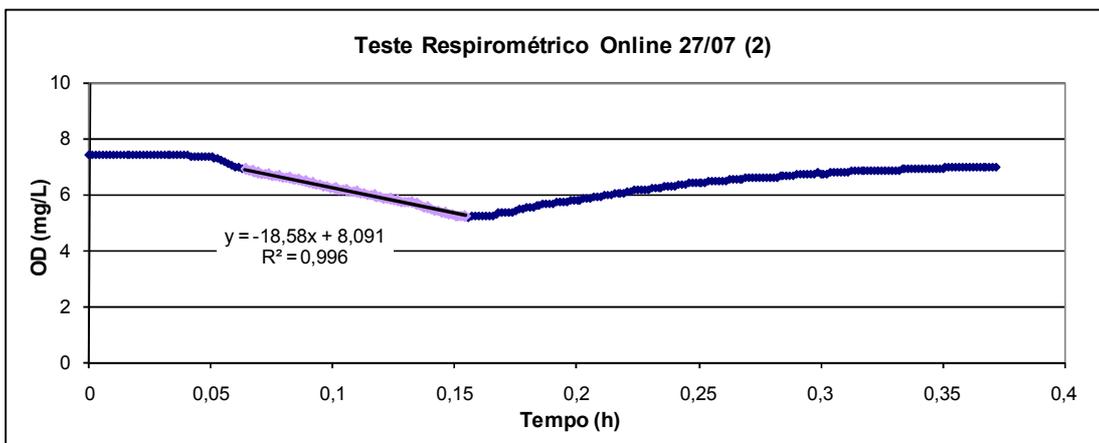


Figura 3. Respirograma obtido no teste respirométrico online da segunda fase aerada do ciclo do dia 27/07/07 (Estratégia A).

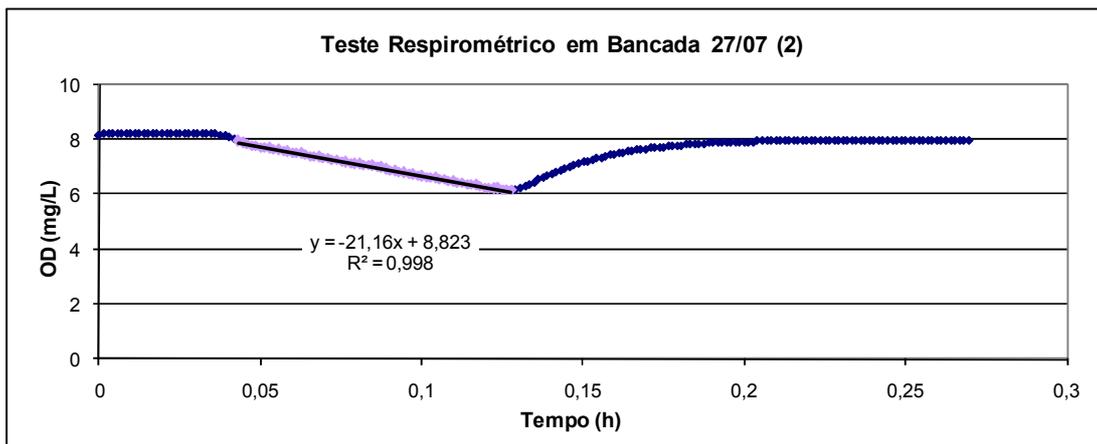


Figura 4. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da segunda fase aerada do ciclo do dia 27/07/07 (Estratégia A).

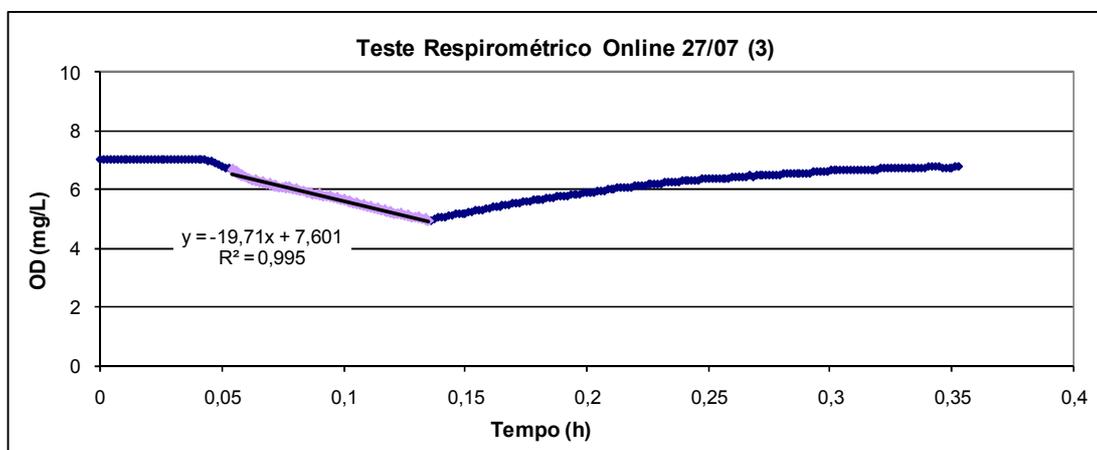


Figura 5. Respirograma obtido no teste respirométrico online da terceira fase aerada do ciclo do dia 27/07/07 (Estratégia A).

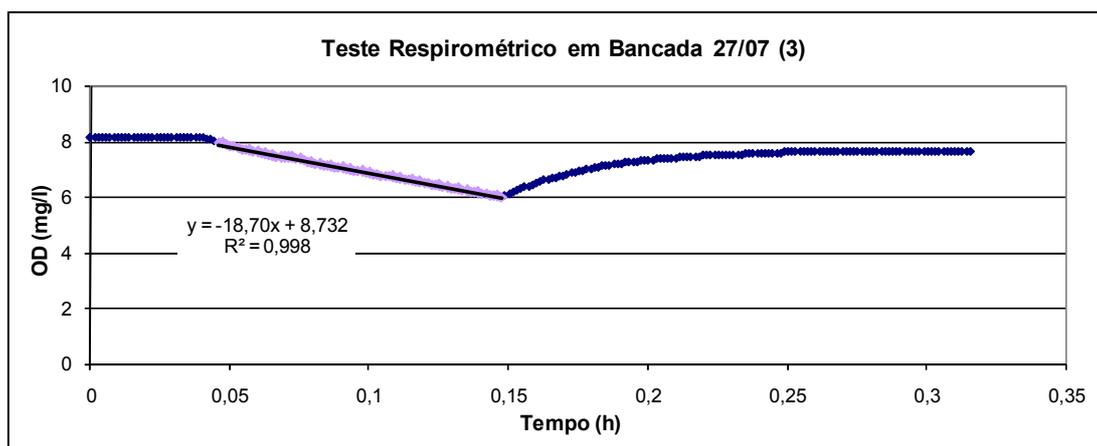


Figura 6. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da terceira fase aerada do ciclo do dia 27/07/07 (Estratégia A).

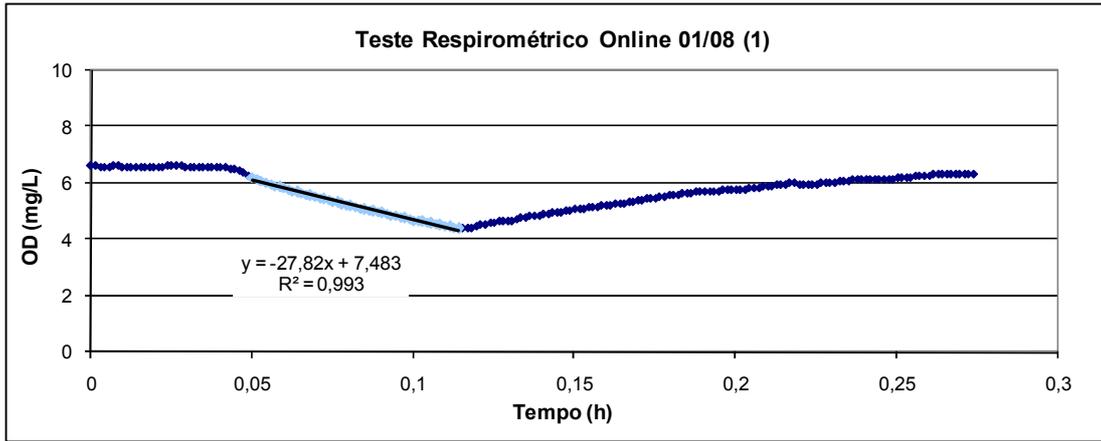


Figura 7. Respirograma obtido no teste respirométrico online da primeira fase aerada do ciclo do dia 01/08/07 (Estratégia A).

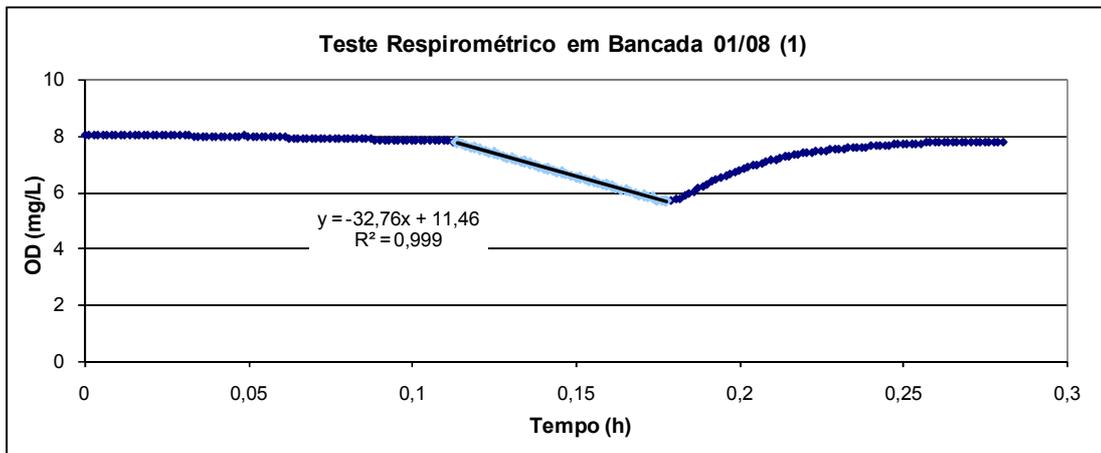


Figura 8. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da primeira fase aerada do ciclo do dia 01/08/07 (Estratégia A).

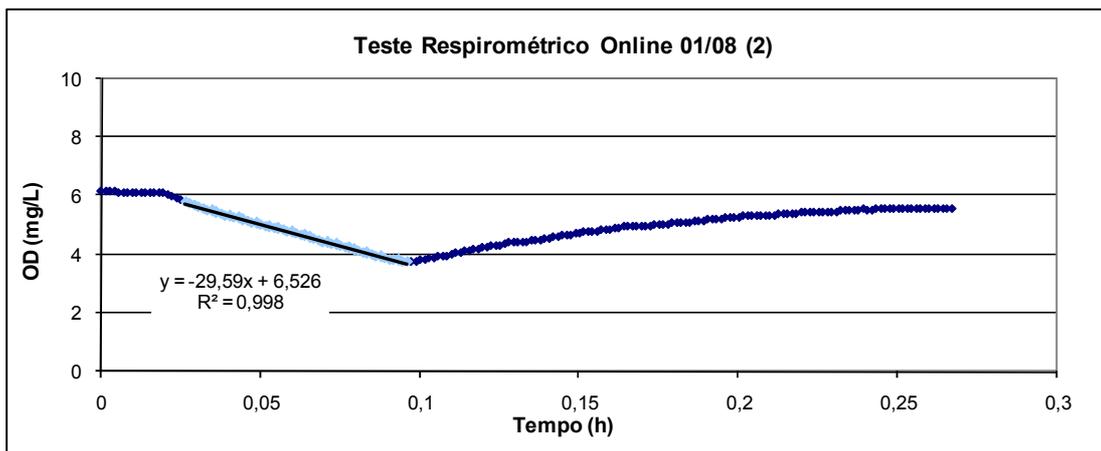


Figura 9. Respirograma obtido no teste respirométrico online da segunda fase aerada do ciclo do dia 01/08/07 (Estratégia A).

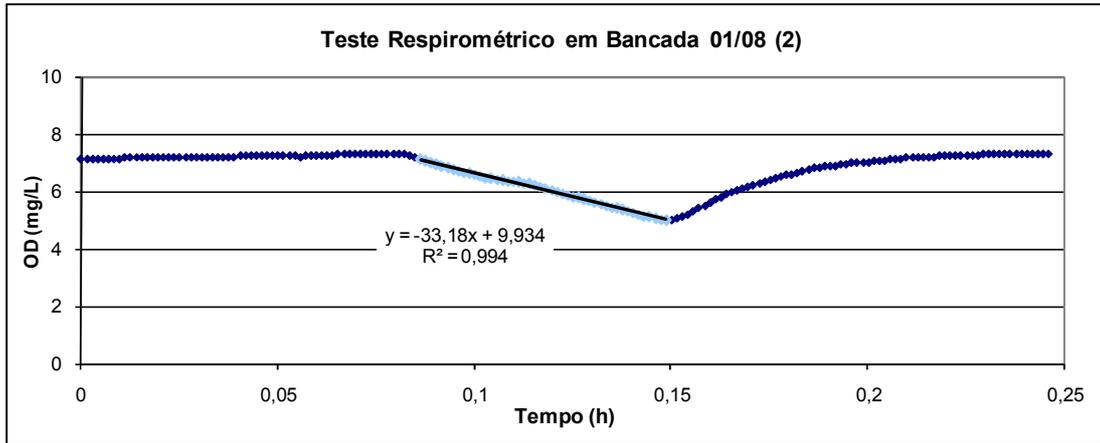


Figura 10. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da segunda fase aerada do ciclo do dia 01/08/07 (Estratégia A).

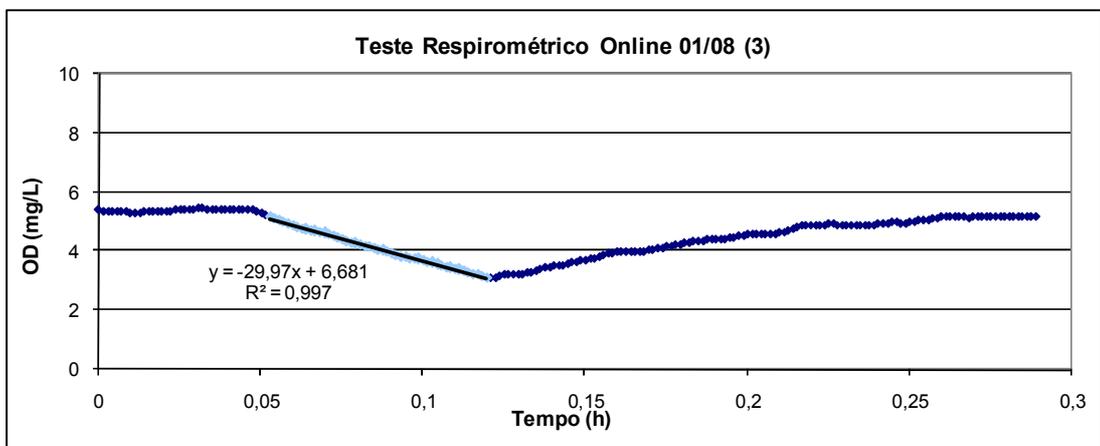


Figura 11. Respirograma obtido no teste respirométrico online da terceira fase aerada do ciclo do dia 01/08/07 (Estratégia A).

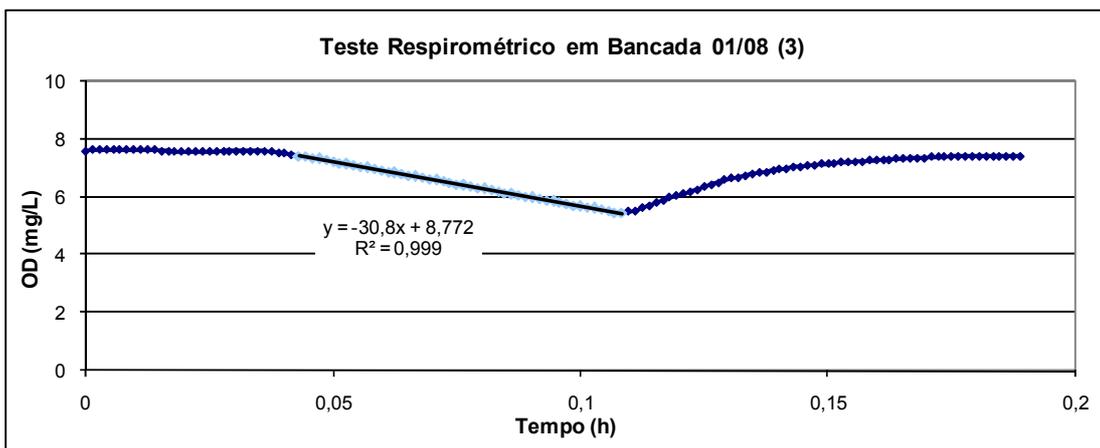


Figura 12. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da terceira fase aerada do ciclo do dia 01/08/07 (Estratégia A).

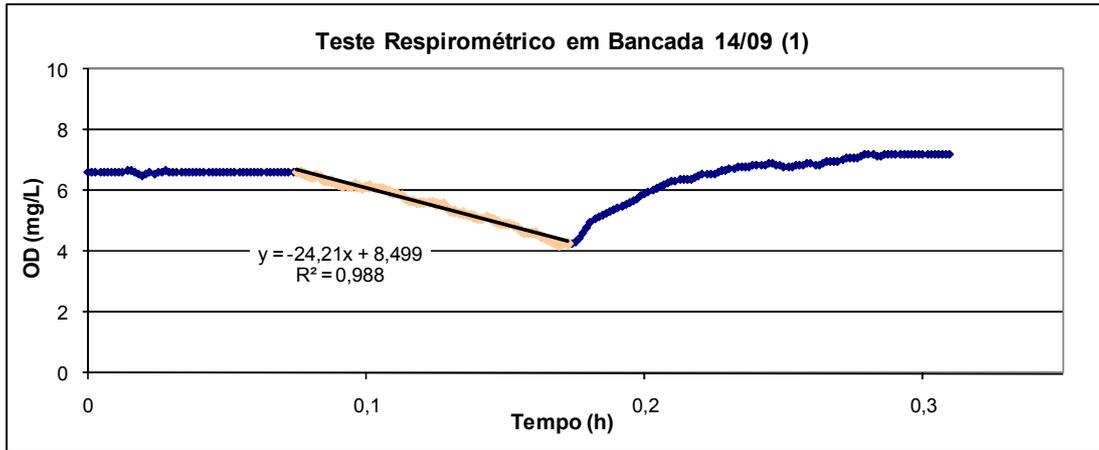


Figura 13. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da primeira fase aerada do ciclo do dia 14/09/07 (Estratégia B).

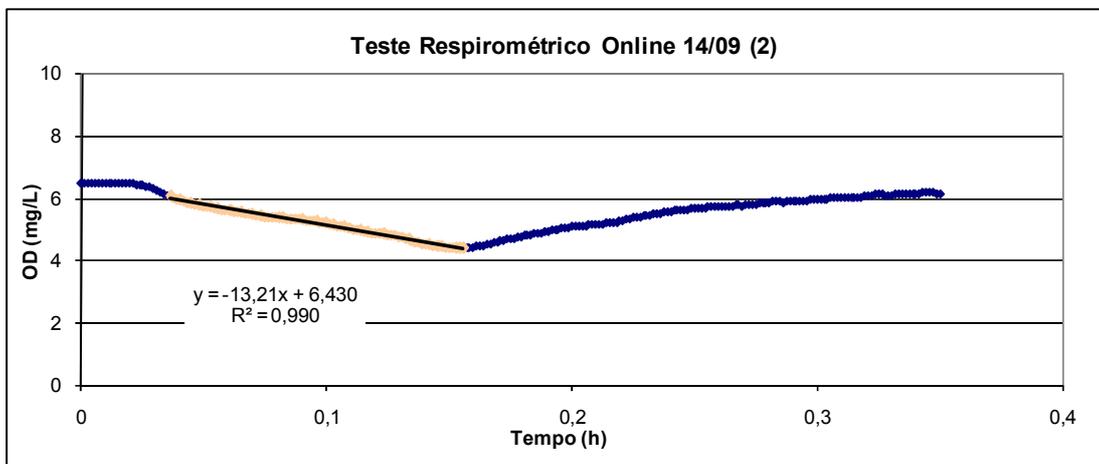


Figura 14. Respirograma obtido no teste respirométrico online da segunda fase aerada do ciclo do dia 14/09/07 (Estratégia B).

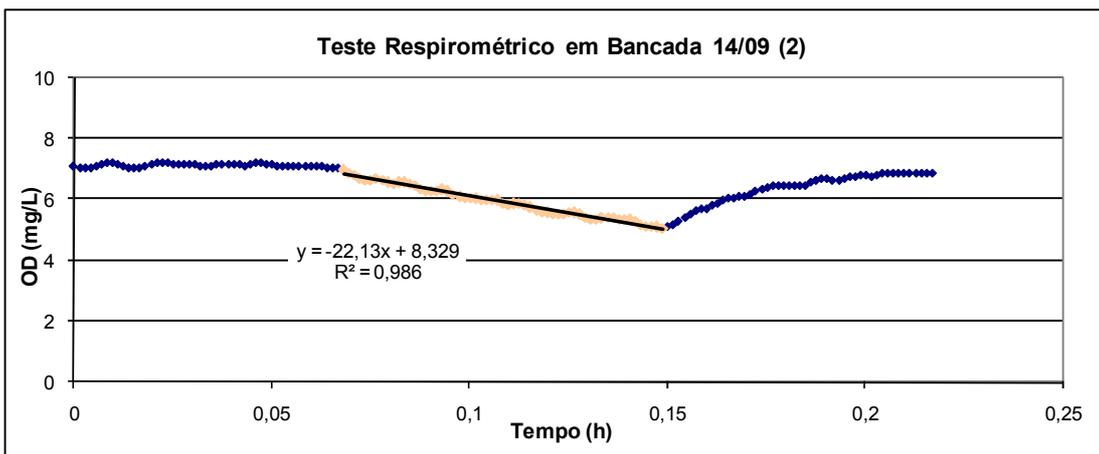


Figura 15. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da segunda fase aerada do ciclo do dia 14/09/07 (Estratégia B).

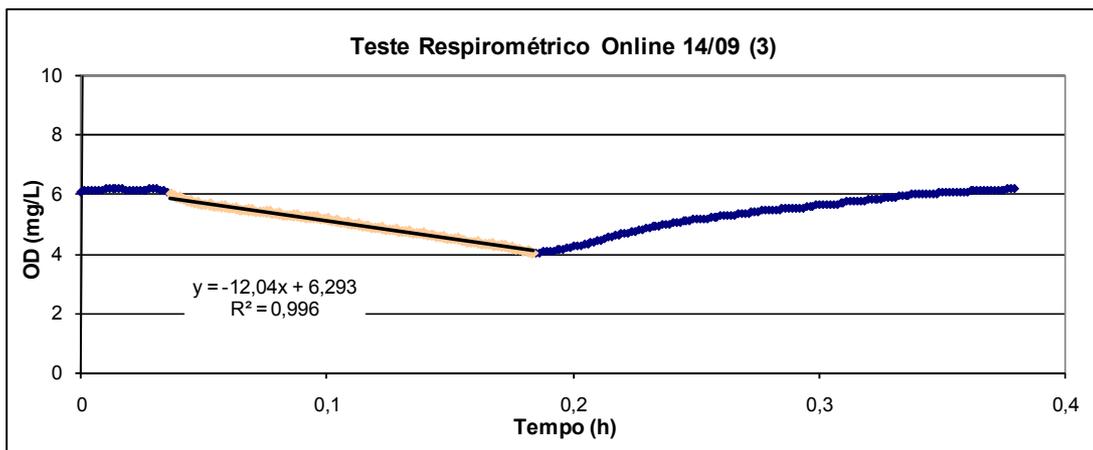


Figura 16. Respirograma obtido no teste respirométrico online da terceira fase aerada do ciclo do dia 14/09/07 (Estratégia B).

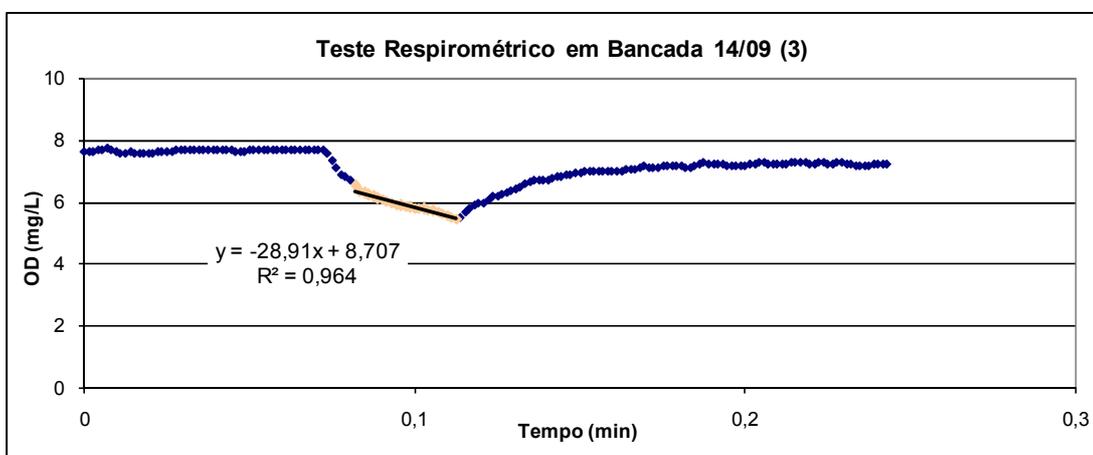


Figura 17. Respirograma obtido no teste respirométrico em bancada da terceira fase aerada do ciclo do dia 14/09/07 (Estratégia B).

ANEXO A - Resultados de temperatura e precipitação

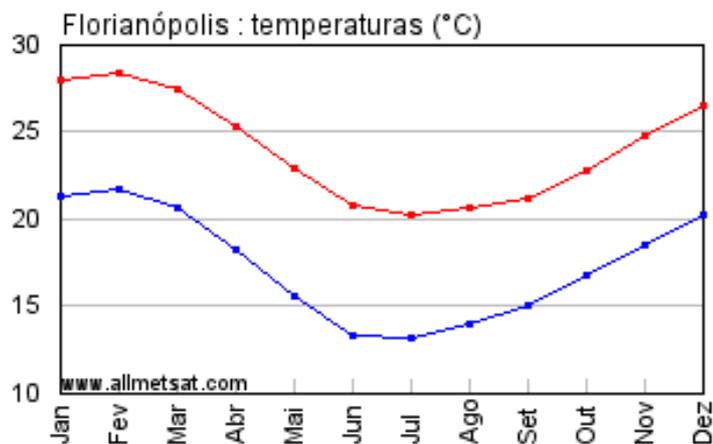


Figura 1 - Média mensal das temperaturas mínimas e máximas diárias em Florianópolis. (Fonte: ALLMETSAT, 2007)

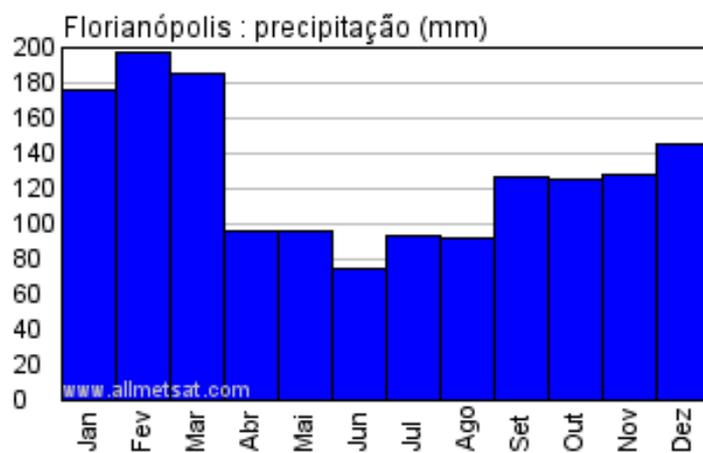


Figura 2 - Precipitação mensal registrada em Florianópolis. (Fonte: ALLMETSAT, 2007)

Anexo B – Solução de macro e micro nutrientes

- Macronutrientes (CAMPOS *et al*, 1999):

NaCl = 1 g

KH₂PO₄ = 0,25 g

MgSO₄ = 0,123 g

Pesar os compostos e diluir em 1 litro de água destilada.

- Micronutrientes (CAMPOS *et al*, 1999):

Compostos	Com água cristalizada (g)	Sem água cristalizada (g)
EDTA	50,0	50,0
ZnSO ₄	22,0	12,4
CaCl ₂	5,5	5,5
MnCl ₂ .4H ₂ O	5,1	3,2
FeSO ₄ .7H ₂ O	5,0	2,7
(NH ₄) ₆ MO ₇ O ₂₄ .4H ₂ O	1,1	1,0
CuSO ₄ .5H ₂ O	1,6	1,0
CaCl ₂ .6H ₂ O	1,6	8,8

Pesar os compostos, diluir em 1 litro de água destilada e ajustar o pH em 6 com solução KOH 2N.

- Solução de macro e micronutrientes: adicionar 0,5 mL de micronutrientes por litro de solução de macronutrientes.